

SOMMARIO

PREMESSA	4
1 DATI DI PROGETTO	5
1.1 CALCOLO DEGLI ABITANTI EQUIVALENTI.....	5
1.1.1 ANALISI DELLA POPOLAZIONE RESIDENTE	5
1.1.2 ANALISI DELLA POPOLAZIONE FLUTTUANTE	8
1.1.3 STIMA DEL CARICO DI ORIGINE PRODUTTIVA	9
1.1.4 ABITANTI EQUIVALENTI TOTALI DI PROGETTO	10
1.2 LIQUAME ATTUALE.....	11
1.2.1 PORTATA	11
1.2.2 CARICO ORGANICO E SOLIDI	12
1.2.3 AZOTO E FOSFORO	16
1.2.4 TEMPERATURA	19
1.2.5 QUADRO RIEPILOGATIVO	20
1.3 LIQUAME DI PROGETTO	21
1.3.1 PORTATE DI PROGETTO	21
1.3.2 CARICHI DI PROGETTO.....	22
1.4 LIMITI DI EMISSIONE	22
2 DESCRIZIONE DELL'INTERVENTO.....	23
3 DIMENSIONAMENTO DEI TRATTAMENTI	25
3.1 LINEA ACQUE.....	25
3.1.1 PRETRATTAMENTI	25
3.1.2 ACQUE DI SFIORO: SEDIMENTAZIONE SU TELA	26
3.1.3 TRATTAMENTO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI.....	26
3.1.4 FABBISOGNO DI OSSIGENO	31
3.1.5 DEFOSFATAZIONE CHIMICA.....	34
3.1.6 SEDIMENTAZIONE SECONDARIA.....	37
3.1.7 FILTRAZIONE FINALE	39
3.1.8 DISINFEZIONE FINALE	40
3.2 LINEA FANGHI	40
3.2.1 STABILIZZAZIONE AEROBICA.....	42
3.2.2 CENTRIFUGA	44
4 SIMULAZIONE MATEMATICA ALLO STATO DI PROGETTO.....	44
4.1 MODELLO ADOTTATO	44
4.2 PARAMETRI	45
4.3 RISULTATI.....	47
4.3.1 RISULTATI ALLA TEMPERATURA DI 10 °C	48
4.3.2 RISULTATI ALLA TEMPERATURA DI 8 °C.....	50
4.4 CONCLUSIONI	52

BIBLIOGRAFIA.....	52
-------------------	----

PREMESSA

L'obiettivo del presente progetto è la realizzazione del nuovo impianto di depurazione di Bagolino (BS) che servirà un utenza pari a 6.000 a.e.

Il presente documento illustra i dati di progetto e le scelte progettuali. È così articolato:

- cap. 1: dati di progetto
- cap. 2: descrizione dell'intervento
- cap. 3: dimensionamento dei trattamenti
- cap. 4: simulazione con modellazione matematica

1 DATI DI PROGETTO

Il carico di progetto viene ricavato dai dati della popolazione residente, degli abitanti fluttuanti e dai dati degli scarichi produttivi proiettati al 2045. La scelta di prevedere un orizzonte temporale così ampio è stata dettata dal fatto che si ritiene poco ragionevole considerare, per opere di notevole importanza strategica, quali i depuratori, orizzonti temporali inferiori.

1.1 CALCOLO DEGLI ABITANTI EQUIVALENTI

Per il dimensionamento del nuovo depuratore asservito al comune di Bagolino sono stati valutati i dati di popolazione residente. Il comune è suddiviso in più frazioni: Ponte Caffaro, Valle Dorizzo e Cerreto, oltre al capoluogo Bagolino. Il nuovo impianto servirà Bagolino capoluogo e, in futuro, la frazione di Cerreto.

La popolazione residente nell'intero territorio comunale al 31/12/2022 è pari a 3.774 abitanti. Per tener conto delle dinamiche demografiche e degli sviluppi urbanistici, si è deciso di prendere in considerazione i seguenti elementi:

- dati sulla popolazione residente nell'intero comune forniti dall'ISTAT;
- dati sulla popolazione residente nell'agglomerato di Bagolino capoluogo forniti dall'Ufficio d'Ambito di Brescia;
- dati sulla popolazione residente nella frazione di Ponte Caffaro forniti dall'Ufficio Anagrafe del comune di Bagolino;
- informazioni relative agli ambiti di trasformazione presenti nel PGT del comune.

1.1.1 ANALISI DELLA POPOLAZIONE RESIDENTE

Popolazione prevista in relazione alle dinamiche demografiche

Le previsioni di sviluppo della popolazione residente sono state ricavate analizzando l'evoluzione della popolazione che si è verificata dal 2001 al 2022 per l'intero comune di Bagolino.

ANNO	ABITANTI	ANNO	ABITANTI
2001	3.919	2012	3.930
2002	3.876	2013	3.948
2003	3.865	2014	3.924
2004	3.885	2015	3.897
2005	3.921	2016	3.879
2006	3.916	2017	3.847
2007	3.916	2018	3.855
2008	3.928	2019	3.818
2009	3.937	2020	3.746
2010	3.968	2021	3.755
2011	3.936	2022	3.774

Tabella 1.1 - Dati demografici relativi alla popolazione totale registrati nel comune di Bagolino nel periodo 2001-2022

Come ben riscontrabile dai dati in tabella l'andamento della popolazione è leggermente decrescente. Ciò risulta confermato anche valutando i dati degli ultimi anni (forniti dal comune dal 2013 al 2022) relativi alla popolazione residente in Bagolino Capoluogo e frazioni, eccetto Ponte Caffaro (cfr. tabella 1.2).

ANNO	ABITANTI
2013	2.359
2014	2.334
2015	2.318
2016	2.295
2017	2.282
2018	2.274
2019	2.247
2020	2.206
2021	2.193
2022	2.172

Tabella 1.2 – Dati dal 2013 al 2019 relativi alla popolazione residente in Bagolino Capoluogo e frazioni, eccetto Ponte Caffaro

L'andamento in leggera diminuzione dei residenti risulta ancor più chiaro prendendo in considerazione la figura 1.1, dove è stata inserita la linea di tendenza dei residenti in Bagolino capoluogo e frazioni, eccetto Ponte Caffaro.

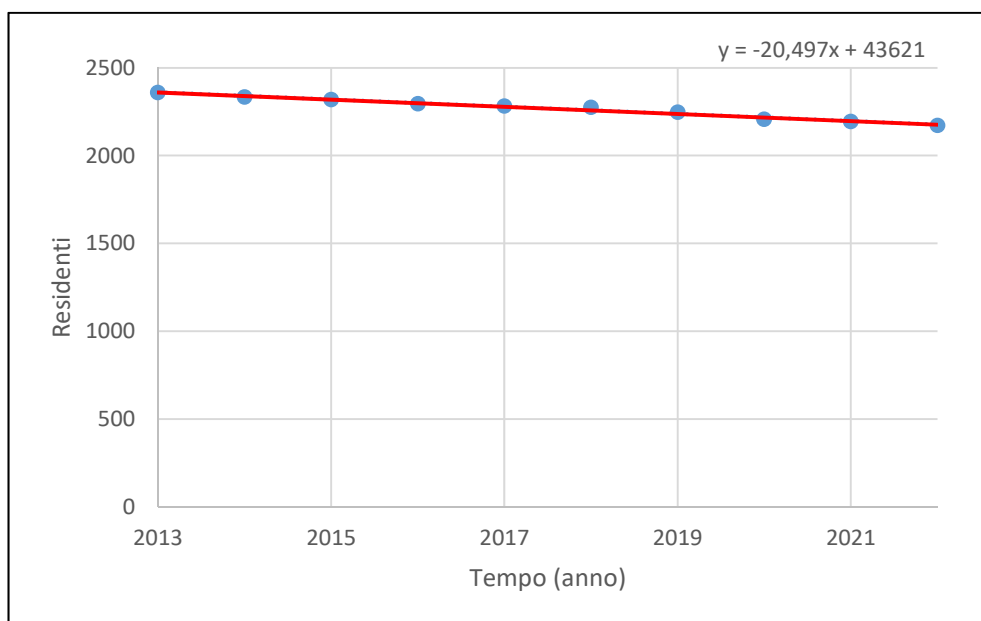


Figura 1.1 - Linea di tendenza dei residenti in Bagolino capoluogo e frazioni, eccetto Ponte Caffaro (2013-2022)

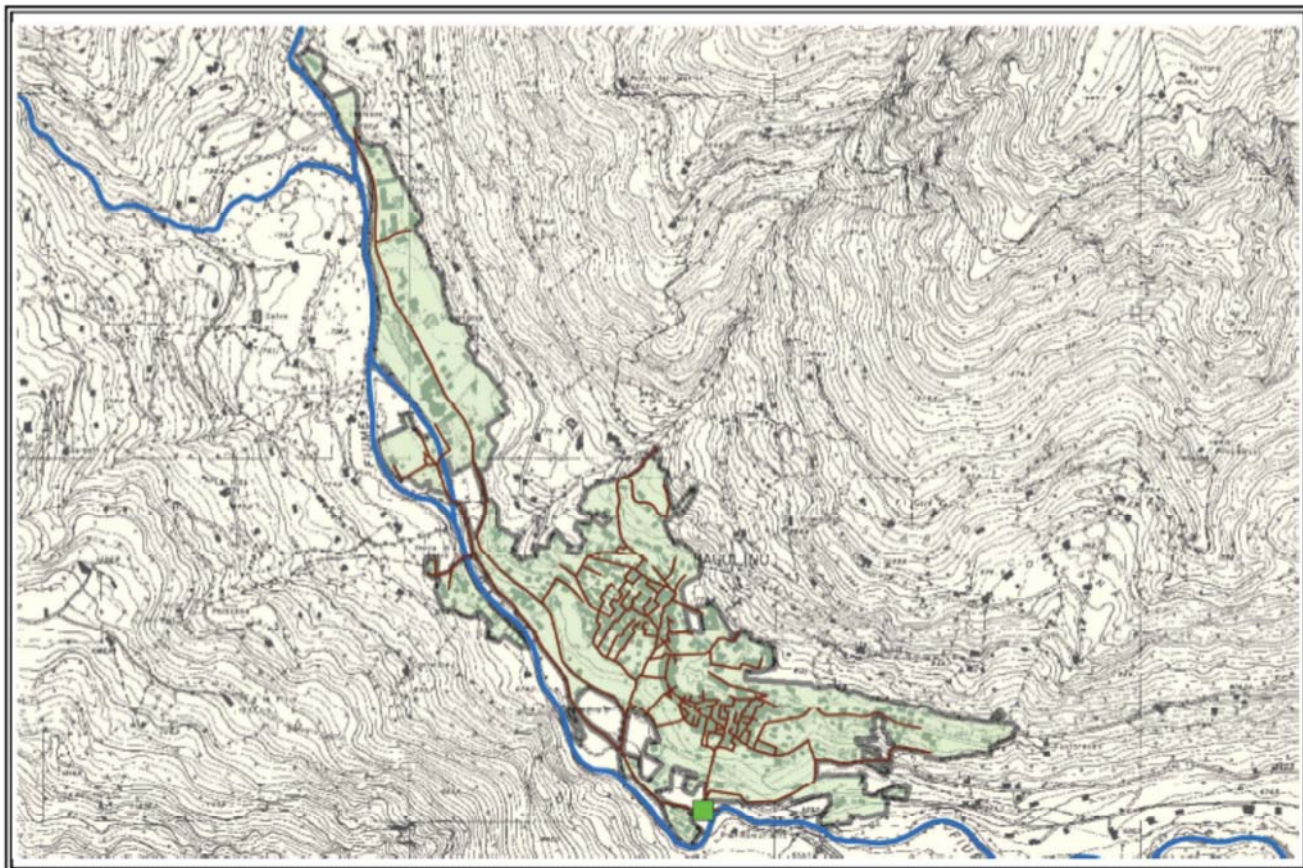
In maniera cautelativa, per la previsione al 2045, in coerenza con il Piano d'Ambito, si è stabilito di non prendere in considerazione la diminuzione della popolazione, ma di mantenere il dato al 2013, a cui sommare l'incremento di popolazione valutato dal PGT.

Popolazione derivante dall'identificazione degli agglomerati

Per la corretta individuazione degli abitanti equivalenti afferenti al nuovo impianto di depurazione si sono analizzati i dati dell'agglomerato identificato dall'Ufficio d'Ambito di Brescia.

Si riporta la scheda del Comune di Bagolino.

INQUADRAMENTO CARTOGRAFICO
SCALA: 1:20.000



INQUADRAMENTO TERRITORIALE

Comuni compresi	Parte o frazione	Codice Istat
Bagolino	Capoluogo	17010

PARAMETRI CARATTERISTICI DELL'AGGLOMERATO

Carico generato dall'agglomerato:	5.184	AE		
di cui: domiciliati/residenti	2.331	AE	(fonte dati	ARPA, Domiciliati 2013)
fluttuanti	2.586	AE	(fonte dati	SECOVAL, dati catastali 2013, dati censimento dei posti letto delle strutture alberghiere e complementari 2013)
industriali	267	AE	(fonte dati	Attività autorizzate dall'UATO Brescia risultanti attive alla data di novembre 2015)

Figura 1.2 - Estratto del Piano d'Ambito

In coerenza con i dati precedentemente illustrati, si è quindi deciso di partire da un numero di abitanti equivalenti per la frazione di Bagolino pari a 2.359 (nel 2013, dato fornito dal comune comprendente la frazione di Cerreto, cfr tab 1.2). Poi, in previsione futura, sono stati aggiunti altri residenti, prendendo in considerazione quanto previsto dal Documento di Piano della variante del PGT in merito agli ambiti di trasformazione residenziali ricadenti nell'area in esame. Nella relazione del Documento di Piano vengono infatti individuati i seguenti ambiti di trasformazione residenziali con i rispettivi abitanti teorici (cfr tabella 1.3).

ID	ABITANTI TEORICI
ATR 08	39
ATR 09	9
ATR 10	10
ATR 16	13
ATR 17	34
TOT	105

Tabella 1.3 – Abitanti teorici attribuiti agli ambiti di trasformazione residenziali nel PGT di Bagolino

Sommando i residenti al 2013 a quelli previsti in futuro dal PGT, riportati in tabella 1.3, si ottiene un numero di residenti futuri pari a 2.464 ($=2.359 + 105$).

1.1.2 ANALISI DELLA POPOLAZIONE FLUTTUANTE

Popolazione prevista per influenza turistica

Il comune di Bagolino, grazie alla presenza del lago d'Idro e del paesaggio montano, accoglie ogni anno un buon numero di turisti. Queste presenze sono principalmente concentrate nel periodo estivo. Per la stima della popolazione fluttuante che il nuovo depuratore dovrà servire si è fatto riferimento ai dati relativi alle presenze nel territorio comunale forniti dal Settore della Innovazione, del Turismo e dei Servizi ai Comuni della Provincia di Brescia.

In tabella 1.4 sono stati riportati i dati (dal 2013 al 2021) relativi alle presenze, che corrispondono alle notti trascorse dai turisti nell'intero territorio comunale.

ANNO	TOT PRESENZE
2013	29.843
2014	29.588
2015	28.049
2016	33.535
2017	35.905
2018	34.007
2019	37.177
2020	24.872
2021	28.806

Tabella 1.4 - Dati relativi alle presenze nel comune di Bagolino dal 2013 al 2021

L'andamento delle presenze è leggermente crescente con una interruzione negli anni 2020 e 2021 a causa della pandemia (cfr. figura 1.3). Cautelativamente, per la previsione al 2045, è stato preso il valore massimo di presenze nel periodo 2013 - 2021, verificatosi nell'anno 2019, pari a 37.177.

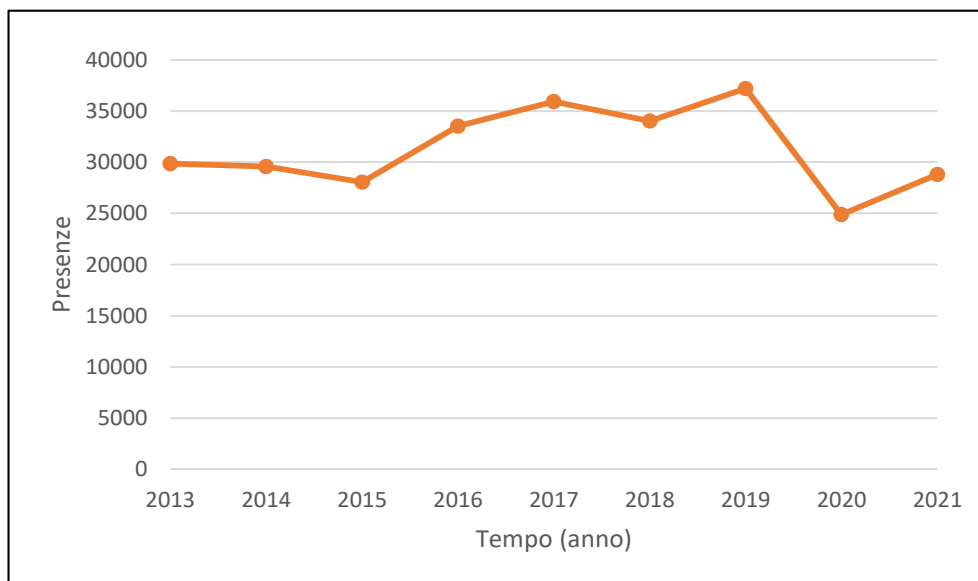


Figura 1.3 - Andamento delle presenze nel comune di Bagolino (2013-2021)

È bene sottolineare che le presenze riportate sono relative all'intero territorio comunale e dunque, per poter individuare il numero di abitanti equivalenti da attribuire al nuovo depuratore, si è poi fatto riferimento al dato di abitanti equivalenti fluttuanti fornito nel Piano d'Ambito (figura 1.2). Tale dato risale al 2013 ed è pari a 2.586 AE.

