



UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA

DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE

CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA CHIMICA E DEI  
PROCESSI INDUSTRIALI

TESI DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA CHIMICA E DEI  
PROCESSI INDUSTRIALI

ANALISI DI FUNZIONAMENTO DI UN IMPIANTO DI  
DEPURAZIONE A FANGHI ATTIVI E SPERIMENTAZIONE  
PILOTA IN UN IMPIANTO A BIOMASSA ADESA (MBBR)

Relatore: Ch.mo prof. Lino Conte

Correlatore: Ing. Luigi Falletti

Tutor aziendale: Ing. Andrea Rigato

Laureando: Angelo Russo

Anno Accademico 2014-2015



## **RIASSUNTO**

Oggetto di questa tesi è stato l'impianto di depurazione di Conselve (Pd) gestito dal Centro Veneto Servizi (CVS). Su tale impianto è stato eseguito uno studio di funzionalità relativo all'anno solare 2013 avendo ricavato tutti i dati sulle portate, sui carichi inquinanti e sulla concentrazioni dai registri. Mediante tale studio si è verificato il rispetto dei limiti imposti dalla legge dei principali inquinanti e sono state calcolate le capacità di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione.

Successivamente sono state eseguite prove sperimentali su un impianto pilota a biomassa adesa appositamente installato e su di esso sono state eseguite una serie di analisi degli inquinanti al variare del rapporto di ricircolo di liquame nitrificato al fine di calcolare il valore ottimale di tale rapporto. Dai dati a cui si è pervenuti sono state calcolati i carichi di inquinanti e le rese di rimozione che sono servite per confrontare l'impianto reale con l'impianto pilota.



# Sommario

<b>INTRODUZIONE .....</b>	<b>1</b>
<b>CAPITOLO 1: LA NORMATIVA ITALIANA.....</b>	<b>3</b>
1.1 Definizioni .....	3
1.2 Il quadro normativo .....	4
1.3 Il D.Lgs. 152/2006.....	5
1.4 La normativa regionale .....	7
<b>CAPITOLO 2: I PROCESSI DI DEPURAZIONE.....</b>	<b>11</b>
2.1 Trattamenti preliminari.....	12
2.1.1 <i>La grigliatura</i> .....	12
2.1.2 <i>La staccatura</i> .....	12
2.1.3 <i>Il sollevamento</i> .....	13
2.1.4 <i>La dissabbiatura</i> .....	13
2.1.5 <i>La disoleatura</i> .....	14
2.1.6 <i>La preaerazione ed equalizzazione</i> .....	14
2.2 La sedimentazione primaria .....	15
2.3 Trattamenti secondari.....	16
2.3.1 <i>Microrganismi dei fanghi biologici</i> .....	16
2.3.2 <i>Ossidazione biologica</i> .....	17
2.3.2.1 <i>Fondamenti teorici</i> .....	18
2.3.2.2 <i>Il fattore carico di fango</i> .....	19
2.3.2.3 <i>Dimensionamento della vasca di ossidazione</i> .....	20
2.3.2.4 <i>Il riciclo del fango</i> .....	21
2.3.3 <i>La nitrificazione</i> .....	21
2.3.4 <i>La denitrificazione</i> .....	22
2.3.5 <i>La sedimentazione secondaria</i> .....	25
2.4 Trattamenti terziari .....	26
2.4.1 <i>La coagulazione e la flocculazione</i> .....	26
2.4.2 <i>La defosfatazione</i> .....	27
2.4.3 <i>La filtrazione</i> .....	27
2.4.4 <i>La disinfezione</i> .....	28

2.5	Linea fanghi .....	29
2.5.1	<i>L'ispessimento</i> .....	29
2.5.2	<i>La stabilizzazione</i> .....	30
2.5.2.1	<i>La digestione anaerobica</i> .....	31
2.5.2.2	<i>Dimensionamento di un digestore anaerobico</i> .....	33
2.5.3	<i>La disidratazione</i> .....	34
2.6	Il processo depurativo a letto mobile (MBBR) .....	35
2.6.1	<i>Generalità sui processi a biomassa adesa</i> .....	35
2.6.2	<i>Principali caratteristiche dei processi a letto mobile</i> .....	36
2.6.3	<i>I parametri di funzionamento</i> .....	36
2.6.4	<i>Il processo AnoxKaldnes™ MBBR</i> .....	37
2.6.5	<i>La nitrificazione</i> .....	38
2.6.6	<i>La denitrificazione</i> .....	39
<b>CAPITOLO 3: DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO DI CONSELVE</b> .....		<b>41</b>
3.1	Caratteristiche dell'impianto .....	41
3.2	Descrizione generale del processo depurativo .....	42
3.3	T Trattamenti primari .....	44
3.3.1	<i>La grigliatura fine</i> .....	44
3.3.2	<i>Dissabbiatura e disoleatura aerata</i> .....	44
3.3.3	<i>Stazione trattamento bottini</i> .....	44
3.3.4	<i>Sedimentazione primaria</i> .....	45
3.4	T Trattamento biologico .....	45
3.4.1	<i>Ossidazione biologica</i> .....	45
3.4.2	<i>Nitrificazione</i> .....	48
3.4.3	<i>Denitrificazione</i> .....	49
3.5	S Sedimentazione finale .....	50
3.6	T Trattamenti terziari .....	50
3.6.1	<i>Nuova centrale di sollevamento</i> .....	50
3.6.2	<i>Sezione di coagulazione – flocculazione</i> .....	50
3.6.3	<i>Filtrazione rapida su sabbia</i> .....	51
3.6.4	<i>Disinfezione finale tramite raggi UV</i> .....	51
3.7	Linea fanghi .....	52
3.7.1	<i>Pre – ispessimento</i> .....	52

3.7.2 Digestione anaerobica .....	52
3.7.3 Post - ispessimento.....	53
3.7.4 Disidratazione meccanica dei fanghi .....	53
3.7.5 Letti di essiccamento di emergenza .....	53
<b>CAPITOLO 4: STUDIO DELL'IMPIANTO DI CONSELVE: ANALISI DI FUNZIONAMENTO.....</b>	<b>55</b>
4.1 Portate trattate dall'impianto .....	55
4.2 Analisi delle concentrazioni degli inquinanti.....	57
4.2.1 BOD .....	57
4.2.2 COD .....	58
4.2.3 Solidi sospesi totali (SST) .....	59
4.2.4 Azoto ammoniacale ( $\text{NH}_4 - \text{N}$ ) .....	60
4.2.5 Azoto nitroso ( $\text{NO}_2 - \text{N}$ ) .....	61
4.2.6 Azoto nitrico ( $\text{NO}_3 - \text{N}$ ) .....	62
4.2.7 Azoto totale (totN) .....	63
4.2.8 Fosforo (P) .....	64
4.2.9 Discussione dei risultati .....	65
4.3 Rese di rimozione .....	66
4.4 Carichi inquinanti .....	67
4.5 Calcolo della capacità depurativa dell'impianto .....	68
4.5.1 Capacità di ossidazione .....	68
4.5.2 Capacità di nitrificazione .....	69
4.5.3 Capacità di denitrificazione .....	72
<b>CAPITOLO 5: PROVE SPERIMENTALI CON UN IMPIANTO PILOTA A BIOMASSA ADESA (MBBR) .....</b>	<b>75</b>
5.1 Descrizione dell'impianto pilota .....	75
5.1.1 Avviamento dell'impianto pilota .....	76
5.1.2 Proprietà dei corpi di riempimento .....	77
5.2 Metodi di analisi .....	78
5.2.1 Determinazione del COD .....	78
5.2.2 Determinazione dell'azoto ammoniacale ( $\text{NH}_4 - \text{N}$ ) .....	78
5.2.3 Determinazione dell'azoto nitroso ( $\text{NO}_2 - \text{N}$ ) .....	79
5.2.4 Determinazione dell'azoto nitrico ( $\text{NO}_3 - \text{N}$ ) .....	79
5.2.5 Determinazione della biomassa adesa.....	79

5.3 Risultati delle analisi con l'impianto a biomassa adesa.....	80
5.3.1 <i>Analisi con rapporto di ricircolo R pari a 1</i> .....	80
5.3.2 <i>Analisi con rapporto di ricircolo R pari a 2</i> .....	82
5.3.3 <i>Analisi con rapporto di ricircolo R pari a 3</i> .....	84
5.4 Carichi inquinanti .....	86
5.5 Resa di rimozione degli inquinanti .....	88
5.6 Confronto tra l'impianto principale con l'impianto pilota .....	89
<b>CONCLUSIONI</b> .....	<b>91</b>
<b>RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI</b> .....	<b>93</b>



# INTRODUZIONE

Il tema dell'acqua, risorsa preziosa ed indispensabile per la vita, da diversi anni ha acquisito maggiore importanza nel panorama mondiale a causa del diffuso inquinamento che ha iniziato ad intaccare le risorse idriche. L'aumento dell'attenzione da parte dell'opinione pubblica sulle conseguenze delle azioni umane sul territorio spinge ogni anno sempre di più ad una maggiore rigidità delle normative a tutela dell'ambiente e dunque in particolare anche dell'acqua. A tale scopo vi è la necessità di effettuare periodiche verifiche sul funzionamento degli impianti di depurazione al fine di individuare eventuali punti critici o sviluppare nuovi processi oppure migliorare quelli esistenti con nuove tecnologie a ridotto ingombro come i reattori a biomassa adesa a letto mobile.

Questa tesi, svolta presso l'impianto di depurazione di Conselve (PD) gestito dal Centro Veneto Servizi di Monselice (PD), è focalizzata sullo studio di funzionamento dell'impianto esistente e su una sperimentazione pilota effettuata per mezzo di un impianto a biomassa adesa a letto mobile (MBBR) installato in un locale dell'impianto principale. Tale tesi è articolata in cinque capitoli:

Nel capitolo primo tratterà la normativa vigente in materia di acqua. Il capitolo secondo invece tratterà a livello teorico i processi di depurazione, delineando fase per fase tutte le principali operazioni. Nel capitolo terzo ci si concentrerà invece sull'impianto di depurazione oggetto di tale studio, riportando tutti i dati di progetto e descrivendo scrupolosamente tutte le operazioni svolte in tal impianto. Il capitolo quarto si basa sullo studio di funzionalità dell'impianto di Conselve valutando l'ottemperamento dei limiti di concentrazione degli inquinanti, valutando le portate e i carichi trattati ed il calcolo delle capacità depurative di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione. Il quinto e ultimo capitolo riporta la parte sperimentale. È stato eseguito uno studio su un impianto pilota appositamente installato a corpi di riempimento e si è cercato di valutare il valore ottimale del rapporto di ricircolo del liquame nitrificato nella vasca di denitrificazione; infine si è tenuto un confronto tra le rese depurative dell'impianto reale e quelle dell'impianto pilota.



## Capitolo 1

# LA NORMATIVA ITALIANA

## 1.1 Definizioni

Prima di iniziare la trattazione, si riportano una serie di definizioni di riferimento così come riportate dal D.lgs 152/2006.

Abitante equivalente (A.E.): il carico organico biodegradabile avente una richiesta chimica di ossigeno a 5 giorni (BOD<sub>5</sub>) pari a 60 grammi al giorno.

Acque reflue domestiche: acque reflue provenienti da insediamenti di tipo residenziale e da servizi e derivanti prevalentemente dal metabolismo umano e da attività domestiche.

Acque reflue industriali: qualsiasi tipo di acque scaricate da edifici od installazioni in cui si svolgono attività commerciali o di produzione di beni, diverse qualitativamente dalle acque reflue domestiche e da quelle meteoriche di dilavamento; sono riconducibili a questo ambito anche le acque meteoriche che entrano in contatto con superfici ove vi sia la presenza di depositi di rifiuti, materie prime o prodotti non protetti dall'azione degli agenti atmosferici.

Acque reflue urbane: acque reflue domestiche, o il miscuglio di acque reflue domestiche, industriali e meteoriche di dilavamento, convogliate in reti fognarie, anche separate, e provenienti da agglomerato.

BOD: richiesta biochimica di ossigeno; è indice della concentrazione di sostanze organiche nei liquami: più è alto, massima è la velocità con cui le sostanze biologiche vengono degradate.

COD: richiesta chimica di ossigeno: indica la quantità di ossigeno necessario per ossidare chimicamente le sostanze organiche ossidabili biologicamente e le sostanze non biodegradabili ossidabili solo chimicamente.

Fognatura mista: rete fognaria che canalizza sia le acque reflue urbane che le acque meteoriche di dilavamento.

Fognatura separata: la rete fognaria costituita da due canalizzazioni, la prima delle quali adibita alla raccolta e al convogliamento delle sole acque meteoriche di dilavamento, e la seconda adibita alla raccolta e convogliamento delle acque reflue urbane.

Impianto di depurazione: ogni struttura tecnologica che dia luogo, mediante applicazione di idonee tecnologie, a una riduzione del carico inquinante refluo ad esso convogliato da collettori fognari.

Rifiuto liquido: acque reflue, indipendenti dalla loro natura, anche sottoposte a preventivo trattamento di depurazione, non immesse direttamente tramite condotta nel corpo recettore.

Scarico: qualunque immissione di acque reflue, indipendentemente dalla loro natura inquinante, anche sottoposte a preventivo trattamento di depurazione, in acque superficiali, sul suolo, nel sottosuolo o in rete fognaria.

Valore limite di emissione: limite di accettabilità di una sostanza inquinante contenuta in uno scarico: si applicano di norma nel punto di fuoriuscita delle emissioni dall'impianto, senza tener conto dell'eventuale diluizione.

## **1.2 Il quadro normativo**

La normativa sulla tutela delle acque in vigore in Italia fino al 14.04.2006 “*Norme in materia ambientale*” ha avuto come riferimento principale il D.lgs. 11.05.1999 n. 152 [1].

Il D.lgs. 152/2006 ha sostanzialmente ripreso – per il settore della tutela delle acque – le indicazioni e le strategie individuate dal decreto precedente, riscrivendo però la sezione relativa alla classificazione dei corpi idrici ed agli obiettivi di qualità ambientale. Con l'entrata in vigore del D.lgs. 152/2006 sono cambiate le regole sulla valutazione di impatto ambientale, difesa del suolo, tutela delle acque, gestione dei rifiuti, riduzione dell'inquinamento atmosferico e risarcimento dei danni ambientali, e sono state abrogate molte delle preesistenti norme. In materia di acque, le norme di riferimento sono contenute nella Parte III del D.lgs. 152/2006 (art. 53 – 176), ricalcando in molti aspetti il previgente D.lgs. 152/1999 e precisandone altri. Il D.lgs. 152/2006 demanda alle Regioni l'elaborazione di “*Piani di tutela delle acque*” (PTA), strumenti per la prevenzione dell'inquinamento delle acque all'interno del loro territorio [6].

## 1.3 Il D.Lgs. 152/2006

Il D.lgs. 152/2006 è un testo nato con l'intenzione di svolgere un'attività di semplificazione e standardizzazione a livello nazionale del quadro normativo riguardante:

- le procedure per la *valutazione ambientale strategica (VAS)*, per la *valutazione d'impatto ambientale (VIA)* e per l'*autorizzazione integrata ambientale (AIA)*;
- la difesa del suolo e la lotta alla desertificazione, la tutela delle acque e dell'inquinamento e la gestione delle risorse idriche;
- la gestione dei rifiuti e la bonifica dei siti contaminati
- la tutela dell'aria e la riduzione delle emissioni in atmosfera;
- la tutela risarcitoria contro i danni all'ambiente.[2]

La parte III del D.lgs. 152/2006 è divisa in più sezioni, in particolare:

- ***Difesa del suolo e lotta alla desertificazione*** (Sezione I);
- ***Tutela delle acque e disciplina degli scarichi*** (Sezione II);
- ***Approvvigionamento idrico*** (Sezione III), coesiste con il R.D. 1775/1933;
- ***Acque destinate al consumo umano*** (Sezione III), coesiste con il D.Lgs. 31/20 e successive modifiche e integrazioni;
- ***Servizio idrico integrato*** (Sezione III). [5]

La disciplina degli scarichi costituisce l'aspetto centrale del D.lgs. 152/2006. Gli scarichi sono da controllare in via preventiva e successiva, con particolare attenzione ai limiti di accettabilità delle sostanze inquinanti; questi sono espressi in generale come concentrazioni massime e/o rese di riduzione minime, come precisato più avanti.

Gli scarichi sono disciplinati in funzione del rispetto degli obiettivi di qualità dei corpi idrici e devono essere autorizzati; gli scarichi domestici in pubblica fognatura sono sempre autorizzati, mentre per gli scarichi industriali è necessaria una specifica procedura. Gli scarichi di impianti di trattamento di acque reflue urbane di potenzialità superiore a 2000 abitanti equivalenti (AE) devono rispettare i valori limite previsti dalla tabella 1 dell'allegato; se l'agglomerato invece si trova in un'area sensibile, ovvero in un'area a rischio di eutrofizzazione – ad esempio laghi, estuari o aree umide – si aggiungono i limiti riportati in tabella 2. Per gli scarichi degli impianti che trattano acque reflue industriali è prevista invece la tabella 3 che distingue tra il recapito in pubblica fogna e quello in aree superficiali [5].

Le Regioni hanno facoltà di definire limiti diversi da imposti dallo Stato, sia in concentrazione massima ammissibile sia in quantità massima per unità di tempo, in ordine ad ogni sostanza inquinante e per gruppi o famiglie di sostanze affini, tenendo conto dei carichi massimi ammissibili e delle migliori tecniche disponibili (BAT). Per alcuni parametri – tra cui si annoverano SST, BOD, COD, azoto, fosforo, sostanza pericolose – però le Regioni non possono fissare dei limiti meno restrittivi di quelli stabiliti dal D.lgs. 152/2006. In dettaglio non sono derogabili i limiti dell'allegato 5 riguardo:

- La tabella 1, per le acque reflue urbane recapitanti in corpi idrici superficiali,
- La tabella 2, per gli scarichi di acque reflue urbane recapitanti in corpi idrici superficiali ricadenti in aree sensibili;
- La tabella 3/A per i cicli produttivi ivi indicati;
- Le tabelle 3 e 4 per quelle riportate nella tabella 5.

Per quanto riguarda i limiti di scarico di acque reflue urbane, in acque superficiali quindi, si deve guardare all'allegato 5 alla parte terza. Tali limiti variano in funzione alla potenzialità del recapito e dal tipo di acque reflue

**Tabella 1.1:** *Tabella 1 Allegato 5 alla parte III del D.Lgs. 152/2006.[2]*

<b>Potenzialità impianto A.E.</b>	<b>10.000 – 100.000</b>		<b>&gt; 100.000</b>	
	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
Parametri (media giornaliera)				
BOD5 senza nitrificazione (mg/L)	≤ 25	70 – 90	≤ 25	80
COD (mg/L)	≤ 125	75	≤ 125	75
Solidi sospesi (mg/L)	≤ 35	90	≤ 35	90

**Tabella 1.2:** *Tabella 2 Allegato 5 alla parte III del D.Lgs. 152/2006 [2]*

<b>Potenzialità impianto A.E.</b>	<b>10.000 – 10.000</b>		<b>&gt; 100.000</b>	
	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
Parametri (media giornaliera)				
Fosforo totale (P mg/L)	≤ 2	80	≤ 1	80
Azoto totale (N mg/L)	≤ 15	70 - 80	≤ 10	70 - 80

Nel D.Lgs. 152/2006 viene trattata un'altra parte di fondamentale importanza, ovvero la possibilità di trattare anche rifiuti negli impianti di trattamento di acque reflue urbane; tale trattamento di norma è proibito, fatte salve due eccezioni regolamentate dall'art. 110.

## **1.4 La Normativa Regionale**

Il Piano Regionale di risanamento delle Acque (P.R.R.A.) è stato approvato dalla regione Veneto nel 1989 e ha rappresentato, fino al 2012, lo strumento principale per la tutela delle acque. Il P.R.R.A. aveva l'obiettivo del raggiungimento del massimo grado di protezione delle risorse idriche, compatibile con lo stato di fatto infrastrutturale e con le previsioni di sviluppo. Le strategie del P.R.R.A. sono state in parte riprese nel P.T.A. (Piano di tutela delle Acque). Il P.R.R.A. nasceva in conseguenza a quanto disposto dalla legge Merli, che lascia alle Regioni la redazione dei piani regionali di risanamento con limiti allo scarico adattati alla situazione locale. Il P.R.R.A. divideva il territorio regionale in tredici bacini idrografici o aree tributarie ai principali corsi idrici [4]. All'interno delle aree tributarie era possibile distinguere zone di vulnerabilità secondo 4 fasce: fascia di ricarica delle falde acquifere, fascia costiera, fascia di pianura e fascia montana e collinare. Per ognuna di queste erano fissati differenti obiettivi depurativi e differenti limiti allo scarico, e una soglia di abitanti equivalenti  $S_1$ ; al di sotto di questa (che varia da 100 a 500) non erano richiesti il collettamento e il trattamento degli scarichi civili. Era stabilita inoltre una soglia  $S_2$  maggiore della prima; al di sotto di questa gli scarichi collettati possono subire trattamenti primari semplificati, mentre al di sopra di essa è richiesto un trattamento secondario.

Il Piano di Tutela delle Acque (PTA), approvato dal Consiglio regionale il 5 novembre 2009, costituisce uno specifico piano di settore ai sensi dell'art 121 del D.lgs. 152/06. Il PTA contiene gli interventi volti a garantire il raggiungimento degli obiettivi di qualità ambientale di cui agli artt. 76 e 77 del D.lgs 152/06 e contiene le misure necessarie alla tutela qualitativa e quantitativa del sistema idrico. Esso comprende tre documenti:

1. **SINTESI DEGLI ASPETTI CONOSCITIVI:** riassume la base conoscitiva e i suoi successivi aggiornamenti e comprende l'analisi della criticità per le acque superficiali e sotterranee, per bacino idrografico e idrogeologico.
2. **INDIRIZZI DI PIANO:** contengono l'individuazione degli obiettivi di qualità e le azioni previste per raggiungerli: la designazione delle aree sensibili, delle zone vulnerabili da nitrati e da prodotti fitosanitari, delle zone soggette a degrado del suolo

e desertificazione; le misure relative agli scarichi; le misure in materia di riqualificazione fluviale.

3. **NORME TECNICHE DI ATTUAZIONE:** contengono misure di base per il conseguimento degli obiettivi di qualità distinguibili nelle seguenti macroazioni:

- Misure di tutela qualitativa: disciplina degli scarichi;
- Misure per le aree a specifica tutela: zone vulnerabili da nitrati e fitosanitari, aree sensibili, aree di salvaguardia acque destinate al consumo umano, aree di pertinenza dei corpi idrici;
- Misura di tutela quantitativa e di risparmio idrico;
- Misura per la gestione delle acque di pioggia e di dilavamento.

Le norme del capo IV disciplinano gli scarichi delle acque reflue urbane, delle acque reflue domestiche e di quelle ad esse assimilabili. Disciplinano inoltre le acque meteoriche di dilavamento, le acque di prima pioggia e le acque di lavaggio. Inoltre sono state individuate zone omogenee di protezione al fine di tener conto delle caratteristiche idrografiche, idrogeologiche, geomorfologiche e insediative. Le zone omogenee di protezione sono:

- Zona montana;
- Zona di ricarica degli acquiferi;
- Zona di pianura ad elevata densità insediativa;
- Zona di pianura a bassa densità insediativa;
- Zona costiera [3].

Per ciascuna zona di protezione sono individuate soglie diverse di popolazione (S) sotto alle quali è ritenuto appropriato un trattamento primario delle acque reflue urbane; le soglie sono indicate nella tabella 1.3 sottostante. I trattamenti ammessi per popolazione servita inferiore alla soglia S consistono nell'installazione di vasche tipo Imhoff, seguite da sistemi di affinamento del refluo, preferibilmente di tipo naturale; questi sistemi di trattamento sono soggetti al rispetto di un rendimento atto a garantire una percentuale minima di riduzione rispetto al refluo in ingresso pari al 50% per i Solidi Sospesi Totali e al 25-35% per il BOD<sub>5</sub> e il COD. I limiti allo scarico per le acque reflue urbane sono distinti a seconda della potenzialità dell'impianto e del grado di protezione del territorio, suddiviso nelle zone omogenee sopraindicate. La disciplina degli scarichi del P.T.A. è riassunta in tab. 1.4 e 1.5.



**Tabella 1.3:** Soglie diverse di popolazione

<b>ZONE OMOGENEE DI PROTEZIONE</b>	<b>SOGLIA (S)</b>
MONTANA	500 AE
DI RICARICA DEGLI ACQUIFERI	100 AE
DI PIANURA AD ELEVATA DENSITA' INSEDIATIVA	200 AE
DI PIANURA A BASSA DENSITA' INSEDIATIVA	500 AE
COSTIERA	200 AE

**Tabella 1.4:** Attribuzione dei limiti allo scarico secondo il P.T.A.

<b>A.E.</b>	<b>Fascia montana</b>	<b>Pianura a bassa densità</b>	<b>Pianura ad alta densità</b>	<b>Ricarica acquiferi</b>	<b>Fascia costiera</b>	<b>Acque marine</b>
100						E
200				A		E
500			A	A	A	E
2000	A	A	A	B	A	E
10.000	B	B	C	D	C	E
>10.000	C	C	C	D	C	E

**Tabella 1.5:** Limiti allo scarico del P.T.A. secondo le zone.

<b>Parametri</b>	<b>Concentrazioni massime (mg/L) secondo il P.T.A</b>				
	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>D</b>	<b>E</b>
Solidi sospesi totali	200	150	35	35	35
BOD <sub>5</sub>	190	80	25	25	25
COD	<380	250	125	125	125
Fosforo totale (come P)	20	15	10	5	20
Ammoniaca totale	30	30	15	5	30
Azoto nitroso	2	2	0,6	0,2	2
Azoto nitrico			20	20	50

Gli scarichi provenienti da impianti che servono agglomerati con più di 10000 AE con recapito in aree sensibili, devono rispettare i limiti per i parametri fosforo totale e azoto totale del D.Lgs. 152/2006. Ciò non si applica qualora venga dimostrato che la percentuale minima di riduzione del carico complessivo, in ingresso a tutti gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane, è pari al 75% per il fosforo totale e almeno al 75% per l'azoto totale.



## Capitolo 2

### I PROCESSI DI DEPURAZIONE

Affinché i parametri chimici, fisici e biologici dei reflui urbani rientrino nei limiti di emissione stabiliti dalle normative vigenti, prima di essere versati nei corpi idrici recettori, essi devono subire una serie di trattamenti fisici, chimici e biologici atti a diminuire la concentrazione del carico inquinante. I tipi di processi adottati dipendono principalmente dalle caratteristiche del liquame in ingresso e dagli obiettivi di qualità perseguiti. In generale, tuttavia, un impianto di depurazione di liquami urbani prevede:

- una sezione di *trattamenti preliminari* per rimuovere il materiale galleggiante e quello più grossolano;
- un *trattamento primario* (o sedimentazione primaria) per la rimozione dei solidi sedimentabili;
- un trattamento secondario o *biologico* per la biodegradazione delle sostanze organiche;
- un trattamento di *disinfezione* per la riduzione della carica microbica;
- una parallela *linea fanghi* per il trattamento e lo smaltimento finale dei fanghi primari e secondari.

Il diagramma di flusso riportato in Figura 2.1 riassume le varie fasi operative [6]:

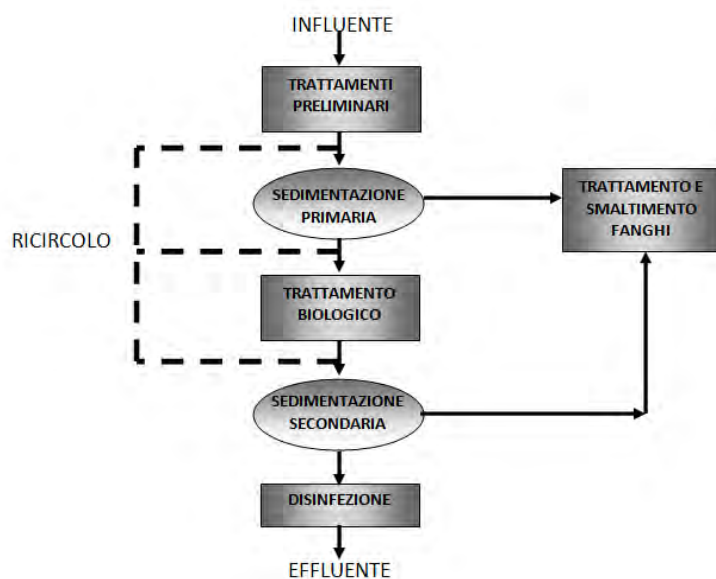


Figura 2.1 – Rappresentazione schematica di un processo tradizionale per il trattamento dei reflui urbani

## 2.1 Trattamenti preliminari

In tutti gli impianti, prima di sottoporre i liquami ai veri e propri processi di depurazione (sedimentazione, ossidazione, trattamento fango ecc.), è fondamentale eseguire una serie di *trattamenti preliminari* con lo scopo di eliminare parti grossolane, abrasive e oleose che potrebbero comportare una serie di inconvenienti alle operazioni e/o macchinari successivi.

### 2.1.1 La grigliatura

Nei liquami in entrata in un impianto di depurazione è possibile trovare corpi grossolani di ogni tipo; per evitare che essi causino intasamenti o problemi meccanici a valle, vengono rimossi mediante la grigliatura. *La grigliatura* può essere eventualmente modulata in due fasi successive, e cioè in una grigliatura grossolana e in una grigliatura fine. [8]

La *grigliatura grossolana* ha lo scopo di intercettare i corpi più voluminosi ed è costituita normalmente da barre in acciaio poste tra loro alla distanza di  $4 \div 6$  cm. Tale operazione è fondamentale quando i canali di adduzione dei liquami grezzi presentano tratti scoperti e possono ricevere dunque corpi molto voluminosi. La *grigliatura fine*, invece, intercetta le parti di dimensioni minori ed è attuata normalmente da barre in acciaio distanziate tra loro di  $2 \div 5$  mm. [7] La velocità media dell'acqua attraverso le griglie è compresa tra 0.6 e 1 m/s, mentre la velocità massima varia tra 1,2 e 1,5 m/s. [9]

### 2.1.2 La staccatura

Mediante la *staccatura* si riescono ad ottenere risultati simili a quelli attuabili con la grigliatura; essa consiste nel far passare il liquame grezzo attraverso reti metalliche o lamiere forate con aperture di dimensioni di qualche millimetro e in genere la quantità di materiale raccolto è normalmente superiore a quella raccolta con la grigliatura fine. Oltre a consentire l'arresto di materiali minuti, gli *stacci* presentano il vantaggio di trattenere tutto il materiale di dimensioni maggiore della aperture della rete, mentre con le griglie basta che il materiale presente nel liquame si disponga con la maggiore dimensione parallelamente alle barre della griglia che riesce a passare. Di contro però gli stacci si intasano rapidamente e quindi necessitano di frequenti operazioni di pulizia automatica [7]

### **2.1.3 Il sollevamento**

Il *sollevamento* dei reflui è dettato principalmente da due motivazioni sostanziali:

- il recapito è a una quota troppo elevata rispetto al collettore di arrivo;
- costa meno sollevare le acque piuttosto che costruire le vasche interrato.