Proporzionando quindi questo numero di abitanti equivalenti al relativo dato di presenze nel comune dell'anno 2013 (29.843), in base alle presenze al 2019 (37.177) è stato ricavato il numero di abitanti equivalenti fluttuanti di progetto al 2019, fissato per ipotesi pari a quello del 2045. Gli abitanti equivalenti fluttuanti al 2045 risultano quindi pari a 3.222.

1.1.3 STIMA DEL CARICO DI ORIGINE PRODUTTIVA

Attività industriali e artigianali esistenti

Per la stima del carico di origine produttiva presente sul territorio comunale si è fatto riferimento ai dati forniti dall'INPS aggiornati al 3° trimestre del 2021 elaborati dalla Camera di Commercio. Tra questi dati troviamo:

- il numero di addetti delle sedi d'impresa artigiane, che per il comune di Bagolino risultano essere 194;
- il numero di addetti delle sedi d'impresa, che per il comune di Bagolino risultano essere 855.

Si è quindi arrivati ad un numero di addetti pari a 1.049 sull'intero territorio comunale. Per poter determinare poi il numero di abitanti equivalenti sono state seguite le linee guida fornite dal Regolamento Regionale 6/2019 della Regione Lombardia nell'allegato A "Modalità e criteri per l'individuazione dell'agglomerato".

In questo allegato viene associato ad ogni categoria di addetti delle attività maggiormente idroimpattanti e idroesigenti un coefficiente, denominato "Coefficiente di Popolazione Equivalente" (CPE). Il CPE

viene associato in base al codice ATECO di ogni attività. Per queste attività viene riportata nel R.R. 6/19 la seguente equivalenza per la stima della popolazione equivalente industriale:

$$n^{\circ} AE = n^{\circ} addetti \cdot CPE \cdot 0,2$$

Secondo questo metodo sono stati ricavati 318 abitanti equivalenti.

A questi vanno poi sommati gli abitanti equivalenti derivanti dalle attività meno idroimpattanti. Il Regolamento Regionale della Regione Lombardia non fa esplicitamente riferimento a queste attività e quindi si è stimato un carico associato ad ogni addetto pari a 1/3 di AE, valore che viene suggerito per i lavoratori pendolari. Da queste attività sono stati quindi ricavati 158 AE.

Si è arrivati dunque ad un numero di abitanti equivalenti di origine produttiva presenti ad oggi nel comune di Bagolino pari a 476 (= 318+158). Per la previsione al 2045 si è fatto riferimento al Documento di Piano della variante del PGT per valutare la presenza di ambiti di trasformazione produttivi. Da questi documenti è stato riscontrato che tutti i possibili ambiti di trasformazione produttivi sono stati stralciati e quindi si ritiene corretto non considerare un aumento futuro della popolazione di origine produttiva.

Anche in questo caso è bene sottolineare che i 476 AE sono da considerare per tutto il territorio comunale. Si è quindi consultato il Documento di Piano per la valutazione delle aree degli ambiti del tessuto urbano consolidato produttivo-artigianali e si è stimato che queste sono ripartite per circa il 50% nella frazione di Ponte Caffaro e il restante 50% nella frazione di Bagolino capoluogo. Si è ritenuto quindi di considerare, per Bagolino capoluogo, la metà del totale degli abitanti equivalenti di origine produttiva, arrivando ad un numero pari a 238 AE.

1.1.4 ABITANTI EQUIVALENTI TOTALI DI PROGETTO

Da quanto riportato sopra gli abitanti equivalenti da servire con il nuovo impianto sono pari a 2.464 AE di origine civile, 3.222 AE fluttuanti e 238 AE di origine produttiva, arrivando quindi ad un totale di 5.924 AE.

Tenendo conto di un congruo coefficiente di sicurezza, si fissa un carico al 2045 pari a 6.000 AE.

Popolazione residente	2 464 AE
Abitanti fluttuanti	3 222 AE
Carico attività produttive	238 AE
<u>Capacità residua</u>	<u>76 AE</u>
TOT	6 000 AE

Tabella 1.5 – Composizione della potenzialità del depuratore di Bagolino: dati previsti al 2045

1.2 LIQUAME ATTUALE

Di seguito si illustrano le principali caratteristiche del liquame attualmente influente al depuratore esistente di Bagolino (dati forniti da a2a):

- portata: dati mensili relativi al periodo gennaio 2021 - dicembre 2022;
- parametri chimico-fisici: dati relativi al periodo gennaio 2022 - dicembre 2022.

1.2.1 PORTATA

Si riportano in figura 1.4 i dati relativi alle portate mensili degli anni 2021-2022.

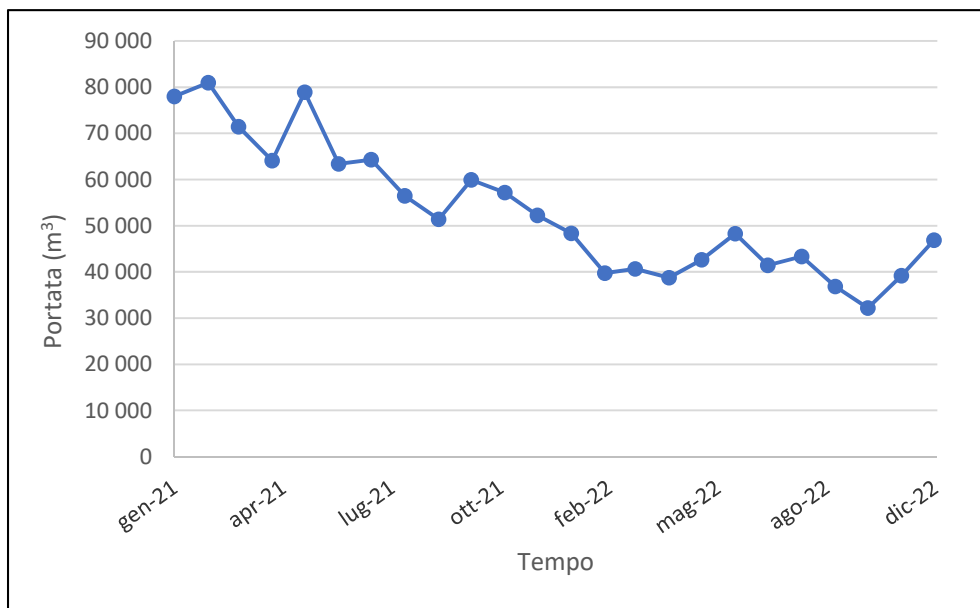


Figura 1.4 - Andamento della portata mensile in ingresso all'attuale depuratore

La tabella 1.6 illustra i principali parametri statistici inerenti la portata in ingresso all'impianto suddivisi in base al periodo. In particolare, visto che Bagolino ha un importante flusso turistico estivo, si è differenziato il periodo estivo dal resto dell'anno.

PARAMETRO	PERIODO 2021-2022 (m³/d)	GIUGNO- SETTEMBRE 2022 (m³/d)	ANNO 2022 A MENO DEL PERIODO ESTIVO (m³/d)
Media	1.773	1.416	1.368
Mediana	1.662	1.412	1.339
Massimo	2.698	1.610	1.611
Minimo	1.074	1.228	1.074
Scarto quadratico medio	476	158	168

Tabella 1.6 - Principali parametri statistici della portata giornaliera trattata (m³/d) inclusi i giorni piovosi

La figura 1.4 mostra chiaramente che le portate trattate si sono ridotte nel 2022. Nonostante ciò, si può notare una certa somiglianza fra le due annate; infatti in entrambi i casi il valore massimo ricade nei mesi di maggio e giugno, mentre si riscontrano i valori minimi di portata nei mesi di settembre e ottobre. Probabilmente ciò è dovuto all'afflusso turistico dei mesi estivi.

1.2.2 CARICO ORGANICO E SOLIDI

La figura 1.5 illustra l'andamento della concentrazione di COD all'ingresso dell'impianto.

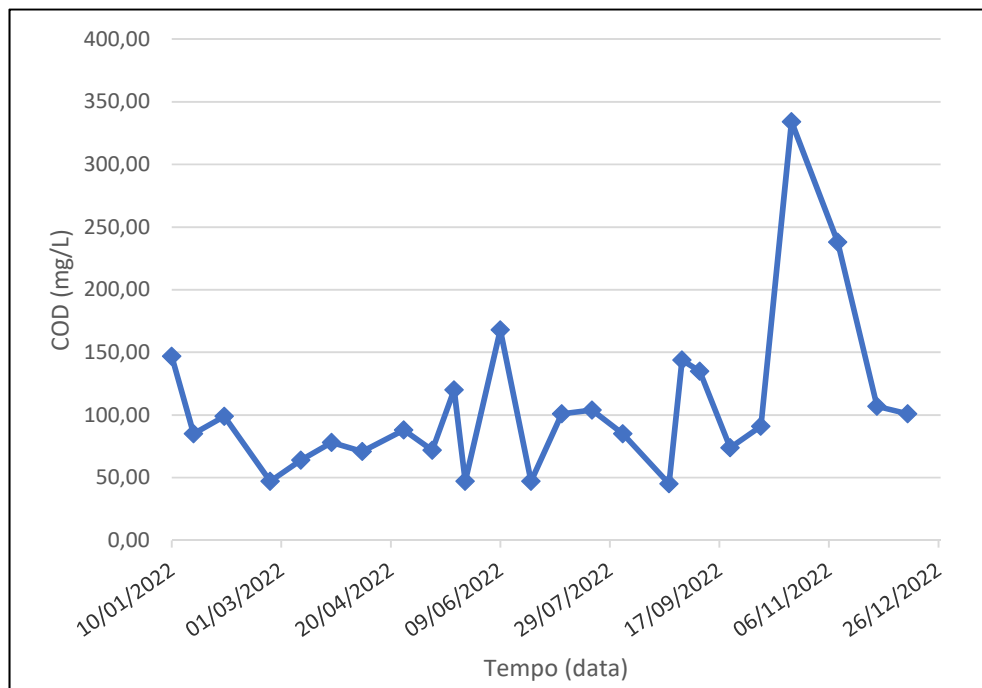


Figura 1.5 - Andamento della concentrazione di COD in ingresso al depuratore

La tabella 1.7 illustra i principali parametri statistici inerenti il COD.

PARAMETRO	CONCENTRAZIONE (mg/L)	
	Estate	Resto dell'anno
Media	97,33	113,50
Mediana	101,00	89,50
Massimo	168,00	334,00
Minimo	45,00	47,00
Scarto quadratico medio	45,56	73,43

Tabella 1.7 - Principali parametri statistici relativi al COD alimentato al depuratore nel 2022

Si osservano concentrazioni medie annue riferibili ad un liquame a debole concentrazione (< 250 mg/L) che fanno presumere la presenza di acque parassite nella rete fognaria.

La figura 1.6 illustra l'andamento della concentrazione di BOD all'ingresso dell'impianto.

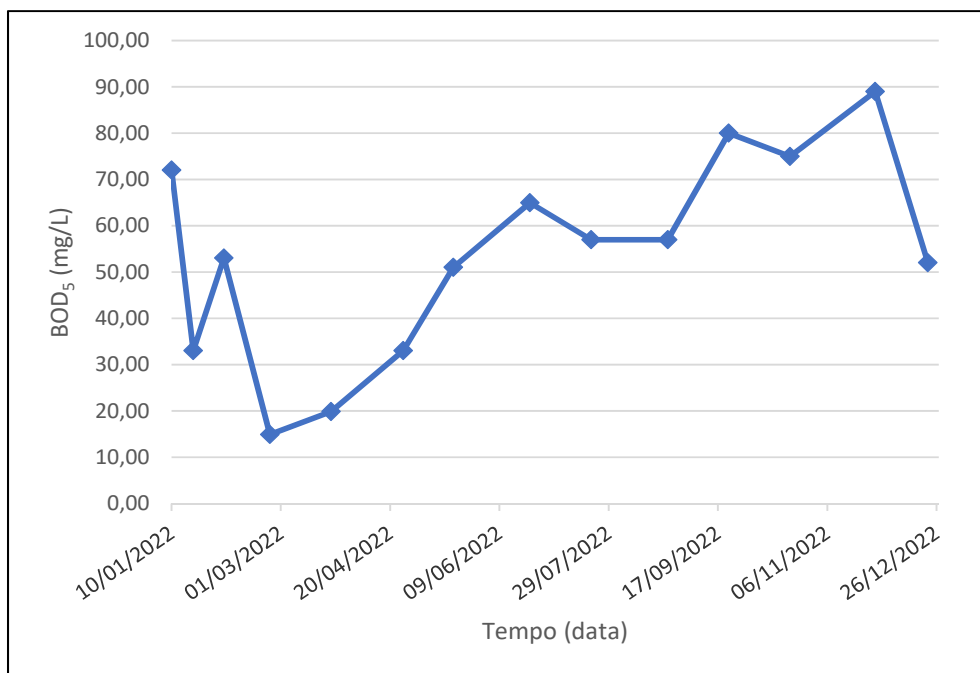


Figura 1.6 - Andamento della concentrazione di BOD all'ingresso del depuratore

La tabella 1.8 illustra i principali parametri statistici inerenti il BOD.

PARAMETRO	CONCENTRAZIONE (mg/L)	
	Estate	Resto dell'anno
Media	64,75	49,28
Mediana	61,00	51,50
Massimo	80,00	89,00
Minimo	57,00	14,90
Scarto quadratico medio	10,84	24,39

Tabella 1.8 – Principali parametri statistici relativi al BOD alimentato al comparto biologico

Anche il BOD conferma la presenza di un liquame a debole concentrazione (concentrazioni < 100 mg/L).

Successivamente si illustra il rapporto BOD/COD (figura 1.7) ricavato dai dati relativi al refluo in ingresso all'impianto.

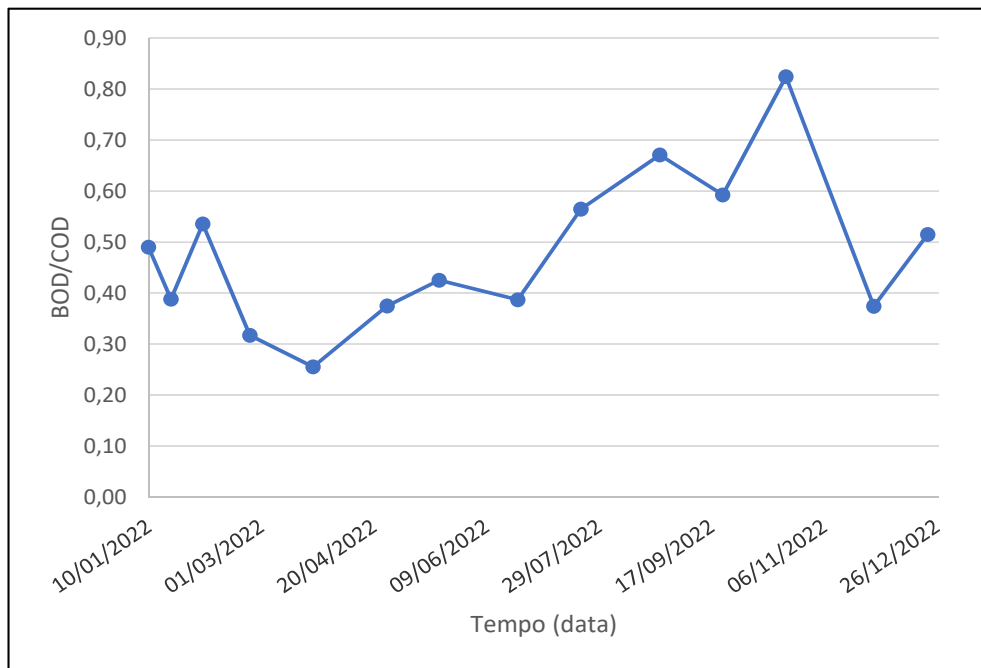


Figura 1.7 – Andamento del rapporto BOD/COD rilevato all'ingresso dell'impianto di depurazione

La tabella 1.9 illustra i principali parametri statistici inerenti il rapporto BOD/COD.

PARAMETRO	BOD/COD	
	Estate	Resto dell'anno
Media	0,55	0,45
Mediana	0,58	0,41
Massimo	0,67	0,82
Minimo	0,39	0,26

Tabella 1.9 – Principali parametri statistici inerenti il rapporto BOD/COD rilevato all'ingresso del depuratore

L'andamento del rapporto BOD/COD osservato ed il valore medio (compreso tra 0,45 e 0,55) rientrano nell'ambito di quanto usualmente si osserva in impianti che trattano reflui urbani.

La figura 1.8 illustra l'andamento della concentrazione di SST rilevata all'ingresso del depuratore.

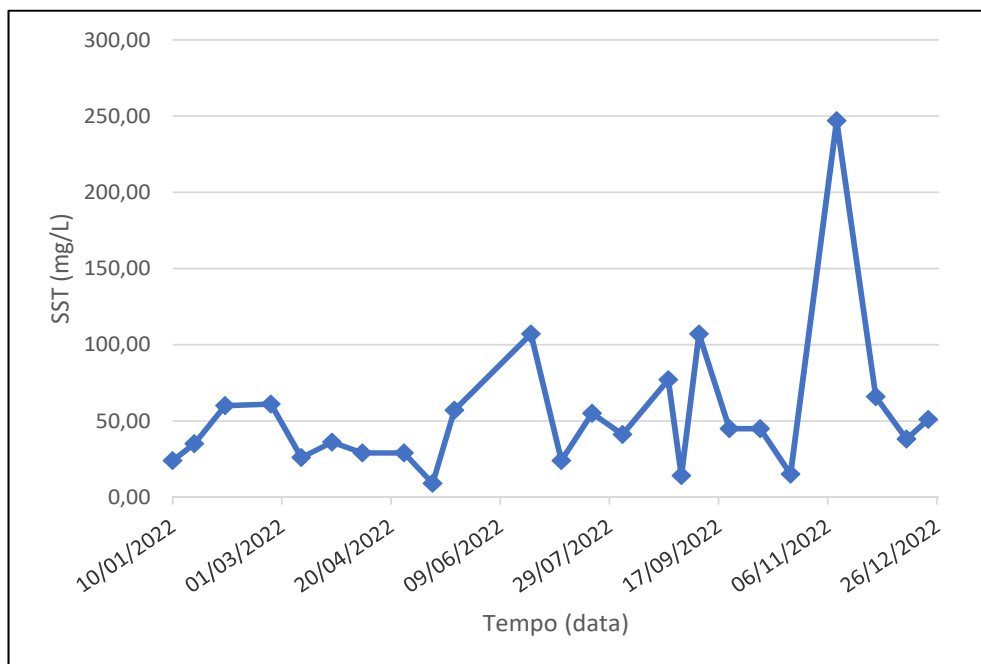


Figura 1.8 – Andamento della concentrazione di SST all'ingresso del depuratore

La tabella 1.10 illustra i principali parametri statistici inerenti i SST.

PARAMETRO	CONCENTRAZIONE (mg/L)	
	Estate	Resto dell'anno
Media	58,75	51,75
Mediana	50,00	37,00
Massimo	107,00	247,00
Minimo	14,00	9,00
Scarto quadratico medio	35,29	54,72

Tabella 1.10 – Principali parametri statistici inerenti la concentrazione di SST all'ingresso del depuratore (mg/L)

L'andamento dei SST, come già rilevato per il COD, è tipico di un liquame a debole concentrazione.

1.2.3 AZOTO E FOSFORO

La figura 1.9 illustra l'andamento della concentrazione di azoto totale all'ingresso del comparto biologico.

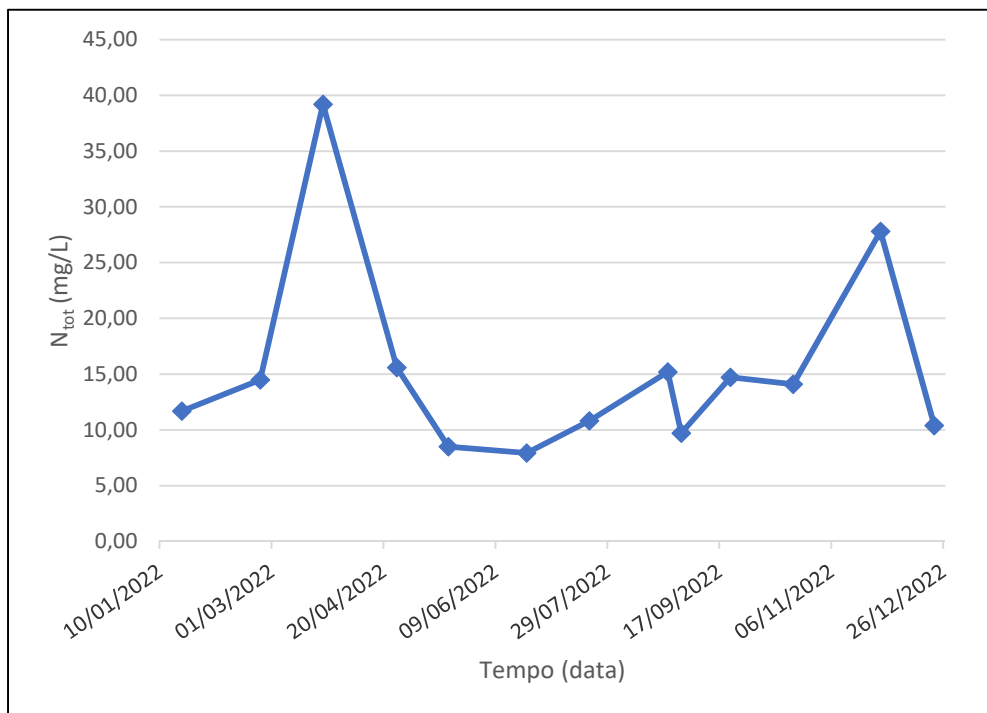


Figura 1.9 - Andamento della concentrazione di azoto totale all'ingresso del depuratore

La tabella 1.11 illustra i principali parametri statistici inerenti l'azoto totale.

PARAMETRO	CONCENTRAZIONE (mg/L)	
	Estate	Resto dell'anno
Media	11,67	17,73
Mediana	10,80	14,30
Massimo	15,20	39,20
Minimo	7,94	8,50
Scarto quadratico medio	3,17	10,46

Tabella 1.11 – Principali parametri statistici relativi all'azoto totale alimentato al comparto biologico

Si osservano concentrazioni medie annue riferibili ad un liquame a debole concentrazione.

La figura 1.10 illustra l'andamento del rapporto COD/N_{tot} all'ingresso del depuratore.

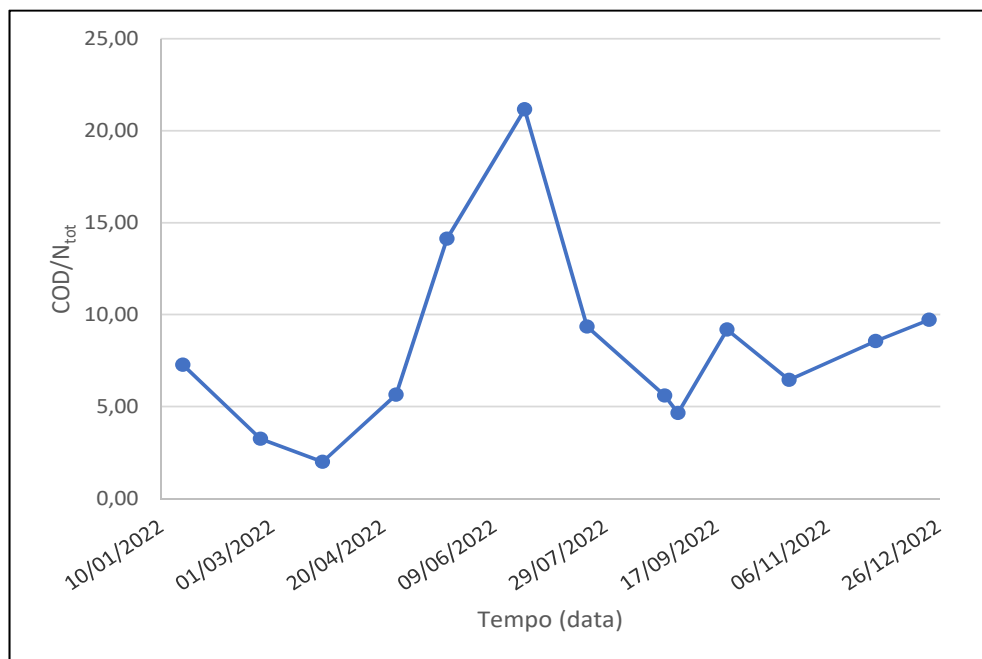


Figura 1.10 - Andamento del carico rapporto COD/N_{tot} all'ingresso del depuratore

La tabella 1.12 illustra i principali parametri statistici inerenti il rapporto COD/N_{tot}.

PARAMETRO	COD/N _{tot}	
	Estate	Resto dell'anno
Media	9,99	7,12
Mediana	9,18	6,86
Massimo	21,16	14,12
Minimo	4,64	1,99

Tabella 1.12 – Principali parametri statistici inerenti il rapporto COD/N_{tot} rilevato all'ingresso del depuratore

La media del rapporto COD/N_{tot} in estate è pari al valore di letteratura (10), mentre nel resto dell'anno si presenta inferiore ad indicare un eccesso di azoto rispetto al carbonio.

La figura 1.11 illustra l'andamento della concentrazione di fosforo totale all'ingresso del depuratore.

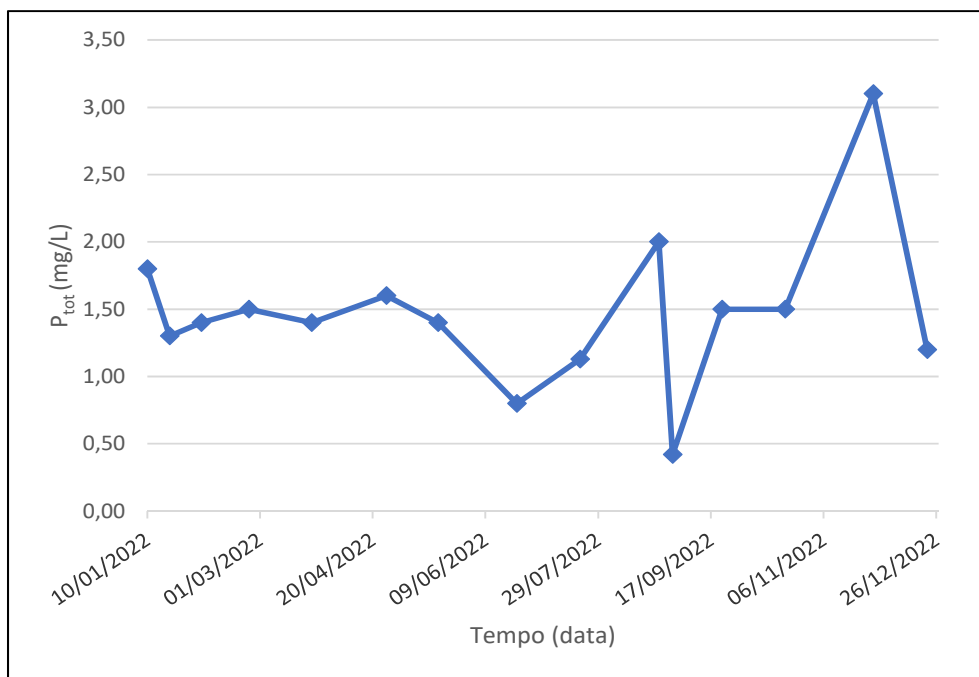


Figura 1.11 - Andamento della concentrazione di fosforo totale all'ingresso del depuratore

La tabella 1.13 illustra i principali parametri statistici inerenti il fosforo.

PARAMETRO	CONCENTRAZIONE (mg/L)	
	Estate	Resto dell'anno
Media	1,17	1,62
Mediana	1,13	1,45
Massimo	2,00	3,10
Minimo	0,42	1,20
Scarto quadratico medio	0,61	0,55

Tabella 1.13 – Principali parametri statistici relativi al fosforo totale alimentato al depuratore

Si osservano concentrazioni medie annue riferibili ad un liquame a debole concentrazione.

1.2.4 TEMPERATURA

La figura 1.12 illustra l'andamento della temperatura del liquame in ingresso al depuratore.

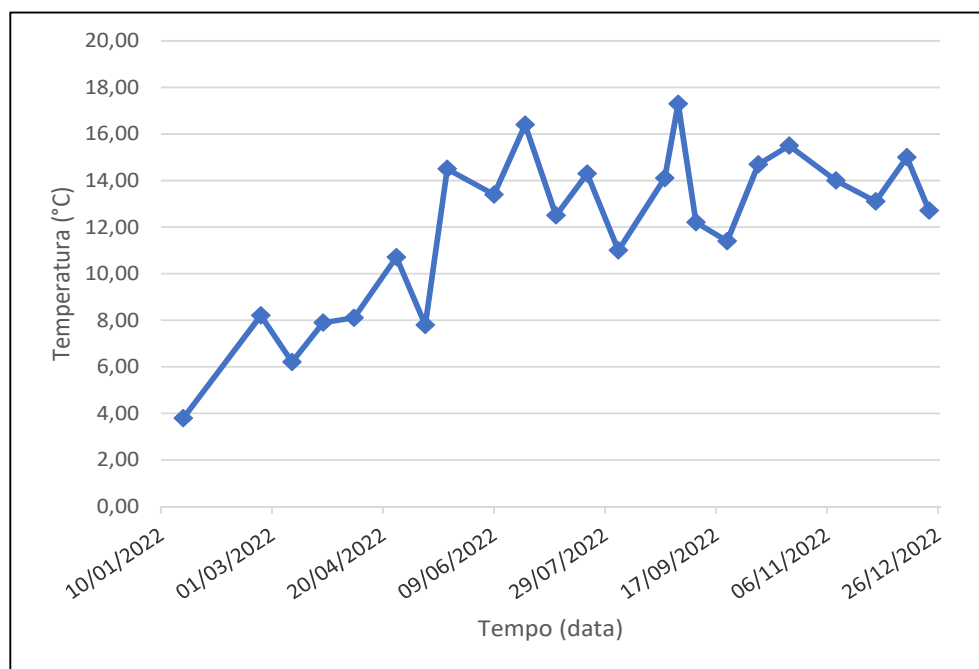


Figura 1.12 – Andamento della temperatura del liquame in ingresso del depuratore

La tabella 1.14 illustra i principali parametri statistici inerenti la temperatura.

PARAMETRO	TEMPERATURA (°C)	
	Estate	Resto dell'anno
Media	13,6	10,9
Mediana	13,4	11,7
Massimo	17,3	15,5
Minimo	11,0	3,8
Scarto quadratico medio	2,15	3,82

Tabella 1.14 – Principali parametri statistici relativi alla temperatura del liquame in ingresso

La temperatura è in generale correlata all'andamento stagionale ma, trattandosi di una località montana, presenta valori estremamente bassi sia in inverno (minimo 4 °C) che in estate (media 14 °C). Il valore più rappresentativo delle condizioni critiche del periodo invernale è pari ad 8°C (cfr. figura 1.12). Al fine di evitare un inutile sovradimensionamento, l'impianto sarà tuttavia dimensionato a 10°C, ma verificato, per mezzo di modellazione matematica, alla temperatura minima di 8°C (cfr. capitolo 4).

1.2.5 QUADRO RIEPILOGATIVO

La tabella 1.15 illustra i valori di concentrazione dei diversi parametri del liquame in ingresso al depuratore per l'anno 2022, con particolare riferimento ai mesi estivi (da giugno a settembre, "Est" in tabella 1.15) e ai restanti mesi dell'anno (indicato in tabella seguente con "RdA").

	MEDIA		MEDIANA		MASSIMO		MINIMO		SCARTO Q.M.	
	Est*	RdA*	Est*	RdA*	Est*	RdA*	Est*	RdA*	Est*	RdA*
Portata (m ³ /d)	1.416	1.368	1.412	1.339	1.610	1.611	1.228	1.074	158	168
COD (mg/L)	97	114	101	90	168	334	45	47	46	73
BOD (mg/L)	65	49	61	52	80	89	57	15	11	24
BOD/ COD	0,55	0,45	0,58	0,41	0,67	0,82	0,39	0,26	0,12	0,16
SST (mg/L)	59	52	50	37	107	247	14	9	35	55
NTOT (mg/L)	12	18	11	14	15	39	8	9	3	10
COD/ N _{TOT}	9,99	7,12	9,18	6,86	21,16	14,12	4,64	1,99	6,59	3,81
P (mg/L)	1,17	1,62	1,13	1,45	2,00	3,10	0,42	1,20	0,61	0,55
T (°C)	13,6	10,9	13,4	11,7	17,3	15,5	11,0	3,8	2,15	3,82
Carico COD (AE)	1.145	1.300	1.188	1.004	-	-	-	-	-	-
Carico BOD (AE)	1.534	1.117	1.435	1.160	-	-	-	-	-	-

*Est = giugno – settembre, RdA = restanti mesi dell'anno

Tabella 1.15 – Quadro riepilogativo dei principali parametri statistici del liquame in ingresso al depuratore nel 2022

Il liquame attualmente recapitato al depuratore di Bagolino presenta un carico estremamente ridotto (< 2.000 AE), non correlabile con i carichi di progetto (circa 6.000 AE). Tuttavia ha fornito due dati significativi che verranno considerati per la definizione del liquame di progetto:

- temperatura: Bagolino è una località montana e pertanto il liquame presenta temperature basse sia in inverno (< 10°C, cfr. figura 1.12), sia in estate (valore medio 14 °C, cfr. tabella 1.15);
- portata: la portata massima effettivamente osservata (2.698 m³/d a febbraio 2021, cfr. tabella 1.6) sarà confrontata con la portata massima teorica definita dal R.R 6/19.

1.3 LIQUAME DI PROGETTO

Di seguito si illustra il liquame di progetto ricavato sulla base di tutti i dati illustrati in precedenza.

1.3.1 PORTATE DI PROGETTO

Le portate di progetto vengono definite in conformità al R.R 6/19. In particolare la portata di pioggia addotta dal collettore fognario è calcolata sulla base di un apporto unitario per abitante di 2.000 L/(ab*d). La portata da introdurre al depuratore è calcolata con un apporto unitario di 1.000 L/(ab*d). La differenza tra i due valori fornisce la portata delle acque meteoriche da assoggettare comunque a trattamento.

Per quanto riguarda la portata di tempo secco, si è fissata una dotazione idrica di 280 L/ (ab*d) e un coefficiente di punta di tempo secco pari a 2,51 al fine di ottenere la portata di punta di tempo secco definita nel progetto preliminare dell'Ing. Francesco Gradilone.

La tabella 1.16 illustra i valori delle portate di progetto.