Negli impianti molto piccoli il sollevamento è inserito dopo la grigliatura o triturazione per la ragione generale del rendimento del pompaggio (una pompa di sollevamento del liquame grigliato ha rendimenti pari al 70 – 72%, mentre una pompa speciale per il sollevamento di liquame grezzo può arrivare al massimo al 50%.) e anche perché nei piccoli impianti sono più frequenti gli intasamenti, dato che le pompe sono dotate di passaggi di dimensione modesta. Negli impianti di media – grande potenzialità, conviene sollevare il liquame grezzo dopo la grigliatura grossolana e con la grigliatura fine posta a una distanza adeguata. Il pompaggio si effettua con *graduali* variazioni di portata evitando dunque brusche discontinuità e a tal ragione si provvede ad utilizzare pompe in serie. [7]

### **2.1.4 La dissabbiatura**

La presenza nelle acque di rifiuto di sabbie e/o altre sostanze abrasive o pesanti – aventi dimensioni comprese tra i 0.15 e i 3 mm e con densità superiore a quella dell'acqua – può comportare inconvenienti negli impianti di depurazione o nei sistemi di smaltimento delle acque di rifiuto in cui sono presenti tubazioni o macchinari che possono essere erosi o intasati. Si deve provvedere dunque ad eliminare le sabbie – e tutte quelle particelle e corpi che abbiano caratteristiche di peso specifico ed idrodinamiche analoghe a quelle delle vere sabbie (pezzetti di vetro, sassolini, pezzetti di metallo ecc) – con appositi dispositivi chiamati dissabbiatori [7]. Si fa correre l'acqua in canaletti in modo tale che essa depositi i granuli di materiale siliceo e trascini via con sé materiali più leggeri che andranno poi alla fase successiva di sedimentazione. In generale velocità dell'ordine di 30 cm/sec sono considerate sufficienti [8]. L'operazione di dissabbiatura può avvenire in vari modi:

- per gravità: si ha la precipitazione di sabbie in vasche lunghe e strette a sezione trapezoidale con tempi di permanenza di alcuni minuti;
- areata: sono vasche simili a quelle a canale, in cui l'insufflazione di aria in senso ortogonale al flusso del liquame consente di mantenere le sostanze organiche in sospensione con un consumo di 0.2 – 0.3 m<sup>3</sup> di aria per ogni m<sup>3</sup> di acqua;
- centrifuga: il funzionamento è simile ai cicloni.

### ***2.1.5 La disoleatura***

Oli e grassi sono presenti in tutti gli scarichi civili, quindi è necessario il loro abbattimento prima dell'immissione in qualsiasi corpo idrico naturale. Tale abbattimento è necessario sia per gli effetti estetici che essi causerebbero nei corsi d'acqua sia per i gravi inconvenienti che arrecherebbero al trattamento biologico ostacolando gli scambi di ossigeno tra biomassa e aria. In genere la *disoleatura* è accoppiata alla dissabbiatura aerata: l'aria fa flottare alla superficie oli e grassi che sono raccolti in una zona di calma e da qui allontanati.[7]

### ***2.1.6 Preaerazione ed equalizzazione***

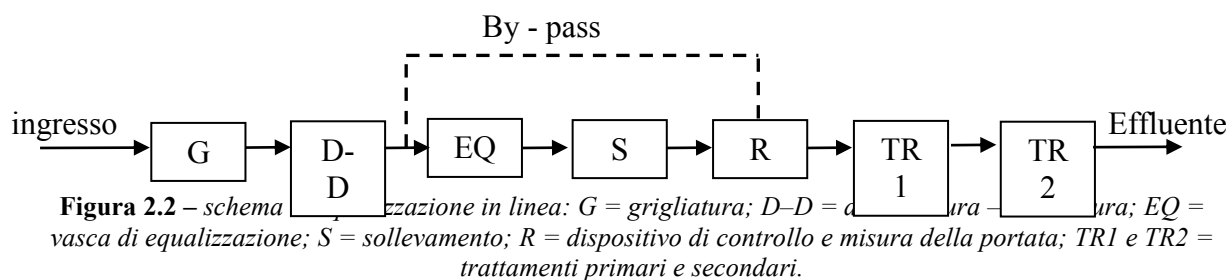
La *preaerazione* e l'*equalizzazione* sono trattamenti integrativi la cui convenienza deve essere valutata volta per volta. La *preaerazione* trova applicazione, generalmente, su impianti medio grandi e permette di arricchire di ossigeno il liquame per evitare fenomeni settici nella sedimentazione, aiutare l'abbattimento dei solidi sospesi nella sedimentazione e infine eliminare i gas disciolti – in particolare  $\text{NH}_3$  e  $\text{H}_2\text{S}$  – per strippaggio. [5]

Nonostante la riduzione dei  $\text{BOD}_5$  sia modesta, questo processo ha avuto un notevole impulso con l'adozione dei disabbiatori – disoleatori.

L'*equalizzazione* delle portate, invece, trova applicazione negli impianti con ampie variazioni di portata e/o composizione. Le notevoli oscillazioni di carico inquinante comportano la necessità di dimensionare l'impianto sui carichi massimi (“di punta”) e cali dell'efficienza depurativa. Mediante l'uso di una vasca di equalizzazione è possibile trattare una portata costante per tutto il giorno. Dal punto di vista impiantistico esistono due fondamentali impostazioni che possono essere adottate per l'equalizzazione:

- *l'equalizzazione in linea* (a monte di un trattamento depurativo primario e secondario): dopo i trattamenti preliminari il liquame viene immesso nella vasca di equalizzazione: un apposito impianto di sollevamento regolato da un sistema di controllo automatico mantiene costante la portata erogata. [7]
- *l'equalizzazione laterale*: in questo caso solo la portata eccedente la portata media sfiora nelle vasche di equalizzazione da cui viene sollevata solo quando l'afflusso di acqua è inferiore alla media giornaliera. In tal maniera vengono sollevati meno volumi d'acqua, ma non si compensano le variazioni di composizione dei liquami in ingresso: tutte le portate inferiori alla media defluiscono ai trattamenti successivi.

In Figura 2.2 è riportato lo schema di processo.



È importante sottolineare che i liquami nelle vasche di equalizzazione sono carichi di solidi sedimentabili e per evitare che gli stessi si depositino sul fondo è necessario che le vasche siano dotate di dispositivi di agitazione e miscelazione mediante influo di ossigeno che ha anche la funzione di far sopravvivere i microorganismi nel tempo di detenzione della vasca.

Il by – pass è importante introdurlo per i periodi invernali in quanto la temperatura diminuisce e i liquami si possono raffreddare; è necessario dunque bypassarli ai trattamenti successivi.

## 2.2 La sedimentazione primaria

Il processo di *sedimentazione* o *decanazione* costituisce uno dei più importanti trattamenti delle acque. Viene utilizzato sia come fase a sé stante e sia come fase preliminare prima di trattamenti successivi. Nella sedimentazione si sfrutta la forza di gravità per separare dall'acqua le particelle solide sedimentabili, caratterizzate da peso specifico maggiore rispetto a quello dell'acqua; essa si realizza in grandi vasche rettangolari o circolari con fondo inclinato in modo tale da facilitare la raccolta delle particelle come fango e la separazione delle particelle dal mezzo liquido. Affinché le particelle solide possano sedimentare in maniera efficace, occorre che sia assicurato un sufficiente *tempo di detenzione* del liquido nella vasca e che il *carico idraulico superficiale* – ovvero il rapporto tra la portata di liquame Q e la superficie della vasca S – non superi certi valori limite; nel caso della sedimentazione primaria il carico idraulico superficiale deve essere tra 1.0 e 2.0  $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . [7]

Con la sedimentazione primaria è possibile rimuovere circa il 60% dei solidi sospesi totali, circa il 30% del BOD<sub>5</sub> e il 90% dei solidi sospesi sedimentabili. Dunque la sedimentazione costituisce un processo di indubbia efficacia per la riduzione delle sostanze inquinanti

esistenti nelle acque di scarico, sebbene non riesca ad intervenire neppure minimamente sui solidi disciolti e sui solidi colloidali.

Il fango - raccolto come fango di supero o in eccesso – nella fase di sedimentazioni primaria ha un aspetto giallastro, elevato grado di putrescibilità e inoltre è ricco di microrganismi anche patogeni [10]. È necessario trattarlo con un processo di stabilizzazione in modo che sia reso facilmente e sicuramente manipolabile per i successivi trattamenti di smaltimento.

Con la sola sedimentazione primaria, il volume di fango di supero prodotto giornalmente ammonta a circa 1.10 l/ab, con il 95% di umidità. Il residuo secco dei solidi sedimentabili raccolti può essere stimato dell'ordine di 54 gr/ab×giorno; in realtà questo è variabile a seconda del carico specifico di solidi sospesi [11].

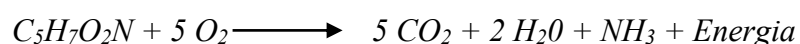
## 2.3 Trattamenti secondari

Per *trattamento secondario* si intende un trattamento biologico o chimico avente il fine di abbattere le sostanze non sedimentabili. I liquami, ancora torbidi a causa delle sospensioni colloidali e putrescibili, subiscono il trattamento secondario (o ossidativo o biologico) dopo aver partecipato alle precedenti fasi che hanno eliminato i solidi sedimentabili. Essi contengono grandi quantità di carbonio, fosforo e azoto. In questo tipo di trattamenti le sostanze organiche vengono abbattute grazie a microrganismi che demoliscono le sostanze colloidali e disciolte, e successivamente i fanghi vengono rimossi per sedimentazione

### 2.3.1 Microrganismi dei fanghi biologici

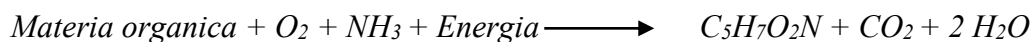
La degradazione della sostanza organica avviene da sempre in natura per mezzo di microrganismi grazie al loro metabolismo, che comprende i processi di “*catabolismo o respirazione endogena*” e “*anabolismo o sintesi*”.

Per catabolismo si intende un complesso di trasformazioni che comporta una degradazione del substrato organico e dei microrganismi stessi in sostanze più semplici come acqua, CO<sub>2</sub> ed e ammoniacca allo scopo di produrre energia:





Per anabolismo invece si intende il complesso di trasformazioni operate dai microrganismi nei processi assimilativi e riproduttivi; esso comporta costruzione di sostanza vivente a partire da sostanze organiche inerti, utilizzando l'energia ottenuta dal catabolismo:



Le cellule viventi sono rappresentate dal composto  $C_5H_7O_2N$ . I microrganismi presenti nei fanghi sono svariati: i più importanti sono i batteri saprofiti perché responsabili della decomposizione della sostanza organica e della sua trasformazione in nuove cellule che vanno ad arricchire il fango attivo. Insieme ai batteri si ritrovano i funghi, le alghe, i protozoi ed alcuni metazoi come rotiferi e nematodi [10]

### ***2.3.2 Ossidazione biologica***

Il sistema a fanghi attivi è costituito da un reattore biologico aerato artificialmente, seguito da un separatore di particelle sedimentabili come rappresentato in Figura 2.3. Nella vasca di ossidazione biologica grazie all'ambiente ricco di ossigeno, si instaurano complessi processi fisici, chimici e biologici. Si sviluppa un'ossidazione chimica dei composti riducenti quale idrogeno solforato, solfuri, solfiti, aldeidi e mercaptani. Il liquame grezzo LG, o quello che ha subito una sedimentazione primaria LS, si mescola con una massa di solidi fioccosi allo stato di fango molto liquido all'interno del quale vive un numero elevato di microrganismi che si nutrono e si riproducono a spese della sostanza organica apportata dal liquame: contemporaneamente si verificano fenomeni di adsorbimento e bioflocculazione per cui anche le sostanze colloidali e sospese del liquame vengono rimosse per azione del fango attivo. La miscela liquido depurato LD e fango attivo FA che esce dalla vasca di aerazione viene avviata ad un sedimentatore che separa il liquame depurato, che sfiora superiormente (effluente depurato in Figura 2.3), dal fango attivo che si ispessisce sul fondo, il quale è ricircolato FR in maniera continua nella stessa vasca di aerazione per costituire una massa sufficiente di colonie batteriche e in parte, quello che continuamente si produce SF2 (fango di supero derivato dalla sedimentazione secondaria), viene allontanato dal sistema e inviato alla smaltimento finale SF [10]. Il ricircolo del fango contiene microrganismi già ben adattati alle particolari condizioni locali e rende più veloce l'instaurarsi delle reazioni biologiche [7]

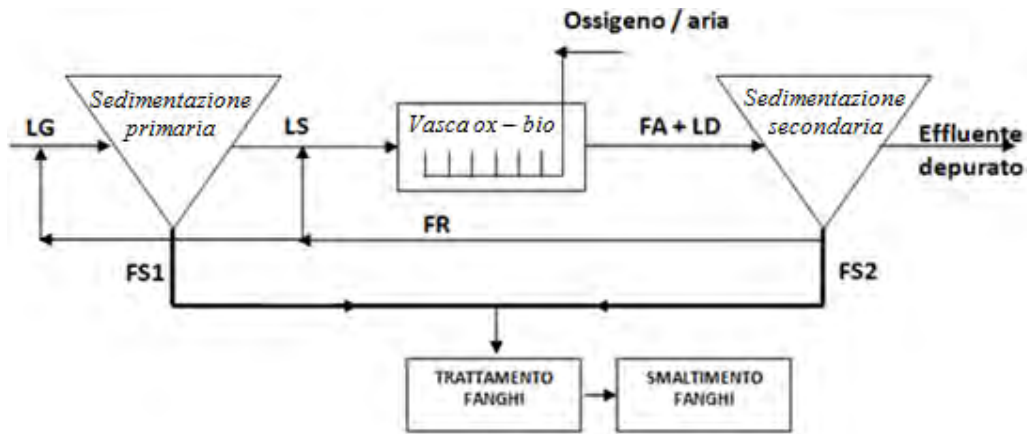


Figura 2.3 – Schema a blocchi di impianto a fanghi attivi di tipo convenzionale

Una grandezza molto significativa è l'età del fango che indica il rapporto tra la quantità complessiva di fango presente nel sistema (in peso) e la quantità di fango di supero prodotta giornalmente. Sia  $M$  la quantità di fango complessiva presente nel sistema (kgSS), sia  $\Delta X$  la quantità di fango di supero prodotta giornalmente (kgSS/d) e sia  $E$  l'età del fango (d) risulta:

$$E = M / \Delta X$$

Per il dimensionamento e la verifica degli impianti si fa riferimento al rapporto tra la quantità di sostanza organica in arrivo e la massa batterica; quantitativamente ciò si esprime con il carico organico [7].

### 2.3.2.1 Fondamenti teorici

Per arrivare al dimensionamento degli impianti si fa riferimento alla crescita dei batteri in funzione alla quantità di cibo a loro disposizione. Le sostanze solide presenti nei liquami in genere possono essere suddivise nei componenti indicati in figura 2.4.

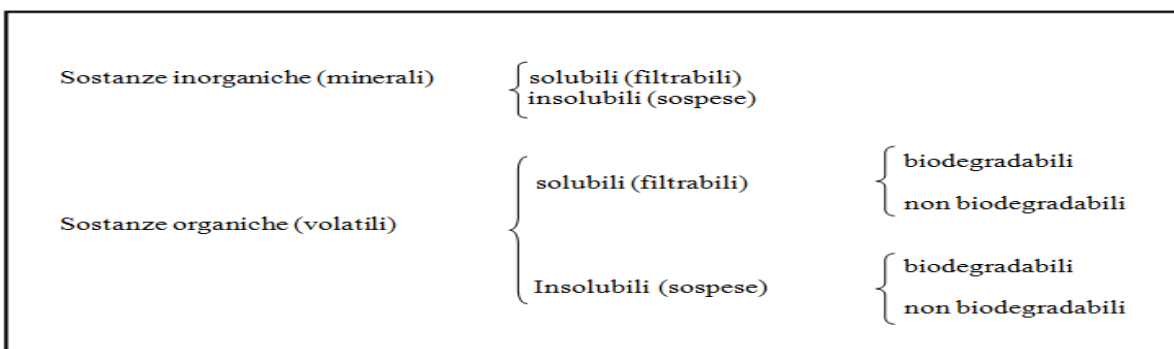


Figura 2.4 – Suddivisione della sostanza del liquame

In Figura 2.5 si riporta l'andamento nel tempo dei tre soggetti principali alla fase del processo: carico organico, microrganismi e consumo di ossigeno. Il processo biologico viene descritto da cinque fasi delle curve in cui quelle principali sono la tre e la quattro:

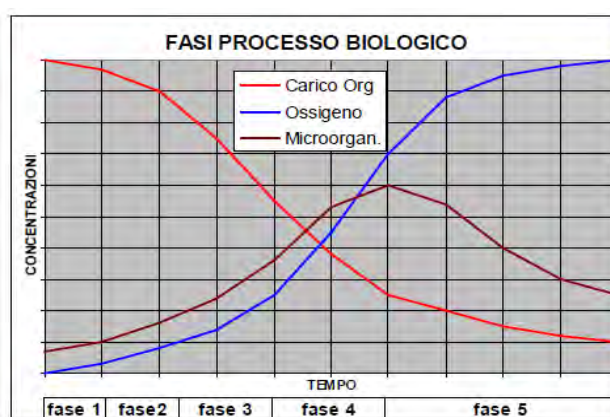
**fase 1:** stazionaria: microrganismi costanti;

**fase 2:** avviamento: la velocità di reazione tende alla velocità di regime;

**fase 3:** crescita logaritmica: elevata quantità di cibo, pochi microrganismi che crescono in maniera esponenziale;

**fase 4:** crescita limitata dalla disponibilità del cibo (carico organico);

**fase 5:** fase endogena o morte dei batteri.



**Figura 2.5** – Andamento del carico organico, del consumo di ossigeno e dei microrganismi in funzione del tempo

### 2.3.2.2 Il fattore di carico organico

A parità di sostanza organica in arrivo nel comparto biologico, il grado di assimilazione e stabilizzazione sarà tanto maggiore quanto più elevata è la biomassa presente. Il fattore di carico organico  $F_c$  è definito come rapporto tra la il carico di sostanza organica in ingresso e la massa di microrganismi nella vasca di ossidazione.

$$F_c = F / M \cdot t$$

Dove:

- $F$  = carico di  $BOD_5$  che previene nell'unità di tempo ( $kg_{BOD}/d$ );
- $M^*$  = massa di microrganismi nella vasca di aerazione ( $kg_{SST}$ );
- $t$  = tempo in cui viene applicato il carico  $F_c$  (d); [7]

L'unità di misura del fattore di carico organico è  $\text{kg}_{\text{BOD}}/\text{kg}_{\text{SSTd}}$ . Quanto più basso è tale fattore tanto più elevato è il grado di ossidazione della sostanza organica, più alta la richiesta di ossigeno e più bassa la quantità di fango di supero prodotto. In base al valore del fattore di carico gli impianti si dividono in:

- areazione prolungata ( $F_C$  da 0.02 a 0.15);
- a basso carico ( $F_C$  da 0.2 a 0.3);
- a medio carico ( $F_C$  da 0.3 a 0.5);
- ad alto carico ( $F_C$  da 0.6 in su) .

### 2.3.2.3 Dimensionamento della vasca di ossidazione

Il volume della vasca di ossidazione si calcola mediante la seguente relazione:

$$V = \frac{\Delta BOD}{F_C \cdot [SS]}$$

$V$  = volume della vasca di ossidazione ( $\text{m}^3$ );

$\Delta BOD$  = carico di BOD da abbattere ricavato come  $BOD_{\text{IN}} - BOD_{\text{OUT}}$  ( $\text{kg}_{\text{BOD}}/\text{d}$ );

$[SS]$  = concentrazione di solidi sospesi nella vasca di ossidazione ( $\text{kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ ).

Valori usuali della concentrazione di biomassa sono compresi fra 3 – 6  $\text{kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$  [12].

### Il fabbisogno di ossigeno

Il fabbisogno teorico di ossigeno si calcola con la relazione seguente:

$$O = i + a' \Delta BOD + b' Md + 4.57 m \text{NH}_3(\text{N})$$

$O$  = fabbisogno di ossigeno complessivo ( $\text{kg}_{\text{O}_2}/\text{d}$ );

$i$  = richiesta immediata di ossigeno di composti quali solfuri, solfiti (spesso trascurabile);

$\Delta BOD$  = carico di sostanza organica abbattuta ( $\text{kg}_{\text{BOD}}/\text{d}$ );

$a'$  = coefficiente legato all'ossidazione del BOD, vale circa 0.6  $\text{kg}_{\text{O}_2}/\text{kg}_{\text{BOD}}$ ;

$b'$  = coefficiente legato alla respirazione endogena, vale circa 0.1  $\text{kg}_{\text{O}_2}/\text{kg}_{\text{SSTd}}$ ;

$Md$  = massa complessiva di microrganismi presenti nel sistema ( $\text{kg SS}$ );

$\text{NH}_3(\text{N})$  = quantità di azoto ammoniacale nitrificato ( $\text{kg}_\text{N}/\text{d}$ );

4.57 = rapporto stechiometrico per la nitrificazione ( $\text{kg}_{\text{O}_2}/\text{kg}_\text{N}$ );

$m$  = grado di nitrificazione dell'impianto (dipende dal fattore di carico) .

La quantità di ossigeno da fornire è tanto più elevata quanto più basso è il fattore di carico. Questa quantità dovrà poi essere corretta tenendo conto dell'efficienza dei dispositivi di aerazione e della resistenza al trasferimento dell'ossigeno nel liquame [7].

#### 2.3.2.4 Il riciclo del fango

Tramite il riciclo è possibile controllare la quantità di solidi sospesi e quindi agire sul fattore di carico. Per calcolare il valore del riciclo si utilizza un bilancio di materia nella vasca di ossidazione (trascurando la biomassa nel refluo in ingresso):

$$R [SS]_r - R [SS] = Q [SS]$$

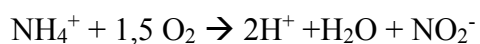
Normalmente  $[SS]_r = 2 [SS]$ , quindi si ricava una portata di ricircolo pari a quella in ingresso. Quando si hanno punte di carico è opportuno aumentare il ricircolo di fango, però evitando di sovraccaricare il sedimentatore [7].

### **2.3.3 La nitrificazione**

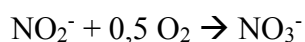
Il processo di *nitrificazione* ha per obiettivo l'ossidazione biologica dell'azoto ammoniacale presente nei liquami, sostanzialmente per due motivazioni:

- in primo luogo l'azoto ammoniacale smaltito in un corpo idrico naturale esercita un'azione tossica e va incontro alla sua ossidazione che avviene con un notevole consumo di  $O_2$  disciolto e causa un certo deficit di ossigeno nel corpo idrico;
- in secondo luogo il ruolo della nitrificazione è relativo alla sua funzione, integrata con la denitrificazione, di rimozione dell'azoto. Nitrificazione e denitrificazione sono sempre accoppiati.

La nitrificazione consiste nella trasformazione dell'ammoniaca ( $NH_3$ ) e degli ioni ammonio ( $NH_4^+$ ) in ioni nitrito ( $NO_2^-$ ) e successivamente ione nitrato ( $NO_3^-$ ) attraverso le seguenti reazioni:



*ad opera dei Nitrosomonas*



*ad opera dei Nitrobacter*



*reazione totale.*

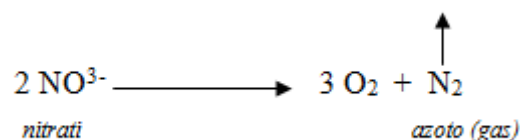
La concentrazione di ossigeno disciolto da tenersi nei reattori può costituire un fattore limitante: la massima velocità di rimozione si ottiene con concentrazioni di ossigeno intorno ai 7 mg/l [13] e non conviene scendere al di sotto di 2 mg/l. Anche il pH ha una notevole influenza sulla velocità di nitrificazione che già per sua natura tende verso il campo acido. I valori ottimali si aggirano intorno a 8,4 – 9 e non conviene operare per valori inferiori a 7 o superiori a 9,2.

I batteri ricavano energia per le loro funzioni vitali dall'ossidazione dell'ammoniaca ed utilizzano anidride carbonica come fonte di carbonio. Dalla reazione complessiva si nota che la nitrificazione comporta un abbassamento dell'alcalinità a seguito della produzione di H<sup>+</sup>, e che richiede un'elevata quantità di ossigeno libero.

Per quanto riguarda la velocità di nitrificazione, essa a 20°C è circa 0.08 kg<sub>N</sub>/kg<sub>SSVd</sub> [14]. Per ottenere la nitrificazione nella stessa vasca ove avviene l'ossidazione è necessario operare con fattore di carico non superiore a 0.2 kg<sub>BOD</sub>/kg<sub>SSD</sub>, altrimenti i batteri eterotrofi prevalgono sui nitrificanti che sono dilavati con il fango di supero prodotto.

### 2.3.4 La denitrificazione

Il processo di *denitrificazione* mira alla rimozione della sostanza azotata presente in fase acquosa sotto forma di NO<sub>3</sub> e in parte NO<sub>2</sub> ad opera di batteri eterotrofi facoltativi denitrificati che sono in grado di trasformare NO<sub>3</sub> quasi interamente in N<sub>2</sub> gassoso che si libera dunque in atmosfera. I nitriti e i nitrati vengono rimossi al fine di evitare fenomeni di eutrofizzazione [10]. La reazione di denitrificazione è attuata da batteri eterotrofi facoltativi – nel senso che in presenza di ossigeno disciolto nel mezzo utilizzano l'ossigeno stesso – che in assenza di ossigeno disciolto, nelle cosiddette condizioni anossiche, utilizzano l'ossigeno contenuto nei nitrati, liberando così l'azoto secondo la reazione [7]:



Oltre che di ossigeno, questi batteri necessitano per il loro sviluppo di un substrato costituito da sostanze organiche di tipo carbonioso. I fattori principali da cui dipende la denitrificazione sono legati sia al substrato utilizzato nella reazione biologica, sia alle condizioni fisico –

ambientali in cui la trasformazione si sviluppa (temperatura, pH). Per quanto riguarda il pH il campo ottimale è compreso tra 7.8 e 9.1. Il substrato carbonioso può essere costituito:

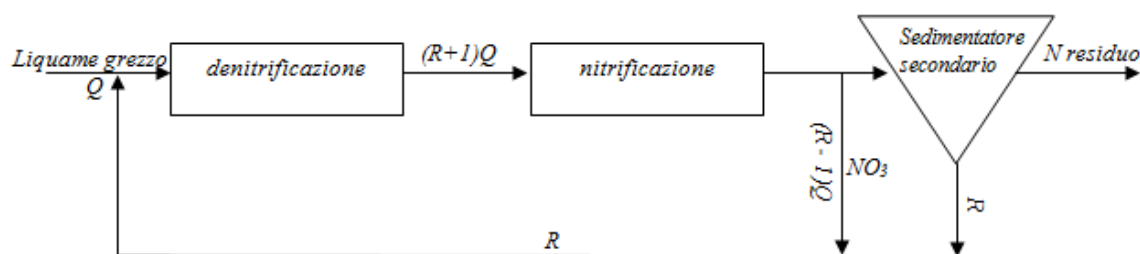
- a. dal liquame stesso, sia grezzo che sedimentato (pre-denitrificazione);
- b. dal substrato carbonioso costituente le stesse cellule batteriche (post-denitrificazione);
- c. da uno scarico industriale povero di azoto;
- d. da un composto organico puro come saccarosio, metanolo, acetato, glucosio ecc..

La presenza di ossigeno disciolto è in grado di inibire il processo di denitrificazione a causa della maggiore resa energetica che i microrganismi eterotrofi riescono a trarre dall'utilizzo dell'ossigeno anziché dei nitrati. Al fine di garantire la rimozione dei nitrati è quindi necessario mantenere nella miscela di fango una concentrazione di ossigeno disciolto prossima allo zero [10].

Dal punto di vista impiantistico, la denitrificazione può essere affrontata con tre soluzioni diverse riguardo la collocazione delle vasche:

- i) predenitrificazione;
- ii) postdenitrificazione;
- iii) prepostdenitrificazione.

In impianti di media potenzialità si predilige la predenitrificazione il cui schema a blocchi è rappresentata in Figura 2.6:



**Figura 2.6** – Schema a blocchi della predenitrificazione

Tale collocazione prevede che la fonte di carbonio sia costituita dal liquame grezzo Q e l'alimentazione dei nitrati si colloca dopo la vasca di nitrificazione dove alte sono le concentrazioni di detta specie chimica che confluiscono a monte della fase di denitrificazione. Tale obiettivo viene raggiunto anche mediante il ricircolo del fango. All'aumentare del ricircolo R aumenta il rendimento di rimozione ma di contro aumentano i costi dell'impianto. In figura 2.7 si riporta lo schema a blocchi della postdenitrificazione.

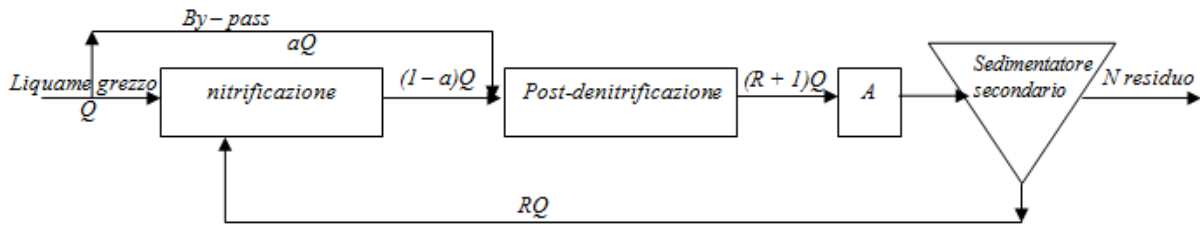


Figura 2.7 – Schema a blocchi della postdenitrificazione

La postdenitrificazione rimuove il substrato organico prima della denitrificazione e viene a privare questa fase dell'apporto ottimale di substrato carbonioso. Si dispone, a tal ragione, un by – pass per ovviare a questo problema, ma tale contromisura comporta come conseguenza il rischio di avere ammoniacca in uscita. Le velocità di denitrificazione sono ridotte di 10 volte in quanto viene utilizzato il carbonio endogeno del fango e del liquame depurato. Questo comporta volumi elevati dei reattori per avere alte efficienze di denitrificazione. Molto spesso conviene posizionare un aeratore (A) a valle della vasca anossica per strappare azoto gassoso ed evitare denitrificazione incontrollata nel sedimentatore. In Figura 2.8 si riporta lo schema a blocchi della pre – postdenitrificazione.

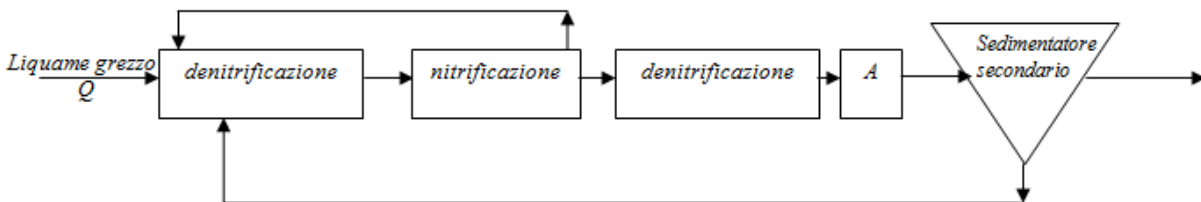


Figura 2.8 – Schema a blocchi della post – postdenitrificazione

Il sistema è composto da una vasca di predenitrificazione seguita da un bacino di ossidazione/nitrificazione che ricircola alla predenitrificazione una miscela di liquame e fango. Segue una postdenitrificazione e una postaerazione e un sedimentatore finale che ricircola fango in testa all'impianto in rapporto 1 : 1 con l'influente [10]. Con tale sistema si riescono ad ottenere rendimenti superiori al 95%. La vasca di postdenitrificazione, ove viene utilizzato carbonio endogeno, ha una velocità di denitrificazione molto bassa e pari a 0.012 gNO<sub>3</sub>-N / gSSV·d a 10°C.. La fase di postaerazione ha lo scopo invece di eliminare i residui di azoto presenti nel fondo per consentire una buona sedimentazione senza risalita dei fiocchi.



### 2.3.5 La sedimentazione secondaria

La sedimentazione secondaria rappresenta, il più delle volte, l'ultima fase di depurazione di tutto l'impianto. Assume due importanti funzioni:

- la chiarificazione: si cerca di realizzare un effluente il più limpido possibile al fine di ottenere il massimo rendimento depurativo nella rimozione dei SST;
- la funzione di ispessimento: si cerca di concentrare il fango da ricircolare per assicurare un'adeguata quantità di biomassa all'ossidazione.

La fase di sedimentazione assolve anche un' importante funzione di accumulo dei fanghi trasportati dalla vasca di aerazione a quella di sedimentazione. I parametri più importanti da prendere in considerazione per dimensionare le vasche di sedimentazione secondaria sono la velocità ascensionale, il tempo di detenzione e il carico superficiale dei solidi sospesi.

La velocità ascensionale è definita nel seguente modo:

$$v_a = Q / S$$

Q = portata idraulica ( $m^3 / h$ )

S = superficie ( $m^2$ )

Il valore della velocità ascensionale non deve superare la velocità di sedimentazione delle particelle più leggere; di norma si assumono valori di  $0.3 - 0.6 m^3/m^2h$  sulla portata media e non oltre  $1.5 m^3/m^2h$  sulla portata massima [14]. Il tempo di detenzione, invece, è importante in quanto adeguati valori di tale parametro permettono ai singoli fiocchi di agglomerarsi precipitando più velocemente; valori usuali sono dell'ordine di almeno 2.5 ore [7]. Un altro parametro importante è rappresentato dal carico superficiale di solidi sospesi; esso si calcola mediante la seguente formulazione:

$$P_{SS} = \frac{(Q + Q_R) \cdot [SS]}{S}$$

$P_{SS}$  = carico superficiale di solidi sospesi ( $kgSS / m^2 \cdot h$ );

Q = portata idraulica ( $m^3 / h$ );

$Q_R$  = portata di ricircolo del fango ( $m^3 / h$ );

[SS] = concentrazione del fango nella miscela aerata ( $kgSS / m^3$ );

S = superficie della vasca ( $m^2$ ).

Il valore del  $P_{SS}$  non deve superare  $6 kgSS/m^2h$ .

## 2.4 Trattamenti terziari

Il trattamento di *terzo stadio* è necessario è basato sui processi di coagulazione, flocculazione e chiarificazione, filtrazione per la rimozione dei solidi sospesi residui e di disinfezione per l'abbattimento del carico microbiologico.[15]

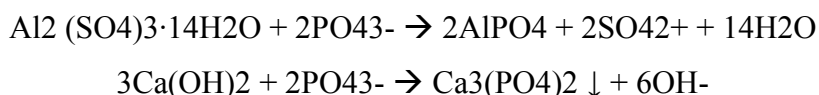
### 2.4.1 La coagulazione e la flocculazione

La fase di sedimentazione talvolta è potenziata da un trattamento fisico – chimico che assume grande importanza per la presenza nelle acque di rifiuto civili anche di scarichi industriali che disturbano o addirittura potrebbero rendere inutilizzabili i processi biologici [8]. A tal ragione si utilizzano uno o più reagenti chimici mediante miscelazione rapida: le particelle colloidali organiche e inorganiche, in sospensione stabile per effetto dell'azione repulsiva di cariche dello stesso tipo (generalmente negative), vengono destabilizzate da tali reagenti chimici (*coagulazione*). In realtà non solo i colloidali sono soggetti all'azione di questi reagenti, ma anche sostanze difficilmente sedimentabili come le argille [12].

Gli agenti coagulanti sono sali solubili che grazie all'azione della loro carica – generalmente positiva – riescono a destabilizzare le particelle colloidali di carica contraria dell'agente; le cariche superficiali dunque vengono neutralizzate e così le particelle possono agglomerare. Vi sono vari tipi di sali coagulanti tra cui: solfato di ammonio, solfato ferrico e ferroso, cloruro ferrico, policloruro di alluminio e calce. Molto utilizzato è il cloruro ferrico per la sua economicità, perché forma con facilità fiocchi compatti e di grandi dimensioni ed è facilmente dosabile. In generale, però, è difficile stabilire a priori quale sia l'agente chimico migliore e quale sia il punto di immissione dello stesso. Le particelle così destabilizzate, sono soggette ad una successiva fase di *flocculazione*, dove la miscela viene agitata dolcemente per favorire la collisione delle particelle e quindi la coalescenza (aggregazione e crescita dei micro fiocchi): le particelle si legano reciprocamente per fenomeni di adsorbimento e provvedono ad inglobare le particelle colloidali rimaste ancora in sospensione. Per una riduzione nei tempi e nei volumi della sedimentazione nasce l'esigenza di utilizzare in questa fase i polielettroliti che sono sostanze ausiliare della flocculazione. Generalmente sono polimeri ad alto peso molecolare come la poliacrilamide. La loro azione sui fiocchi si sviluppa con un rinforzo della loro consistenza. Essi creano una struttura reticolata formando ponti fra le varie particelle di fiocchi costituendo quindi delle catene molto stabili e quindi sedimentabili [9]. Il dosaggio dei polielettroliti è su concentrazioni di 0.2 – 1 mg/l [15].

### ***2.4.2 La defosfatazione***

La rimozione del fosforo è attuata a mezzo di processi di precipitazione chimica utilizzando sali di ferro e alluminio, in particolar modo solfati e cloruri. Le reazioni di precipitazione sono le seguenti:



I processi di defosfatazione sono di 3 tipi:

- trattamenti del liquame grezzo (pre-precipitazione);
- trattamenti dell'effluente finale di impianti di tipo biologico (post-precipitazione);
- trattamenti contemporanei all'ossidazione biologica (precipitazione contemporanea).

Con i trattamenti del liquame grezzo si ottiene una resa di defosfatazione dell'ordine del 90% e concentrazioni finali inferiori a 0,5 mg/l P. Con la post-precipitazione si ottengono i più elevati rendimenti, con concentrazioni in uscita inferiori a 0,5 mg/l P; si ha inoltre il vantaggio di una efficace rimozione dei solidi sospesi che sfuggono dalla fase di sedimentazione finale del processo secondario.

La precipitazione contemporanea si presta bene agli impianti a fanghi attivi in cui i reattivi vengono immessi direttamente nella vasca di aerazione o subito a monte della stessa: il continuo ricircolo del fango, associato all'azione di coagulazione e adsorbimento determinata dai fiocchi di fanghi attivi, porta ad una riduzione nel consumo dei reattivi anche della metà. I reagenti più utilizzati in questo caso sono sali di ferro e alluminio, con eventuale aggiunta di calce come correttivo del pH; i costi d'impianto sono minori, ma questo si paga in termini di rendimento che non supera l'85% con concentrazioni di fosforo in uscita dell'ordine di 1 mg/l.

### ***2.4.3 La filtrazione***

In tutti gli impianti con trattamento secondario del liquame, l'abbattimento dei solidi sospesi che si attua nella sedimentazione secondaria risulta non perfetto. Per tal ragione si ricorre a trattamenti di polishing finale atti a rimuovere buona parte delle particelle sospese sfuggite nella fase di sedimentazione. Uno di questi trattamenti è la *filtrazione*. Mediante tale processo si evita il rischio di fughe di fango nell'effluente.

I filtri utilizzati si suddividono in lenti e rapidi. Un esempio di filtro lento è rappresentato dai filtri a sabbia aperti. Questi sono costituiti da uno strato di sabbia dello spessore di 50 – 100 cm con granulometria con dimensioni effettive 0,25 – 0,60 mm che poggia su uno strato inferiore di ghiaietto della pezzatura di circa 10 mm; in quest'ultimo sono immerse le tubazioni di drenaggio per la raccolta del liquame filtrato. Applicando il liquame sulla superficie del filtro e negli interstizi esistenti fra i granelli di sabbia vengono trattenuti i solidi sospesi, e se nel refluo è presente sostanza biodegradabile si sviluppano batteri aerobi che ossidano le sostanze organiche colloidali e disciolte presenti. Nei filtri lenti si raggiungono velocità di filtrazione di 3 – 3,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d. Invece un filtro rapido si caratterizza per le velocità di filtrazione molto più elevate (100 – 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d) che consentono di ridurre notevolmente le superfici occorrenti; in questo tipo di filtri la granulometria è compresa in genere tra 1 – 2 mm. La filtrazione è un processo ciclico discontinuo: il filtro viene mantenuto in esercizio finché l'acqua in uscita non raggiunge eccessiva torbidità o le perdite di carico non raggiungono un valore prefissato; a questo punto si procede col lavaggio del materiale filtrante in controcorrente a mezzo di un energico flusso di acqua [7].

#### ***2.4.4 La disinfezione***

Sul liquame precedentemente sottoposto a sedimentazione, o meglio ancora ad un trattamento depurativo completo, bisogna adottare una fase di disinfezione. Tra i sistemi utilizzati per compiere questo processo si utilizzano:

- acido peracetico;
- ozono;
- lampade UV.

In passato, visto il basso costo del cloro, veniva usato appunto questo sistema di disinfezione, con prevalente utilizzo dell'ipoclorito rispetto al pericoloso cloro gas; ma visto il divieto di utilizzo di quest'ultimo, nel rispetto del P.T.A. vengono impiegati metodi alternativi. Tra i disinfettanti più utilizzati c'è l'acido peracetico (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O<sub>3</sub>); esso ossida le membrane esterne delle cellule dei microrganismi. L'acido può essere applicato per la disattivazione di una grande varietà di microrganismi patogeni, inoltre disattiva i virus e le spore. Tuttavia il pH e la temperatura influenzano l'attività dell'acido; esso risulta più efficace quando il livello di pH è 7 e la temperatura ottimale di utilizzo è sui 35°C.

L'ozono ha trovato ampie applicazioni nel campo della disinfezione delle acque sia per la sua rapida capacità di distruzione dei batteri, ma soprattutto per la sua grande efficacia nei

riguardi dei virus. I tempi di contatto risultano molto ridotti, dell'ordine dei minuti, e questo comporta l'assenza di costose vasche di contatto. Inoltre l'ozono non provoca la formazione di composti secondari pericolosi.

Il trattamento delle acque con raggi UV è basato sull'azione fotochimica che comporta la distruzione del nucleo del DNA; in queste condizioni la cellula non può più riprodursi. Il vantaggio principale di questo trattamento è l'assenza di sottoprodotti nocivi, e anche i costi di esercizio sono ridotti rispetto all'ozono. L'unico svantaggio consiste negli elevati investimenti iniziali [7].

## 2.5 Linea fanghi

Accanto alla linea trattamento liquami, in ogni impianto di depurazione è individuabile una *linea di trattamento fanghi*, cui viene avviato il fango primario e il fango di supero; esso deve essere prelevato e allontanato periodicamente dalla linea liquami al fine di evitare che le concentrazioni di solidi sospesi aumentino fino a compromettere il corretto funzionamento dell'impianto. Il fango deve essere trattato in quanto contiene sostanze putrescibili e batteri patogeni, e ha un bassissimo tenore di sostanza secca su un elevato volume che ne renderebbe costoso lo smaltimento diretto.

I trattamenti della linea fanghi sono finalizzati a stabilizzare i fanghi stessi e a ridurre la quantità d'acqua e quindi il volume.

In Figura 2.9 vengono riportati i principali trattamenti:

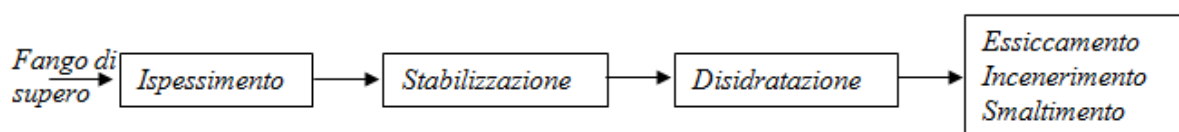


Figura 2.9 – Schema a blocchi linea fanghi

### 2.5.1 L'ispessimento

L'*ispessimento* o *addensamento* è in genere il primo trattamento a cui vengono sottoposti i fanghi che ha lo scopo di ridurre l'umidità. Dopo l'ispessimento un fango contenente inizialmente l'1% di sostanza secca (ossia 99% di acqua) esce con il 3-4% di secco, e ciò comporta una forte diminuzione del volume e quindi un consistente risparmio nel

dimensionamento nelle fasi successive, e quindi un abbassamento dei costi di esercizio dell'impianto.

L'*ispessitore* tradizionale ed economico è quello *a gravità*, una vasca di sedimentazione in cui viene immesso il fango prelevato dai sedimentatori; l'effetto gravitazionale consente di addensare le particelle solide ed espellere parte dell'acqua (surnatante) che viene poi inviata in testa alla linea acque. I tempi di residenza sono dell'ordine dei giorni. Proprio per la prolungata permanenza del fango nell'ispessitore vi è il potenziale inconveniente della formazione di gas (azoto e biogas) che causa la flottazione del fango e rende difficoltosa l'estrazione del supernatante; per porre rimedio a ciò vi è un carroponete dotato di numerosi paletti che rompono la massa solida dando una via di fuga al gas formatosi [7].

### **2.5.2 La stabilizzazione**

I fanghi estratti dalla linea trattamento liquami come fanghi di supero, sono caratterizzati da un'elevata putrescibilità e contengono molti microrganismi anche patogeni. Una fase di *stabilizzazione* è quindi indispensabile per ottenere un fango non più putrescibile, più sicuro da manipolare e facilmente disidratabile.

La stabilizzazione del fango può essere ottenuta o per via biologica o per via chimica; quando è ottenuta per via biologica, in condizioni controllate, si parla di *digestione* del fango. Negli impianti di depurazione interessa ottenere una digestione tecnica, cioè anche non perfetta e completa, ma comunque tale da ridurre la sostanza organica del 40 – 50%. La stabilizzazione biologica del fango può essere effettuata per via **aerobica** (ovvero sfruttando l'azione di microrganismi aerobi in presenza di ossigeno disciolto) o per via **anaerobica** (utilizzando microrganismi anaerobi che si sviluppano in assenza di ossigeno). Con la stabilizzazione biologica si ottiene una riduzione sostanziale della quantità di solidi sospesi presenti inizialmente nel fango; tale riduzione comporta la diminuzione di circa un terzo della quantità di fango che deve essere successivamente manipolata. Il grado di riduzione dei solidi sospesi volatili nella digestione del fango dipende essenzialmente da due parametri fondamentali:

- Tempo di permanenza del fango nella fase di digestione (età del fango);
- Temperatura alla quale si sviluppano i processi.

Per quanto riguarda l'età del fango si hanno valori fra 15 e 40 giorni; invece per quanto riguarda la temperatura il processo può essere così classificato:

- *Zona criofila*, con temperature liquide sotto i 10°C;
- *Zona mesofila*, con temperature liquide comprese tra 10 e 40°C;

- *Zona termofila*, con temperature liquide oltre i 40°C.

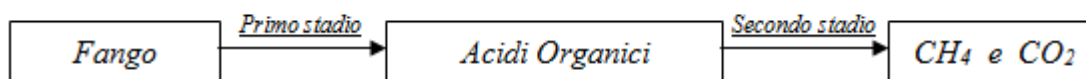
I digestori aerobici lavorano a temperature comprese tra la zona criofila e la zona mesofila, quelli anaerobici tendono a lavorare nel campo mesofilo. Usualmente con il processo aerobico il fango è stabilizzato quando la concentrazione dei solidi sospesi volatili ha subito una diminuzione del 40%; col processo anaerobico il limite di riduzione è del 50%. [5]

### 2.5.2.1 La digestione anaerobica

*La digestione anaerobica* del fango è stata applicata da lunga data, dall'inizio del 1900; essa nel corso degli ultimi 30 anni ha subito una rivalutazione per i vantaggi in termini energetici.

Si tratta di un processo biologico impiegato per il trattamento dei fanghi organici negli impianti di depurazione delle acque di fogna e a volte degli scarichi organici industriali molto concentrati [10]. È un processo di mineralizzazione, gassificazione e humificazione delle sostanze organiche, più lento dei processi aerobi, ma che diviene economicamente vantaggioso nel caso debbano essere trattati volumi esigui di alta concentrazione.

Le sostanze presenti nel fango, in mancanza di ossigeno, sono ridotte per mezzo di processi anaerobici che portano ad una progressiva stabilizzazione fino alla produzione di metano e anidride carbonica. Negli impianti di depurazione questi processi vengono effettuati in appositi reattori detti digestori anaerobici. Nell'ambiente chiuso del digestore, privo di ossigeno libero disciolto, microrganismi di tipo anaerobico prelevano l'ossigeno dalle sostanze organiche biodegradabili presenti nel fango e trasformano i carboidrati e i grassi in metano e anidride carbonica, i composti organici a base di zolfo in idrogeno solforato e mercaptani, i composti azotati in ammoniaca. La prima fase di digestione è chiamata idrolitica: in questa fase si ha la solubilizzazione del materiale sospeso e delle sostanze organiche ad alto peso molecolare. I carboidrati vengono trasformati in zuccheri semplici, le proteine in aminoacidi e i grassi in glicerolo e acidi grassi. Le reazioni di decomposizione avvengono in due stadi successivi, per opera di due gruppi di batteri che vivono in simbiosi. Un primo gruppo di batteri anaerobi detti produttori di acidi degrada le sostanze organiche complesse in acidi organici volatili (acido acetico, propionico..). Un secondo gruppo di batteri detti metanigeni utilizza gli acidi organici appena prodotti provvedendo alla loro gassificazione, scomponendoli in metano e anidride carbonica, cioè biogas. In fig. 2.10 è rappresentato uno schema del processo di digestione anaerobica.



**Figura 2.10** – Schema di processo di digestione anaerobica [7]

Risultato della digestione anaerobica è la produzione di gas biologico, che è una miscela di gas con il 60-70% di metano, 30-23% di anidride carbonica, 2-5% di azoto e piccole porzioni di altri gas. Esso costituisce uno dei motivi di maggiore interesse nel trattamento anaerobico del fango; il metano essendo poco solubile si libera dal fango accumulandosi nella parte superiore del digestore, e tale gas è un buon combustibile. Un aumento di temperatura della massa liquida del fango, a mezzo di una fonte di calore esterna, favorisce un rapido sviluppo delle reazioni biologiche andando ad abbreviare i tempi per la digestione tecnica. La temperatura di riscaldamento è di 32-38°C (digestione mesofila), anche se non mancano applicazioni con temperature sui 55°C (digestione termofila).

I digestori anaerobici sono particolarmente adatti nel trattare fanghi provenienti dalla sedimentazione primaria; infatti quest'ultimo processo toglie dal flusso liquido, con spesa minima di energia, circa il 30% delle sostanze organiche putrescibili: queste sostanze, avviate alla digestione anaerobica, possono esservi stabilizzate senza dispendio energetico.

I digestori sono vasche molto alte, arrivano anche a 16 metri, e di diametro fino a 10 metri, questo comporta la necessità di realizzare fondazioni dotate di particolare resistenza per reggere l'elevata pressione che il digestore determina una volta caricato. È importante mantenere la miscelazione nell'interno del digestore; generalmente ciò è ottenuto mediante ricompressione dello stesso biogas. Il digestore è chiuso con una copertura flottante che raccoglie il gas da avviare poi al gasometro, alla purificazione e agli utilizzi.

Sulla base dei fattori di carico volumetrico dei solidi sospesi i digestori si distinguono in:

- *Digestori a basso carico*: il digestore non è né riscaldato né miscelato; i tempi di permanenza dei fanghi sono molto lunghi; il rendimento è abbastanza basso.
- *Digestori a medio carico*: il digestore è riscaldato e miscelato, ma in un unico stadio; l'alimentazione è discontinua per poter scaricare il supernatante chiarificato, e il tempo di permanenza è di circa 20 giorni;
- *Digestori al alto carico e due stadi*: i digestori a due stadi sono costruiti da due reattori, il primo dei quali è molto più grande del secondo. Nel primo stadio il fango è alimentato in continuo, il digestore è riscaldato e miscelato, il fango vi permane per



circa 15 giorni. Successivamente il fango passa, mediante una pompa, nel secondo stadio dove avviene la separazione supernatante – fango digerito; in questo stadio non si ha né riscaldamento né miscelazione.

### 2.5.2.2 Dimensionamento di un digestore anaerobico

Dati a disposizione sono la portata di fango che arriva al reattore e la concentrazione di solidi sospesi totali, da cui si determina la quantità di solidi sospesi volatili entranti sapendo che questi sono circa il 70-80% dei SST. Si considera normalmente un abbattimento del 50% dei SSV, da cui si può calcolare la portata di fango digerito in uscita nel seguente modo.

$$Q^{\text{OUT}}_{\text{SSV}} = 0,5 Q^{\text{IN}}_{\text{SSV}}$$

$$Q^{\text{OUT}}_{\text{fango}} = Q^{\text{OUT}}_{\text{SSV}} + Q^{\text{IN}}_{\text{SSI}}$$

L'età del fango ha la stessa definizione riportata precedentemente per la digestione aerobica. Poiché la digestione anaerobica viene effettuata su fanghi primari o su fanghi misti primari e secondari, l'età che il fango raggiunge in fase ossidativa ha rilevanza trascurabile sull'età complessiva del fango (fase ossidativa + fase di digestione anaerobica). Affinché un fango possa essere considerato tecnicamente digerito per via anaerobica, occorre che si determini una riduzione di circa il 50% dei SSV, come detto precedentemente.

Per impianti a medio carico riscaldati a circa 30°C, alla riduzione del 50% dei SSV corrispondono valori del prodotto temperatura-età del fango di 1200 – 1400°C·d, ossia età del fango di 30 – 40 d. Per impianti ad alto carico, alla riduzione del 50% dei SSV corrispondono valori del prodotto temperatura-età del fango di 600 – 800 °C·d, ossia età del fango 15 – 20 d. Con temperature di 60°C bastano età del fango di 10 d per un'adeguata stabilizzazione.

Nota l'età del fango, il dimensionamento del volume di vasca procede con criteri del tutto analoghi a quelli della digestione aerobica. Sia  $M'$  la quantità complessiva di fango presente nella vasca di digestione aerobica e sia  $\Delta X'$  la quantità di fango estratta mediamente ogni giorno dalla vasca (ricavabile in base all'età complessiva del fango), risulta:

$$E' = M' / \Delta X'$$

da cui  $M' = E' \cdot \Delta X'$

Fissata la concentrazione di fango nella vasca di digestione ( $C_d$ ), il volume di vasca risulta:

$$V' = M' / C_d$$

$E'$  = Età del fango nella fase di digestione anaerobica (d);

$V'$  = volume del digestore ( $m^3$ );

$M'$  = quantità di fango massima nel digestore (kg);

$\Delta X'$  = quantità di fango estratta mediamente ogni giorno dalla vasca di digestione aerobica ricavabile in base all'età complessiva del fango (kg/d);

$C_d$  = concentrazione di fango nella vasca di digestione ( $kg/m^3$ ) [7].

### ***2.5.3 La disidratazione***

Lo scopo della *disidratazione* è abbassare il tenore d'acqua nel fango di supero rendendo il fango stesso palabile ossia movimentabile con una pala. Il processo è agevolato dal condizionamento chimico, ossia dall'aggiunta di reattivi chimici per rendere il fango facilmente disidratabile e catturare maggiore quantità di particelle solide contenute nello stesso. Inoltre il fango degli impianti di depurazione contiene una vasta molteplicità di particelle colloidali che lo rendono difficilmente disidratabile. I reagenti più utilizzati sono i polielettroliti, in qualche caso anche cloruro ferrico e calce. Vi sono diverse apparecchiature utilizzate per questo processo. Le apparecchiature usate sono:

- Filtri a vuoto: il fango entra in contatto con una tela avvolta su un tamburo; l'acqua viene aspirata mentre il fango resta ingabbiato nella tela;
- Filtropresse: si lavora con pressioni di circa 14 atm. Vi sono delle piastre all'interno delle quali viene messo il fango, le piastre sono ricoperte mediante tele filtranti; l'azione della pressione rimuove l'acqua, mentre il fango forma dei pannelli che a fine ciclo vengono staccati. I livelli di secco che si raggiungono sono dell'ordine del 30%;
- Nastropresse: il trasporto del fango avviene mediante l'utilizzo di due nastri compressi; questa compressione determina la separazione dell'acqua dal fango e i livelli di secco che si raggiungono sono dell'ordine del 22% [7].

## 2.6 Il processo depurativo a letto mobile (MBBR)

I reattori a letto mobile sono una tecnologia depurativa a biomassa adesa sviluppata a partire dagli anni '90. Tali reattori sono caratterizzati dal fatto che il biofilm aderisce a supporti in materiale plastico (*riempimento*) mantenuti in movimento all'interno delle vasche. Rispetto ai processi a biomassa sospesa, tali impianti permettono di realizzare reattori di dimensioni minori vista l'elevata attività specifica della biomassa adesa.

### 2.6.1 Generalità sui processi a biomassa adesa

Nei processi a biomassa adesa colonie eterogenee di microrganismi aderiscono al riempimento del reattore formando una pellicola (biofilm) di spessore variabile. In un reattore a biomassa adesa si instaurano una serie di fenomeni in serie:

- i substrati dispersi nella massa del liquame (bulk) vengono in parte idrolizzati dagli enzimi prodotti dai microrganismi e in parte adsorbiti sulla superficie del biofilm ([18], [19], come riportato da L.Falletti et al);
- le componenti sub colloidali e solubili dopo essere venute a contatto con la superficie del biofilm diffondono penetrando in esso e dando luogo alle reazioni biologiche;
- i metaboliti prodotti dalle reazioni biologiche retro diffondono attraverso il biofilm verso l'interfaccia, disperdendosi nel bulk.

In Figura 2.11 si evidenziano i flussi diffusivi.

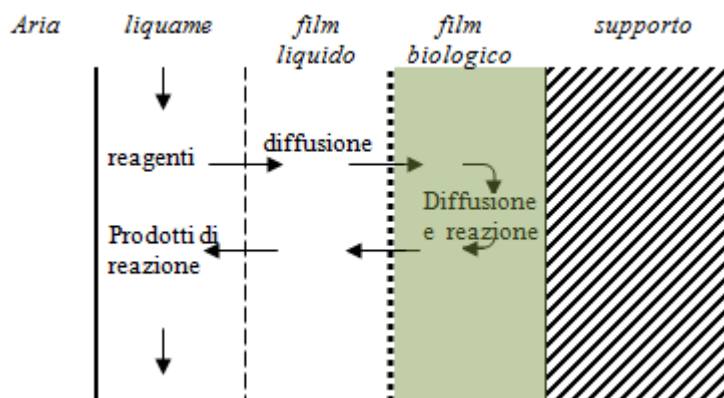


Figura 2.11 – Schema dei processi che avvengono in un biofilm

## 2.6.2 Principali caratteristiche dei processi a letto mobile

Nei processi a letto mobile la biomassa aderisce ai corpi di riempimento mantenuti in movimento nel liquame all'interno delle vasche. Tale movimentazione può avvenire per mezzo di insufflazione di aria nei reattori aerobici, e con mezzi meccanici nei reattori anossici e anaerobici (Figura 2.12). I processi a letto mobile sono classificati in due categorie:

1. processi a biomassa adesa in cui non vi è né fango sospeso nel reattore né ricircolo del fango;
2. processi ibridi in cui nel reattore è presente sia fango attivo sospeso che biomassa adesa ai supporti.