Potenzialità depuratore	6 000 AE	
Portata di pioggia al depuratore	1 000 L/ (ab*d)	250 m ³ /h
Portata di pioggia a trattamento meteoriche	1 000 L/ (ab*d)	250 m ³ /h
TOT portata di pioggia addotta dalla fognatura		500 m³/h
Dotazione idrica	280 L/ (ab*d)	
Portata media di tempo secco		1 344 m³/d
Coefficiente di punta di tempo secco	2,51	
Portata di punta di tempo secco		140,7 m³/h

Tabella 1.16 – Portate di progetto adottate all'impianto

I valori massimi di portata di progetto (cfr. tabella 1.16) sono superiori ai valori effettivamente osservati (cfr. tabella 1.6). La portata massima osservata è pari a 2.698 m³/d, che corrisponde a circa 115 m³/h) e sono quindi idonei alla progettazione del nuovo depuratore.

1.3.2 CARICHI DI PROGETTO

La potenzialità di progetto è pari a 6.000 AE. Il liquame di progetto si basa sulle seguenti ipotesi:

- apporti di inquinanti pari a BOD = 60 g/(AE*d); N = 12 g/(AE*d); P = 1,8 g/(AE*d) (cfr. Bonomo, 2008);
- temperatura minima pari a 10°C;
- portate come da tabella 1.16.

Si ottiene il liquame di progetto riepilogato nella tabella 1.17.

PARAMETRO	LIQUAME IN INGRESSO ALL'IMPIANTO
Portata media di tempo secco (Q_{24})	1.344 m ³ /d
Coefficiente di punta di tempo secco	2,51
Portata di punta di tempo secco ($2,51 \cdot Q_{24}$)	140,7 m ³ /h
BOD (mg/L)	268 mg/l
COD (mg/L)	536 mg/l
N _{tot} (mg/L)	53,6 mg/l
P _{tot} (mg/L)	8 mg/l
Temperatura minima invernale di dimensionamento (°C)	10 °C
Temperatura minima invernale di verifica (°C)	8 °C
Potenzialità	6.000 AE

Tabella 1.17 – Liquame di progetto in ingresso all'impianto di Bagolino

1.4 LIMITI DI EMISSIONE

In tabella 1.18 si richiamano i principali limiti di emissione previsti dalla Tabella 3 dell'Allegato D del R.R 6/19.

PARAMETRO	VALORE
BOD ₅ (mg/L)	25
COD (mg/L)	125
SST (mg/L)	35
NH ₄ ⁺ (mg/L)	10
P _{tot} (mg/L)	2

Tabella 1.18 – Principali limiti di emissione per l'impianto di Bagolino

2 DESCRIZIONE DELL'INTERVENTO

La tabella 2.1 riepiloga le informazioni tecniche generali del nuovo depuratore di Bagolino in provincia di Brescia.

Ubicazione	Comune di Bagolino (BS)
Comuni allacciati	Bagolino capoluogo; in futuro verrà aggiunta la frazione di Cerreto.
Corpo idrico ricettore	Fiume Caffaro
Limiti di emissione	Tabella 3 dell'Allegato D del R.R 6/19 e tabella 3 all.5 parte III del D.L.vo 152/06
Potenzialità di progetto	6.000 abitanti equivalenti

Tabella 2.1 – Riepilogo delle informazioni tecniche generali del nuovo depuratore di Bagolino.

Il nuovo depuratore presenterà la seguente articolazione (cfr. fig. 2.1)

LINEA ACQUE

- Grigliatura grossolana
- Grigliatura fine
- Dissabbiatura/Dissaleatura
- Defosfatazione chimica
- Nitrificazione/Denitrificazione
- Sedimentazione secondaria
- Filtrazione su tela
- Disinfezione UV

LINEA ACQUE DI SFIORO

- Grigliatura grossolana
- Sedimentazione su tela

LINEA FANGHI

- Stabilizzazione aerobica
- Disidratazione

TRATTAMENTO ARIA

- Carbone attivo su aria estratta da capannone pretrattamenti e da locale fanghi

La sottostante figura 2.1 illustra l'articolazione del depuratore di Bagolino oggetto di nuova realizzazione.

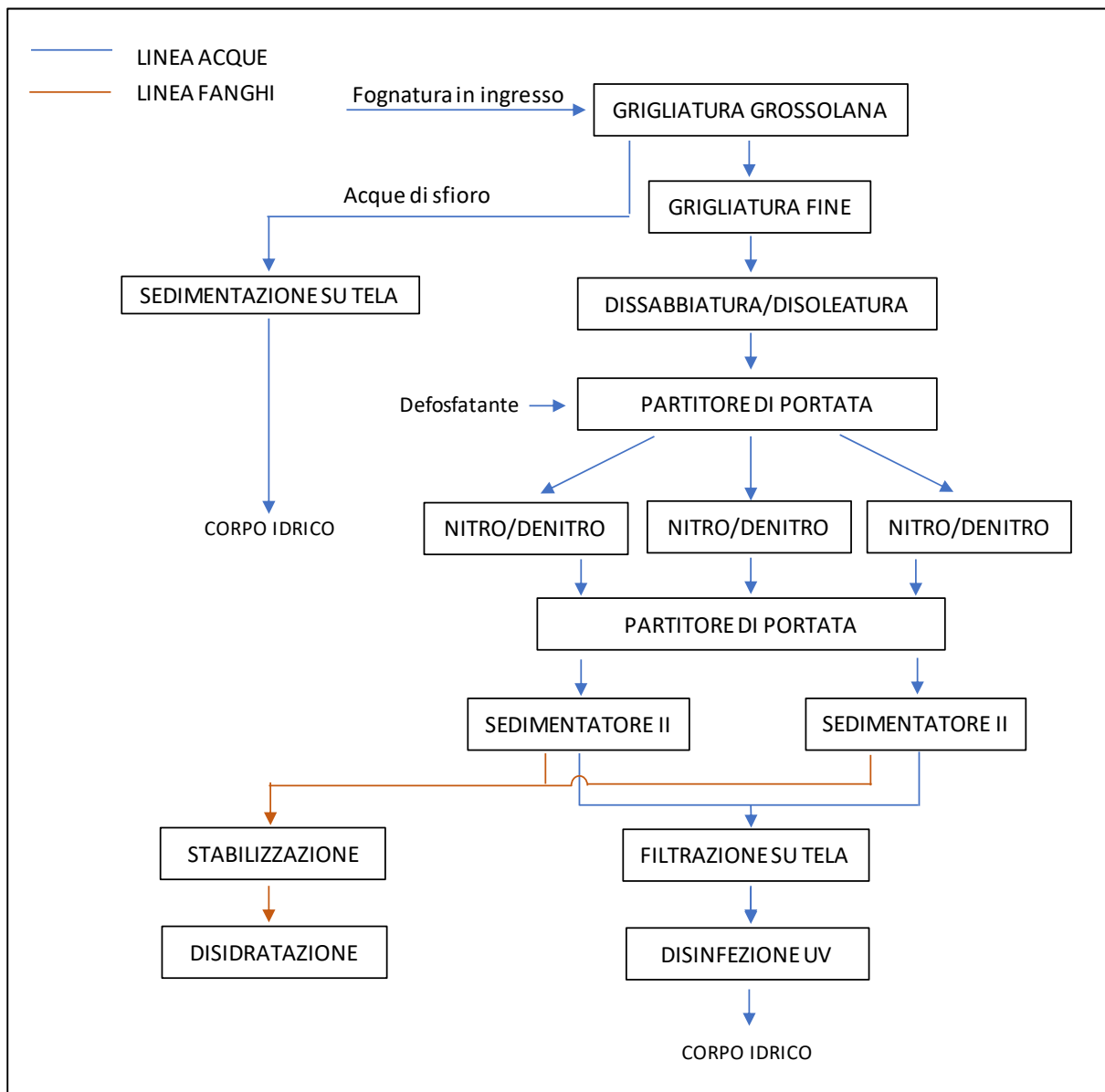


Figura 2.1 – Schema a blocchi del nuovo Depuratore di Bagolino.

3 DIMENSIONAMENTO DEI TRATTAMENTI

3.1 LINEA ACQUE

3.1.1 PRETRATTAMENTI

I pretrattamenti comprendono:

- grigliatura grossolana oleodinamica (luce 20 mm)
- grigliatura fine (luce 2 mm)
- dissabbiatura.

Per la grigliatura grossolana sono state previste due griglie subverticali a barre con spaziatura pari a 20 mm e sistema di pulizia meccanizzato con pettine a funzionamento oleodinamico. Entrambe le griglie, disposte in parallelo, sono in grado di trattare autonomamente l'intera portata di pioggia comprese le acque di sfioro (pari a 500 m³/h), garantendo quindi una totale ridondanza della sezione in caso di intasamento o mal funzionamento.

A valle della grigliatura grossolana una stazione di sollevamento provvede ad inviare il refluo nei successivi trattamenti costituiti da (per la linea acque):

- n. 2 griglie fini a tamburo rotante
- n. 1 dissabbiatura su pista.

Ogni griglia fine è in grado di trattare la portata massima di pioggia escluse le acque di sfioro pari a 250 m³/h. Si tratta di sgrigliatori cilindrici rotanti autopulenti con pulizia meccanica. Per il modello di griglia considerata, la luce di filtrazione è di 2 mm.

La dissabbiatura sarà di tipo pista con estrazione delle sabbie tramite air-lift. Il controllo della turbolenza è ottenuto per via meccanica mediante un agitatore verticale a pale. La vasca, a pianta circolare, è alimentata tangenzialmente; la sabbia si raccoglie nella camera inferiore ed è estratta tramite air-lift. Il dimensionamento del dissabbiatore tipo pista è condotto in modo da garantire alla portata di pioggia un tempo minimo di permanenza dell'ordine dei 30 s (Bonomo, 2008). E' pertanto richiesto un volume di 2,08 m³. Nell'impianto verrà inserito un dissabbiatore tipo pista con diametro di 2 m, coerente con il volume teorico richiesto.

La tabella 3.1 illustra e riepiloga le principali caratteristiche dimensionali dei pretrattamenti.

Parametro	U.M.	Valore
Grigliatura grossolana		
Numero		1+1R*
Luce	mm	20
Portata massima	m ³ /h	500
Grigliatura fine		
Numero		1+1R*
Luce	mm	2
Portata massima	m ³ /h	250
Dissabbiatore tipo pista		
Numero		1
Diametro interno	m	2

R=riserva

Tabella 3.1 – Principali caratteristiche dimensionali dei pretrattamenti.

3.1.2 ACQUE DI SFIORO: SEDIMENTAZIONE SU TELA

A valle della grigliatura grossolana, le portate eccedenti la potenzialità nominale dell'impianto, 250 m³/h, sono trattate per mezzo di un processo di sedimentazione su tela.

Le macchine sono dotate di telo filtrante avente maglia di 350 µm. Comprende inoltre un sistema di pulizia profonda del telo filtrante, coclea di estrazione ed ispessimento del fango. Con una percentuale di secco attorno al 4-6%, il fango viene successivamente rimosso per mezzo di un coltello di aria alimentato da una soffiante a basso consumo energetico. Le operazioni di pulizia profonda del telo filtrante consistono in lavaggi con iniezione di acqua ed aria in vari punti del macchinario finalizzati alla rimozione di sostanze organiche/fecali e grassi depositati sulla tela stessa.

Parametro	U.M.	Valore
Sedimentazione su tela		
Numero		1
Maglia del telo	µm	350
Portata massima	m ³ /h	250

Tabella 3.2 – Principali caratteristiche dimensionali dei pretrattamenti delle acque meteoriche.

3.1.3 TRATTAMENTO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI

Il processo a fanghi attivi è un trattamento condotto mediante una più o meno prolungata aerazione dello scarico in contatto con una numerosa popolazione batterica preconstituita. Tale popolazione tende a concentrarsi formando degli agglomerati di natura fioccosa, della dimensione di qualche decimo di millimetro, detti appunto fanghi attivi (Bonomo, 2008). Grazie alla diversificazione della popolazione batterica presente nei fiocchi di fango è possibile, mantenendo opportune condizioni operative, ottenere sia l'ossidazione dell'azoto ammoniacale (nitrificazione) sia la riduzione dell'azoto nitrico ad azoto gassoso (denitrificazione). Essendo la biomassa denitrificante eterotrofa, necessita di un substrato organico biodegradabile: è pertanto necessario verificare che ci sia un'adeguata disponibilità di carbonio. La verifica e il dimensionamento dei processi di nitrificazione e denitrificazione sono effettuate in base alle rispettive cinetiche biologiche (MI, 1997).

In particolare, per la nitrificazione viene assunta una velocità massima di crescita della biomassa nitrificante a 20 °C pari a 0,35 d⁻¹. Per evitare un inutile sovradimensionamento del comparto, l'azoto ammoniacale in uscita è stato posto pari a 2 mg N-NH₄⁺/L (si ricorda che il limite di emissione è 10 mg NH₄⁺/L, cfr. tabella 1.18). Per garantire una buona flessibilità gestionale e, inoltre, per proteggere il sedimentatore finale, i reattori sono dimensionati con 4,0 g SS/L.

Per la denitrificazione viene assunta una velocità massima di denitrificazione a 20 °C pari a 2.56 mg N-NO₃⁻/(gSSV·h). Il valore di velocità è ottenuto in funzione del carico del fango. La concentrazione di nitrati all'uscita, alla minima temperatura di progetto (condizione più svantaggiosa), è pari a 9 mgN/L, in maniera da limitare il fenomeno di risalita del fango per formazione di bolle d'azoto (rising).

Tutto il comparto biologico è dimensionato per le condizioni più svantaggiose che si verificano in inverno alla temperatura minima (10 °C).

3.1.3.1 DIMENSIONAMENTO DEL PROCESSO DI NITRIFICAZIONE

La velocità specifica di crescita della biomassa nitrificante alle condizioni di progetto viene calcolata sulla base della seguente relazione:

$$\mu_n = \mu_{n,m} \cdot \left(\frac{N}{K_n + N} \right) \cdot \left(\frac{DO}{K_o + DO} \right) \cdot (1 - 0,833 \cdot (7,2 - pH)) \cdot \theta_\mu^{(T-20)}$$

dove:

μ_n = velocità specifica di crescita della biomassa nitrificante alle condizioni di progetto (1/d)

$\mu_{n,m}$ = velocità massima specifica di crescita della biomassa nitrificante a 20 °C (1/d)

N = concentrazione di azoto ammoniacale

K_n = costante di semi-velocità per l'azoto ammoniacale (mgN/L)

DO = concentrazione di ossigeno disciolto (mg/L)

K_o = coefficiente di semisaturazione per l'ossigeno disciolto

pH = pH del mixed liquor

θ_μ = coefficiente di dipendenza dalla temperatura

T = temperatura del liquame

Sulla base della velocità specifica di crescita della biomassa nitrificante alle condizioni di progetto è possibile calcolare l'età del fango di progetto (θ_c espressa in giorni):

$$\theta_c = \frac{1}{\mu_n}$$

Il volume della vasca di nitrificazione è poi calcolato assumendo un coefficiente di resa cellulare della popolazione eterotrofa (Y) pari a 0,5 g SSV/g BOD rimosso. Infatti il tasso di rimozione della sostanza organica (R_{org} espresso come 1/d) risulta espresso come segue:

$$R_{org} = \frac{1}{\theta_c \cdot Y}$$

A questo punto il volume di nitrificazione (V_N) si ottiene con il seguente calcolo:

$$V_N = \frac{Q \cdot (BOD_{in} - BOD_{out})}{R_{org} \cdot X_{ssv}}$$

dove:

Q = portata media trattata dall'impianto (m³/d)

$BOD_{in}-BOD_{out}$ = differenza tra l'ingresso e l'uscita dal comparto biologico (mg/L)

X_{SSV} = concentrazione di solidi sospesi volatili nel mixed liquor (mg/L).

La sottostante tabella 3.3 illustra, per i principali parametri coinvolti nel calcolo del volume di nitrificazione, il valore di progetto assunto ed il risultato del calcolo.

Parametro	Valore di progetto
$\mu_{n,m}$ velocità max di crescita della biomassa a 20 °C	0,35 (1/d)
N-NH ₄ ⁺ azoto ammoniacale risultante dal processo	2 mgN/L
K_n costante di semi-velocità per l'azoto ammoniacale	0,5 mg/L
DO concentrazione di ossigeno disciolto nel mixed liquor	2 mg/L
K_o coefficiente di semisaturazione per l'ossigeno disciolto	0,9 mg/L
pH del mixed liquor	7,2
θ_μ coefficiente di dipendenza dalla temperatura	1,08
T temperatura del mixed liquor	10 °C
BOD_{in} concentrazione in ingresso al comparto biologico	268 mg/L
BOD_{out} concentrazione in uscita dal comparto biologico	20 mg/L
Y coefficiente di resa cellulare della popolazione eterotrofa	0,5
X_{SST} solidi sospesi totali nel mixed liquor	4,0 g/L
X_{SSV} solidi sospesi volatili nel mixed liquor	2,8 g/L
θ_c età del fango di progetto della biomassa nitrificante	11,18 d
Parametro	Risultato del calcolo
Volume di nitrificazione	665,4 m ³

Tabella 3.3 – Volume di nitrificazione: valore dei principali parametri di calcolo e risultato dell'elaborazione.

Il risultato sopra ottenuto può essere verificato attraverso il calcolo del carico del fango (C_f) espresso come kg BOD/(kg SS·d):

$$C_f = \frac{Q \cdot BOD_{in}}{X_{SS} \cdot V_N}$$

dove

X_{SS} = concentrazione di solidi sospesi totali nel mixed liquor (pari a 4,0 kg/m³).

Si ottiene un carico del fango pari a 0,14 kg BOD/(kg SS·d). Tale valore, classificabile come carico del fango basso, associato all'età del fango di progetto, prossimo a 12 d (cfr. tabella 3.3), conferma la presenza di condizioni idonee allo sviluppo del processo di nitrificazione (Vismara, 1998).

3.1.3.2 DIMENSIONAMENTO DEL PROCESSO DI DENITRIFICAZIONE

Si assume che la velocità di denitrificazione risulti influenzata dal carico del fango (C_f), espresso come rapporto tra la quantità di BOD alimentato nell'unità di tempo e la biomassa presente nel reattore di denitrificazione. Vale la seguente relazione (US EPA 1993 in Metcalf&Eddy, 2003):

$$(v_D)_T = [0,030 \cdot (C_f) + 0,029] \cdot \theta_d^{(T-20)}$$

dove:

$(v_D)_T$ = velocità di denitrificazione alla temperatura di esercizio, riferita a tutta la biomassa eterotrofa presente nel reattore di denitrificazione inclusa quindi la frazione strettamente aerobica che non contribuisce alla riduzione dei nitrati ($\text{kgN-NO}_3/(\text{kgSSV} \cdot \text{d})$);

(C_f) = carico del fango nel reattore di denitrificazione, riferito cioè alla sola biomassa in esso presente pari a $0,261 \text{ kgBOD/kgSSV} \cdot \text{d}$;

θ_d = fattore di correzione alla temperatura pari a 1,026;

T = temperatura di esercizio ($^{\circ}\text{C}$).

Il calcolo non è diretto e richiede delle iterazioni in quanto il valore di (C_f) dipende da $(X_V)_D$ e quindi da $(v_D)_T$, come mostrato nella seguente equazione:

$$(C_f) = B_b / (X_V)_D = B_b / [N_{\text{gas}} / (v_D)_T]$$

dove:

(C_f) = carico del fango nel reattore di denitrificazione, riferito cioè alla sola biomassa in esso presente ($\text{kgBOD}/(\text{kgSSV} \cdot \text{d})$);

B_b = carico di BOD alimentato alla denitrificazione (kgBOD/d);

$(X_V)_D$ = biomassa nel reattore di denitrificazione (kgSSV/d);

N_{gas} = quantità di nitrati che devono essere ridotti nell'unità di tempo ($\text{kgN-NO}_3/\text{d}$);

$(v_D)_T$ = velocità di denitrificazione alla temperatura di esercizio, riferita a tutta la biomassa eterotrofa presente nel reattore di denitrificazione inclusa quindi la frazione strettamente aerobica che non contribuisce alla riduzione dei nitrati ($\text{kgN-NO}_3/(\text{kgSSV} \cdot \text{d})$).

Calcolata la velocità di denitrificazione alla temperatura di esercizio, è possibile ricavare il volume del reattore anossico con la seguente formula:

$$V_D = (X_V)_D / (x_V)_D$$

dove:

V_D = volume di denitrificazione (m^3);

$(X_V)_D$ = biomassa nel reattore di denitrificazione (kgSSV/d);

$(x_V)_D$ = concentrazione di biomassa nel reattore di denitrificazione (kgSSV/m³).

Il primo passo del dimensionamento consiste nel calcolare l'azoto totale da gassificare (N_{gas}):

$$N_{\text{gas}} = N_{\text{in}} - N_{\text{out}} - N_{\text{ass}}$$

dove:

N_{gas} = azoto da denitrificare (mgN/L)

N_{in} = azoto totale in ingresso all'impianto (mgN/L)

N_{out} = azoto totale in uscita dall'impianto (mgN/L)

N_{ass} = azoto assimilato durante il processo biologico (mgN/L)

Risulta:

$$N_{\text{ass}} = 0,05 \cdot (\text{BOD}_{\text{in}} - \text{BOD}_{\text{out}}) = 0,05 \cdot (268 \text{ mg/L} - 20 \text{ mg/L}) = 12,4 \text{ mg/L}$$

da cui è possibile calcolare l'azoto da denitrificare

$$N_{\text{gas}} (\text{mg/L}) = 53,6 \text{ mg/L} - 12 \text{ mg/L} - 12,4 \text{ mg/L} = 29,2 \text{ mgN/L}$$

La tabella 3.4 illustra, per i principali parametri coinvolti nel calcolo del volume di denitrificazione, il valore di progetto assunto ed il risultato del calcolo.

Parametro	Valore di progetto
N_{in} azoto totale in ingresso all'impianto	53,6 mgN/L
N_{out} azoto totale in uscita dall'impianto	12 mg/L
N-NO_3^- azoto nitrico in uscita dall'impianto	9 mg/L
N_{org} azoto organico in uscita dall'impianto	1 mg/L
N_{gas} azoto da denitrificare	29,2 mgN/L
N_{ass} azoto assimilato durante il processo biologico	12,4 mgN/L
BOD_{in} concentrazione in ingresso al comparto biologico	268 mg/L
BOD_{out} concentrazione in uscita dal comparto biologico	20 mg/L
T temperatura del mixed liquor	10 °C
X_{SS} concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor	4 g/L
X_{SV} concentrazione di solidi volatili nel mixed liquor	2,8 g/L
v_{D20} velocità di denitrificazione a 20 °C	61,55 mg N-NO ₃ ⁻ /(gSSV·d)
v_{D10} velocità di denitrificazione a 10 °C	28,51 mg N-NO ₃ ⁻ /(gSSV·d)
Θ_R coefficiente di dipendenza dalla temperatura	1,08
Parametro	Risultato del calcolo
Volume di denitrificazione	492 m ³

Tabella 3.4 – Volume di denitrificazione: valore dei principali parametri di calcolo e risultato dell'elaborazione.

Come precedentemente ricordato, il processo di denitrificazione è svolto da organismi eterotrofi. Va quindi verificato che il substrato organico biodegradabile sia presente in quantità sufficiente. Assumendo una richiesta di BOD pari a 4,5 kg BOD per ogni kg di azoto nitrico gassificato si ottiene:

richiesta di substrato organico = $4,5 \cdot 29,2 \text{ mgN/L} = 131,4 \text{ mg BOD/L}$

La richiesta di substrato (pari a circa 130 mg BOD/L) è inferiore alla disponibilità (pari a 268 mg BOD/L), pertanto la biomassa eterotrofa trova le condizioni per poter sviluppare i propri processi biologici.

3.1.3.3 VERIFICA E ARTICOLAZIONE COMPLESSIVA DEI REATTORI BIOLOGICI

Il dimensionamento ha fornito i seguenti valori (cfr. tabelle 3.3 e 3.4):

- volume di nitrificazione: 665 m^3
- volume di denitrificazione: 492 m^3
- volume totale: 1.157 m^3 .

Si adotta un processo di trattamento a cicli alternati con i processi di denitrificazione e nitrificazione che avvengono nella medesima vasca. Pertanto la soluzione progettuale vede la realizzazione di un unico comparto dal volume di 1.157 m^3 , suddiviso in tre linee disposte in parallelo dalle seguenti dimensioni:

Parametro	Valore
Larghezza	10 m
Lunghezza	8 m
Battente	5 m
Volume nitro/denitro – una linea	400 m^3
Volume nitro/denitro – tre linee	1.200 m^3

Tabella 3.5 – Volumi di processo: dimensioni effettive delle vasche di trattamento biologico.

Il volume totale di progetto disponibile per il trattamento biologico risulta pari a 1200 m^3 .

3.1.4 FABBISOGNO DI OSSIGENO

Si illustra il metodo adottato per il calcolo del fabbisogno di ossigeno.

Il consumo di ossigeno nel comparto biologico della linea acque è complessivamente legato a tre fattori:

- la rimozione del BOD;
- il decadimento endogeno della biomassa;
- la nitrificazione dell'azoto ammoniacale.

Il calcolo deve tenere conto delle condizioni di punta di esercizio. Inoltre, il fabbisogno di ossigeno calcolato nelle condizioni di esercizio, va corretto per tenere conto delle condizioni standard di prova dei sistemi di aerazione. Esse sono caratterizzate come segue:

- matrice di prova: acqua pulita;

- temperatura dell'acqua: 20 °C;
- concentrazione (iniziale) di ossigeno nulla in tutto il volume idrico;
- pressione barometrica pari a 1 atm (101,3 kPa);
- umidità relativa dell'aria pari al 100%.

Il calcolo del fabbisogno di ossigeno alle condizioni di punta di esercizio (FO.D.) è calcolato con la seguente formula:

$$F_{O.D.} = k \cdot a \cdot Q \cdot (BOD_{in} - BOD_{out}) + \beta \cdot X_{SS} \cdot V_N + k \cdot 4,57 \cdot Q \cdot N_N$$

dove:

$F_{O.D.}$ = fabbisogno di ossigeno alle condizioni di punta di esercizio (kg O₂/d)

k = coefficiente per il calcolo della portata di punta

a = coefficiente di respirazione assimilativa

Q = portata trattata (m³/d)

BOD_{in} = concentrazione di BOD in ingresso al processo di nitrificazione (cioè al netto del BOD utilizzato dalla biomassa eterotrofa denitrificante) (g/L)

BOD_{out} = concentrazione di BOD in uscita dal comparto biologico (g/L)

B = coefficiente di respirazione endogena (1/d)

X_{SS} = concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor (g/L)

V_N = volume del reattore di nitrificazione (m³)

N_N = azoto nitrificato (gN/L)

Per calcolare il fabbisogno di ossigeno alle condizioni standard sopra definite (FO.D.st), al fabbisogno di ossigeno alle condizioni di esercizio sopra calcolato (F_{O.D.}) va applicata una variazione secondo la seguente relazione:

$$F_{O.D.st} = \frac{F_{O.D.}}{1,024^{(T-20)} \cdot \alpha \cdot F \cdot \frac{\beta \cdot C_{s,T,H} - C_L}{C_{s,20}}}$$

dove:

$F_{O.D.}$ = fabbisogno di ossigeno alle condizioni di esercizio (kgO₂/d)

$F_{O.D.st}$ = fabbisogno di ossigeno alle condizioni standard (kgO₂/d)

T = temperatura del mixed liquor (°C)

α = rapporto tra i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno in condizioni di esercizio e quello alle condizioni standard; è funzione di moltissimi parametri, tra cui le caratteristiche del sistema di aerazione, la temperatura di esercizio, la geometria della vasca, la presenza di tensioattivi, oli e solidi sospesi nel mixed liquor. Nel caso oggetto di studio si è adottato un valore di 0,7.

β = rapporto tra la concentrazione di ossigeno a saturazione per il liquido da aerare e quella per acqua pulita nelle stesse condizioni di pressione e temperatura; dipende dalla salinità

F = fattore di fouling

$C_{\bar{s},T,H}$ = concentrazione media dell'ossigeno disciolto in acqua pulita nella vasca di aerazione alla temperatura T e altitudine H (mg/l) $= C_{s,T,H} \cdot \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right)$

$C_{s,T,H}$ = concentrazione di saturazione dell'ossigeno disciolto in acqua pulita alla temperatura T e altitudine H (mg/l);

P_d = pressione alla profondità dei diffusori (kPa);

$P_{atm,H}$ = pressione atmosferica all'altitudine H (kPa) $= P_{m.s.l.m.} \cdot (1 - 0.13 \cdot H \cdot 10^{-3})$

O_t = percentuale della concentrazione di ossigeno che esce dalla vasca (%);

C_L = concentrazione di ossigeno disciolto nel mixed liquor (mg/l);

$C_{s,20}$ = concentrazione di saturazione di ossigeno disciolto in acqua pulita a 20°C e 1 atm (mg/l).

Il fabbisogno sopra calcolato, riferito a 24 ore, va poi ricalibrato rispetto al tempo effettivo di aerazione ($F_{O.D.st-ora}$), con la seguente relazione:

$$F_{O.D.st-ora} = \frac{F_{O.D.st}}{D_a}$$

dove D_a rappresenta la durata dell'aerazione di calcolo.

A questo punto è possibile calcolare la portata di aria da insufflare per garantire il fabbisogno di ossigeno sopra calcolato. La relazione utilizzata è la seguente:

$$Q_{aria} (Nm^3/h) = \frac{F_{O.D.st-ora}}{\eta \cdot 0,3}$$

dove:

$F_{O.D.st-ora}$ = fabbisogno di ossigeno alle condizioni standard nel tempo effettivo di funzionamento (kg/h)

η = rendimento di trasferimento dell'ossigeno (relativo al sistema di diffusione dell'aria)

0,3 rappresenta il contenuto di ossigeno in un Normal metro cubo di aria (300 g O₂/Nm³).

Si riepilogano le principali ipotesi fatte per effettuare il calcolo:

- processo a cicli alternati
- volume aerato pari a 1.200 m³;
- tempo di aerazione pari a 13,8 h/d;
- temperatura di lavoro che rappresenta la condizione estiva più restrittiva pari a 20°C;
- altitudine del sito in cui si realizza il nuovo impianto di depurazione pari a 610 m.s.l.m.;
- pressione atmosferica all'altitudine di 610 m.s.l.m. pari a 933 millibar.

Parametro	Valore di progetto	U.M.
k coefficiente per il calcolo del carico di punta	2	(-)
a coefficiente di respirazione assimilativa	0,5	(-)
BOD _{in} -BOD _{out} concentrazione di BOD rimosso dal processo aerobico	116,6	(mg/L)
β coefficiente di respirazione endogena	0,1	(1/d)
X _{SS} concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor	4,0	(g/L)
V _N volume totale del reattore di nitrificazione	1.200	(m³)
N _N azoto nitrificato	51,34	(kgN/d)
T temperatura del mixed liquor	20	(°C)
α rapporto tra i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno	0,7	(-)
β coefficiente di correzione della concentrazione di ossigeno	0,95	(-)
O.D. _{sat} concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita	9,08	(mg/L)
O.D. concentrazione di ossigeno disciolto nel mixed liquor	2	(mg/L)
η rendimento di trasferimento dell'ossigeno	30	(%)
F fattore di fouling	0,9	(-)
C _{sth} ossigeno a saturazione alla temperatura e altitudine di esercizio	8,37	(mg/L)
h battente della vasca biologica	5	(m)
O _t percentuale della concentrazione di ossigeno che esce dalla vasca	19	(%)
Parametro	Risultato del calcolo	
Fabbisogno totale di ossigeno alle condizioni standard	150	(kgO ₂ /h)
Portata di aria totale alle condizioni standard	1.675	(Nm³/h)
Fabbisogno di ossigeno alle condizioni standard per singola vasca	50	(kgO ₂ /h)
Portata di aria alle condizioni standard per singola vasca	560	(Nm³/h)

Tabella 3.6 – Calcolo del fabbisogno di ossigeno del comparto di ossidazione: valore dei parametri di calcolo assunti a base del progetto e risultato dell'elaborazione.

Adottando una soffiante dedicata per ogni bacino di ossidazione, ciascuna macchina dovrà essere in grado di erogare fino a 560 Nm³/h.

Si verifica inoltre la capacità di miscelazione determinata dalla portata insufflata. Risulta:

- portata aria/volume = $1675 \text{ Nm}^3/\text{h} / 1200 \text{ m}^3 = 1,39 \text{ Nm}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^3)$
- portata aria/superficie = $1675 \text{ Nm}^3/\text{h} / 240 \text{ m}^2 = 6,98 \text{ Nm}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$

Entrambi i valori rispettano i minimi di letteratura e consentono di ottenere una adeguata miscelazione del liquame.

3.1.5 DEFOSFATAZIONE CHIMICA

Il fosforo rimosso dai processi biologici può essere assunto pari all'1% del BOD abbattuto.

Si ottiene pertanto:

$$P_{\text{ass}} = 0,01 \cdot (\text{BOD}_{\text{in}} - \text{BOD}_{\text{out}})$$

dove:

P_{ass} = fosforo rimosso dai processi biologici (mg/L)

$\text{BOD}_{\text{in}} - \text{BOD}_{\text{out}}$ = BOD rimosso dai processi biologici

Si ottiene: $0,01 \cdot (268 - 20) = 2,48 \text{ mgP/L}$

La concentrazione nel liquame di progetto è stata assunta pari a 8 mg/L (cfr. tabella 1.17) mentre il limite di emissione nell'effluente è pari a 2 mgP/L (cfr. tabella 1.18).

È evidente che la sola rimozione dovuta ai processi biologici non è sufficiente per garantire il rispetto dei limiti di emissione.

Ponendo cautelativamente una concentrazione di fosforo allo scarico pari a 1,5 mg/L, è necessario applicare un processo di rimozione in grado di rimuovere 4,02 mgP/L. Infatti il fosforo da rimuovere si calcola come:

$$\bullet \quad \text{fosforo da rimuovere} = P_{\text{in}} - P_{\text{ass}} - P_{\text{out}} = 8 \text{ mg/L} - 2,48 \text{ mg/L} - 1,5 \text{ mg/L} = 4,02 \text{ mgP/L}.$$

I processi più utilizzati in Italia per la rimozione del fosforo dalle acque di scarico si basano sulla precipitazione dei fosfati mediante dosaggio di sali metallici (di alluminio o ferro). Gli schemi di impianto differiscono a seconda del punto in cui i reagenti chimici vengono dosati: possiamo avere 1) la pre-precipitazione (dosaggio a monte della sedimentazione primaria), 2) la precipitazione simultanea (dosaggio nella vasca di aerazione a fanghi attivi) e 3) la post-precipitazione (dosaggio a valle della sedimentazione secondaria).

Tra tutti gli schemi possibili, la precipitazione simultanea è il processo che minimizza sia gli interventi strutturali necessari che il consumo di reattivi e, pertanto, si prevede che venga applicato all'impianto di Bagolino. Tenendo conto che i polifosfati e il fosforo organico sono rimossi meno facilmente degli ortofosfati, il dosaggio di sali di ferro o alluminio dopo il trattamento biologico (dove il fosforo organico e i polifosfati sono trasformati in ortofosfati) normalmente produce una migliore rimozione.