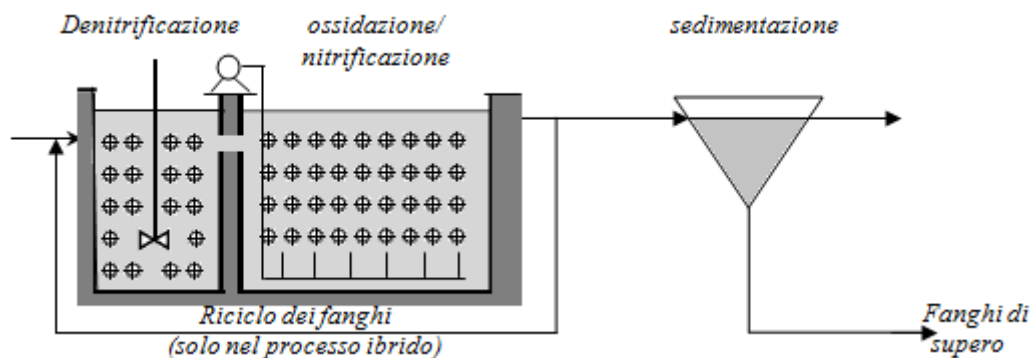


Figura 2.11 – Reattori a letto mobile: reattore anossico per la denitrificazione e aerobico per l'ossidazione e nitrificazione

I processi a letto mobile possono trovare ampia applicazione nel potenziamento delle prestazioni di impianti a fanghi attivi già esistenti mediante l'aggiunta di reattori a biomassa adesa pura a valle del decantatore secondario, oppure nella trasformazione di impianti a fanghi attivi preesistenti e sovraccaricati in impianti a letto mobile ibrido.

## 2.6.3 I parametri di funzionamento

La porosità del riempimento  $k_v^*$  è il rapporto tra il volume dei vuoti e il volume apparente del riempimento alla rinfusa. È un parametro adimensionale:

$$k_v^* = \frac{V_{\text{apparente,riempimento}} - V_{\text{pieni,riempimento}}}{V_{\text{apparente,riempimento}}}$$

La superficie specifica del riempimento  $S_s^*$  rappresenta la superficie disponibile per il biofilm per unità di volume apparente di riempimento alla rinfusa. Si misura in  $[m^2m^{-3}]$ .

Questi due parametri dipendono dalla geometria del corpo di riempimento.

Il tasso di riempimento è il rapporto tra il volume apparente (pieni + vuoti) del riempimento alla rinfusa ed il volume totale della vasca in cui esso è utilizzato. È adimensionale:

$$k_f = \frac{V_{\text{apparente,riempimento}}}{V_{\text{totale vasca}}} = \frac{V_{\text{apparente,riempimento}}}{V_{\text{liquido}} + V_{\text{pieni,riempimento}}}$$

Il grado di vuoto del reattore è rappresentato dal rapporto tra il volume non occupato dal supporto ed il volume totale della vasca in cui è utilizzato il riempimento. È adimensionale:

$$k_v = \frac{V_{\text{liquido}}}{V_{\text{totale vasca}}} = \frac{V_{\text{totale vasca}} - V_{\text{pieni,riempimento}}}{V_{\text{liquido}} + V_{\text{pieni,riempimento}}}$$

Il tasso di spostamento della fase liquida è il completamento a uno del grado di vuoto del reattore ed è adimensionale:

$$k_d = 1 - k_v = (1 - k_v^*) \times k_f = \frac{V_{\text{pieni,riempimento}}}{V_{\text{vasca totale}}}$$

La superficie specifica del reattore  $S_s$  è il rapporto tra la superficie disponibile per lo sviluppo del biofilm ed il volume totale del reattore; si misura in  $[m^2m^{-3}]$ :

$$S_s = \frac{S_{\text{biofilm}}}{V_{\text{vasca totale}}} = k_f \times S_s^*$$

#### **2.6.4 Il processo AnoxKaldnes™ MBBR**

Il processo AnoxKaldnes™ è stato sviluppato a partire dal 1987 dal prof. Ødegaard ed è quello che vanta il maggior numero di applicazioni nel trattamento di reflui sia civili che industriali. AnoxKaldnes™ ha sviluppato diversi tipi di carrier con diversa forma, dimensioni e superficie. Questo permette una grande flessibilità a seconda delle caratteristiche delle acque reflue, dei pretrattamenti, degli standard di scarico e dei volumi disponibili.

Attualmente si hanno a disposizione cinque diversi tipi di riempimenti e sono raffigurati in Figura 2.12. Nella trattazione ci occuperemo solo dei supporti K1 le cui caratteristiche geometriche sono riportate in tabella 2.1



Figura 2.12 – Tipologia carrier AnoxKaldnes™ [20]

Tabella 2.1 – Caratteristiche geometriche dei supporter AnoxKaldnes™ K1 [17]

Parametro	lunghezza	diametro	densità	N° carrier per m <sup>3</sup>	Max tasso riempimento	Sup. totale	Sup. effettiva
U.o.m.	mm	mm	g/cm <sup>3</sup>		%	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
K1	7	10	0.95	1.030.000	66	690	500

Nei reattori aerobici la movimentazione dei supporti è ottenuta mediante l'aerazione eseguita per mezzo di tubi forati posti sul fondo del reattore; nei reattori anaerobici la miscelazione è ottenuta per mezzo di mixer sommersi.

In seguito verranno descritti i processi di nitrificazione e denitrificazione ottenuti mediante il processo AnoxKaldnes™ MBBR.

### 2.6.5 La nitrificazione

La nitrificazione può essere eseguita con il processo AnoxKaldnes™ all'interno di una filiera di reattori aerobici in combinazione con la denitrificazione oppure come stadio di affinazione a valle di un impianto a biomassa sospesa. I fattori che influenzano tale processo sono:

- substrato limitante: l'O<sub>2</sub> risulta limitante quando nel reattore il rapporto tra  $[O_2] / [NH_4 - N] < 2$ , mentre l'azoto è limitante se il rapporto tra le concentrazioni di ossigeno e ammoniaca è maggiore di 5. Si ha invece la transizione da un regime all'altro nei casi intermedi;

- l'ordine della cinetica è compreso tra 0.5 e 1;
- la velocità di nitrificazione dipende quasi esclusivamente dalla concentrazione di ossigeno e ciò comporta la necessità di aerare copiosamente il reattore. Tale aerazione spinta ha anche il vantaggio di riuscire a mantenere elevate le velocità di nitrificazione quando la temperatura scende;
- la presenza di sostanza organica ha effetto negativo sulla velocità di denitrificazione.
- all'abbassarsi della temperatura si verifica un rallentamento dei metabolismi batterici e la diminuzione dei coefficienti diffusivi, di contro però si ha un aumento della solubilità di ossigeno nell'acqua;
- la presenza di sostanza organica ha un effetto negativo sulla velocità di nitrificazione poiché favorisce i batteri eterotrofi che occupano gli strati più esterni del biofilm

In letteratura ([21] come riportato da L.Falletti et al.) viene riportato che nei reattori a biofilm è possibile ottenere la nitrificazione dei liquami urbani se il carico organico superficiale è inferiore a  $8 \text{ g}_{\text{COD}} \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , mentre è instabile per carichi tra  $8 - 15 \text{ g}_{\text{COD}} \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , questo perché i batteri eterotrofi, in presenza di substrato organico non limitante, utilizzano l'ossigeno più velocemente dei batteri nitrificati che ne restano privi ([22] come riportato da L.Falletti et al.).

### **2.6.6 La denitrificazione**

Con in processo AnoxKaldnes™ la denitrificazione può essere eseguita assieme alla nitrificazione in filiere multistadio. Si parla di predenitrificazione, postdenitrificazione o sistemi combinati di pre – postdenitrificazione. Può essere eseguita anche a valle di un processo a fanghi attivi. Il processo di denitrificazione è influenzato dalla natura chimica e dalle concentrazioni del substrato organico. Perché il rendimento sia elevato, è necessario che il rapporto tra carbonio e azoto sia almeno pari a 3.5 per quanto riguarda la postdenitrificazione e le velocità maggiori si hanno con substrati come metanolo, etanolo o acetato. Per quanto riguarda la predenitrificazione si utilizza la sostanza organica contenuta nel liquame; si trovano velocità minori a causa della bassa disponibilità di carbonio biodegradabile e del consumo addizionale dovuto all'ossigeno introdotto nel reattore anossico mediante il ricircolo di liquame nitrificato a valle. In assenza di ossigeno disciolto (postdenitrificazione) l'azoto nitrico o la sostanza organica possono essere limitanti; in tal processi si avrà la riduzione dell'azoto nitrico ad  $\text{N}_2$  gas ossidando il substrato organico. In

presenza di ossigeno disciolto, invece, sono coinvolti tre substrati ovvero l'azoto nitrico, la sostanza organica e l'ossigeno. Quest'ultimo sfavorisce il processo di denitrificazione poiché i batteri facoltativi traggono maggiore energia dall'ossidazione aerobica della sostanza organica rispetto al metabolismo anossico, ma indipendentemente da ciò il processo di denitrificazione avviene comunque se il biofilm risulta così spesso da non permettere la completa penetrazione di ossigeno e in tal modo i nitrati riescono a diffondere nella parte interna del biofilm – che è anossica – e completare la riduzione ad azoto gassoso.



## Capitolo 3

### DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO DI CONSELVE

L'impianto di depurazione è ubicato a Conselve (Pd) in zona industriale 3° Strada ed è gestito dal Centro Veneto Servizi (CVS). Tale impianto attualmente serve i Comuni di Conselve, Bagnoli, Terrassa Padovana, Arre, Tribano (fraz. Olmo), Cartura e S.Pietro Viminario.

#### 3.1 Caratteristiche dell'impianto

L'impianto di depurazione ha una potenzialità di 46.880 abitanti equivalenti (A.E.). Si tratta di un impianto a medio carico ed è realizzato su due linee gemelle per quanto riguarda il trattamento di ossidazione biologica e di sedimentazione secondaria, mentre vi è una linea unica per i trattamenti meccanici, primari e la linea fanghi.

Le dinamiche anagrafiche degli ultimi anni, hanno segnalato alcuni cambiamenti sia in termini di popolazione allacciata che allacciabile; inoltre l'intensificarsi delle attività artigianali, industriali e commerciali hanno fatto sì che venissero meno le condizioni adottate per la prima progettazione. Quindi si è dovuto tener conto della confluenza dei liquami provenienti dal comune di Conselve, da altri comuni limitrofi e dalla stazione di trattamento bottini. Nella sua configurazione finale, dunque, l'impianto si svilupperà su due linee parallele ottenute dall'adeguamento di quella esistente con il necessario ricalcolo e ampliamento della fase di predenitrificazione e della costruzione di una nuova linea. Ciascuna delle due linee ha una potenzialità pari alla metà di quella complessiva e cioè pari a 23.440 A.E..

In tabella 3.1 vengono riportati i dati di processo:

**Tabella 3.1 – Tabella riepilogativa dati di progetto**

Popolazione servita	46.880	A.E.
Portata giornaliera media	6.937	m <sup>3</sup> /d
Portata in ingresso stazione bottini	200	m <sup>3</sup> /d
Portata oraria media Q <sub>24</sub>	297	m <sup>3</sup> /h
Portata oraria di punta Q <sub>pn</sub>	708	m <sup>3</sup> /h
BOD <sub>5</sub> Carico giornaliero	3380	Kg/d
Azoto totale giornaliero	640	Kg/d
Fosforo totale giornaliero	79	Kg/d

## 3.2 Descrizione generale del processo depurativo

Per consentire gli elevati livelli di depurazione richiesti dalla normativa vigente, la linea del processo di depurazione dei liquami comprende la seguente sequenza:

- a) Trattamenti primari:
  - Sollevamento iniziale con grigliatura grossolana;
  - Grigliatura fine;
  - Disabbiatura e disoleatura aerata;
  - Stazione di trattamento bottini;
  - Sedimentazione primaria;
  - Ripartizione di portata.
- b) Trattamenti secondari e terziari linea 1 (23.440 A.E.)
  - Predenitrificazione;
  - Ossidazione – nitrificazione (eventuale defosfatazione);
  - Sedimentazione secondaria.
- c) Trattamenti secondari e terziari linea 2 (23.440 A.E.)
  - Predenitrificazione;
  - Ossidazione – nitrificazione (eventuale defosfatazione);
  - Postdenitrificazione;
  - Riaerazione;
  - Sedimentazione secondaria;
  - Trattamento di chiariflocculazione per l'abbattimento dei metalli;
  - Filtrazione rapida su sabbia;
  - Disinfezione tramite raggi U.V.
- d) Linea fanghi:
  - Preispessimento dei fanghi di supero primari e secondari;
  - Digestione anaerobica;
  - Postispessimento dei fanghi digeriti;
  - Disidratazione meccanica tramite nastro pressa.

In figura 3.1 si riporta il diagramma di flusso dell'impianto di depurazione di Conselve:

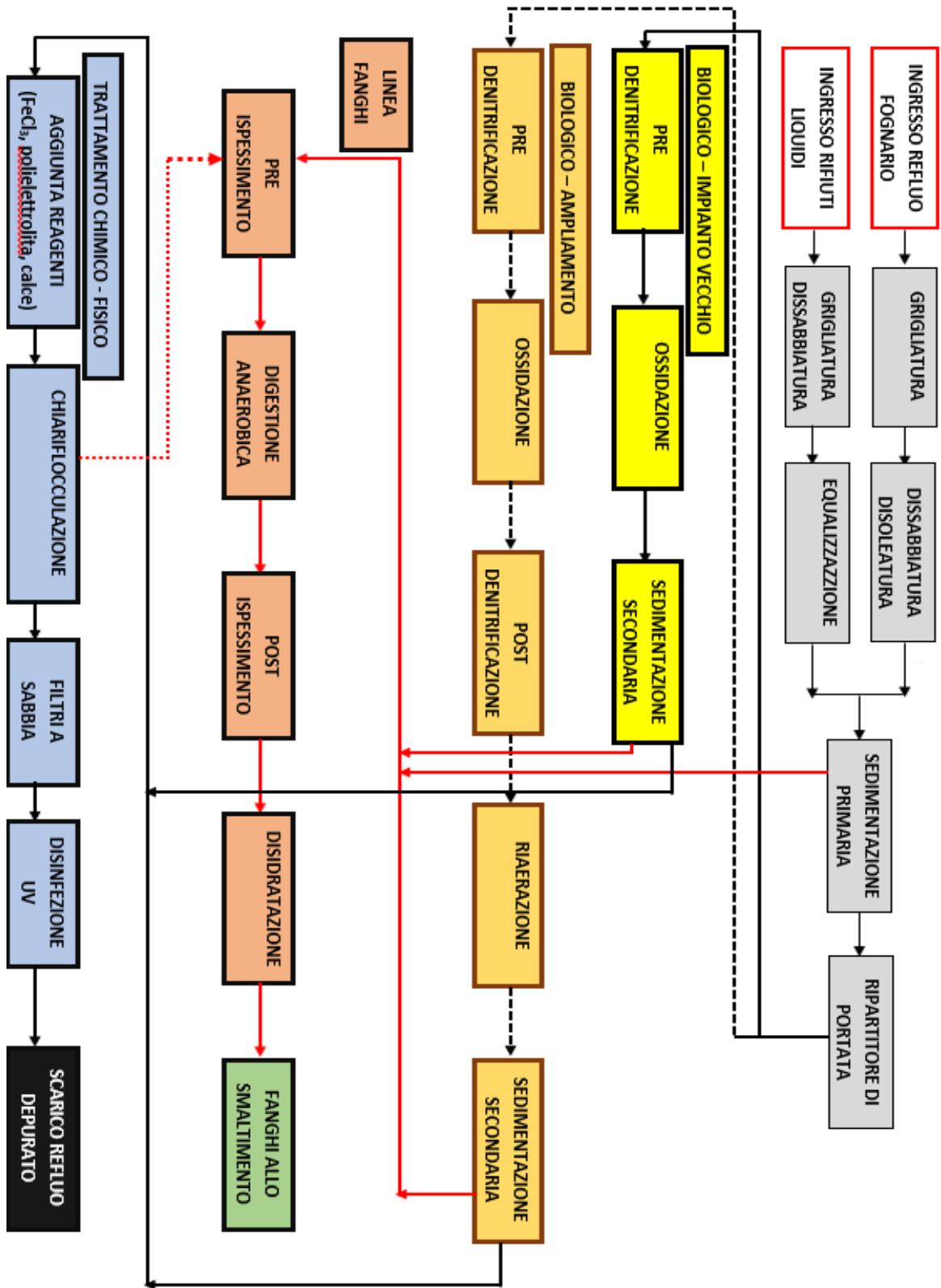


Figura 3.1 – Diagramma di flusso dell'impianto di depurazione di Conselve

## **3.3 Trattamenti primari**

### ***3.3.1 La grigliatura fine***

La grigliatura è del tipo meccanizzato ed è costituita da una struttura in lamiera e profilati piatti in acciaio zincato. La luce tra le barre è di 15 mm, con larghezza pari a 1 m e lunghezza totale di 2 m. Si prevede inoltre l'installazione di uno staccio fine dotato di coclea di rimozione del grigliato, di un compattatore integrato e un sistema di lavaggio.

### ***3.3.2 Dissabbiatura e disoleatura aerata***

Per la separazione delle sabbie e dei materiali inerti che entrano nelle reti fognarie, è presente una vasca di dissabbiatura del tipo aerato longitudinale, dimensionata in modo da assicurare alla massima portata di progetto (708 m<sup>3</sup>/h) un tempo di ritenzione di 5,4 min. L'aerazione, oltre a garantire un grado di separazione dell'80% delle particelle sospese con dimensioni minime di 0,2 mm, svolge la separazione delle sostanze galleggianti (oli, grassi, ecc) presenti nei liquami domestici, che flottano in superficie. L'aerazione avviene mediante aria insufflata in prossimità del fondo per mezzo di tubi ceramici porosi, disposti su un lato, lungo tutta la vasca. Le sabbie vengono raccolte tramite un raschiatore di fondo in una tramoggia in testa alla vasca e da qui vengono successivamente rimosse tramite un idroestrattore pneumatico. Le sostanze galleggianti invece vengono allontanate da una lama di superficie che le spinge in un pozzetto di raccolta dal quale vengono periodicamente estratte. Il sistema è costituito da una vasca rettangolare di lunghezza pari a 13,16 m, larghezza pari a 3,2 m, profondità pari a 1,5 m e volume utile pari a 63,2 m<sup>3</sup>. Tale sistema, ad oggi, risulta inadeguato alle esigenze e dunque si prevede l'installazione di un egual comparto dalla stesse caratteristiche.

### ***3.3.3 Stazione trattamento bottini***

La postazione di trattamento bottini – attualmente localizzata presso la sezione di dissabbiatura/disoleatura – verrà trasferita in un apposito locale in cemento armato posto all'esterno degli attuali confini dell'impianto al fine di agevolare le operazioni di scarico dei reflui provenienti da fosse settiche, pozzi neri e reflui industriali compatibili conferiti all'impianto. Inoltre il locale sarà provvisto di un sistema di trattamento dell'aria mediante biofiltrazione al fine di abbattere i composti maleodoranti.

### ***3.3.4 Sedimentazione primaria***

Con la sedimentazione primaria, sfruttando l'azione della forza di gravità per l'abbattimento dei solidi in sospensione nei liquami, si può ottenere una rimozione del carico organico del 25-30%. Tale processo si ottiene in un bacino a flusso radiale attrezzato di carroponete e provvisto di immissione dei liquami attraverso un opportuno cilindro deflettore che ha il compito di assicurare la ripartizione uniforme. La sezione ha una pianta circolare con il fondo leggermente inclinato verso il centro per assicurare il convogliamento dei fanghi sedimentati nella tramoggia centrale. Il diametro interno della vasca è pari a 24.3 m, la profondità media è di 2,6 m e il volume di 1071 m<sup>3</sup>. I fanghi decantati vengono successivamente inviati alla fase di digestione anaerobica. Allo stato attuale il volume destinato alla sedimentazione primaria è utilizzato come predenitrificazione aggiuntiva per migliorare le rese di abbattimento dei composti azotati. Tale modifica è stata possibile mediante l'installazione di due miscelatori sommersi per mantenere il fango in sospensione.

## **3.4 Trattamento biologico**

### ***3.4.1 Ossidazione biologica***

L'ossidazione biologica è ottenuta tramite insufflazione di aria a bolle fini attraverso tubi ceramici porosi montati sul fondo della vasca. L'aria necessaria al processo viene fornita mediante due compressori ad assi rotanti. La sezione è composta da due vasche rettangolari uguali di volume pari a 1344 m<sup>3</sup>, con lunghezza pari a 24 m, larghezza di 14 m e profondità di 4 m. In tali vasche è inoltre possibile ottenere l'abbattimento dei fosfati per precipitazione simultanea con dosaggio diretto di cloruro ferrico. In tabella 3.2 si riportano i parametri principali delle vasche di ossidazione della Linea 1

**Tabella 3.2 – Parametri principali delle vasche di ossidazione della Linea 1**

<b><i>Parametro</i></b>	<b><i>u.o.m</i></b>	<b><i>Valore</i></b>
Volume utile complessivo	m <sup>3</sup>	2.688
Carico organico giornaliero	Kg <sub>BOD</sub> /d	1.690
Azoto totale giornaliero	Kg <sub>TKN</sub> /d	320
Portata media oraria giornaliera	m <sup>3</sup> /h	148,5
Portata di punta giornaliera	m <sup>3</sup> /h	354

Adottando una concentrazione del fango nella miscela aerata ( $C_a$ ) pari a  $4,5 \text{ Kg}_{SS}/\text{m}^3$ , il fattore di carico organico ( $F_c$ ), trascurando l'abbattimento dei BOD nei comparti a monte, risulta:

$$F_c = \frac{\text{carico organico giornaliero}}{C_a \times \text{Volume}_{tot}} = \frac{1690}{2688 \times 4.5} = 0.14 \frac{\text{Kg}_{BOD}}{\text{Kg}_{SS} \times d}$$

Il fattore di carico organico volumetrico ( $F_{c_v}$ ) è pari a:

$$F_{c_v} = \frac{\text{carico organico giornaliero}}{\text{Volume}_{tot}} = \frac{1690}{2688} = 0.63 \frac{\text{Kg}_{BOD}}{\text{m}^3 \times d}$$

Il tempo di ritenzione idraulico (HRT) calcolato tramite la portata media giornaliera e la portata di punta giornaliera, vale rispettivamente:

$$HRT_{medio} = \frac{\text{Volume}_{tot}}{\text{Portata media giornaliera}} = \frac{2688}{148.5} = 18.1 \text{ h}$$

$$HRT_{punta} = \frac{\text{Volume}_{tot}}{\text{Portata di punta giornaliera}} = \frac{2688}{354} = 7.6 \text{ h}$$

Per quanto riguarda il comparto biologico della Linea 2, invece, esso sarà di nuova costruzione e sarà composto da una vasca il cui volume è pari a  $2696 \text{ m}^3$ : le modestissime variazioni del volume portano ad avere i medesimi risultati per quanto riguarda il fattore di carico organico giornaliero, il fattore di carico organico volumetrico ed il tempo di ritenzione idraulico.

Complessivamente si ha che il volume di ossidazione biologica a disposizione sarà dunque pari a  $5.384 \text{ m}^3$ .

### Fabbisogno complessivo di ossigeno

Il fabbisogno di O<sub>2</sub> per il mantenimento del processo biologico di ossidazione si valuta mediante la seguente formulazione:

$$O_2 = a \times (\text{BOD abbattuto}) + b \times (\text{SS in aerazione}) + c \times (\text{N da nitrificare})$$

Dove:

a = coefficiente di respirazione attiva = 0,5 Kg O<sub>2</sub> / Kg BOD abbattuto

b = coefficiente di respirazione endogena = 0,1 Kg O<sub>2</sub> / Kg SS in vasca

c = coefficiente per l'ossidazione dell'azoto = 4,5 Kg O<sub>2</sub> / Kg N nitrificato

Il fabbisogno di ossigeno nel processo ossidativo è calcolato per l'abbattimento del BOD, assunto pari al 95%, per la nitrificazione pari al 90% dell'azoto ammoniacale, mantenendo una concentrazione di 3 mg/l di ossigeno.

In base a tali considerazioni si ha che per la vasca della Linea 1:

$$O_2 = (0,5 \times 0,95 \times 1.690) + (0,1 \times 2.688 \times 4,5) + (4,6 \times 320 \times 0,90) = 3.337 \text{ Kg/d} = 139 \text{ Kg/h}$$

Mentre per la vasca della Linea 2

$$O_2 = (0,5 \times 0,95 \times 1.690) + (0,1 \times 2.696 \times 4,5) + (4,6 \times 320 \times 0,90) = 3.208 \text{ Kg/d} = 133 \text{ Kg/h}$$

### Ricircolo dei fanghi

Per mantenere nelle vasche la concentrazione fissata di fango attivo pari a 4,5 KgSS/m<sup>3</sup>, il fango di ricircolo dovrà avere una concentrazione di 9 KgSS/m<sup>3</sup>, per cui la portata di ricircolo sarà:

$$R = \frac{SS}{SSR - SS} \cdot Q_{24} = \frac{4,5}{9 - 4,5} \cdot Q_{24} = 1Q_{24} = 297 \frac{m^3}{h}$$

Quindi la portata di ricircolo sarà pari alla portata media giornaliera in ingresso.

Si prevede inoltre l'installazione di 2 elettropompe sommergibili di ricircolo fanghi, di cui una di riserva, aventi le seguenti caratteristiche:

- portata 297 m<sup>3</sup>/h;
- prevalenza 4 m.

### 3.4.2 Nitrificazione

L'azoto presente nel liquame viene in parte utilizzato per i processi di crescita e riproduzione delle cellule batteriche; il fabbisogno di azoto per sintesi è cautelativamente pari a circa il 3% del BOD abbattuto, e pertanto è pari a:

$$N_2 = \left( \frac{\text{carico giornaliero}}{BOD_5} \right) \times \left( \frac{\text{Percentuale di abbattimento } BOD_5}{\text{BOD}_5 \text{ abbattuto}} \right) \times \left( \frac{\text{Percentuale di}}{BOD_5 \text{ abbattuto}} \right) = 3380 \times 0,95 \times 0,03 = 96,33 \frac{Kg_{N_2}}{d}$$

Quindi l'azoto residuo da depurare è pari a:

$$640 - 96,33 = 543,7 \text{ Kg/d}$$

L'impianto è stato dimensionato per avere all'uscita una concentrazione di azoto totale pari a 7 mg/l a 12°C. Nei periodi dell'anno in cui la temperatura risulterà superiore, le rese di nitrificazione e denitrificazione aumenteranno in modo sensibile; allo stesso modo la resa di abbattimento globale potrà essere aumentata dosando un opportuno nutriente – come ad esempio il metanolo – nella vasca di postdenitrificazione. Il valore massimo della concentrazione di azoto ammoniacale allo scarico è fissato pari a 1 mg/l.

Dalla scheda tecnica fornita dal CVS risulta che la biomassa necessaria totale è pari a 23.320 KgSS, quindi con una concentrazione in vasca di 4,5 KgSS/m<sup>3</sup>, il volume necessario per la nitrificazione risulta pari a:

$$V = 23.320 / 4,5 = 5.182 \text{ m}^3$$

Pertanto il volume previsto per il comparto di ossidazione – nitrificazione complessivamente pari a 5.384 m<sup>3</sup> risulta sufficiente.



### ***3.4.3 Denitrificazione***

Il trattamento di denitrificazione viene effettuato in due fasi – predenitrificazione e postdenitrificazione – poste rispettivamente a monte e a valle della vasca di nitrificazione.

#### **Predenitrificazione**

La denitrificazione viene inserita a monte dell'ossidazione e avviene in condizioni anossiche utilizzando come substrato carbonioso le sostanze organiche che sono contenute nel liquame stesso. La sezione è composta da una vasca rettangolare con lunghezza di 24 m, larghezza di 11,2 m e profondità pari a 4,1 m. Il volume complessivo è di 1100 m<sup>3</sup>. In questa vasca la biomassa viene mantenuta in lenta agitazione tramite due agitatori a elica. Per abbassare il contenuto di nitrati in uscita, è stato realizzato un ricircolo della miscela aerata proveniente dalla vasca di ossidazione e ricca in nitrati; per conseguire tale scopo è stata calata nella vasca di ossidazione adiacente una pompa che ricircola in continuo la torbida.

Visto che le linee di predenitrificazione sono 2, e visto che la portata di azoto TKN è pari a 543,7 Kg/d, ammettendo nitrificazione pressoché completa, in ogni linea entrerà una portata dimezzata e quindi pari a 271,85 Kg/d come azoto nitrico; il massimo quantitativo scaricabile dalla Linea 1 è 21,41 kg/d e quindi occorrerà denitrificare 250,4 kg/d. Analogamente, per la Linea 2 il massimo quantitativo di azoto nitrico ammesso allo scarico è 35,68 kg/d e quindi si dovranno denitrificare 236,17 Kg/d.

#### **Postdenitrificazione**

Per la vasca di postdenitrificazione si assume una concentrazione di azoto nitrico in ingresso pari a 10 mg/l (35,68 KgN/d) ed una concentrazione in uscita pari a 6 mg/l (21,41 KgN/d), con una concentrazione di azoto totale in uscita pari a 7 mg/l. Ne consegue che sarà necessario denitrificare 14,27 KgN/d. Questa operazione viene eseguita in una vasca dal volume pari a 600m<sup>3</sup>. Per assicurare un'adeguata miscelazione del liquame, la vasca sarà provvista di due elettromiscelatori sommersi dotati di un anello convogliatore sull'elica.

### **3.5 Sedimentazione finale**

Per la linea uno si utilizzano due sedimentatori circolari con volume unitario pari a 1.227,19 m<sup>3</sup>, con un volume complessivo, dunque, pari a 2.454,4 m<sup>3</sup>. Per la linea 2 invece, verrà dimensionato un solo sedimentatore a pianta circolare a flusso radiale con diametro pari a 27,4 m, volume utile di 2168 m<sup>3</sup>, e superficie utile pari a 589,3 m<sup>2</sup>.