Nel caso del depuratore Bagolino il reagente è quindi aggiunto immediatamente prima dell'immissione nel sedimentatore secondario.

Il fosforo è rimosso dalla fase liquida attraverso una combinazione di processi di precipitazione, adsorbimento, scambio e agglomerazione. Normalmente i dosaggi di sali di ferro e alluminio ricadono nell'intervallo 1-3 moli di ione metallico per ogni mole di fosforo per valori di concentrazione di fosforo nell'effluente maggiori di 0,5 mgP/L. È evidente che le reazioni chimiche coinvolte nel processo di rimozione del fosforo vanno considerate alla luce di altre reazioni competitive e dell'influenza delle caratteristiche del liquame (compresa la presenza di elementi in traccia, leganti, ecc.). Pertanto l'esatto dosaggio dei reattivi potrà essere determinato solo in campo sulla base dell'esperienza a piena scala. In questo documento si effettua pertanto un calcolo orientato al dimensionamento del serbatoio di stoccaggio e delle pompe di dosaggio; l'esatta quantità da dosare emergerà in fase gestionale.

Su indicazione della committenza, si ipotizza di utilizzare il policloruro di alluminio.

Si elencano le ipotesi alla base del calcolo:

- reagente utilizzato:
 - una miscela commerciale di policloruro di polialluminio ($\text{AlCl}(\text{OH})_3$) al 18%;
 - densità media pari a 1.260 kg/m^3 ;
- rapporto molare richiesto: 1,6 moli di Al per ogni mole di P rimosso.

Si calcola la massa di ferro presente nella miscela, tenendo conto che:

- la massa molare del Al_2O_3 risulta 102 g/mole ;
- la massa molare del Al risulta 27 g/mole .

Si calcola:

- $0,18 \cdot 1.260 \text{ kg/m}^3 = 226,8 \text{ kg Al}_2\text{O}_3/\text{m}^3$ presenti nella miscela commerciale
- $226,8 \text{ kg Al}_2\text{O}_3/\text{m}^3 \cdot 2 \cdot 27 \text{ gAl/mole} / 102 \text{ g Al}_2\text{O}_3/\text{mole} = 120 \text{ kg Al/m}^3$ presenti nella miscela commerciale

Dato che la massa molare dell'alluminio è pari a 27 g/mole , si calcola la concentrazione molare della miscela commerciale:

- $120 \text{ kg Al/m}^3 \cdot 1.000/27 \text{ g Al/mole} = 4.444 \text{ moli di Al/m}^3$ di soluzione

Risulta quindi che 1 m^3 di miscela commerciale contiene 4.444 moli di Alluminio.

Si calcolano ora le moli di fosforo da rimuovere alla portata di progetto di $1.344 \text{ m}^3/\text{d}$:

- $4,02 \text{ mgP/L} \cdot 1.344 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1/1.000 = 5,4 \text{ kg P/d}$ (fosforo da rimuovere ogni giorno)

fissata la massa molare del fosforo pari a $30,97 \text{ g/mole}$, si ottiene:

- $5,4 \text{ kgP/d} \cdot 1.000/30,97 \text{ gP/mole} = 174 \text{ moli P/d}$

Alla portata di $1.344 \text{ m}^3/\text{d}$ risultano quindi 174 moli di P da abbattere ogni giorno.

Dal momento che vengono richieste 1,6 moli di Al per abbattere 1 mole di P, le moli di alluminio da dosare ogni giorno sull'impianto risultano: $1,6 \cdot 174 = 278 \text{ moli Al/d}$.

Pertanto, la portata giornaliera di miscela commerciale di cloruro di polialluminio da dosare risulta:

- $278 \text{ moli Al/d} / 4.444 \text{ moli di Al/m}^3 = 0,06 \text{ m}^3/\text{d}$ (63 l/d).

Fissato uno stoccaggio di reattivo intorno ai 15 giorni, risulta un volume di accumulo di $0,94 \text{ m}^3$. Si prevede pertanto di predisporre un serbatoio di accumulo di 1 m^3 .

Considerando un coefficiente di punta pari a 2, si prevede l'installazione di una pompa in grado di erogare una portata massima pari a $63 \text{ l/d} \cdot 2 = 126 \text{ l/d} = 5 \text{ L/h}$.

Il dosaggio potrà essere asservito alla misura della portata trattata e/o alla misura on-line della concentrazione di fosforo nell'effluente finale.

La produzione di fango risultante dalla precipitazione chimica del fosforo può essere posta pari a $6 \text{ kg SS/kg P rimosso}$. Si ottiene così una produzione di fango pari a:

- $6 \text{ kgSS/kg P} \cdot 5,4 \text{ kgP/d} = 32 \text{ kg SS/d}$

3.1.6 SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

Il progetto del nuovo depuratore di Bagolino prevede la realizzazione di due linee di sedimentazione secondaria.

La verifica e il dimensionamento del comparto sono effettuati sulla base dei seguenti parametri:

- il carico idraulico superficiale (C_{id}) calcolato in corrispondenza della portata massima e della portata di calcolo;
- il flusso solido limite (F_{SL}) che rappresenta il massimo carico di solidi sospesi che può attraversare un'unità di superficie;
- il tempo di permanenza calcolato in corrispondenza della portata di calcolo.

Per verificare il comparto, vengono pertanto definite le seguenti portate (cfr. tab. 1.16):

- portata di calcolo = $2,51 \cdot$ portata media trattata in tempo secco;
- portata massima in tempo di pioggia fissata dalla normativa.

Si riportano le relazioni che permettono di verificare il comparto.

La prima è costituita dal calcolo del carico idraulico superficiale e rende conto del comportamento idraulico del comparto:

$$C_{id} = \frac{Q}{A}$$

dove:

C_{id} = carico idraulico superficiale, da calcolare sia in corrispondenza della portata di calcolo che in corrispondenza della portata massima (m/h)

Q = portata di volta in volta utilizzata (m^3/d)

A = superficie del comparto (m^2).

La seconda è costituita dal calcolo del tempo di permanenza in corrispondenza della portata di calcolo ed è ancora legata al comportamento idraulico del comparto:

$$T_p = \frac{V}{Q_c}$$

dove:

T_p = tempo di permanenza del comparto (h)

V = volume del comparto (m^3)

Q_c = portata di calcolo (m^3/h)

Un'altra verifica viene eseguita sul flusso di sfioro agli stramazzi, suddividendo la portata di calcolo per la lunghezza complessiva della soglia di stramazzo (formula non illustrata).

La terza è costituita dal calcolo del flusso solido limite (F_{SL}) ed è legata alla sedimentabilità del fango attivo:

$$F_{SL} = \frac{(Q_c + Q_r) \cdot X_{SS}}{A}$$

dove:

F_{SL} = flusso solido limite (kg SS/m²·h)

Q_c = portata di calcolo (m³/h)

Q_r = portata di ricircolo dei fanghi (m³/h)

X_{SS} = concentrazione di solidi nel mixed liquor (g/L)

A = superficie del comparto (m²).

La tabella 3.7 espone i dati di calcolo e la verifica dei sedimentatori di progetto.

Parametro	Valore di progetto	
Portata media di tempo secco Q_{24}	1.344 m³/d (56 m³/h)	
Portata di calcolo ($2,51 \cdot Q_{24}$)	3.377 m³/d (141 m³/h)	
Portata massima in tempo di pioggia	6.000 m³/d (250 m³/h)	
Portata massima di ricircolo dei fanghi ($1,3 \cdot Q_{24}$)	1.747 m³/d (R=1,3)	
Concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor	4 g/L	
Concentrazione minima di solidi nel ricircolo	7,1 g/L	
DIMENSIONI DI PROGETTO DEL COMPARTO DI SEDIMENTAZIONE II		
Numero di bacini	n° 2	
Diametro del bacino al netto della canaletta	11,4 m	
Diametro totale del bacino	12,7 m	
Battente idrico al bordo esterno	3 m	
Superficie netta (n° 2 bacini)	204 m²	
Circonferenza netta (n° 2 bacini)	72 m	
Volume esclusa zona fanghi (n° 2 bacini)	760 m³	
VERIFICA DEL COMPARTO DI SEDIMENTAZIONE II		
Parametro	Risultato del calcolo	Limite da letteratura
C_{id} in corrispondenza della portata di calcolo	0,69 m/h	< 0,7 m/h
C_{id} in corrispondenza della portata massima	1,22 m/h	< 1,2-1,5 m/h
T_p tempo di permanenza del comparto	5,4 h	> 2,5 – 3 h
Flusso solido limite (F_{SL})	4,18 kgSS/m²·h	< 5-6 kgSS/m²·h
Flusso di sfioro agli stramazzi	46,8 m³/m·d	< 250 m³/m·d

Tabella 3.7 – Calcolo delle dimensioni del comparto di sedimentazione secondaria: valore dei parametri di progetto, dimensioni effettive assunte e verifica.

Come risulta dalla tabella 3.7 i bacini di sedimentazione di progetto rispettano tutti i parametri definiti dalla letteratura. Si sottolinea inoltre che, avendo effettuato la verifica sulla base della superficie netta (sottraendo quindi dalla superficie totale le superfici delle canalette) il risultato comprende un adeguato margine di sicurezza.

3.1.7 FILTRAZIONE FINALE

Il progetto prevede l'inserimento di un sistema di filtrazione con l'obiettivo di:

- ridurre la presenza di SST, N, BOD e COD nel refluo scaricato;
- facilitare la disinfezione finale.

Il sistema di filtrazione verrà collocato a valle dei sedimentatori secondari e prima della disinfezione finale. Si ipotizza di utilizzare una filtrazione di superficie basata su dischi, molto più compatta rispetto ad una filtrazione su volume. La filtrazione avverrà per gravità, dall'esterno verso l'interno dei dischi filtranti, con allontanamento del filtrato attraverso l'albero centrale e con deposito dei solidi sulle superfici esterne delle tele filtranti. Ne consegue un progressivo aumento delle perdite di carico e del livello nella vasca: raggiunto il valore massimo ammissibile (20-30 cm circa), si ha l'attivazione del sistema di controlavaggio costituito da elementi aspiranti collocati sui lati esterni dei dischi filtranti. La depressione così prodotta richiama acqua filtrata dall'interno dei dischi e opera un controlavaggio delle tele con allontanamento della sospensione attraverso una tubazione di scarico. Durante questa fase il sistema ruota lentamente portando in successione tutti i settori costituenti i dischi a contatto con gli elementi aspiranti.

Il dimensionamento viene effettuato sulla base del carico di solidi sospesi e della velocità di filtrazione. La scelta di dettaglio viene poi fatta in funzione delle specifiche delle macchine adottate. La tabella 3.8 illustra i parametri di pre-dimensionamento ed il risultato del calcolo alla potenzialità di 6.000 abitanti equivalenti.

Parametro	Dato di progetto	Area di filtrazione
Portata media (Q_{24})	56 m ³ /h	
Portata di punta ($2,5 \cdot Q_{24}$)	141 m ³ /h	
Portata massima di pioggia	250 m ³ /h	
SST in ingresso ai filtri	45 mg/L	
SST in uscita dai filtri	≤ 10 mg/L	
Carico di solidi (Q_{24})	≤ 200 g SS/(m ² *h)	13 m ²
Carico di solidi ($2,5 Q_{24}$)	≤ 400 g SS/(m ² *h)	16 m ²
Carico di solidi di pioggia	≤ 450 g SS/(m ² *h)	25 m ²
Velocità di filtrazione (Q_{24})	≤ 5 m/h	11 m ²
Velocità di filtrazione ($2,5 Q_{24}$)	≤ 7 m/h	20 m ²
Velocità di filtrazione di pioggia	≤ 10 m/h	25 m ²

Tabella 3.8 – Pre-dimensionamento del sistema di filtrazione finale a dischi.

Il numero di macchine individuato è 1 + 1 di riserva. Pertanto un filtro garantirà una superficie filtrante di circa 25 m² idonea a trattare anche tutta la portata di pioggia.

3.1.8 DISINFEZIONE FINALE

Tra gli effetti che avvengono all'interno di un impianto di depurazione vi è anche una consistente riduzione della carica microbica ed in generale di molti microrganismi, compresi quelli patogeni. Tuttavia, anche in presenza di rimozioni significative (attorno al 99%), data l'elevata concentrazione batterica in ingresso, l'effluente di un impianto di depurazione presenta ancora un carico batterico molto elevato.

Tra i diversi metodi di disinfezione, viene adottato il sistema a raggi ultravioletti (UV) in quanto:

- la radiazione ultravioletta si dissipa rapidamente in acqua, non lasciando residui potenzialmente dannosi per la salute umana e la vita acquatica;
- non presenta allo stato attuale evidenti prove di formazione di sottoprodotti;
- non necessita di produrre, maneggiare o stoccare reagenti tossici o corrosivi, con maggiore semplicità di gestione rispetto alla disinfezione chimica;
- molto efficace: la radiazione penetra attraverso la parete cellulare dei microrganismi ed è assorbita dagli acidi nucleici determinando l'impossibilità alla replicazione dell'acido nucleico stesso o causando la morte della cellula.

L'adozione del sistema di disinfezione a raggi UV impone caratteristiche minime del refluo da trattare che indicativamente possono essere così riassunte (Bonomo, 2008):

- SST < 30 mg/L
- BOD < 20 mg/L
- trasmittanza a 254 nm superiore al 50% (cammino ottico 1 cm).

Per questo è stato necessario prevedere l'inserimento di un trattamento di filtrazione a monte.

I parametri che determinano il dimensionamento del comparto risultano pertanto:

- portata media (Q_{24}): 56 m³/h
- portata di punta (2,5 Q_{24}): 141 m³/h;
- portata massima da trattare: 250 m³/h (in tempo di pioggia);
- trasmittanza UV-C ipotizzata: $\geq 65\%$ (riferita ad uno spessore di liquido di 10 mm)
- concentrazione SST massima in ingresso alla disinfezione: 10 mgSS/L;
- *Escherichia coli* a valle della disinfezione: < 5.000 UFC/100 mL.

L'impianto a lampade UV sarà poi dimensionato dalla casa costruttrice sulla base dei dati sopra illustrati. Nella fattispecie il sistema consiste di reattori compatti operanti in pressione il cui specifico design minimizza l'ingombro.

3.2 LINEA FANGHI

La produzione di fango di supero in un impianto a fanghi attivi è funzione della velocità di crescita microbica, della velocità di bioflocculazione e della velocità di degradazione della massa biodegradabile. Essa può essere valutata con la relazione seguente:

$$P_F = Y \cdot BOD + Y_N \cdot TKN - K_D \cdot MLSS$$

Dove:

P_F = produzione di fango di supero (kg SS/d)

Y= coefficiente di crescita batterica

BOD= BOD rimosso dal processo biologico (kg BOD/d)

Y_N= coefficiente di crescita batterica dei batteri nitrificanti

TKN= TKN rimosso dal processo biologico (kg TKN/d)

K_D= coefficiente di decadimento della massa biodegradabile (1/d)

MLSS = biomassa totale presente nel comparto aerato

Il calcolo viene fatto nelle condizioni che determinano una maggiore produzione di fango:

- temperatura: 10 °C;
- biomassa nel reattore aerato: 4,0 gSS/L.

La tabella 3.9 illustra, per i principali parametri coinvolti nel calcolo della produzione del fango di supero, il valore di progetto assunto; viene inoltre indicato il risultato del calcolo.

Parametro	Valore di progetto
Y coefficiente di crescita batterica	1 kg SS/kg BOD
BOD rimosso dal processo biologico	268 mg/L *
Y _N coefficiente di crescita batterica dei batteri nitrificanti	0,24 kg SS/kg TKN
TKN rimosso dal processo biologico	53,6 mgN/L *
K _D coefficiente di decadimento della massa biodegradabile a 10 °C	0,023
MLSS biomassa totale presente nel comparto aerato	4,0 g/L
Volume del comparto aerato	1.200 m ³
Parametro	Risultato del calcolo
Produzione di fango biologico di supero	267,1 kg SS/d
Concentrazione di fango di supero	7,0 kg SS/m ³
Portata di fango di supero	38,1 m ³ /d

* Cautelativamente, la quantità di BOD e TKN rimossi è considerata pari a quella in ingresso.

Tabella 3.9 – Calcolo della produzione di fango biologico di supero: valore dei parametri assunti a base della progettazione e risultato del calcolo.

Si è considerata una concentrazione del fango di ricircolo pari a 7,0 kgSS/m³ ricavata da un rapporto di ricircolo assunto pari a 1,3.

Viene effettuata anche una verifica sull'età del fango. Trattandosi di un sistema combinato, l'età del fango denitrificante è in proporzione all'età del fango nitrificante. Risulta:

$$\theta_T = \theta_N + \theta_D = 11,18 \text{ d} + 492/665 \cdot 11,18 \text{ d} = 19,45 \text{ d}$$

L'età del fango complessiva del sistema risulta pertanto pari a circa 19,45 d, da cui si ricava una produzione di fango pari a circa 247 kg SS/d (4,0 g/L · 1.200 m³ / 19,45 d), leggermente inferiore rispetto a quella calcolata analiticamente (pari a 267,1 kg SS/d, cfr. tabella 3.9).

Tale differenza, comunque accettabile, è legata alla impossibilità di conoscere perfettamente i diversi processi implicati nella produzione del fango di supero. In ogni caso, cautelativamente, la linea fanghi

verrà dimensionata tenendo in considerazione la maggiore produzione complessiva prevista, pari a 267 kgSS/d.

All'interno dell'impianto è prevista la defosfatazione chimica. Avendo dunque un'ipotetica produzione di fango chimico pari a 32 kgSS/d (cfr. paragrafo 3.1.5), si ottiene una produzione totale di fango pari a 299 kgSS/d corrispondente ad una portata di 42,7 m³/d di fango di supero da inviare alle successive fasi di trattamento.

3.2.1 STABILIZZAZIONE AEROBICA

La digestione aerobica è un trattamento del fango che mira principalmente alla sua stabilizzazione cioè alla diminuzione della sua putrescibilità mediante una fermentazione aerobica eterotrofa di tipo misto; obiettivo secondario è la concentrazione e quindi la riduzione del suo volume mediante separazione dell'acqua dal fango e una certa riduzione della carica batterica (Vismara, 1998).

Il criterio più utilizzato per il dimensionamento del comparto di digestione aerobica è quello basato sull'età del fango. Infatti, negli impianti a fanghi attivi l'età del fango è anche indice del suo grado di stabilizzazione ed è noto che esiste una relazione tra temperatura del fango e grado di stabilizzazione. Pertanto, il digestore va dimensionato su un'età del fango che deriva dalla differenza tra l'età del fango ideale corrispondente a un fango stabilizzato e quella riscontrata nell'impianto a fanghi attivi.

Innanzitutto si calcola l'età del fango biologico per il reattore a fanghi attivi:

$$\theta_{f.a} = \frac{MLSS}{Fango\ Estratto} = \frac{4\ KgSS/m^3 \cdot 1.200\ m^3}{299\ KgSS/d} = 16,05\ d$$

Quindi possiamo ritenere che l'età del fango biologico (di calcolo) è pari a circa 16 giorni. Si tenga comunque presente che la formula è approssimata, non si tiene conto per esempio dei solidi rilasciati con l'effluente finale e dei solidi non volatili presenti in vasca a causa della precipitazione chimica del fosforo, ma il criterio seguito determina comunque un risultato cautelativo.

Sulla base di dati di letteratura si può indicare che un'età del fango di 31 giorni è sufficiente per determinare la stabilizzazione dei fanghi ad una temperatura di 10 °C (Bonomo, 2008). A questo punto è possibile calcolare l'età del fango da imporre al digestore (θ_{dig}):

$$\theta_{dig} = 31d - \theta_{f.a.} = 15\ d$$

Applicando al digestore un'età del fango di 15 giorni, tale per cui l'età del fango complessiva risulti attorno a 31 giorni, ci si può attendere una riduzione dei solidi volatili attorno al 35% (a 10 °C).

Il volume del digestore è a questo punto dato dalla seguente relazione:

$$V_{dig} = \frac{Q_{dig} \cdot \Delta ST}{u}$$

dove:

θ_{dig} = età del fango da imporre al di gestore (d)

ΔST = solidi uscenti dal digestore ad una data temperatura (kgSS/d)

u = tenore di secco del fango nel digestore.

La tabella 3.10 illustra, per i diversi parametri coinvolti nel calcolo del volume della digestione aerobica, il valore di progetto assunto; viene inoltre indicato il risultato del calcolo.

Parametro	Valore di progetto
θ_{dig} età del fango da imporre al digestore	15 d
riduzione dei solidi volatili (a 10 °C)	30%
tenore di secco del fango nel digestore	1,5%
Parametro	Risultato del calcolo
Volume di calcolo del digestore aerobico	233 m ³

Tabella 3.10 – Calcolo del volume del digestore aerobico: valore dei parametri assunti a base della progettazione e risultato del calcolo.

La figura 3.3 rappresenta uno schema di flusso di ciò che avviene all'interno del reattore di stabilizzazione aerobica.

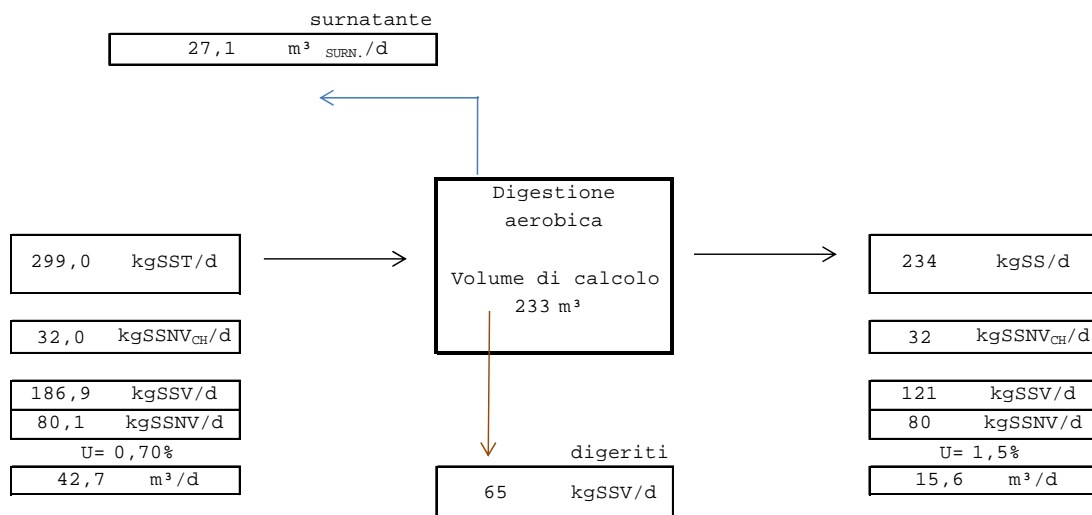


Figura 3.1 – schema di flusso del reattore di digestione aerobica dei fanghi di supero (il volume indicato è quello di calcolo, leggermente inferiore al valore effettivo della vasca in progetto).

Il trattamento di stabilizzazione è disposto su singola linea. La vasca ha le seguenti dimensioni nette:

- battente 5 m
- superficie 6 m · 8 m =48 m²

– volume vasca = 240 m³

L'effettivo volume complessivo del reattore, pari a 240 m³, è leggermente superiore al volume di calcolo ed è pertanto pienamente idoneo a svolgere la stabilizzazione del fango.

Per l'apporto di ossigeno, prediligendo un sistema di diffusione dell'aria che limiti gli abbassamenti della temperatura (e quindi evitando gli aeratori meccanici superficiali), verranno impiegati i diffusori di fondo.

Vengono digeriti circa 65 kg SSV/d. Dato il volume del digestore di 240 m³, una concentrazione di solidi nel digestore pari a 15 kg/m³, il rapporto SSV/SST pari a 0,7, fissata una richiesta di ossigeno di 0,12 kg O₂/(kg SV·d) (M.I. 1997), alla temperatura di 10°C risulta un consumo di ossigeno di circa 135 kg O₂/d (233 kg O₂/d in condizioni standard). Alla fornitura di 233 kg O₂/d, ipotizzata un'efficienza di trasferimento dell'ossigeno (SOTE) pari a 25 %, corrisponde una portata d'aria fornita dalle soffianti di 3.331 Nm³/d (139 Nm³/h).

È però a questo punto più stringente il parametro sulla portata volumetrica specifica che la lettura fissa nel range 1,2-2,6 Nm³/m³·h (MI, 1997), valori sufficienti a garantire la potenza supplementare di spunto per rimettere in sospensione il fango eventualmente sedimentato. Nel nostro caso, al fine di uniformare le macchine presenti in impianto, si adotta un coefficiente di circa 2,4 ottenendo una portata di aria necessaria di 560 Nm³/h.

3.2.2 CENTRIFUGA

La disidratazione è un'operazione unitaria di tipo fisico, finalizzata a ottenere un'ulteriore riduzione del contenuto di acqua dei fanghi, rispetto a quella già ottenuta con l'ispessimento, in cui si rimuove soltanto l'acqua che liberamente e velocemente si separa dal fango (acqua interparticellare) (De Feo, 2012). Per il caso del depuratore di Bagolino, privilegiando la semplicità di un sistema a funzionamento 24h/24, si adotta un sistema a pressa a vite che separa il fango dall'acqua all'interno di un tamburo rotante, sulla cui periferia si raccoglie la fase solida.

La macchina inserita in progetto è in grado di trattare circa 4,5 m³/h e 90 kg SS/h. Essendo noti (cfr. figura 3.1) produzione giornaliera fango, 234 kg SS/d e la portata giornaliera fango, 15,6 m³/d, risulta un funzionamento di circa 18 h a settimana.

4 SIMULAZIONE MATEMATICA ALLO STATO DI PROGETTO

4.1 MODELLO ADOTTATO

Il pacchetto software adottato per l'elaborazione del presente lavoro è lo STOAT (Sewage Treatment Optimisation over Time), sviluppato presso il Water Research Centre (WRc plc). Esso è particolarmente interessante perché consente una modellazione degli impianti di depurazione sia allo stato stazionario che dinamico. Il comparto biologico ed il sedimentatore sono stati simulati adottando rispettivamente il modello ASM1 dell'IWA (Activated Sludge Model n.1) ed il modello GENERIC, integrati nello STOAT.

Semplificando lo schema impiantistico ed ipotizzando che le condizioni di processo si ripetano identiche nelle diverse linee dell'impianto, nella simulazione viene modellata una sola linea.

La portata di progetto, pari a 1.344 m³/d (56 m³/h), in sede di simulazione è considerata pari a 19 m³/h. Delle tre linee biologiche esistenti (volume totale pari a 1.200 m³), il volume del comparto importato nel modello sarà pari a 400 m³. Delle due linee di sedimentazione esistenti (area totale pari a 204 m²), l'area del comparto importato nel modello sarà pari a 68 m².

La figura 4.1 illustra lo schema impiantistico adottato.

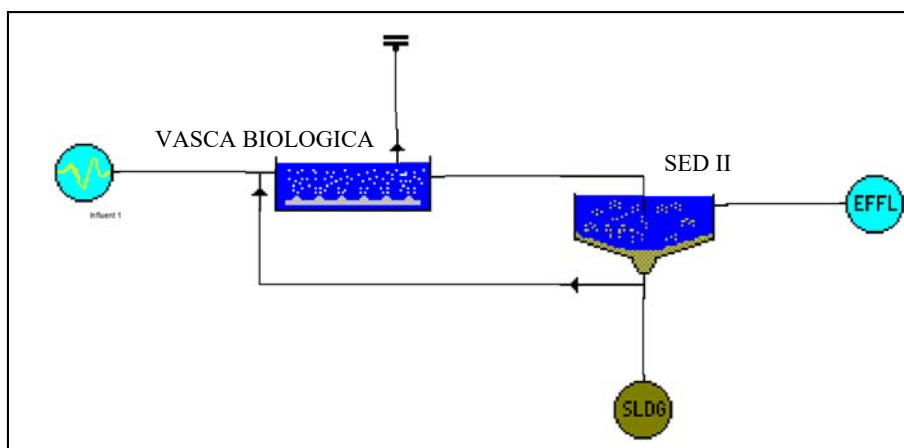


Figura 4.1 – Layout di una linea dell'impianto (estratto dalla schermata grafica del software).

All'interno della simulazione sono analizzate due condizioni in funzione della temperatura. La prima è inerente la temperatura considerata in sede di progetto (10 °C), la seconda riguarda la temperatura ritenuta critica nelle condizioni invernali (8 °C). Questa elaborazione è stata effettuata per verificare il corretto svolgimento dei processi biologici nonostante le condizioni più svantaggiose.

4.2 PARAMETRI

La simulazione è stata condotta con:

- un comparto biologico costituito da una vasca in cui vengono simulate le condizioni di un processo a cicli alternati;
- caratteristiche geometriche dei comparti pari a quelle di progetto rapportate ad una linea;
- caratteristiche del liquame in ingresso pari al liquame dello stato di progetto (cfr. tabella 1.17).

La tabella 4.1 illustra i parametri geometrici di base adottati nella simulazione.

	Comparto biologico
Modello di calcolo	ASM1
Volume (m ³)	400
	Sedimentazione Finale
Modello di calcolo	GENERIC
Area di sed. (m ²)	68
H _{MED} di sed. (m)	3

Tabella 4.1 – Principali dimensioni geometriche dei comparti e modelli di calcolo adottati per la simulazione.

Il reflu in ingresso è stato impostato con un andamento sinusoidale: le portate e le concentrazioni del liquame influenti, riportati in tabella 4.2, rappresentano i valori medi della sinusoide.

PARAMETRO	VALORE
Portata in tempo secco (m ³ /h)	19
COD (mg/L)	536
BOD (mg/L)	268
BOD/COD	0,5
SST (mg/L)	268
Ntot (mg/L)	53,6
COD/N	10
P (mg/L)	8
pH	7,2

Tabella 4.2 – Caratteristiche del liquame in ingresso alla linea di trattamento adottato nella simulazione.

In figura 4.2 è possibile osservare l'andamento dei principali parametri in ingresso al comparto biologico.

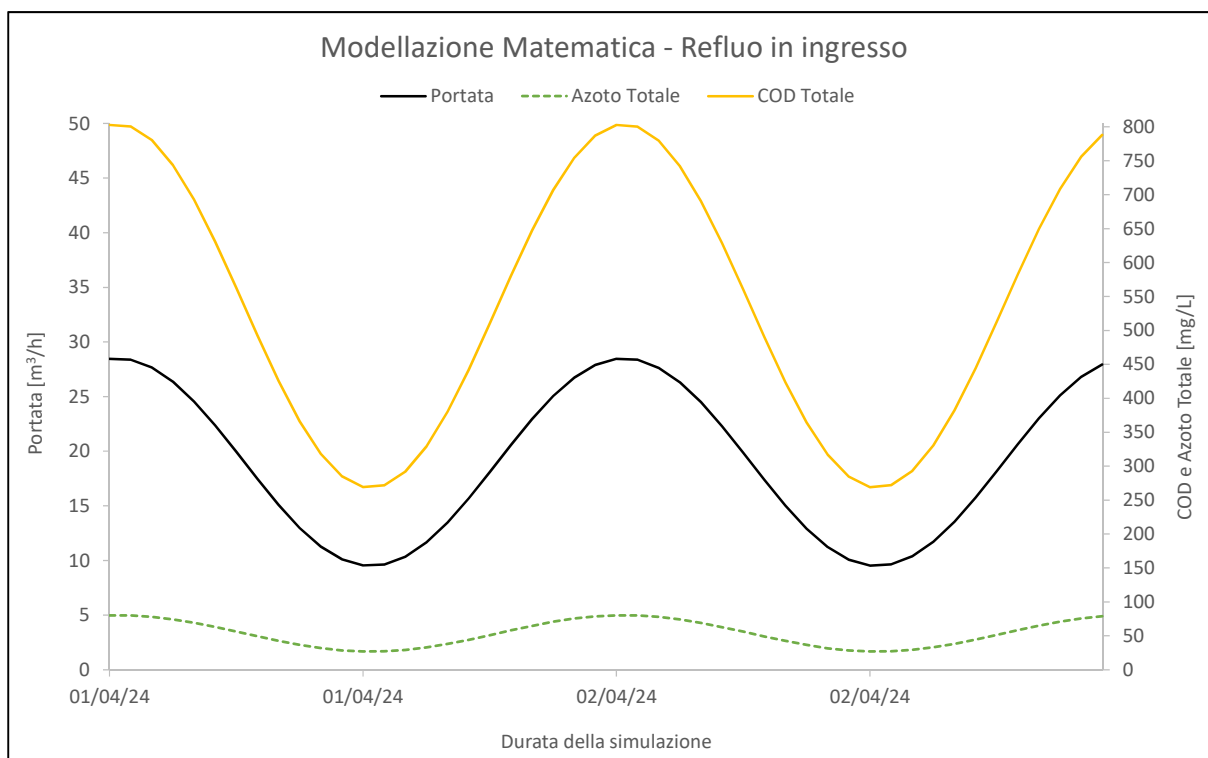


Figura 4.2 – Rappresentazione grafica (2 giorni) del reflu in ingresso all'impianto.

I principali parametri cinetici adottati sono quelli che il software integra come default (cfr. tabella 4.3).

La tabella 4.3 illustra i principali parametri adottati:

PARAMETRO	DESCRIZIONE	U.D.M	VALORE
$\mu_H(15^\circ\text{C})$	Velocità di crescita Heterotrofi	(1/h)	0,17677
$\theta(\mu_H)$	Coeff. temperatura crescita Heterotrofi	(1/°C)	0,06931
$b_H(15^\circ\text{C})$	Tasso di decadimento heterotrofi	(1/h)	0,01467
$\theta(b_H)$	Coeff. temperatura decadimento Heterotrofi	(1/°C)	0,11314
Y_H	Yield Heterotrofi	mgCOD/mgCOD	0,67
$\mu_A(15^\circ\text{C})$	Velocità di crescita Autotrofi	(1/h)	0,02066
$\theta(\mu_A)$	Coeff. temperatura crescita Autotrofi	(1/°C)	0,10055
$b_A(15^\circ\text{C})$	Tasso di decadimento Autotrofi	(1/h)	0,00361
$\theta(b_A)$	Coeff. temperatura decadimento Autotrofi	(1/°C)	0,10986
Y_A	Yield Autotrofi	mgCOD/mgCOD	0,24

Tabella 4.3 – Parametri cinetici adottati nella simulazione. NB: tutti i parametri cinetici sono espressi in termini di COD equivalente.

La simulazione ha previsto un periodo di avviamento dell'impianto, della durata temporale di circa sei mesi, in cui le condizioni iniziali prevedevano assenza di biomassa autotrofa ed eterotrofa nei reattori biologici e assenza di solidi sospesi nel sedimentatore secondario. Questa modalità permette uno spontaneo raggiungimento di una condizione di regime, in cui la concentrazione di solidi in vasca, viene regolata dall'estrazione manuale del fango di supero. Per iterazione si è individuata una estrazione di fango che garantisce in vasca una concentrazione di solidi desiderata. Inoltre, al fine di simulare le condizioni del processo a cicli alternati, si è adottata una modalità di accensione e spegnimento delle soffianti in funzione della concentrazione di nitrati.