### **3.6 Trattamenti terziari**

Il trattamento di terzo stadio che viene utilizzato è composto da un primo comparto per l'abbattimento dei metalli pesanti basato sui processi di coagulazione, flocculazione – precipitazione e chiarificazione mediante sedimentazione e dalle successive sezioni di filtrazione rapida su sabbia per la rimozione dei solidi sospesi residui e di disinfezione mediante raggi UV per l'abbattimento del carico microbiologico.

#### ***3.6.1 Nuova centrale di sollevamento***

La nuova centrale di sollevamento riceve le acque provenienti dalla sezione di sedimentazione finale ed è stata dimensionata sulla portata massima prevista di 708 m<sup>3</sup>/h. È stata prevista l'installazione di 4 pompe sommergibili con portata pari a 66 l/s e prevalenza di 6,5 m: una delle due pompe verrà dotata di inverter per la regolazione della portata fino ad un valore minimo di 40 l/s. Le pompe verranno installate in un bacino adiacente alle vasche di miscelazione e flocculazione

#### ***3.6.2 Sezione di coagulazione – flocculazione***

Per l'abbattimento delle sostanze colloidali presenti nello scarico della sezione di sedimentazione finale, vengono aggiunti all'acqua opportuni reagenti che, originando ioni ad alta carica in soluzione, neutralizzano la carica posseduta dalle particelle colloidali da far sedimentare. Tali ioni reagiscono con i sali presenti nelle acque e formano composti insolubili di natura fioccosa facilmente sedimentabili. Come reagente di coagulazione si usa il cloruro ferrico in quanto tende a formare fiocchi compatti e grossi. Per ottenere la defosfatazione, esaminando le reazioni che avvengono con il ferro risulta necessaria una quantità di cloruro ferrico pari a 2,7 g<sub>Fe</sub>/g<sub>P</sub> adottando un coefficiente correttivo pari a 1,5 che tiene conto del

rendimento effettivo della reazione; si dovrà quindi dosare una quantità di cloruro ferrico tale da avere nel reattore una concentrazione iniziale di 28,62 mg<sub>Fe</sub>/l.

Come coadiuvante alla coagulazione si utilizza invece calce idrata in sospensione acquosa che comporta un duplice vantaggio: da un lato garantisce un'elevata alcalinità al refluo da trattare, favorendo pertanto la coagulazione dei colloidali, dall'altro invece forma composti insolubili, prevalentemente di tipo inorganico, che contribuiscono a formare un fango compatto con elevate capacità di sedimentazione. Il dosaggio medio di calce idrata è pari a 20 ppm.

Per la flocculazione sono state realizzate due vasche in serie di profondità pari a 3,5 m e per un volume complessivo di 354,15 m<sup>3</sup>, a cui corrisponde un tempo di ritenzione complessivo di 30 min alla portata di punta pari a 708 m<sup>3</sup>/h. In tali vasche viene dosato un polielettrolita utilizzato per l'accrescimento dei fiocchi. Entrambe le vasche sono dotate di un agitatore avente una potenza di 4kW.

La vasca di chiarificazione invece è del tipo circolare a letto di fango: la corrente di liquido ascendente viene fatta passare attraverso uno strato sospeso di fiocchi, per cui all'effetto primario di deposizione, si aggiunge uno di filtrazione della torbida attraverso suddetto strato. Il volume di tale vasca è pari a 1416,6 m<sup>3</sup> e la superficie è 354,2 m<sup>2</sup>.

### ***3.6.3 Filtrazione rapida su sabbia***

Per il comparto di filtrazione posto a monte della disinfezione finale si ha una batteria di filtri a sabbia aperti a filtrazione rapida. Il mezzo filtrante è costituito da un unico strato di sabbia monogranulare di altezza pari a 1m. Il sistema è provvisto di una valvola di regolazione sul flusso in uscita al fine di mantenere la portata in uscita uguale a quella in ingresso. La batteria di filtri è composta da 3 filtri in parallelo avente una superficie di 43 m<sup>2</sup> ciascuno.

### ***3.6.4 Disinfezione finale tramite raggi UV***

Il trattamento di disinfezione finale per l'abbattimento della carica microbiologica presente nel refluo si effettua mediante esposizione, per alcuni secondi, alla luce ultravioletta prodotta da lampade a mercurio montate in moduli all'interno di un canale aperto posto a valle della sezione di filtrazione. L'elevato grado di limpidezza richiesto per il trattamento con raggi UV viene assicurato dal sistema di filtrazione posto a monte. È presente un sistema di pulizia mediante anelli raschiatori attivati ad intervalli prefissati per la rimozione dello strato di impurità che si deposita sui tubi di quarzo che hanno il compito di proteggere le lampade dal

contatto con l'acqua. La vasca di disinfezione ha una lunghezza totale di 12,5 m e larghezza variabile da 0,4 m – nel comparto dove sono installati i moduli di lampade UV – a 2 m nella sezione di scarico finale. Il volume complessivo della vasca risulta dunque 33 m<sup>3</sup>.

## **3.7 Linea fanghi**

La linea fanghi è costituita di:

- pre – ispessimento;
- digestione anaerobica;
- post – ispessimento;
- disidratazione meccanica dei fanghi;
- letti di essiccamento di emergenza.

### ***3.7.1 Pre – ispessimento***

L'ispessimento del fango serve a ridurre il volume del fango da inviare alla successiva digestione. I fanghi primari, assieme ai fanghi secondari arrivano in un bacino a pianta circolare con fondo a tramoggia del tipo ad addensamento meccanizzato, con tritatore centrale. Il volume utile del pre – ispessitore è di 154,6 m<sup>3</sup>, con un diametro pari a 7,5 m. Le acque surnatanti vengono sfiorate da un opportuno stramazzo ed inviate in testa all'impianto.

### ***3.7.2 Digestione anaerobica***

La stabilizzazione del fango è ottenuta per via anaerobica in un digestore riscaldato e agitato, secondo uno schema con processo monostadio in campo mesofilo con temperatura nell'intervallo tra 32 – 35 °C. Il volume del digestore è pari a 1371,5 m<sup>3</sup> ed è largamente adeguato sia alle caratteristiche che alle potenzialità dell'impianto. Il riscaldamento è ottenuto per mezzo di uno scambiatore di calore a camicia d'acqua posto all'esterno. L'agitazione del fango è ottenuta mediante insufflazione di biogas pressurizzato da un compressore rotativo a palette, attraverso lance affondate nella massa del fango. Nel processo di digestione si ha una forte riduzione delle sostanze organiche trasformate in acqua, gas biologico, metano, azoto e anidride carbonica. Il biogas prelevato dal digestore attraverso una campana, è opportunamente disidratato, filtrato, registrato ed alimentato agli utilizzatori previsti. La

quantità di biogas che non è immediatamente consumabile viene immagazzinata in un gasometro con volume pari a 300 m<sup>3</sup>.

### ***3.7.3 Post – ispessimento***

La sezione di post – ispessimento è necessaria per aumentare il tenore in sostanza secca nei fanghi digeriti e per avere a disposizione un accumulo fra il digestore e la disidratazione meccanica posta a valle. La vasca ha una sezione a pianta circolare con fondo conico e tramoggia ed è del tipo ad addensamento meccanizzato. Il volume è pari a 154,6 m<sup>3</sup>, e il diametro risulta di 7,5 m. Le acque surnatanti vengono sfiorate da un opportuno stramazzo ed indirizzate in testa all'impianto.

Al post – ispessitore vengono recapitati anche fanghi ispessiti provenienti da altri impianti di depurazione gestiti dal CVS, per essere avviati al successivo trattamento di disidratazione meccanica.

### ***3.7.4 Disidratazione meccanica dei fanghi***

Il fango digerito ed ispessito proveniente dall'ispessitore viene disidratato meccanicamente mediante una nastropressa avente un nastro di lunghezza pari a 2 m e con portata di fango trattabile pari a 13,3 m<sup>3</sup>/h. L'alimentazione del fango alla nastropressa viene effettuata mediante due pompe volumetriche monovite a portata variabile, mentre lo scarico del fango disidratato avviene direttamente sul nastrotrasportatore all'interno di un container.

### ***3.7.5 Letti di essiccamento di emergenza***

Nel caso di soste prolungate del sistema di disidratazione meccanica, l'impianto è dotato di due letti di essiccamento con volume unitario pari a 18 m<sup>3</sup>. Le acque derivanti dal drenaggio vengono raccolte e convogliate in testa all'impianto.



## Capitolo 4

# STUDIO DELL'IMPIANTO DI CONSELVE: ANALISI DI FUNZIONAMENTO

Questo capitolo è dedicato all'analisi di funzionamento dell'impianto di depurazione di Conselve. Per tale scopo sono stati raccolti i dati delle portate trattate e dei carichi inquinanti in ingresso, in uscita e nei punti più significativi dell'impianto.

Verranno riportati e rielaborati i dati delle analisi svolte dal 01 gennaio 2013 al 31 dicembre 2013. I dati sono stati recuperati dai registri annuali che, stando alla normativa vigente, ogni impianto di depurazione deve tenere. I dati riguardano:

- Portate in ingresso al depuratore;
- Concentrazioni degli inquinanti, e in particolar modo BOD, COD, SST, fosforo, azoto.

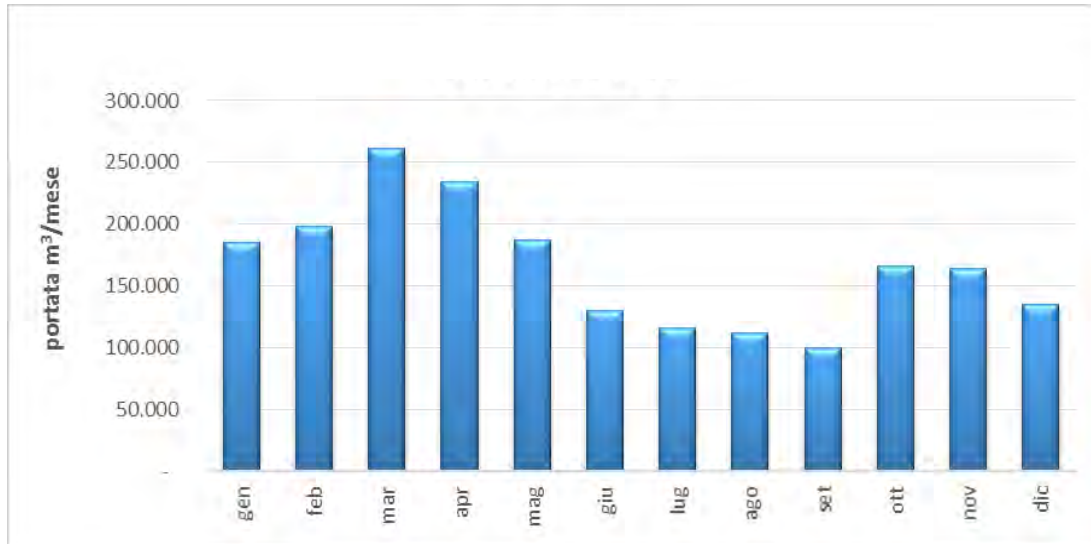
### 4.1 Portate trattate dall'impianto

Nella Tabella 4.1 sono portate le portate totali mensili, le portate medie, massime e minime giornaliere riferite al solo apporto fognario; la portata di bottini è invece 200 m<sup>3</sup>/d

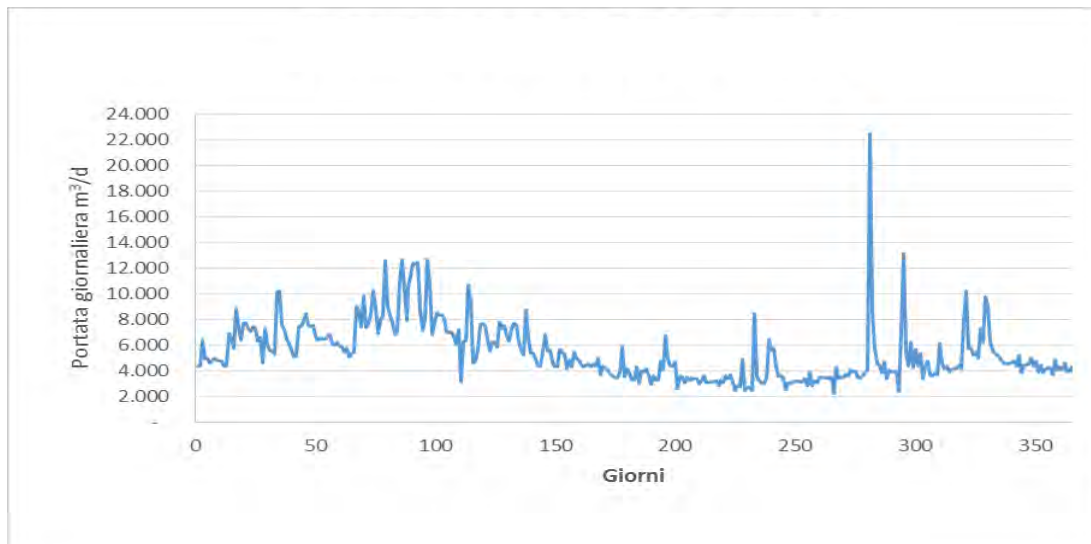
**Tabella 4.1** – Portate in ingresso all'impianto di depurazione

<b>2013</b>	<b>Portata totale</b>	<b>Portata media Giornaliera</b>	<b>Portata min Giornaliera</b>	<b>Portata max Giornaliera</b>
	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>m<sup>3</sup></b>
Gennaio	184.980	5.967	4.353	8.829
Febbraio	198.210	6.835	5.067	10.182
Marzo	261.001	8.419	5.061	12.660
Aprile	234.313	7.810	3.161	12.729
Maggio	187.497	6.048	4.324	8.791
Giugno	130.112	4.337	3.315	5.908
Luglio	115.885	3.738	2.624	6.730
Agosto	112.385	3.625	2.417	8.407
Settembre	100.075	3.336	2.218	4.282
Ottobre	166.371	5.367	2.337	22.436
Novembre	163.815	5.461	3.626	10.193
Dicembre	134.882	4.351	3.665	5.182

In Figura 4.1 sono stati raggruppati i dati dei volumi entranti in impianto per offrire una visuale più generale dei reflui urbani trattati. In Figura 4.2, invece, viene riportato l'andamento delle portate giornalieri per tutto l'arco dell'anno solare 2013:



**Figura 4.1** – Portate mensili trattate nel 2013



**Figura 4.2** – Andamento delle portate giornaliere trattate dal 1 gennaio al 31 dicembre 2013

Dalla Figura 4.2 è possibile ricavare il valore medio della portata giornaliera che è pari a 5441 m<sup>3</sup>/d



## 4.2 Analisi delle concentrazioni degli inquinanti

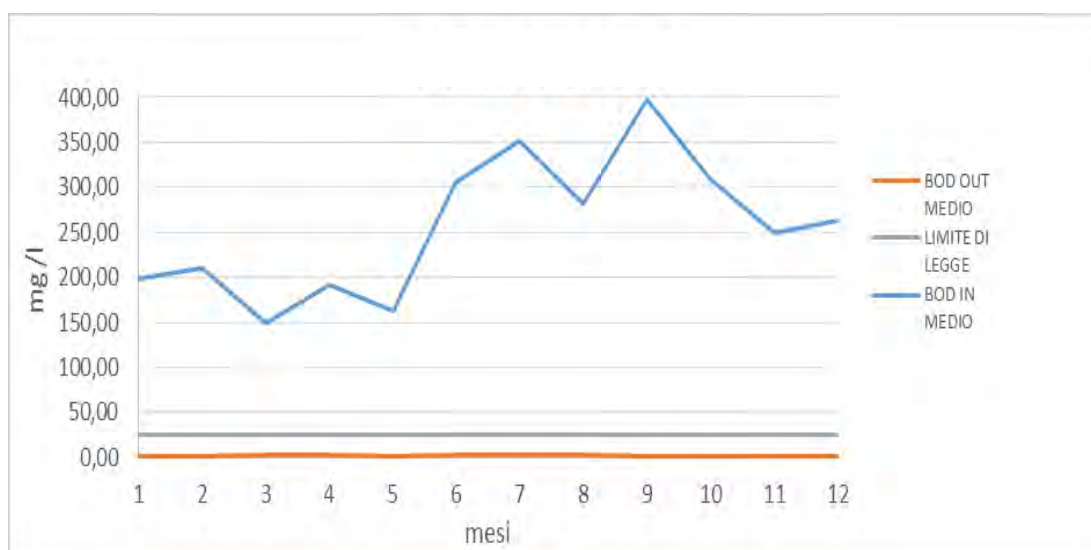
In questo paragrafo vengono riportate le concentrazioni degli inquinanti in ingresso e in uscita dall'impianto di depurazione di Conselve. I dati sono stati messi a disposizione dal Centro veneto Servizi (CVS) e riguardano l'intero anno solare 2013.

### 4.2.1 BOD

Nella Tabella 4.2 sono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione del BOD è pari a 25 mg/l. In Figura 4.3 invece si riporta l'andamento mensile del BOD in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.2** – Concentrazioni medie di BOD in entrata e uscita dall'impianto

Mese	$BOD^{IN}$	$BOD^{IN}$	$BOD^{IN}$	$BOD^{OUT}$
	mg/l O <sub>2</sub>	(bottini) mg/l O <sub>2</sub>	mg/l O <sub>2</sub>	mg/l O <sub>2</sub>
Gennaio	188	536	<b>199</b>	1
Febbraio	167	1687	<b>210</b>	2
Marzo	120	1412	<b>150</b>	2
Aprile	168	1090	<b>191</b>	2
Maggio	129	1200	<b>163</b>	2
Giugno	190	2812	<b>306</b>	3
Luglio	268	1896	<b>351</b>	3
Agosto	235	1137	<b>282</b>	2
Settembre	230	3200	<b>398</b>	2
Ottobre	262	1550	<b>309</b>	2
Novembre	223	983	<b>250</b>	2
Dicembre	212	1362	<b>263</b>	2



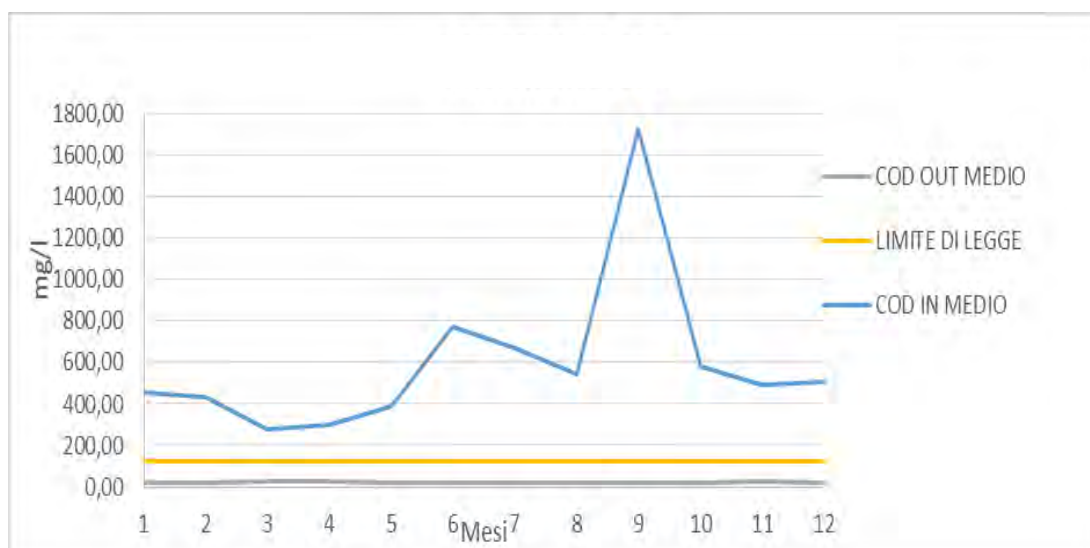
**Figura 4.3**– Andamento della concentrazione del BOD in ingresso e in uscita.

## 4.2.2 COD

Nella Tabella 4.3 sono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione del COD è pari a 125 mg/l. In Figura 4.4 invece si riporta l'andamento mensile del COD in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.3** – Concentrazioni medie del COD  
in entrata e uscita dall'impianto

<i>Mese</i>	<i>COD<sup>IN</sup></i> <i>mg/l</i>	<i>COD<sup>IN</sup></i> <i>(bottini)</i> <i>mg/l</i>	<i>COD<sup>IN</sup></i> <i>mg/l</i>	<i>COD<sup>OUT</sup></i> <i>mg/l</i>
Gennaio	411	1873	<b>458</b>	22
Febbraio	339	3521	<b>429</b>	22
Marzo	214	2843	<b>275</b>	29
Aprile	255	1969	<b>297</b>	23
Maggio	321	2359	<b>386</b>	21
Giugno	674	2987	<b>776</b>	19
Luglio	508	3730	<b>671</b>	20
Agosto	449	2194	<b>541</b>	21
Settembre	448	23021	<b>1.724</b>	17
Ottobre	500	2698	<b>579</b>	15
Novembre	440	1930	<b>493</b>	29
Dicembre	403	2740	<b>506</b>	17



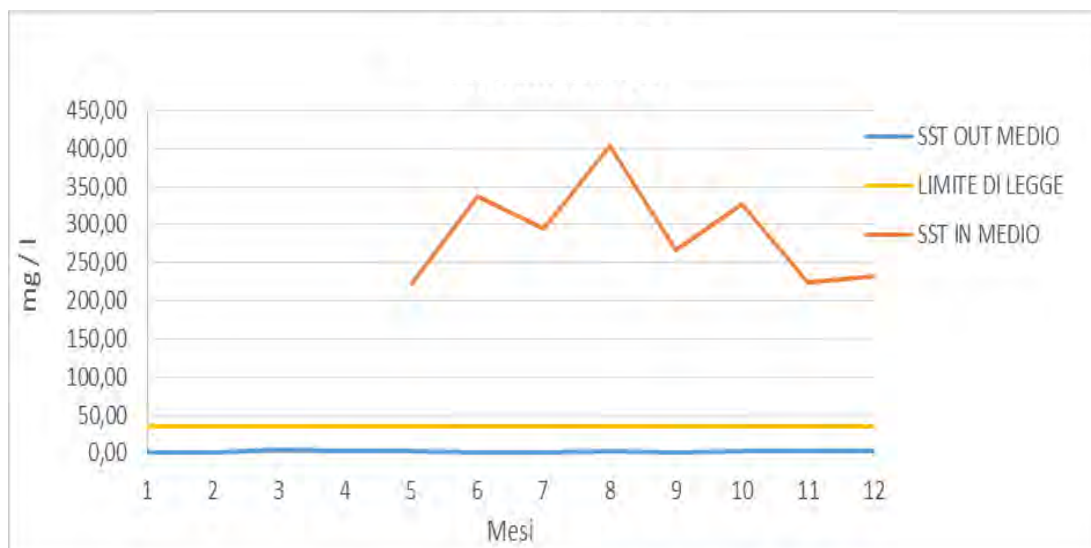
**Figura 4.4**– Andamento della concentrazione del COD  
in ingresso e in uscita.

### 4.2.3 Solidi sospesi totali (SST)

Nella Tabella 4.4 sono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione dei SST è pari a 35 mg/l. In Figura 4.5 invece si riporta l'andamento mensile dei SST in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.4** – Concentrazioni medie degli SST  
in entrata e uscita dall'impianto

Mese	$SST^{IN}$ mg/l	$SST^{IN}$ (bottini) mg/l	$SST^{IN}$ mg/l	$SST^{OUT}$ mg/l
Gennaio	296	-	-	1
Febbraio	224	-	-	2
Marzo	223	-	-	5
Aprile	182	-	-	2
Maggio	199	959	<b>223</b>	2
Giugno	286	1460	<b>337</b>	1
Luglio	265	836	<b>294</b>	1
Agosto	232	3512	<b>403</b>	2
Settembre	223	992	<b>267</b>	2
Ottobre	239	2644	<b>326</b>	3
Novembre	198	968	<b>225</b>	2
Dicembre	198	983	<b>232</b>	2



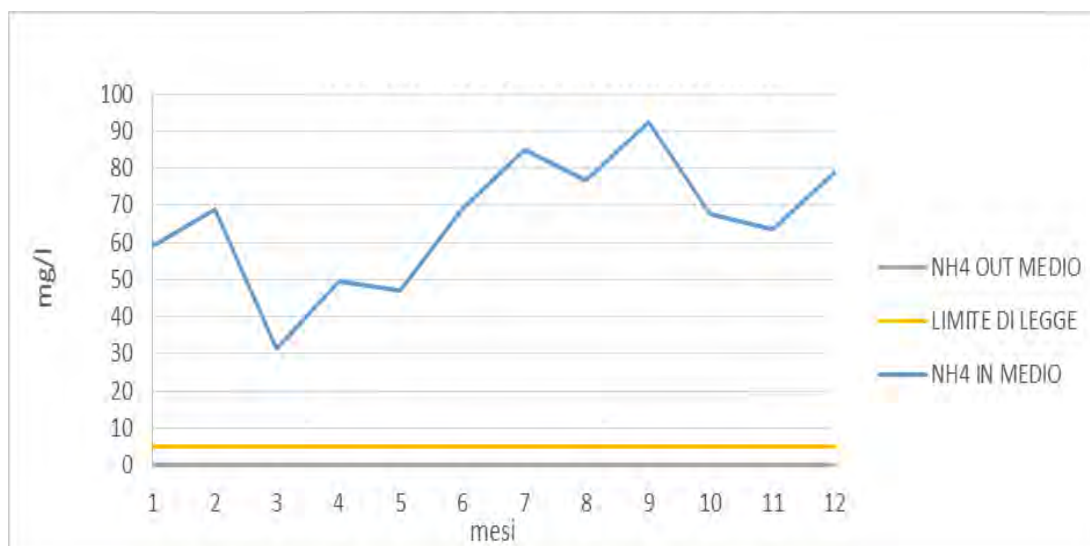
**Figura 4.5**– Andamento della concentrazione degli SST  
in ingresso e in uscita.

#### 4.2.4 Azoto ammoniacale ( $NH_4 - N$ )

Nella Tabella 4.5 sono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione dell'azoto ammoniacale è pari a 5 mg/l. In Figura 4.6 invece si riporta l'andamento mensile dell' $NH_4 - N$  in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.5** – Concentrazioni medie del  $NH_4 - N$  in entrata e uscita dall'impianto

Mese	$NH_4-N^{IN}$	$NH_4-N^{IN}$ (bottini)	$NH_4-N^{IN}$	$NH_4-N^{OUT}$
	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
Gennaio	41,2	593,2	<b>59,1</b>	<0,1
Febbraio	33,3	1278	<b>68,7</b>	<0,1
Marzo	20,4	488	<b>31,2</b>	<0,1
Aprile	22,5	1097,8	<b>49,3</b>	<0,1
Maggio	28,4	608,5	<b>46,9</b>	<0,1
Giugno	43,3	626,0	<b>68,9</b>	<0,1
Luglio	55,0	645,2	<b>85,0</b>	<0,1
Agosto	50,4	554,8	<b>76,7</b>	<0,1
Settembre	56,4	692,5	<b>92,4</b>	<0,1
Ottobre	46,4	640,0	<b>67,7</b>	<0,1
Novembre	41,7	659,3	<b>63,5</b>	<0,1
Dicembre	51,5	671,6	<b>78,8</b>	<0,1



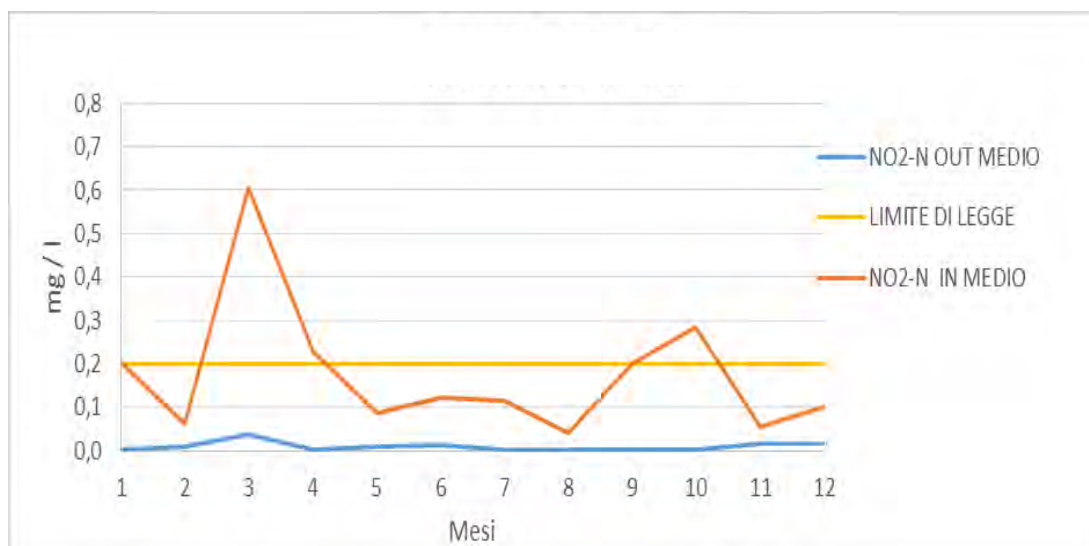
**Figura 4.6**– Andamento della concentrazione dell'azoto ammoniacale in ingresso e in uscita.