La tabella 4.4 illustra i principali parametri operativi utilizzati nella simulazione.

PARAMETRO	DESCRIZIONE	
$\text{N-NO}_3^-_{\text{OX/NIT}}$ (mg/L)	Valore di setpoint del Nitrato nella fase aerobica	12
$\text{N-NO}_3^-_{\text{DEN}}$ (mg/L)	Valore di setpoint del Nitrato nella fase anossica	2
MLSS medio (kg/m ³)	Concentrazione media di biomassa nei reattori biologici	4.0
T (°C)	Temperatura di esercizio	8 oppure 10

Tabella 4.4 – Parametri operativi adottati nella simulazione.

4.3 RISULTATI

I risultati mostrati di seguito si concentrano sulla condizione di regime finale tralasciando la descrizione del periodo transitorio iniziale che non è significativo in questo lavoro. Il processo viene simulato con due temperature di lavoro: 8 e 10 °C.

ammoniacale tende ad aumentare a causa dell’apporto indotto dall’ingresso in vasca di nuovo reflu, l’azoto nitrico a diminuire a causa della riduzione dei nitrati ad azoto gassoso. In questa fase il processo biologico attivo è la denitrificazione. Una volta raggiunti i 2 mg N-NO₃⁻/L si avvia la fase di “soffianti accese” che comporta l’ossidazione dell’azoto ammoniacale e contestuale aumento della concentrazione di nitrati. In questa fase il processo biologico attivo è la nitrificazione.

All’uscita dell’impianto, i parametri che meritano attenzione risultano essere: solidi sospesi totali, COD totale, azoto ammoniacale, azoto nitrico e azoto totale.

Nella sottostante tabella 4.6 sono riportate le analisi statistiche elementari calcolate per i parametri sopracitati.

	Total SS (mg/l)	Total COD (mg/l)	N-NH ₄ ⁺ (mg/l)	N-NO ₃ ⁻ (mg/l)	Total N (mg/l)
MIN	5,01	7,02	0,94	4,72	9,58
MAX	17,16	20,09	5,59	10,41	14,67
MEDIA	8,45	10,70	2,59	7,65	11,19
MEDIANA	7,09	9,33	2,63	7,75	11,02

Tabella 4.6 – Parametri statistici delle concentrazioni simulate in uscita all’impianto a T=10 °C.

In figura 4.3 sono riportate l’andamento delle concentrazioni di solidi sospesi totali, COD totale, azoto ammoniacale, azoto nitrico e azoto totale simulate all’uscita dell’impianto alla temperatura di progetto T=10 °C.

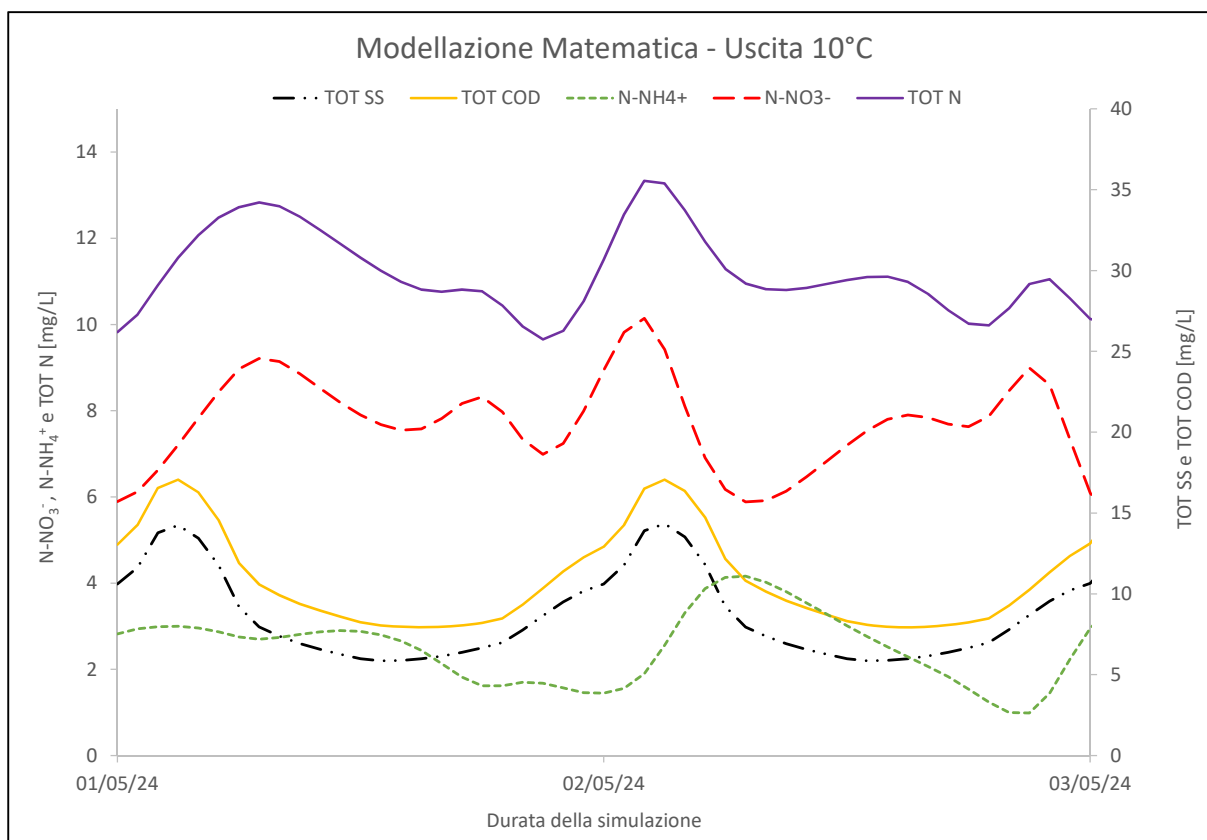


Figura 4.3 – Rappresentazione grafica (2 giorni) del reflu in uscita all’impianto a T=10 °C.

4.3.2 RISULTATI ALLA TEMPERATURA DI 8 °C

Per i processi biologici, i parametri più significativi risultano essere: biomassa, ossigeno disciolto, azoto nitrico ed azoto ammoniacale.

Nella sottostante tabella 4.7 sono riportate le analisi statistiche elementari calcolate per i parametri operativi nelle condizioni di regime.

	Biomassa (mg/l)	Ossigeno Disciolto (mg/l)
MIN	3.779,80	0,00
MAX	4.128,00	7,30
MEDIA	4.011,54	2,46
MEDIANA	4.004,70	1,70

Tabella 4.7 – Parametri statistici dei parametri operativi all'interno del comparto biologico a T=8 °C.

In figura 4.4 sono riportate l'andamento delle concentrazioni di biomassa, ossigeno disciolto, azoto nitrico e azoto ammoniacale simulate all'interno del comparto biologico alla temperatura di verifica T=8 °C.

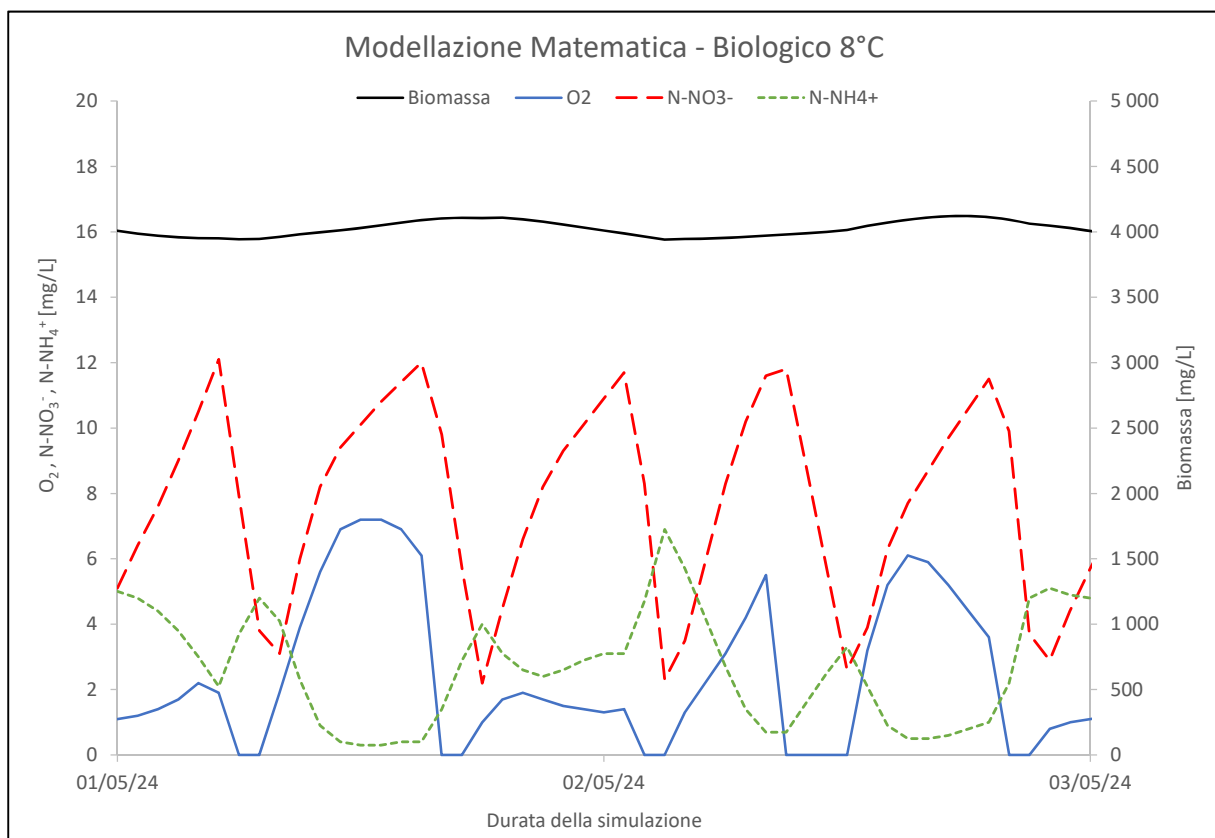


Figura 4.4 – Rappresentazione grafica (2 giorni) delle condizioni in vasca biologica a T=8 °C.

Dall'analisi grafica, risulta evidente il processo a cicli alternati. In particolare risulta ben chiaro il momento di accensione e spegnimento delle soffianti. Durante la fase di “soffianti spente” l'azoto ammoniacale tende ad aumentare a causa dell'apporto indotto dall'ingresso in vasca di nuovo refluo, l'azoto nitrico a diminuire a causa della riduzione dei nitrati ad azoto gassoso. In questa fase il processo

biologico attivo è la denitrificazione. Una volta raggiunti i 2 mg N-NO₃⁻/L si avvia la fase di “soffianti accese” che comporta l’ossidazione dell’azoto ammoniacale e contestuale aumento della concentrazione di nitrati. In questa fase il processo biologico attivo è la nitrificazione.

All’uscita dell’impianto, i parametri che meritano attenzione risultano essere: solidi sospesi totali, COD totale, azoto ammoniacale, azoto nitrico e azoto totale.

Nella sottostante tabella 4.8 sono riportate le analisi statistiche elementari calcolate per i parametri sopracitati.

	Total SS (mg/l)	Total COD (mg/l)	N-NH ₄ ⁺ (mg/l)	N-NO ₃ ⁻ (mg/l)	Total N (mg/l)
MIN	5,04	6,96	1,15	4,81	9,86
MAX	14,51	17,46	13,03	10,30	21,10
MEDIA	7,94	10,17	3,47	7,64	12,04
MEDIANA	7,01	9,21	3,56	7,68	11,87

Tabella 4.8 – Parametri statistici delle concentrazioni simulate in uscita all’impianto a T=8 °C.

In figura 4.5 sono riportate l’andamento delle concentrazioni di solidi sospesi totali, COD totale, azoto ammoniacale, azoto nitrico e azoto totale simulate all’uscita dell’impianto alla temperatura di verifica T=8 °C.

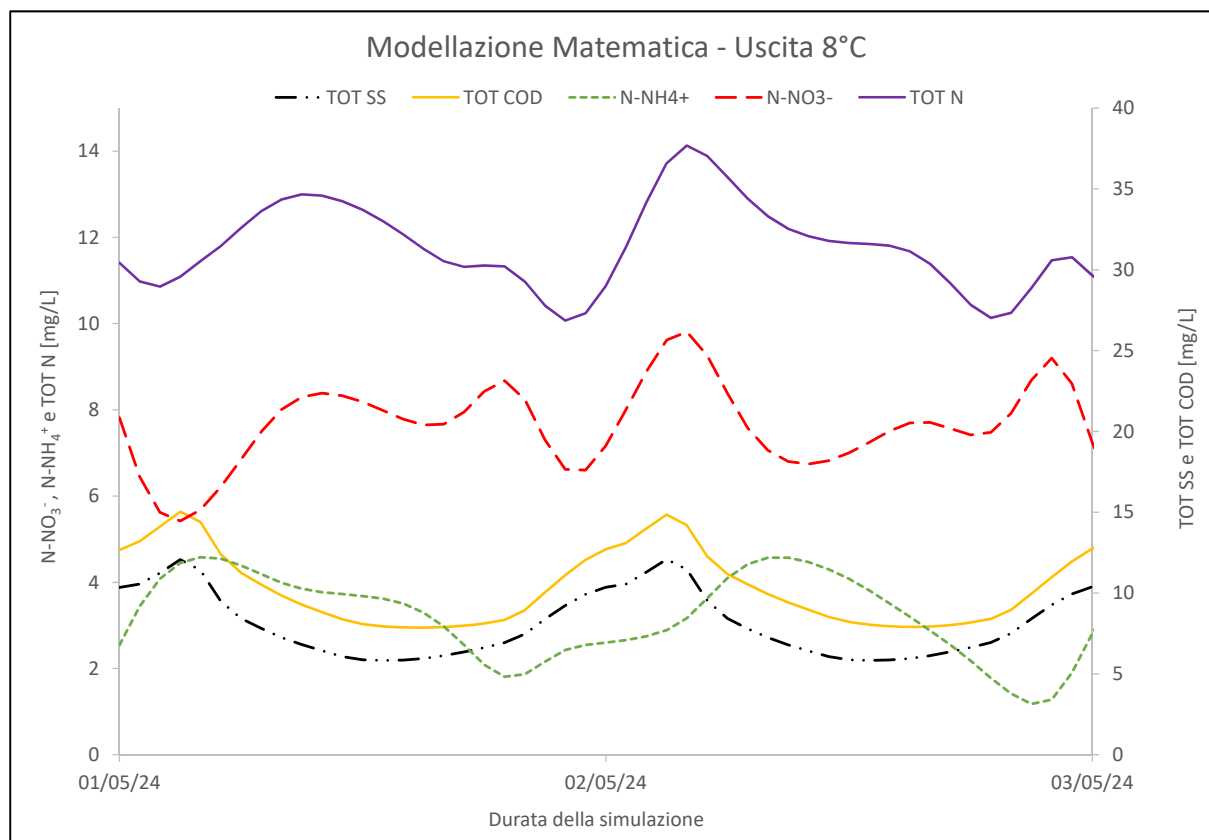


Figura 4.5 – Rappresentazione grafica (2 giorni) del refluo in uscita all’impianto a T=8 °C.

4.4 CONCLUSIONI

In tabella 4.9 si riporta il valore medio delle concentrazioni simulate in uscita all'impianto confrontate con i limiti di emissione previsti dalla Tabella 3 dell'Allegato D del R.R 6/19.

PARAMETRO	VALORE SIMULATO 10 °C	VALORE SIMULATO 8 °C	LIMITE
COD (mg/L)	10,70	10,17	125
SST (mg/L)	8,45	7,94	35
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	2,59	3,47	7,8
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	7,65	7,64	---
N TOT (mg/L)	11,19	12,04	---

Tabella 4.9 – Confronto delle concentrazioni in uscita all'impianto (modello-limiti di emissione).

Come si può osservare dai risultati delle simulazioni, i limiti imposti dalle normative vigenti sono soddisfatti, anche per il parametro più critico che è l'azoto ammoniacale. Con l'abbassamento della temperatura (da 10 a 8 °C), si verifica un leggero peggioramento della qualità del refluo. Tuttavia l'incremento della biomassa, da 3,7 a 4 gSS/L, consente di limitare l'effetto che il rallentamento delle cinetiche biologiche determina in particolare sulla nitrificazione. In effetti questa condizione è confermata dal metodo tradizionale di calcolo che richiede un incremento di biomassa per rispettare i limiti di emissione alla temperatura di 8 °C.

Pertanto, essendo i risultati della simulazione coerenti con i calcoli teorici, l'impianto si ritiene verificato anche ad 8 °C.

BIBLIOGRAFIA

Bonomo L. (2008). Trattamenti delle acque reflue. McGraw-Hill, Milano.

De Feo G., De Gisi S., Galasso M. (2012). Acque reflue: progettazione e gestione di impianti per il trattamento e lo smaltimento. Dario Flaccovio Editore, Palermo.

Masotti L., Verlicchi P. (2005). Depurazione delle acque di piccole comunità. Hoepli, Milano.

Metcalf & Eddy. Wastewater Engineering – Treatment and Reuse. (2003). McGraw-Hill.

MI – Manuale dell'Ingegnere (1997). Volume terzo, sezione Q – Ingegneria Ambientale. Hoepli, Milano.

Sigmund C. (2005). Teoria e pratica della depurazione delle acque reflue. Dario Flaccovio Editore.

Vismara R. (1998). Depurazione biologica. Hoepli, Milano.