### 4.2.5 Azoto nitroso ( $NO_2 - N$ )

Nella Tabella 4.6 vengono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione dell'azoto nitroso è pari a 0,2 mg/l. In Figura 4.7 invece si riporta l'andamento mensile dell' $NO_2 - N$  in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.6** – Concentrazione del  $NO_2 - N$  medio in entrata e uscita dall'impianto

Mese	$NO_2 - N^{IN}$	$NO_2 - N^{IN}$	$NO_2 - N^{IN}$	$NO_2 - N^{OUT}$
	mg/l	(bottini) mg/l	mg/l	mg/l
Gennaio	0,2	0,5	<b>0,2</b>	<0,1
Febbraio	0,1	0,5	<b>0,1</b>	<0,1
Marzo	0,6	0,3	<b>0,6</b>	<0,1
Aprile	0,2	2,9	<b>0,2</b>	<0,1
Maggio	0,1	0,3	<b>0,1</b>	<0,1
Giugno	0,1	1,1	<b>0,1</b>	<0,1
Luglio	0,1	0,9	<b>0,1</b>	<0,1
Agosto	0,1	0,1	<b>0,1</b>	<0,1
Settembre	0,1	2,3	<b>0,2</b>	<0,1
Ottobre	0,1	6,1	<b>0,3</b>	<0,1
Novembre	0,1	0,4	<b>0,1</b>	<0,1
Dicembre	0,1	0,4	<b>0,1</b>	<0,1



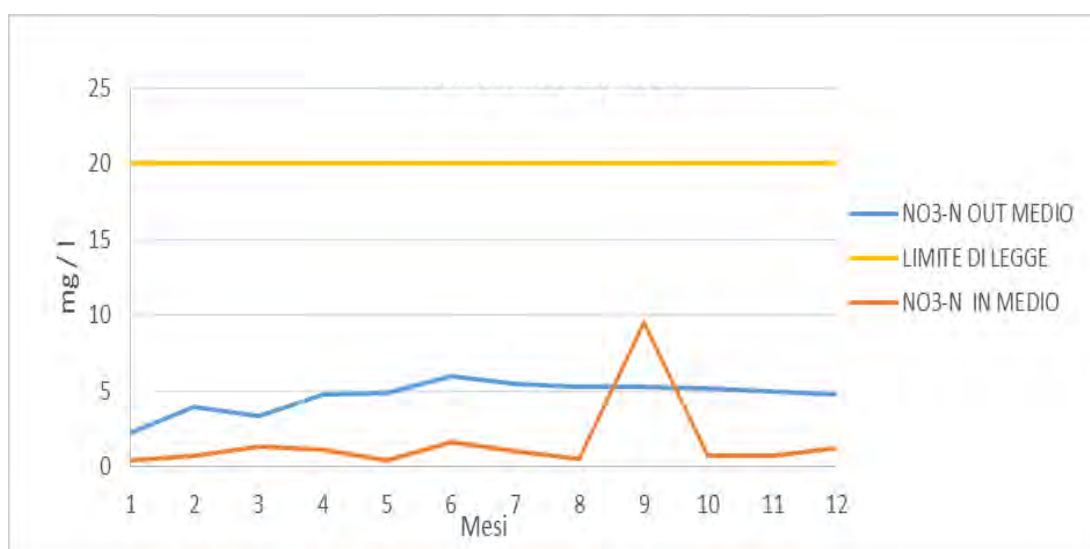
**Figura 4.7**– Andamento della concentrazione dell'azoto nitroso in ingresso e in uscita.

#### 4.2.6 Azoto nitrico ( $\text{NO}_3 - \text{N}$ )

Nella Tabella 4.7 sono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione dell'azoto nitrico è pari a 20 mg/l. In Figura 4.8 invece si riporta l'andamento mensile dell' $\text{NO}_3 - \text{N}$  in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 47** – Concentrazioni medie del  $\text{NO}_3 - \text{N}$  in entrata e uscita dall'impianto

Mese	$\text{NO}_3 - \text{N}^{\text{IN}}$	$\text{NO}_3 - \text{N}^{\text{IN}}$	$\text{NO}_3 - \text{N}^{\text{IN}}$	$\text{NO}_3 - \text{N}^{\text{OUT}}$
	mg/l	(bottini) mg/l	mg/l	mg/l
Gennaio	0,1	10,4	<b>0,4</b>	2,2
Febbraio	0,2	21,4	<b>0,8</b>	3,9
Marzo	1,1	13,4	<b>1,4</b>	3,3
Aprile	0,3	32,5	<b>1,1</b>	4,8
Maggio	0,2	7,7	<b>0,4</b>	4,9
Giugno	0,6	24,9	<b>1,6</b>	5,9
Luglio	0,4	12,7	<b>1,1</b>	5,4
Agosto	0,3	5,7	<b>0,6</b>	5,3
Settembre	0,4	160,4	<b>9,5</b>	5,9
Ottobre	0,6	6,7	<b>0,8</b>	5,2
Novembre	0,4	8,6	<b>0,7</b>	4,9
Dicembre	0,7	12,2	<b>1,2</b>	4,8



**Figura 4.8** – Andamento della concentrazione dell'azoto nitrico in ingresso e in uscita.

### 4.2.7 Azoto totale (totN)

Nella Tabella 4.8 vengono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione dell'azoto totale è pari a 15 mg/l. In Figura 4.9 invece si riporta l'andamento mensile dell'azoto totale in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.8** – Concentrazioni medie del totN in entrata e uscita dall'impianto

Mese	$totN^{IN}$	$totN^{IN}$	$totN^{IN}$	$N_{tot}^{OUT}$
	mg/l	(bottini) mg/l	mg/l	mg/l
Gennaio	44,3	729,2	<b>66,5</b>	3,6
Febbraio	36,9	1467,5	<b>77,6</b>	5,6
Marzo	23,2	461,2	<b>33,4</b>	4,6
Aprile	24,5	1118,4	<b>51,9</b>	5,9
Maggio	28,8	561,2	<b>45,9</b>	6,1
Giugno	50,3	583,2	<b>73,8</b>	6,9
Luglio	55,3	642,4	<b>85,2</b>	6,2
Agosto	50,0	564,8	<b>76,9</b>	6,4
Settembre	50,1	1112,5	<b>110,2</b>	6,3
Ottobre	47,6	609,6	<b>67,8</b>	6,1
Novembre	42,9	569,0	<b>61,5</b>	6,1
Dicembre	52,8	683,0	<b>80,5</b>	6,1



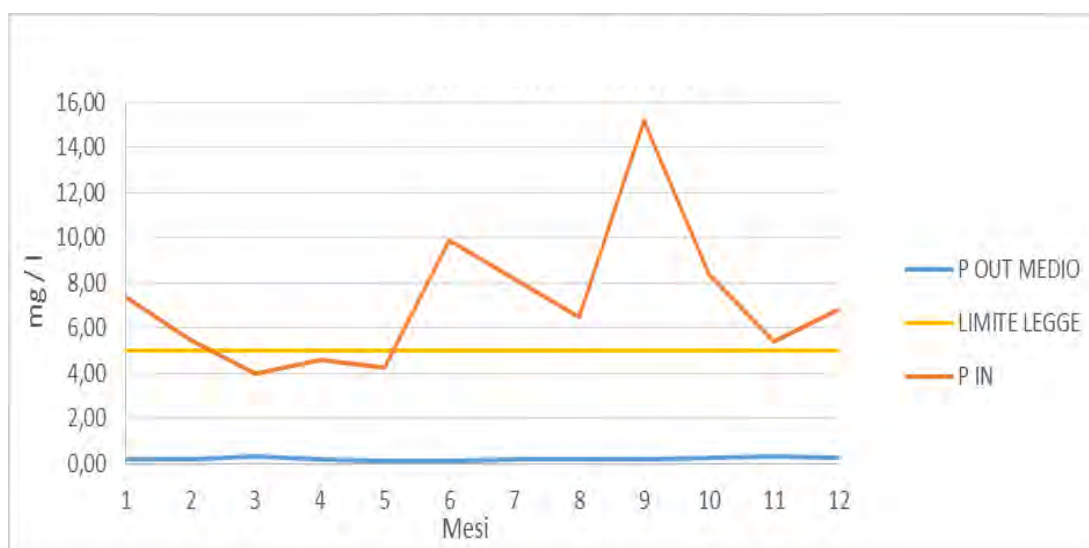
**Figura 4.9**– Andamento della concentrazione dell'azoto totale in ingresso e in uscita.

## 4.2.8 Fosforo (P)

Nella Tabella 4.9 vengono riportate le concentrazioni mensili medie in entrata e in uscita dall'impianto. Il limite di legge per l'emissione del fosforo è pari a 5 mg/l. In Figura 4.10 invece si riporta l'andamento del fosforo in ingresso e in uscita dall'impianto.

**Tabella 4.9** – Concentrazioni medie del fosforo in entrata e uscita dall'impianto

Mese	<i>P</i> medio ) mg/l	<i>P</i> medio (bottini) mg/l	<i>P</i> medio mg/l	<i>P</i> medio mg/l
Gennaio	7,2	10,8	<b>7,4</b>	0,2
Febbraio	5,1	17,3	<b>5,5</b>	0,2
Marzo	3,8	11,1	<b>3,9</b>	0,3
Aprile	3,8	36,8	<b>4,6</b>	0,2
Maggio	4,1	7,6	<b>4,2</b>	0,1
Giugno	9,4	20,7	<b>9,9</b>	0,1
Luglio	7,2	26,2	<b>8,2</b>	0,2
Agosto	5,9	15,3	<b>6,5</b>	0,2
Settembre	6,1	167,2	<b>15,2</b>	0,2
Ottobre	7,9	23,1	<b>8,4</b>	0,3
Novembre	5,1	13,2	<b>5,4</b>	0,3
Dicembre	6,5	14,3	<b>6,8</b>	0,3



**Figura 4.10**– Andamento della concentrazione del fosforo in ingresso e in uscita.



## 4.2.9 Discussione dei risultati

A fronte dei risultati ottenuti e dall'analisi dei grafici, si può affermare che le concentrazioni degli inquinanti in uscita sono sempre al di sotto dei limiti di legge imposti dal PTA. Nonostante le forti oscillazioni delle concentrazioni che si presentano in entrata all'impianto, e nonostante le elevate concentrazioni provenienti dalle vasche bottini, si evidenzia la corretta funzionalità dell'impianto di Conselve.

Il profilo dell'azoto totale in ingresso è simile a quello dell'ammoniaca, questo perché la componente ammoniacale rappresenta la maggior parte del TKN e i nitriti e nitrati sono presenti solo in piccole quantità. In uscita invece l'azoto totale è costituito dalla somma di azoto organico, ammoniacale, nitroso e nitrico.

In Tabella 4.10 e 4.11, invece, sono riassunte le concentrazioni minime, medie e massime degli inquinanti – di cui si è discusso precedentemente – in ingresso e in uscita:

**Tabella 4.10** – Valori minimi, medi e massimi della concentrazione degli inquinanti in ingresso

<i>IN</i>	<i>MIN</i>	<i>MED</i>	<i>MAX</i>
BOD (mg/l O <sub>2</sub> )	150	255	398
COD (mg/l O <sub>2</sub> )	225	595	1724
SST (mg/l SST)	223	289	403
totN(mg/l N)	33,4	69,5	110,2
NH <sub>4</sub> -N (mg/l N)	31,2	65,7	92,4
P (mg/l P)	4	7,2	15,2

**Tabella 4.11** – Valori minimi, medi e massimi della concentrazione degli inquinanti in uscita

<i>OUT</i>	<i>MIN</i>	<i>MED</i>	<i>MAX</i>
BOD (mg/l O <sub>2</sub> )	1	2	3
COD (mg/l O <sub>2</sub> )	15	22	29
SST (mg/l SST)	1	2	5
totN(mg/l N)	3,6	5,8	7
NH <sub>4</sub> -N (mg/l N)	0	<0,1	<0,1
P (mg/l P)	0,1	0,2	0,3

Il rapporto (BOD/COD)<sub>IN</sub> medio vale 2,3; il valore rientra nel range dei reflui civili (1,5 – 3); per valori minori di 1,5 il refluo si considera di facile trattamento con un processo biologico, valori maggiori di 3 indicano che esso è composto da sostanze non biodegradabili o tossiche.

Il rapporto BOD/COD in uscita invece vale 9,8 e rientra nel range dei reflui civili che va da 3 a 10. La differenza rispetto all'ingresso indica una stabilizzazione della sostanza organica, con diminuzione notevole della parte rapidamente biodegradabile (ossidata dai batteri). Il rapporto

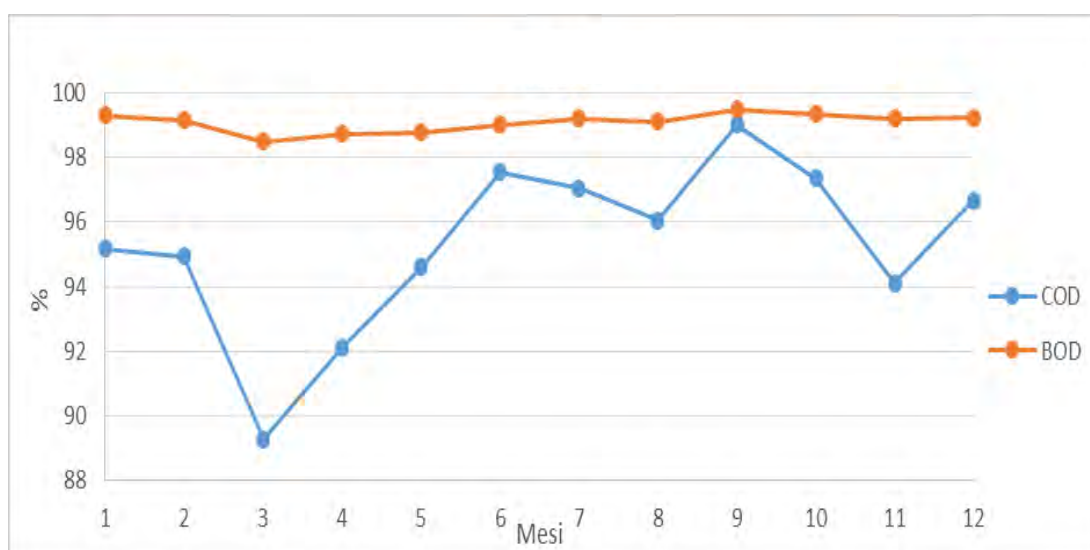
NH<sub>4</sub>-N/totN in ingresso vale mediamente 0,94 e ciò significa che il 94% dei composti azotati in ingresso è costituito da ione ammonio, mentre solo il 6% è costituito da azoto organico ancora non idrolizzato (tale processo avviene normalmente nella fognatura). In uscita invece tale rapporto è prossimo allo zero, il che vuol dire che la maggior parte dell'azoto è stato ossidato a nitriti e nitrati. Il rapporto BOD/TKN invece misura mediamente 3.7 e ciò indica che la sostanza organica contenuta nei liquami è sufficiente alla predenitrificazione.

### 4.3 Rese di rimozione

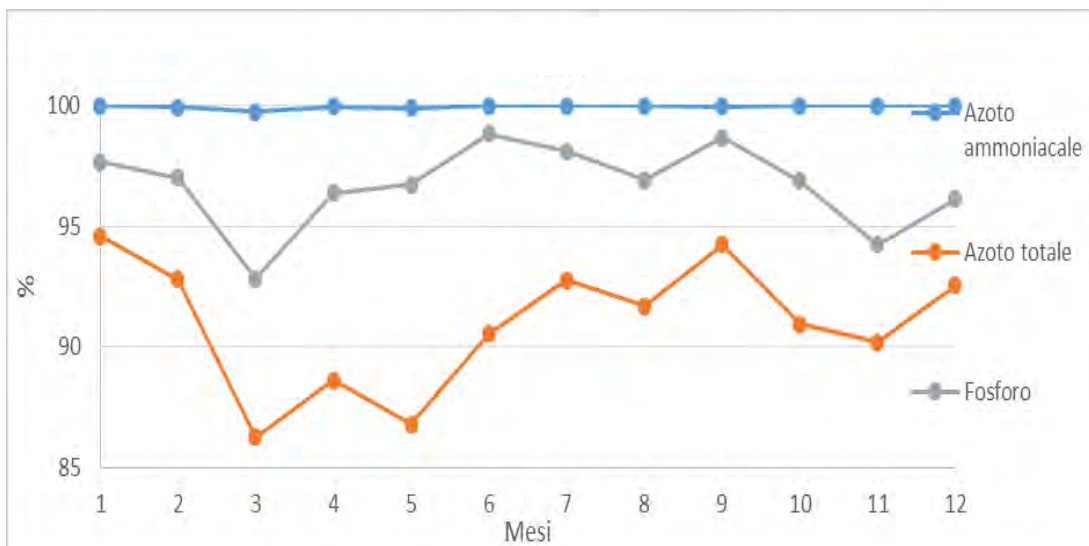
Sulla base dei valori medi delle concentrazioni di inquinanti riportati nelle Tabelle 4.10 e 4.11 sono state calcolate le rese di abbattimento per ogni inquinante; i risultati a cui si è pervenuti sono riportati in Tabella 4.12. In Figura 4.11 e 4.12 sono riportati gli andamenti mensile delle rese dell'abbattimento degli inquinanti principali.

**Tabella 4.12** – Valori medio annuali della resa

<b>INQUINANTE</b>	<b>CONC. IN</b>	<b>CONC. OUT</b>	<b>RESA</b>
BOD (mg/l O <sub>2</sub> )	255,4	2,2	99%
COD (mg/l O <sub>2</sub> )	594,8	21,7	96,8%
SST (mg/l SST)	288,5	2,07	99%
totN(mg/l N)	69,5	5,8	91,6%
NH <sub>4</sub> -N (mg/l N)	65,7	0,025	99,9%
P (mg/l P)	7,2	0,2	97%



**Figura 4.11**– Andamento delle rese del BOD e del COD



**Figura 4.12**– Andamento delle resa dell’azoto ammoniacale, azoto totale e fosforo

Dalla Tabella 4.12 e dalle Figure 4.11 e 4.12 si osservano i valori elevati della resa per ogni genere di inquinante, a dimostrazione della corretta funzionalità dell’impianto.

## 4.4 Carichi inquinanti

Il carico inquinante in ingresso e uscita si ottiene dal prodotto della portata media giornaliera di liquame ( $m^3/d$ ) per la concentrazione media di inquinante ( $Kg/m^3$ ) in ingresso e in uscita dall’impianto. Dalla differenza dei due valori si ricava il carico abbattuto giornalmente.

In Tabella 4.13 si riportano i carichi inquinanti relativi ai parametri presi sinora in considerazione:

**Tabella 4.13** – Carichi inquinanti in ingresso, uscita e abbattuti nell’anno 2013

<b>INQUINANTE</b>	<b>Carico in (Kg/d)</b>	<b>Carico out (Kg/d)</b>	<b>Carico abbattuto (Kg/d)</b>
BOD	1390	12	1378
COD	3236	118	3118
SST	1570	11	1558
totN	378	32	347
NH <sub>4</sub> -N	357	0	357
P	39	1	38

## 4.5 Calcolo della capacità depurativa dell'impianto

In questo paragrafo viene riportato il calcolo della capacità di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione delle vasche nell'impianto di depurazione sulla base dei dati del 2013.

### 4.5.1 Capacità di ossidazione

La capacità di ossidazione si calcola tramite la seguente equazione:

$$Capacità_{OSSIDAZIONE} = F_c \times SSV \times V_{OSS} \quad (4.1)$$

Dove:

- $F_c$  = carico del fango [KgBOD/KgSSV×d];
- $SSV$  = concentrazione di solidi sospesi volatile [KgSSV / m<sup>3</sup>];
- $V_{OSS}$  = volume della vasca di ossidazione [m<sup>3</sup>].

Per quanto riguarda la Linea 1 il carico del fango  $F_c$  derivante da calcoli di progetto, come riportato nel capitolo 3, è pari a 0.14 KgBOD/KgSSV×d, mentre il volume complessivo delle due vasche è pari a 2.688 m<sup>3</sup>. In Tabella 4.14 si riportano la concentrazione media annuale di solidi sospesi totali (SST), solidi sospesi volatili (SSV) e il rapporto SSV/SST nella vasca di ossidazione della Linea 1:

**Tabella 4.14**– Concentrazione media annuale di SST e SSV nella vasca di Ossidazione 1 e 2 di Linea 1 e rapporto SSV/SST

<i>OSS - LINEA 1</i>	<i>SST</i> <i>Kg/m<sup>3</sup></i>	<i>SSV</i> <i>Kg/m<sup>3</sup></i>	<i>SSV/SST</i> <i>%</i>
Media totale	5,92	3,72	63

Inserendo dunque il valore del carico del fango, del volume complessivo delle vasche di ossidazione e della concentrazione degli SSV nella (4.1), si ottiene che la capacità ossidante della Linea 1 risulta pari a:

$$Capacità_{OSSIDAZIONE} = 0,14 \times 3,72 \times 2.688 = 1.400 \frac{Kg_{BOD}}{d} \quad (4.2)$$

Confrontando tale valore col carico di BOD in ingresso pari a 1.390 KgBOD/d (cfr. Tabella 4.13), si deduce che le due vasche di ossidazione sono al limite della loro capacità. Ma nell'impianto è presente una fase di predenitrificazione, nella quale viene rimossa una quantità di BOD pari al 10 – 25 % di quella in ingresso.

Per quanto riguarda la Linea 2, il fattore di carico organico derivante da dati di progetto è pari a 0.13 KgBOD/KgSSV×d, mentre il volume della vasca è pari a 2.696m<sup>3</sup>.

In Tabella 4.15 si riportano la concentrazione media annuale di solidi sospesi totali (SST), solidi sospesi volatili (SSV) e il rapporto SSV/SST nella vasca di ossidazione della Linea 2:

**Tabella 4.15**– Concentrazione di SST e SSV nella vasca di ossidazione di Linea 2 e rapporto SSV/SST

<i>OSS - LINEA 2</i>	<i>SST</i> <i>Kg/m<sup>3</sup></i>	<i>SSV</i> <i>Kg/m<sup>3</sup></i>	<i>SSV/SST</i> <i>%</i>
Media totale	5,99	3,81	63

Inserendo dunque il valore del carico del fango, del volume complessivo della vasca di ossidazione e della concentrazione degli SSV nella (4.1), si ottiene che la capacità ossidante della Linea 2 risulta pari a:

$$Capacità_{OSSIDAZIONE} = 0,13 \times 3,81 \times 2.696 = 1.335 \frac{Kg_{BOD}}{d} \quad (4.3)$$

Anche in questo caso si può dedurre l'importanza della predenitrificazione nell'abbattimento di una parte del carico di BOD in ingresso.

Anche in questo caso, confrontando il valore del carico di BOD in ingresso pari a 1.390 KgBOD/d si deduce che la vasca di ossidazione è al limite della capacità.

#### **4.5.2 Capacità di nitrificazione**

La capacità di nitrificazione è indice della quantità massima di azoto ammoniacale giornaliero che può essere convertito ad azoto nitrico e si determina tramite l'equazione (4.4):

$$Capacità_{NITRIFICAZIONE} = v_{NITRIFICAZIONE} \times f_{BATT} \times SSV \times V_{NITRIFICAZIONE} \quad (4.4)$$

Dove:

- $v_{\text{NITRIFICAZIONE}}$  = velocità di nitrificazione espressa in [Kg N / Kg SSV × d];
- $f_{\text{BATT}}$  = frazione batterica nitrificante, pari al 4,5% degli SSV [Kg SSN / Kg SSV];
- $V_{\text{NITRIFICAZIONE}}$  = volume della vasca di nitrificazione.

La velocità di nitrificazione si calcola con la formula di Monod:

$$v_{\text{NITRIFICAZIONE}}(T) = v_{\text{max}(20^{\circ}\text{C})} \times \Phi^{(T-20)} \times \frac{[\text{NH}_4^+]}{K_N + [\text{NH}_4^+]} \times \frac{[\text{O}_2]}{K_O + [\text{O}_2]} \quad (4.5)$$

nella quale:

- $v_{\text{max}(20^{\circ}\text{C})}$  = velocità max di nitrificazione stimata a 20°C;
- $\Phi$  = fattore di correzione per la temperatura ed è uguale a 1,12;
- $K_N$  = costante di semisaturazione dell'azoto considerata pari a 0,5;
- $K_O$  = costante di semisaturazione dell'ossigeno disciolto considerata pari a 1 mg/l;
- $[\text{NH}_4^+]$  = concentrazione di azoto ammoniacale (mg/l);
- $[\text{O}_2]$  = concentrazione di ossigeno (mg/l).

Imponendo le minime condizioni di esercizio possibili, ossia una temperatura di 12°C, una concentrazione di ossigeno pari a 3 mg/l e una concentrazione di azoto ammoniacale pari a 1 mg/l; considerando inoltre che la velocità di nitrificazione a 20°C può variare indicativamente da 40 a 150 gN/KgSSN h, dove SSN indica la quantità di batteri nitrificanti presenti nel sistema, e adottando tale valore pari a 100 gN / KgSSN h, ovvero 2,4 KgN/KgSSN × d, si ottiene:

$$v_{\text{NITRIFICAZIONE}}(T) = 2,4 \times 1,12^{(12-20)} \times \frac{1}{0,5 + 1} \times \frac{3}{1 + 3} = 0,48 \frac{\text{Kg N}}{\text{Kg SSN} \times d} \quad (4.6)$$

Ricordando inoltre che la concentrazione di SSV nella Linea 1 è pari a 3.72 Kg/m<sup>3</sup> e che il volume complessivo è pari a 2.688 m<sup>3</sup>, mentre per la Linea 2 la concentrazione di SSV è pari a 3,81 Kg/m<sup>3</sup> e il volume è pari a 2.696 m<sup>3</sup>, la capacità nitrificante risultante per le due linee sarà pari a:

$$Capacità_{NITRIFICAZIONE,1} = 0,48 \times 0,045 \times 3,72 \times 2.688 = 216 \frac{Kg N}{d} \quad (4.7)$$

$$Capacità_{NITRIFICAZIONE,2} = 0,48 \times 0,045 \times 3,81 \times 2.696 = 222 \frac{Kg N}{d} \quad (4.8)$$

Il valore medio di azoto ammoniacale convertito quotidianamente si ricava dall'equazione :

$$N_{NITRIFICATO} = totN^{IN} - totN^{OUT} - N^{ASSIMILATO} \quad (4.9)$$

dove:

- $totN^{IN}$  = azoto totale in ingresso [KgN/d];
- $totN^{OUT}$  = azoto totale in uscita [KgN/d];
- $N^{ASSIMILATO}$  = azoto totale assimilato dai microrganismi, corrisponde al 5% del BOD rimosso [kgN/d].

I valori di azoto totale in ingresso e uscita e il valore del BOD rimosso sono riportati in Tabella 4.14 e valgono rispettivamente: 378 Kg/d, 32 Kg/d e 1378 Kg/d, quindi il valore di azoto nitrificato è pari a:

$$N_{NITRIFICATO} = 378 - 32 - 0.05 \times 1.378 = 277 \text{ Kg N/d} \quad (4.10)$$

La capacità residua di nitrificazione, ossia quanto carico azotato può essere ancora smaltito dall'impianto, si ottiene per sottrazione tra la capacità di nitrificazione e l'azoto nitrificato:

$$Capacità_{RESIDUA} = Capacità_{NITRIFICANTE} - N_{NITRIFICATO} = 216 - 277 = -61 \frac{KgN}{d} \quad (4.11)$$

Visto che risulta un valore negativo, l'impianto è in sovraccarico. L'impianto risulterebbe dunque sottodimensionato per la nitrificazione, ma va tenuto conto che il calcolo è stato eseguito nelle condizioni teoriche peggiori – si è considerata infatti una temperatura del refluo di 12°C – verificate solo per brevi periodi dell'anno. Dalle analisi degli scarichi risulta infatti

che i valori di ammoniaca sono al di sotto del limite di legge e pertanto si può concludere che l'impianto sia sufficiente a trattare i carichi azotati in ingresso.

### 4.5.3 Capacità di denitrificazione

La capacità denitrificante è indice della quantità massima giornaliera di azoto nitroso e nitrico che può essere convertita ad azoto molecolare. Si esegue il calcolo della capacità di denitrificazione per le vasche di predenitrificazione e postdenitrificazione mediante l'equazione:

$$Capacità_{DENITRIFICAZIONE} = v_{DENITRIFICAZIONE} \times SSV_{OX} \times V_{DENITRIFICAZIONE} \quad (4.12)$$

Dove:

- $v_{DENITRIFICAZIONE}$  = velocità di denitrificazione alla temperatura scelta [KgN/KgSSV×d];
- $SSV_{OX}$  = concentrazione dei solidi sospesi volatili nella vasca di denitrificazione [KgSSV/m<sup>3</sup>];
- $V_{DENITRIFICAZIONE}$  = volume della vasca di denitrificazione [m<sup>3</sup>].

La velocità di denitrificazione è pari a:

$$v_{DENITRIFICAZIONE} = v_{max(20^{\circ}C)} \times \Phi^{(T-20)} \quad (4.13)$$

Dove:

- $v_{max(20^{\circ}C)}$  = velocità max di denitrificazione stimata a 20°C: si assume un valore pari a 0,07 KgN/KgSSV×d per la predenitrificazione, per la posdenitrificazione invece si assume un valore pari a 0,02 KgN/KgSSV×d
- $\Phi$  = fattore di correzione per la temperatura ed è uguale a 1,08.

Inserendo dunque i valori della velocità massima stimata a 20°C nella (4.13) si ottiene la velocità di predenitrificazione (4.14) e di postdenitrificazione(4.15):

$$v_{PREDENITRIFICAZIONE} = 0,07 \times 1,08^{(12-20)} = 0,038 \frac{KgN}{KgSSV \times d} \quad (4.14)$$



$$v_{POSTDENITRIFICAZIONE} = 0,02 \times 1,08^{(12-20)} = 0,011 \frac{KgN}{KgSSV \times d} \quad (4.15)$$

Sapendo che le vasche di predenitrificazione di Linea 1 e Linea 2 hanno volume rispettivamente pari a 2.004 m<sup>3</sup> e 2.083 m<sup>3</sup> e che la concentrazione di SSV nella Linea 1 è pari a 3.72 Kg/m<sup>3</sup>, mentre per la Linea 2 è 3,81 72 Kg/m<sup>3</sup>, si ha che la capacità di predenitrificazione per le due linee risulterà:

$$Capacità_{PREDENITRO,1} = 0,07 \times 3,72 \times 2.004 = 521,8 \frac{Kg N}{d} \quad (4.16)$$

$$Capacità_{PREDENITRO,2} = 0,07 \times 3,81 \times 2.083 = 555,6 \frac{Kg N}{d} \quad (4.17)$$

Sapendo che invece il volume della postdenitrificazione è pari a 600 m<sup>3</sup>, la capacità di postdenitrificazione sarà pari a:

$$Capacità_{POSTDENITRO} = 0,011 \times 3,81 \times 600 = 25,2 \frac{Kg N}{d} \quad (4.18)$$

Il valore di azoto denitrificato sarà pari a:

$$N_{DENITRIFICATO} = N_{NITRIFICATO} - \Delta NO_X - N \quad (4.19)$$

Dove:

- $N_{NITRIFICATO}$  = portata di azoto nitrificato che è pari a 277 Kg/d;
- $\Delta NO_X - N$  = la differenza di portata tra nitriti e nitrati tra ingresso e uscita che è pari a 17.60 Kg/d

Quindi il valore di azoto denitrificato sarà pari a:

$$N_{DENITRIFICATO} = 277 - 17.60 = 259.4 \text{ kg/d} \quad (4.20)$$

La capacità residua di denitrificazione complessiva si calcola tramite l'equazione (4.21):

$$\begin{aligned} \text{Capacità}_{RES} &= (\text{Capacità}_{PREDENITRO,1} + \text{Capacità}_{PREDENITRO,2} + \text{Capacità}_{POSTDENITRO}) - N_{DENITRIF} \\ &= (521.8 + 555.6 + 25.2) - 259.4 = 843.2 \text{ Kg N / d} \end{aligned} \quad (4.21)$$

Il valore della capacità residua mostra che le vasche risultano sovradimensionate a fronte della portata trattata.

## Capitolo 5

# PROVE SPERIMENTALI CON UN IMPIANTO PILOTA A BIOMASSA ADESA (MBBR)

L'obiettivo di questa tesi è il confronto delle rese depurative dell'impianto a fanghi attivi con quelle ottenibili con un impianto a biomassa adesa (MBBR) con corpi di riempimento; a tale scopo è stato realizzato un impianto pilota alimentato con il refluo fognario a valle della dissabbiatura.

Lo studio è stato eseguito al variare del rapporto di ricircolo (R) dalla vasca di nitrificazione a quella di denitrificazione, al fine di ottenere il rapporto di ricircolo ottimale: la portata di ricircolo di liquame nitrificato è stata variata nel corso della sperimentazione dal 100% al 300% per vedere come l'andamento della rimozione dell'azoto.

### 5.1 Descrizione dell'impianto pilota

In Figura 5.1 si riporta la rappresentazione schematica dell'impianto pilota installato:

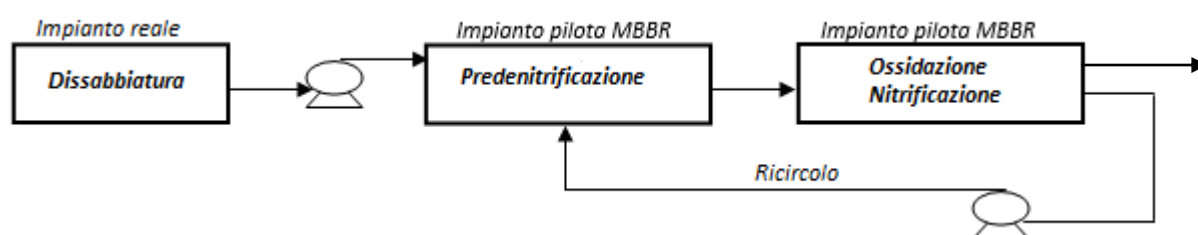


Figura 5.1 – Diagramma a blocchi dell'impianto pilota

Per la realizzazione dell'impianto pilota sono stati utilizzati:

- 2 vasche in plexiglas dal volume di 15 litri ciascuna;
- Aeratori a tubi in PVC forati;
- Corpi di riempimento Kaldnes K1;
- 2 pompe peristaltiche con portata regolabile fino a 10 l/h;
- Un agitatore meccanico ad asta;

Le due vasche in plexiglas sono state riempite per il 50% con corpi di riempimento: la prima vasca (predenitrificazione) è stata mantenuta in condizioni anossiche ed agitata meccanicamente, nella seconda (ossidazione – nitrificazione), invece, è stato inserito il circuito di aerazione a tubi forati collegato ad un compressore.

Sono state utilizzate due pompe peristaltiche: la prima invia l'alimentazione all'impianto pilota prelevando dalla fase di dissabbiatura dell'impianto principale, ed è stata tarata alla portata di 2,5 l/h; la seconda invece invia alla vasca di denitrificazione il ricircolo di liquame nitrificato prelevato all'uscita della vasca aerata ed è stata tarata inizialmente alla stessa portata di alimentazione (2,5l/h) e successivamente a 5 e 7,5 l/h.

Con cadenza settimanale è stato effettuato un campionamento e successivamente i campioni sono stati analizzati.

I parametri esaminati sono:

- COD;
- SST;
- $\text{NH}_4 - \text{N}$ ;
- $\text{NO}_2 - \text{N}$ ;
- $\text{NO}_3 - \text{N}$ .

### ***5.1.1 Avviamento dell'impianto pilota***

Subito dopo l'installazione dell'impianto, i corpi di riempimento K1 non avevano ancora una biomassa sviluppata sulla loro superficie, quindi per assicurare l'attecchimento e la crescita del biofilm, è stato necessario un periodo di pre – avvio.

Tale periodo ha subito variazioni a causa della difficoltà di assicurare un'alimentazione costante: la pompa peristaltica non aveva una prevalenza sufficiente; il liquido aspirato dal tubo in gomma che pescava nella vasca di dissabbiatura doveva superare un dislivello di circa 10 m in altezza. Nei primi giorni – quando il tubo in gomma era privo di intasamenti – la portata riusciva a rimanere costante al valore desiderato; successivamente, quando il tubo si sporcava o entrava liquame con un contenuto di solidi sospesi maggiore, la portata di alimentazione alla vasca di denitrificazione diminuiva significativamente.

Per ovviare a tale problema, è stata spostata la pompa di alimentazione, portandola a livello della vasca di dissabbiatura; in tal modo l'alimentazione costante era assicurata per gravità. Inoltre è stato necessario assicurare la manutenzione dell'impianto a causa di intasamenti

dovuti ai solidi e soprattutto sostituire i tubi in gomma della pompa che venivano deteriorati nonostante l'utilizzo di un gel siliconico che assicurava una maggior durata.

### 5.1.2 Proprietà dei corpi di riempimento

Come già accennato nel capitolo 2, il processo depurativo applicato in questo studio è il processo AnoxKaldnes™ MBBR sviluppato dall'industria Kaldnes Miljøteknologi. Il processo si basa sull'utilizzo di cilindretti in HDPE di 10 mm di diametro, 7 mm di altezza e con una densità specifica di 0,95 g/cm<sup>3</sup> riportati in figura 5.2:



Figura 5.2 – Corpi di riempimento KALDNES tipo K1

Tali cilindri sono dotati di una croce interna che forma quattro canali separati ed alette longitudinali sulla superficie esterna e sono colonizzati nelle pareti interne protette dalle erosioni dovute alle collisioni tra i singoli elementi. La superficie specifica è pari a 690 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>; la biomassa però cresce quasi esclusivamente sulle parti interne protette dalle collisioni, quindi la superficie specifica effettiva risulta pari a 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

Una delle principali caratteristiche del processo AnoxKaldnes™ è la flessibilità dovuta alla possibilità di adottare schematizzazioni multistadio. Può essere utilizzato per la rimozione di sostanza organica, nitrificazione, denitrificazione e rimozione biologica del fosforo.

In Tabella 5.1 vengono riassunte le principali caratteristiche geometriche dei supporti AnoxKaldnes™ di tipo K1:

Tabella 5.1 – Caratteristiche geometriche dei supporter AnoxKaldnes™ K1

Parametro	lunghezza	diametro	densità	supporti m <sup>3</sup>	Max tasso riempimento	Sup. totale	Sup. effettiva
<i>u.o.m</i>	<i>mm</i>	<i>mm</i>	<i>g/cm<sup>3</sup></i>	<i>N°</i>	<i>%</i>	<i>m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup></i>	<i>m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup></i>
<i>K1</i>	<i>7</i>	<i>10</i>	<i>0.95</i>	<i>1.030.000</i>	<i>66</i>	<i>690</i>	<i>500</i>

## **5.2 Metodi di analisi**

Dopo l'entrata a regime dell'impianto sono stati eseguiti ogni settimana campionamenti per la determinazione del COD, dell'azoto ammoniacale, dell'azoto nitrico, dell'azoto nitroso e dei solidi sospesi totali (SST). Nel corso di ogni sperimentazione sono stati prelevati campioni istantanei dall'ingresso dell'impianto, dall'uscita della vasca di denitrificazione e dall'uscita della vasca di ossidazione – nitrificazione. I campioni sono stati successivamente filtrati per rimuovere i solidi grossolani prima di essere analizzati.

### ***5.2.1 Determinazione del COD***

L'analisi del COD prevede l'ossidazione delle sostanze organiche a caldo con una soluzione di bicromato di potassio ( $K_2Cr_2O_7$ ) in ambiente di acido solforico ( $H_2SO_4$ ) concentrato in presenza di solfato d'argento ( $Ag_2SO_4$ ) che funge da catalizzatore. Oltre a tali reagenti, viene aggiunto solfato mercurico ( $HgSO_4$ ) alla scopo di evitare l'ossidazione dei cloruri a cloro che potrebbero dare un'interferenza positiva. Tali reagenti sono già presenti nelle cuvette della ditta Hach–Lange, in cui si inserisce il campione e quindi si riscalda per 2 ore a  $148^\circ C$ . Nelle cuvette avviene la stessa reazione della metodica classica ma la determinazione del bicromato residuo si esegue per via spettro-fotometrica anziché per titolazione redox. Per la determinazione del COD si hanno a disposizione più tipi di cuvette per diversi intervalli di concentrazione; in questo caso sono state utilizzate le cuvette per un intervallo di misura 15 – 150 mg/l e quelle per un intervallo di misura 150 – 1000 mg/l.

### ***5.2.2 Determinazione dell'azoto ammoniacale ( $NH_4 - N$ )***

L'analisi si basa sul metodo di rivelazione al blu – indofenolo: gli ioni ammonio reagiscono a pH 12,6 con ioni ipoclorito e salicilato in presenza di nitroprussiato sodico come catalizzatore. Anche per questa analisi sono disponibili le cuvette della Hach-Lange che già contengono i reagenti in concentrazioni adatte agli intervalli di misura 2,5 – 60 mg/l  $NH_4$  e 0,02 – 2,5 mg/l  $NH_4$ ; dopo l'aggiunta del campione, la reazione richiede 15 minuti, quindi si legge con lo spettrofotometro l'assorbanza a 690 nm e si calcola la concentrazione con la retta di taratura.

### ***5.2.3 Determinazione dell'azoto nitroso ( $\text{NO}_2 - \text{N}$ )***

L'analisi dei nitriti è stata eseguita soltanto sui campioni in uscita dalla vasca di denitrificazione e dalla vasca di ossidazione, in quanto le quantità contenute nel refluo in ingresso sono generalmente trascurabili. Il metodo di analisi è basato sulla reazione dei nitriti in soluzione acida con ammine aromatiche primarie formando sali di diazoto fortemente coloranti. Anche in questo caso le cuvette Hach-Lange contengono già i reagenti, e l'intervallo di misura è tra 0,05 – 5 mg/l. Il tempo necessario per far avvenire la reazione è pari a 10 min, dopodiché si provvede ad una analisi spettrofotometrica alla lunghezza d'onda di 515 nm.

### ***5.2.4 Determinazione dell'azoto nitrico ( $\text{NO}_3 - \text{N}$ )***

Anche nel caso dei nitrati l'analisi è stata eseguita sui campioni provenienti dalle due vasche e non dall'ingresso, in cui sono normalmente trascurabili. Il metodo di rilevazione è il metodo al 2,6 – dimetilfenolo: gli ioni nitrato reagiscono in soluzione di acido solforico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) e fosforico ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) con 2,6 dimetilfenolo formando 4-nitro-2,6dimetilfenolo. Le cuvette Hach-Lange utilizzate per questa analisi hanno un intervallo di misura 1 – 60 mg/l  $\text{NO}_3$ ; una volta inserito il campione, la reazione è completata in 15 minuti e l'assorbanza si legge a 370 nm.

### ***5.2.5 Determinazione della biomassa adesa***

L'analisi della biomassa adesa sui corpi KALDNES si determina prelevando un numero noto (N) di corpi di riempimento dal reattore a letto mobile. I supporti sono posti in una stufa a 70°C per 24 ore e quindi pesati; successivamente vengono trattati con una soluzione di ipoclorito di sodio per una notte e quindi posti nuovamente in una stufa a 70°C per 24 ore. La differenza tra i pesi fornisce la quantità di biomassa presente sui supporti prelevati.

Poiché è conosciuto il numero di supporti prelevati, è possibile determinare la biomassa adesa su ogni supporto e da questa gli SST presenti per litro di corpi di riempimento.

La biomassa presente per litro di reattore (kgSST/l) si ottiene moltiplicando la biomassa per litro di riempimento per il tasso di riempimento del reattore; tale valore è compreso tra 0 e 1.

Tale analisi, nel corso di tale sperimentazione è stata eseguita una volta soltanto, ed il risultato a cui si è pervenuti è che il valore di biomassa adesa per litro di reattore è pari a 0,54 g/L, avendo considerato che in un litro di fanghi vi è un numero di supporti pari a 1031 ed il tasso di riempimento è del 50%.

## 5.3 Risultati delle analisi

Durante il periodo che va da agosto 2014 a gennaio 2015 sono stati eseguiti 15 campionamenti complessivi raggruppati in tre gruppi al variare del rapporto di ricircolo, con una portata costante in ingresso pari a 2.5 l/h.

La portata di ricircolo di liquame nitrificato è stata variata nel corso delle prove dal 100% al 300% della portata in ingresso per massimizzare la rimozione dell'azoto. Con rapporto di ricircolo R pari a 1 sono state eseguite 5 analisi con cadenza settimanale; successivamente tale rapporto è stato portato a 2 e dopo circa due settimane si è ripartiti con i 5 campionamenti. La medesima operazione è stata svolta quando il rapporto di ricircolo è stato posto uguale a 3.

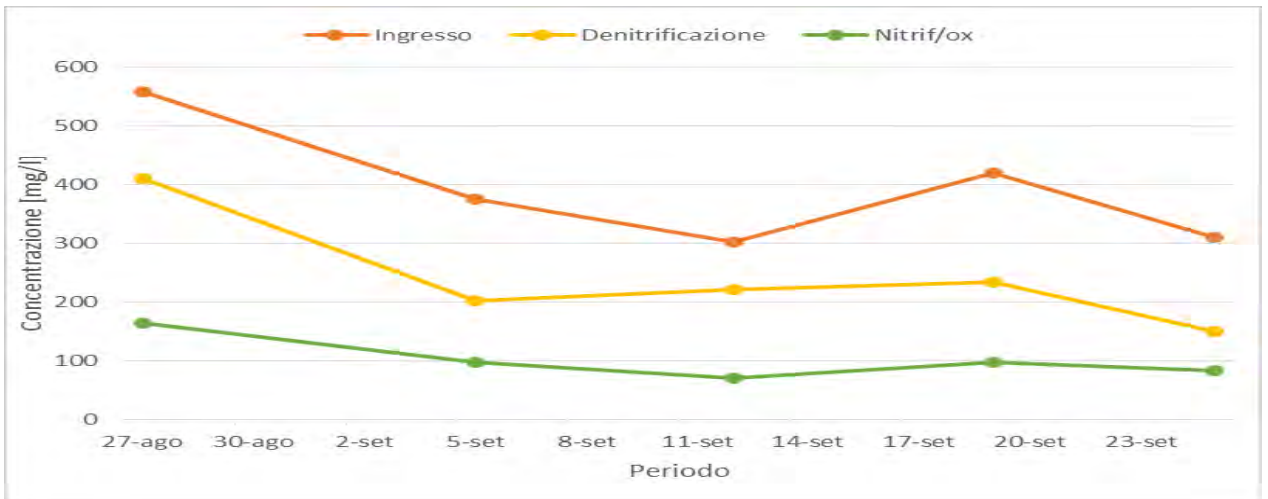
### 5.3.1 Analisi con rapporto di ricircolo pari a 1

In Tabella 5.2 si riportano i risultati delle prove una portata di ricircolo di liquame nitrificato pari alla portata in ingresso; in Figura 5.3 – 5.4 – 5.5 viene riportato l'andamento del COD, NH<sub>4</sub> – N e TotN:

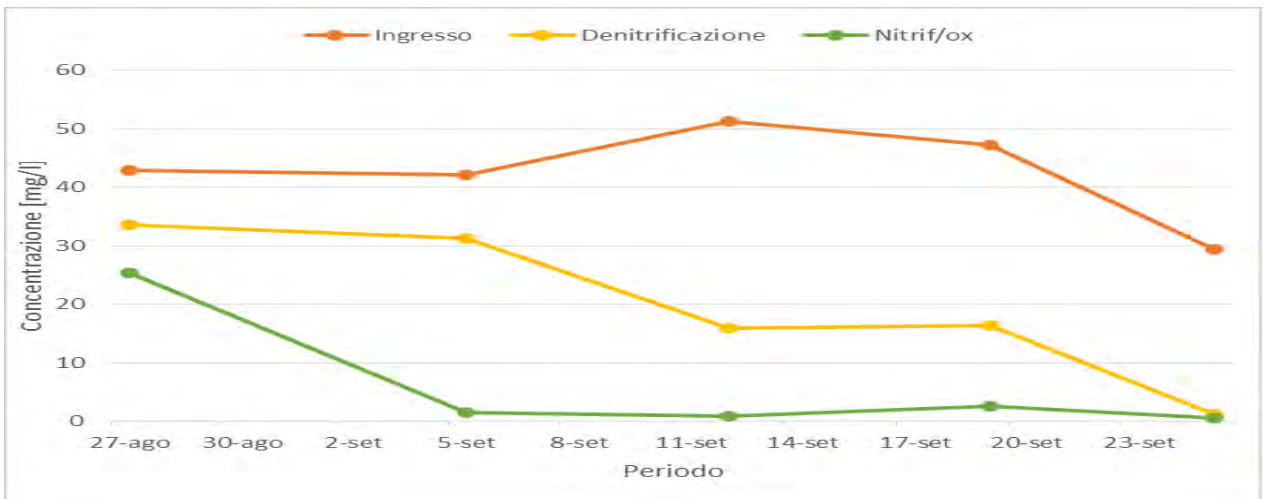
**Tabella 5.2** – Risultati delle prove con rapporto di ricircolo (R) pari a 1

		<b>COD (mg/l)</b>	<b>NH<sub>4</sub> -N (mg/l)</b>	<b>NO<sub>2</sub>-N (mg/l)</b>	<b>NO<sub>3</sub>-N (mg/l)</b>	<b>Tot - N (mg/l)</b>
27/08/2015	Ingresso	558	42,9	non.es	non.es	42,9
	Reattore 1	410	33,6	<0,1	2,6	36,2
	Reattore 2	165	25,4	<0,1	5,2	30,6
05/09/2015	Ingresso	376	42,1	non.es	non.es	42,1
	Reattore 1	203	31,2	<0,1	1,3	32,5
	Reattore 2	98	1,4	0,1	36	36,5
12/09/2015	Ingresso	303	51,3	non.es	non.es	51,3
	Reattore 1	222	15,9	<0,1	10,4	26,3
	Reattore 2	70	0,8	<0,1	41	41,8
19/09/2015	Ingresso	420	47,3	non.es	non.es	47,3
	Reattore 1	234	16,4	0,1	6,8	23,2
	Reattore 2	97	2,5	0,1	17,3	19
25/09/2015	Ingresso	310	29,4	non.es	non.es	29,4
	Reattore 1	150	1,2	0,7	7,4	9,3
	Reattore 2	84	0,5	<0,1	22	22,5

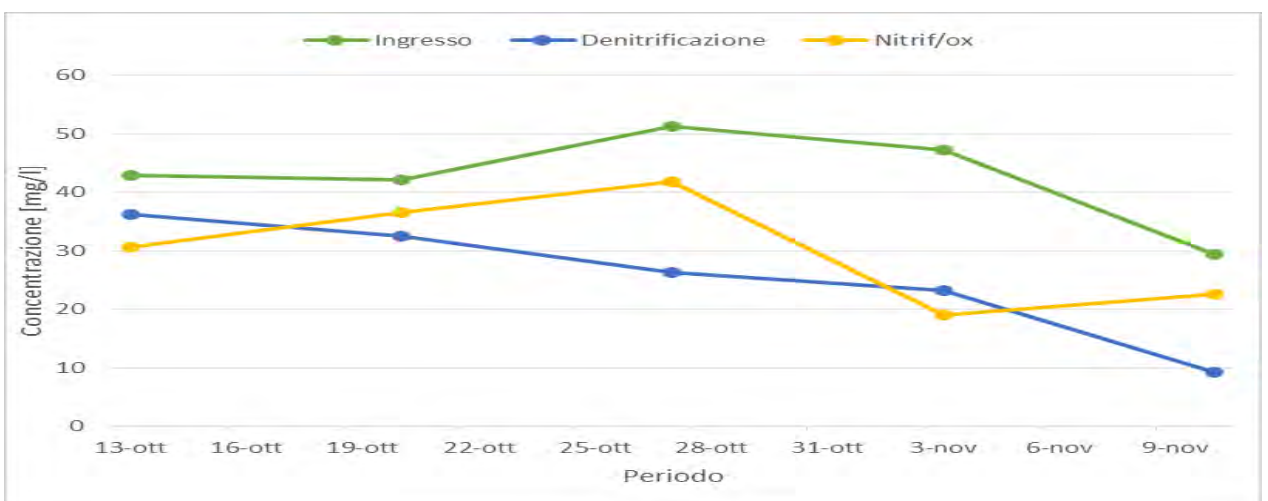




**Figura 5.3** – Concentrazione del COD in ingresso, nella vasca di Denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione



**Figura 5.4** – Concentrazione del azoto ammoniacale in ingresso, nella vasca di Denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione



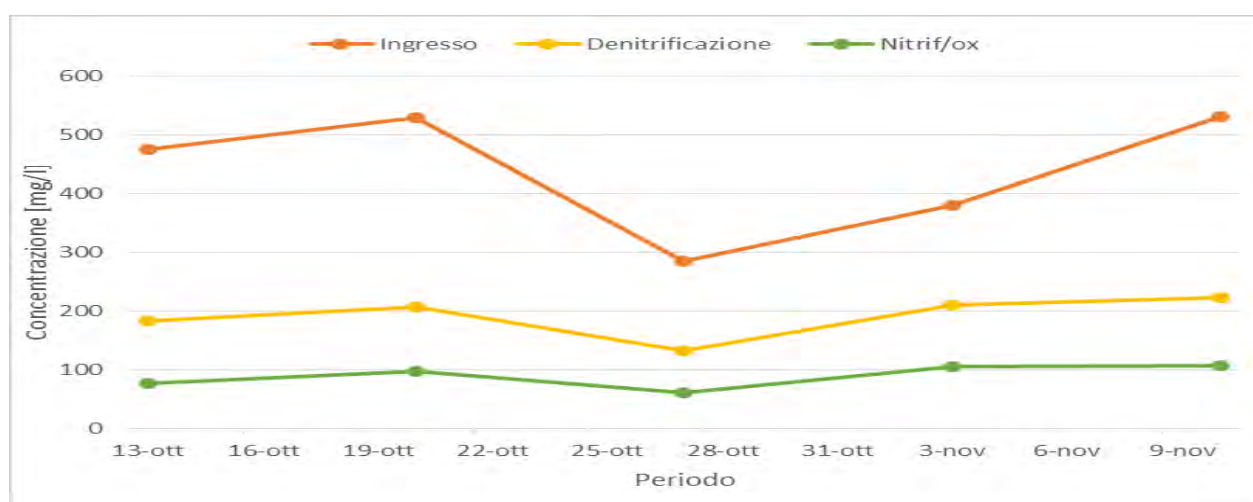
**Figura 5.5** – Concentrazione del azoto totale in ingresso, nella vasca di denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione

### 5.3.2 Analisi con rapporto di ricircolo pari a 2

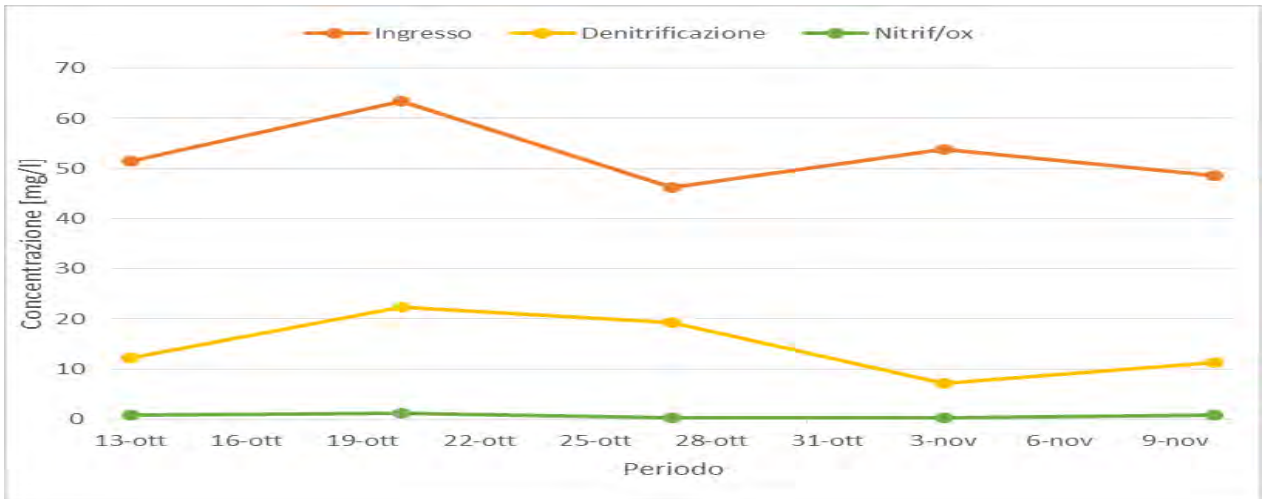
In Tabella 5.3 si riportano i risultati delle prove una portata di ricircolo di liquame nitrificato pari a due volte la portata in ingresso; in Figura 5.6 – 5.7 – 5.8 viene riportato l'andamento del COD, NH<sub>4</sub> – N e TotN.

**Tabella 5.3** – Risultati delle prove con rapporto di ricircolo (R) pari a 2

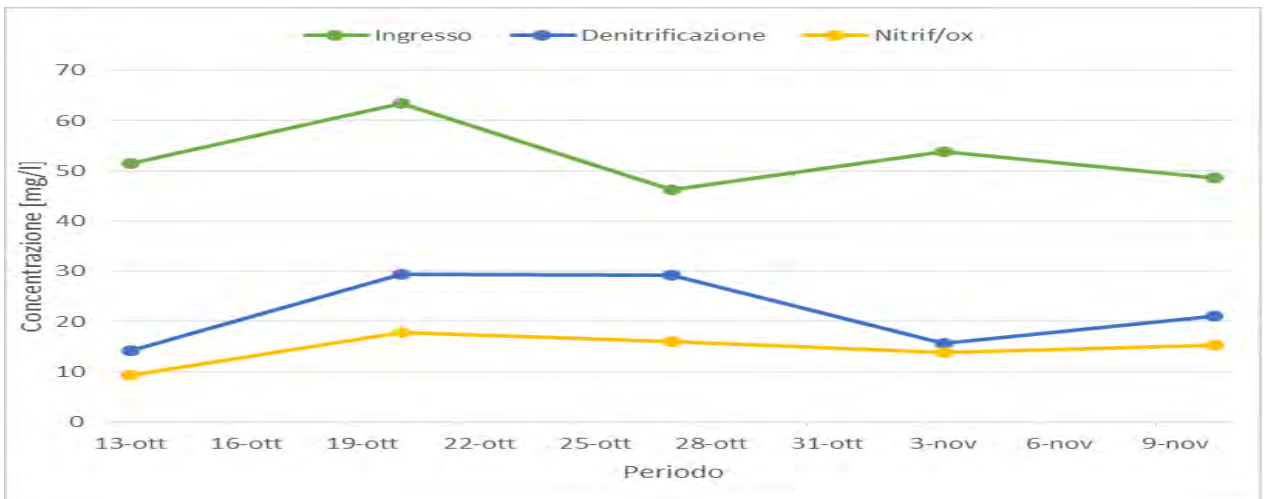
		<b>COD (mg/l)</b>	<b>NH<sub>4</sub> -N (mg/l)</b>	<b>NO<sub>2</sub>-N (mg/l)</b>	<b>NO<sub>3</sub>-N (mg/l)</b>	<b>Tot - N (mg/l)</b>
13/10/2014	Ingresso	476	51,4	non.es	non.es	51,4
	Reattore 1	183	12,3	<0,1	1,9	14,2
	Reattore 2	77	0,8	0,2	8,3	9,3
20/10/2014	Ingresso	530	63,4	non.es	non.es	63,4
	Reattore 1	207	22,3	0,3	6,8	29,4
	Reattore 2	97	1,2	0,1	16,5	17,8
27/10/2014	Ingresso	285	46,2	non.es	non.es	46,2
	Reattore 1	133	19,3	0,2	9,8	29,3
	Reattore 2	61	0,3	0,1	15,6	16
03/11/2014	Ingresso	380	53,8	non.es	non.es	53,8
	Reattore 1	210	7,2	<0,1	8,4	15,6
	Reattore 2	106	0,3	<0,1	13,6	13,9
10/11/2014	Ingresso	532	48,6	non.es	non.es	48,6
	Reattore 1	223	11,4	0,1	9,5	21
	Reattore 2	108	0,9	<0,1	14,4	15,3



**Figura 5.6** – Concentrazione del COD in ingresso, nella vasca di Denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione



**Figura 5.7**– Concentrazione del azoto ammoniacale in ingresso, nella vasca di Denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione



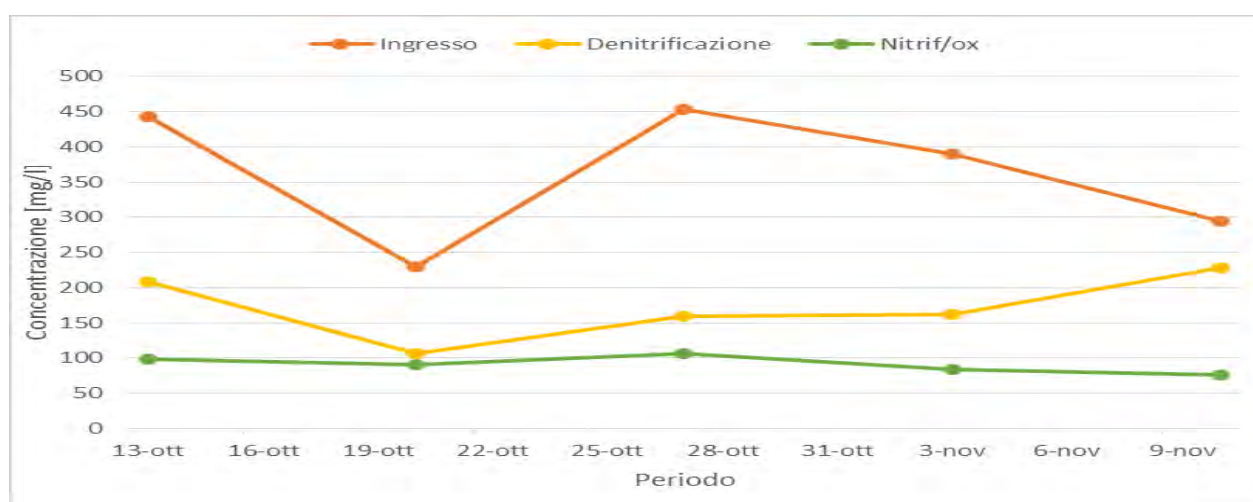
**Figura 5.8** – Concentrazione del azoto totale in ingresso, nella vasca di denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione

### 5.3.3 Analisi con rapporto di ricircolo R pari a 3

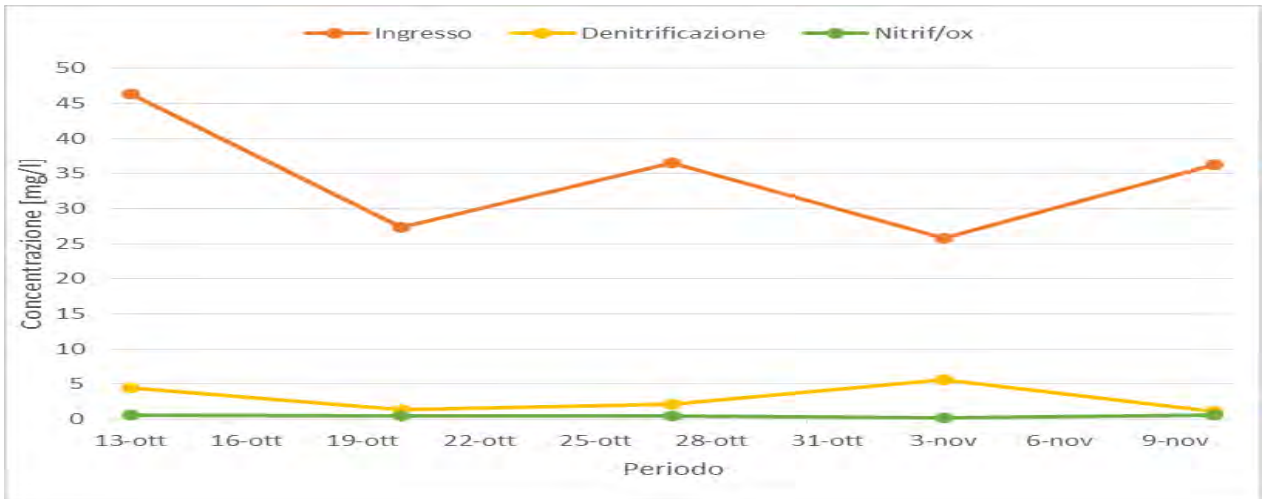
In Tabella 5.4 si riportano i risultati delle prove una portata di ricircolo di liquame nitrificato pari a 3 la portata in ingresso; in Figura 5.9 – 5.10 – 5.11 viene riportato l'andamento del COD, NH<sub>4</sub> – N e Tot N.

**Tabella 5.4** – Risultati delle prove con rapporto di ricircolo (R) pari a 3

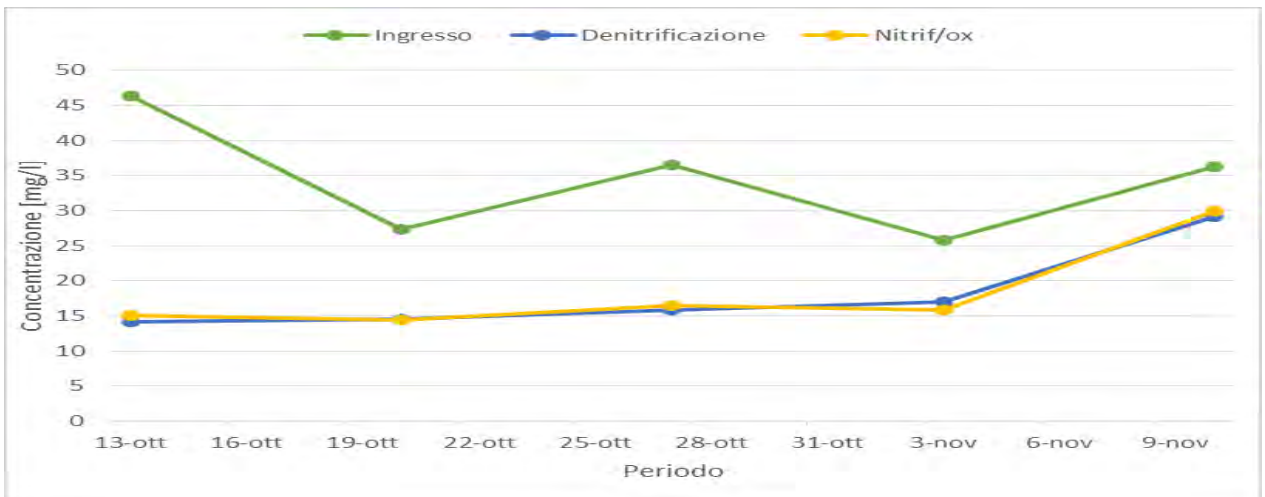
		<b>COD (mg/l)</b>	<b>NH<sub>4</sub> -N (mg/l)</b>	<b>NO<sub>2</sub>-N (mg/l)</b>	<b>NO<sub>3</sub>-N (mg/l)</b>	<b>Tot - N (mg/l)</b>
01/12/2014	Ingresso	443	46,3	non.es	non.es	46,3
	Reattore 1	209	4,5	<0,1	9,6	14,1
	Reattore 2	98	0,6	0,1	14,4	15,1
09/12/2014	Ingresso	229	27,3	non.es	non.es	27,3
	Reattore 1	106	1,4	<0,1	13,1	14,5
	Reattore 2	91	0,4	<0,1	14	14,4
16/12/2014	Ingresso	453	36,5	non.es	non.es	36,5
	Reattore 1	159	2,1	<0,1	13,8	15,9
	Reattore 2	106	0,4	<0,1	16,1	16,5
09/01/2015	Ingresso	390	25,8	non.es	non.es	25,8
	Reattore 1	162	5,6	0,2	11,2	17
	Reattore 2	84	0,2	0,1	15,5	15,8
15/01/2015	Ingresso	295	36,3	non.es	non.es	36,3
	Reattore 1	228	1,1	<0,1	28	29,1
	Reattore 2	76,4	0,6	<0,1	29,3	29,9



**Figura 5.9** – Concentrazione del COD in ingresso, nella vasca di Denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione



**Figura 5.10**– Concentrazione del azoto ammoniacale in ingresso, nella vasca di Denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione



**Figura 5.11** – Concentrazione del azoto totale in ingresso, nella vasca di denitrificazione e nella vasca di nitrificazione/ossidazione

## 5.4 Carichi inquinanti

Il carico inquinante in ingresso ed uscita si ottiene dal prodotto della portata media giornaliera di liquame (l/h) per la concentrazione media di inquinante (mg/l) in ingresso ed in uscita dall'impianto. Dalla differenza dei due valori si ricava il carico abbattuto giornalmente.

In Tabella 5.5 – 5.6 – 5.7 si riportano i valori espressi in mg/d dei carichi medi in ingresso, in uscita e del carico abbattuto al variare dei rapporto di ricircolo:

**Tabella 5.5** – Carichi medi del COD, azoto ammoniacale e azoto totale in ingresso, uscita ed il carico medio abbattuto con rapporto di ricircolo R=1

<b>INQUINANTE</b>	<b>Carico in (mg/d)</b>	<b>Carico out (mg/d)</b>	<b>Carico abbattuto (mg/d)</b>
<b>COD</b>	23604	6168	17436
<b>NH4 – N</b>	2556	367	2189
<b>TotN</b>	2556	1805	751

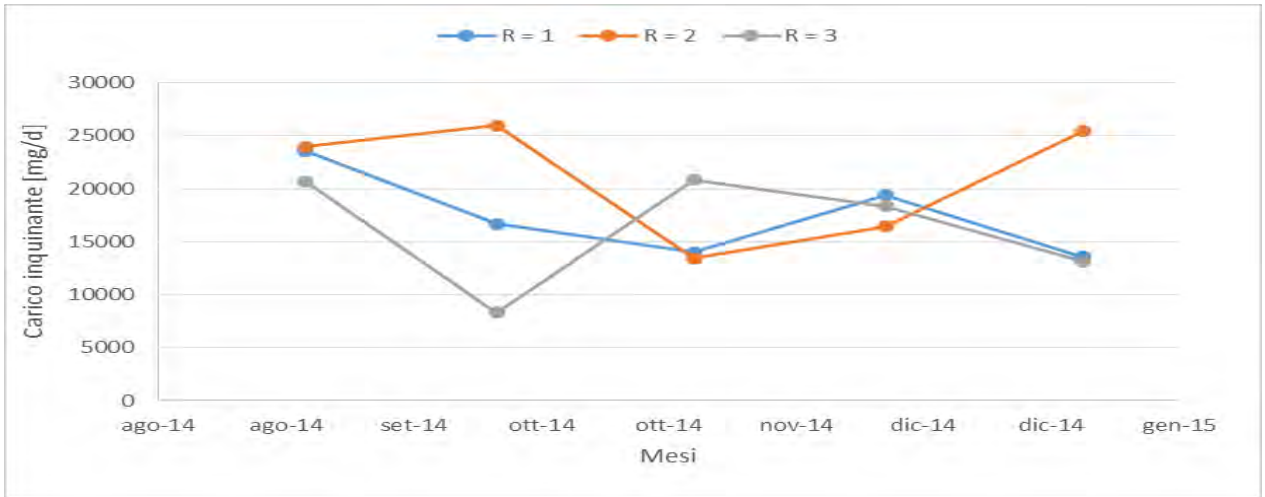
**Tabella 5.6** – Carichi medi del COD, azoto ammoniacale e azoto totale in ingresso, uscita ed il carico medio abbattuto con rapporto di ricircolo R=2

<b>INQUINANTE</b>	<b>Carico in (mg/d)</b>	<b>Carico out (mg/d)</b>	<b>Carico abbattuto (mg/d)</b>
<b>COD</b>	26436	5388	21048
<b>NH4 – N</b>	3161	42	3119
<b>TotN</b>	3161	868	2293

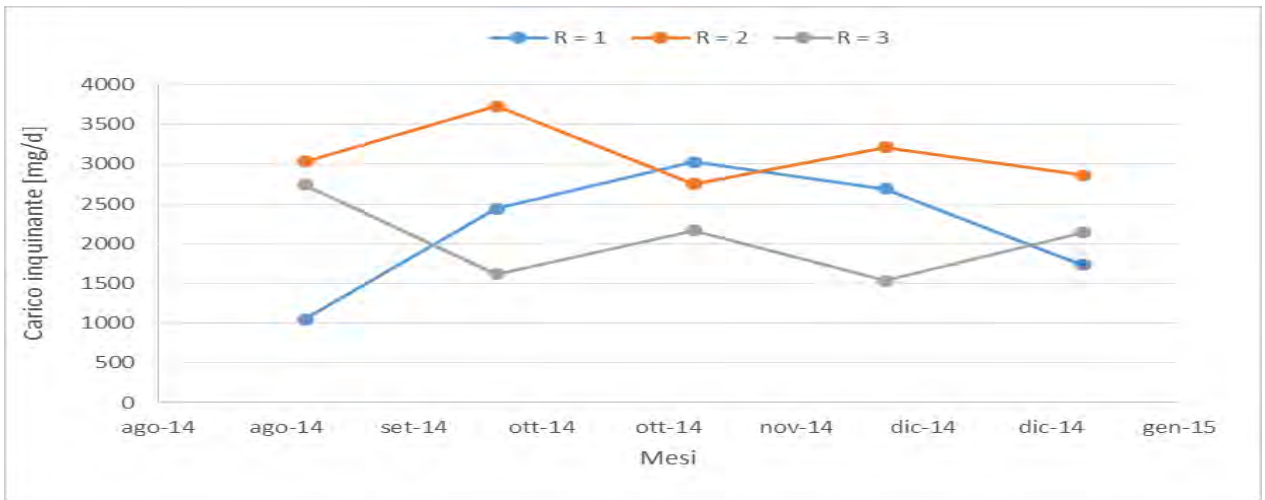
**Tabella 5.7** – Carichi medi del COD, azoto ammoniacale e azoto totale in ingresso, uscita ed il carico medio abbattuto con rapporto di ricircolo R=3

<b>INQUINANTE</b>	<b>Carico in (mg/d)</b>	<b>Carico out (mg/d)</b>	<b>Carico abbattuto (mg/d)</b>
<b>COD</b>	21720	5465	16255
<b>NH4 – N</b>	2066	26	2040
<b>TotN</b>	2066	1100	966

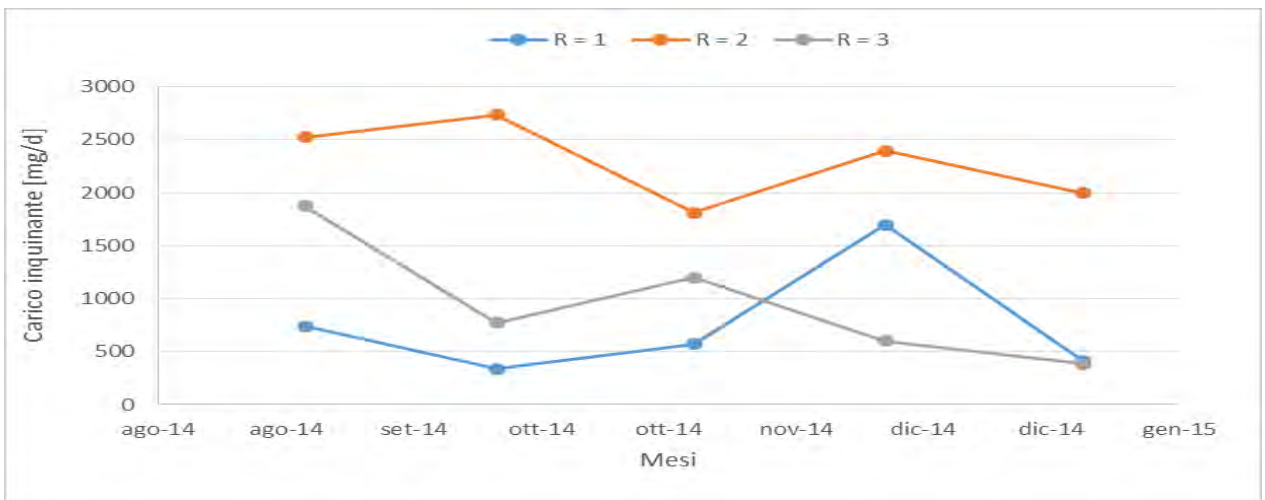
In Figura 5.12 – 5.13 – 5.14 si riporta l'andamento del carico abbattuto al variare del rapporto di ricircolo R rispettivamente per il COD, NH4 – N, e del Tot N durante la sperimentazione.



**Figura 5.12** – Andamento del carico di COD abbattuto al variare del rapporto di ricircolo.



**Figura 5.13** – Andamento del carico di azoto ammoniacale abbattuto al variare del rapporto di ricircolo.



**Figura 5.14** – Andamento del carico di azoto totale abbattuto al variare del rapporto di ricircolo

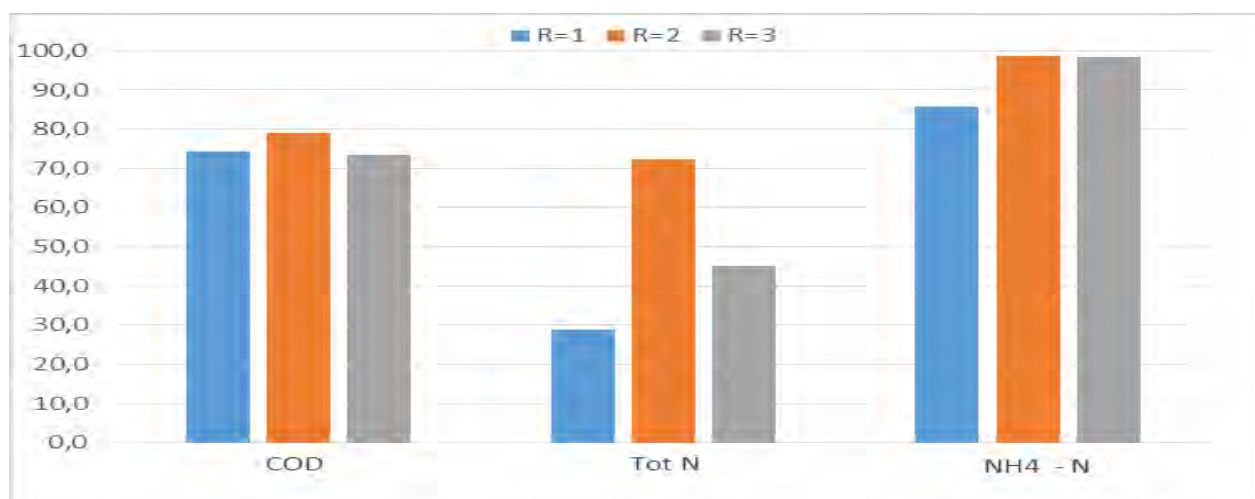
## 5.5 Resa di rimozione degli inquinanti

La resa media di rimozione di ciascun inquinante viene calcolata dal rapporto tra il carico rimosso ed il carico inquinante.

In Tabella 5.8 si riportano le rese di rimozione medie relative al COD, all'azoto ammoniacale e all'azoto totale al variare del rapporto di ricircolo; in In Figura 5.15 si riporta un grafico a barre nei quali viene riportata la resa d'abbattimento degli inquinanti.

**Tabella 5.8** – Resa di rimozione media degli inquinanti al variare del rapporto di ricircolo R

	<i>Resa rimozione COD</i>	<i>Resa rimozione NH4-N</i>	<i>Resa rimozione Tot N</i>
	%	%	%
<b>R = 1</b>	74.2	85.8	28.8
<b>R = 2</b>	79.2	98.7	72.4
<b>R = 3</b>	73.5	98.4	45.2



**Figura 5.15** – Rese di rimozione di COD, Azoto totale e Azoto Ammoniacale al variare del rapporto di ricircolo

Dalla Figura 5.15 si evince che le rese di rimozione maggiori si ottengono con rapporto di ricircolo pari a 2. Questo è dovuto a due fenomeni contrapposti: un maggiore ricircolo di liquame nitrificato in fase di denitrificazione da un lato favorisce la denitrificazione perché



apporta più nitrati alla vasca anossica, ma al contempo la sfavorisce perché apporta anche ossigeno disciolto, in presenza del quale i batteri denitrificanti (in gran parte facoltativi) ossidano la sostanza organica con l'ossigeno libero anziché con i nitrati.

## 5.6 Confronto tra l'impianto principale e l'impianto pilota

In questo paragrafo si confrontano i risultati medi dell'impianto principale a fanghi attivi con quello dell'impianto pilota a biomassa adesa con rapporti di ricircolo pari a 2.

Per calcolare i tempi di residenza dei due impianti si utilizzano i dati dell'impianto relativi all'anno 2013 per quanto riguarda l'impianto principale.

Il tempo di residenza  $\theta$  è dato dalla 6.2:

$$\theta = \frac{V}{\dot{V}}$$

dove  $V$  è il volume della vasca in  $m^3$  e  $\dot{V}$  è la portata volumetrica in ingresso all'impianto. Il volume utile complessivo delle vasche di ossidazione dell'impianto reale è di  $5384 m^3$  mentre la portata volumetrica è pari a  $5441 m^3/d$ . Tramite la 6.2 si ottiene che il tempo di residenza medio dell'impianto reale è di 24 ore

Per l'impianto pilota, invece, si hanno due vasche da 15l ciascuna ed una portata volumetrica in ingresso pari a 2,5 l/h. Il tempo di residenza è pari a circa 12 ore.

L'impianto reale con un tempo di permanenza pari a 24h ha ottenuto le seguenti rese di abbattimento riportate in Tabella 5.9:

**Tabella 5.9** – Resa di rimozione media degli inquinanti nell'impianto reale

<b><i>INQUINANTE</i></b>	<b><i>RESA</i></b>
COD	96,8%
totN	91,6%
NH <sub>4</sub> -N	99,9%

L'impianto pilota invece, con un tempo di permanenza pari a 12h e con rapporto di ricircolo pari a 2 ha ottenuto le seguenti rese di abbattimento riportate in Tabella 5.10:

**Tabella 5.9** – *Resa di rimozione media degli inquinanti nell'impianto pilota con R =2*

<b><i>INQUINANTE</i></b>	<b><i>RESA</i></b>
COD	79.2%
totN	72.4%
NH <sub>4</sub> -N	98.7%

Si nota che le rese di abbattimento relative all'impianto pilota risultano molto più basse per quanto riguarda il COD e l'azoto totale, mentre sono confrontabili per quanto riguarda l'azoto ammoniacale.

Va sottolineato che l'impianto pilota lavora con tempi di permanenza che sono metà di quelli dell'impianto reale e ciò evidenzia l'elevata attività specifica della biomassa adesa.

I risultati ottenuti con l'impianto pilota, inoltre, potranno essere utili nel caso in cui l'impianto principale in futuro fosse sovraccaricato e se si dovesse intervenire potenziando la capacità delle vasche senza aumenti di volume.

## CONCLUSIONI

In questa tesi è stato trattato l'impianto di depurazione di Conselve (Pd) ed è stata eseguita un'analisi di funzionamento concentrandosi sugli inquinanti principali, ovvero BOD, COD, azoto ammoniacale, azoto nitrico, azoto nitroso, fosforo e solidi sospesi totali. I risultati a cui si è pervenuti risultano soddisfacenti a dimostrazione che l'impianto funziona correttamente nonostante le oscillazioni delle concentrazioni di inquinanti in ingresso e nonostante il forte carico inquinante proveniente dalla vasca bottini. I risultati rispettano i limiti di legge imposti dal PTA.

Le rese di rimozioni relative all'impianto reale sono: 99% per il BOD, 96.8% per il COD, 99.9% per l'azoto ammoniacale e 91.6% per l'azoto totale.

Nello studio dell'impianto pilota appositamente installato e costituito da una vasca di predenitrificazione e una di nitrificazione a corpi di riempimento ci si era posto come obiettivo quello di determinare il valore ottimale del rapporto di ricircolo di liquame nitrificato in denitrificazione per la rimozione dell'azoto. Questo valore è influenzato da due fenomeni contrastati: un maggiore ricircolo di liquame nitrificato da un lato favorisce la denitrificazione perché apporta più nitrati alla vasca anossica, ma al contempo la sfavorisce perché apporta anche ossigeno disciolto, in presenza del quale i batteri denitrificanti (in gran parte facoltativi) ossidano la sostanza organica con l'ossigeno libero anziché con i nitrati.

Il valore del rapporto di ricircolo ottimale risulta pari a 200% della portata in ingresso, e in queste condizioni le rese di rimozioni sono state: 79.2% per il COD, 98.7 per l'azoto ammoniacale e 72.4% per l'azoto totale.

Come ultimo passo sono state confrontate le rese depurative dell'impianto pilota e quelle dell'impianto reale. Per quanto riguarda il COD e l'azoto totale le rese dell'impianto pilota sono più basse rispetto a quelle dell'impianto reale, il che è ragionevole considerando che l'impianto pilota ha un tempo di residenza pari alla metà rispetto a quello su grande scale (12 ore contro 24 ore).

Invece le rese dell'azoto ammoniacale sono confrontabili, e ciò dimostra l'elevata attività nitrificante della biomassa adesa.

Questi risultati sono un punto di partenza per un'ulteriore futura fase della sperimentazione con un impianto pilota del volume di 10 m<sup>3</sup> in vista di applicazioni su grande scala qualora fosse necessario un upgrading dell'impianto principale.



## RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

- [1] Decreto legislativo 152/99: “*testo aggiornato del decreto legislativo 11.05.1999, n.152, recante: disposizioni sulla tutela delle acque dall’inquinamento e recepimento della direttiva 91/271/CEE concernente il trattamento delle acque reflue urbane e dalla direttiva 91/676/CEE relativa alla protezione delle acque dall’inquinamento provocato dai nitrati provenienti da fonti agricole, a seguito delle disposizione correttive ed integrative di cui al decreto legislativo 18 Agosto 2000, n.258.*”
- [2] Decreto legislativo 152/06: “*Norma in materia ambientale*”, testo Unico, Gazzetta ufficiale n.88 del 14.04.2006 – supplemento ordinario n. 96
- [3] Piano di tutela delle acque veneto (PTA), Deliberazione della giunta regionale n. 842 del 15 maggio 2012
- [4] Piano Regionale di Risanamento delle Acque (PRRA), provvedimento del consiglio regionale 1 Settembre 1989 n.962.
- [5] Dispense Avv. PERES Federico “*Diritto ambientale*”. Dipartimento di Ingegneria Ambientale di Padova, a.a 2010 – 2011
- [6] [www.industriacambiente.it](http://www.industriacambiente.it) (Dario Marani – Istituto di ricerca sulle acque del CNR)
- [7] Luigi Masotti: “*Depurazione delle acque: tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto*” ed. Calderini 2005;
- [8] Girelli, Matteoli e Parisi: “*Trattato di Chimica industriale e applicata*”; ed. Zanichelli 1969;
- [9] Arcadio P. Sincero, Gregoria A. Sincero: “*Physical – Chemical treatment of water and wastewater*”; ed. CRC PRESS 2003
- [10] Renato Vismara: “*Depurazione biologica, teoria e processi*”; ed. Hoepli 1998;

- [11] Imhoff K., Koch P: “*Manuel de l’assainissement urbain*”; ed. Dunod, Paris, 1970
- [12] Davide Sborgio: “*Valutazione del funzionamento dell’impianto di depurazione di Castelfranco Veneto*”; relatore prof. Lino Conte, anno accademico 2007-2008;
- [13] EPA: “*Process design manual for nitrogen control*”; US environmental protection agency 1975
- [14] Metcalf & Eddy, G.Tchobanoglus, H.D. Stensel: “*Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*”; AECOM
- [15] Schede tecniche e comunicazione Centro Veneto Servizi (CVS)
- [16] N.F. Gray: “*water technology: an introduction for environmental scientist and engineers*” second edition, Elsevier Science & Technology Books
- [17] L. Falletti, G. Andreottola, R.Canziani, P. Foladori: “*Il processo depurativo a letto mobile (MBBR)*”, tecniche nuove,2012
- [18] Janning K.F., Mesterton K., Harremoes P.: “*Hydrolysis and degradation of filtrated organic particulates in biofilm reactor under anoxic and aerobic conditions*”; Water Science & Technology, 36, n.1, pp 279 – 286
- [19] Larsen T.A. Harremoes P. (1994a): “*degradation mechanisms of colloidal organic matter in biofilm reactor*”; Water Research, 28, No 6, pp. 1443-1452
- [20] V. Popov, H.Itoh, U. Mander, C.A.Brebbia: “*Waste management and the environmental*”ed. WIT press, 2010
- [21] Boller M., Gujer M., Tschui M. (1993): “*Parametres affecting nitrifying biofilm reactors*”; Proceedings of the Second International Specialize Conference on Biofilm Reactors, EWPCAIAWQ, Paris, pp. 15- 25
- [22]Wanner O., Gujer W. (1985) “*Competition in biofilms*” Water Science & Technology, 17, No. 2 – 3, pp. 27 – 44.







# Ringraziamenti

Giunti alla fine di questo elaborato, possiamo considerare concluso un grande capitolo della mia vita che rappresenta un punto di inizio, non di arrivo. Tutte le persone che mi appresterò a ringraziare in questa pagina hanno svolto un ruolo fondamentale nella stesura di questa tesi, ma desidero precisare che ogni errore o imprecisione è imputabile soltanto a me.

Non posso che iniziare dai miei genitori, Luigi e Teresa, che sono stati il mio "sponsor ufficiale" per tutti questi anni. Mi hanno supportato e sopportato nei periodi di sconforto, hanno gioito nei momenti più felici. Qualsiasi ringraziamento non eguaglierebbe ciò che avete fatto per me.

In questo giorno credo che ci sono due persone in cielo che festeggiano insieme a me, sto parlando dei miei nonni Angelo e Iolanda: il merito è anche vostro e bello sarebbe stato se avessimo potuto festeggiare tutti insieme.

Un grazie particolare va a mia sorella Jole, con la quale ho iniziato i miei studi a Padova condividendo lo stesso appartamento. Da qualche anno si è trasferita ma l'amore fraterno che ci accomuna è bello saldo.

Inoltre voglio ringraziare tutti i miei amici che mi hanno supportato e mi sopportano ogni giorno. So di essere un po' pesante ma mi volete bene lo stesso; stilare un elenco non avrebbe alcun senso. Sappiamo tutti a chi è riferito.

Questo elaborato è frutto del Prof Lino Conte e dell'Ing. Luigi Falletti. A seguito della tesi triennale avevo già deciso di continuare un lavoro con loro per quel che sarebbe stata la tesi magistrale. Grazie per le informazioni datemi, per il supporto, per il bagaglio tecnico insegnatomi che sicuramente terrò stretto con me e porterò dietro, qualsiasi sia la strada che intraprenderò. Con Luigi, che mi ha seguito passo passo, non è stato un semplice rapporto alunno/professore, tesista/relatore, ma si è creato un ambiente di lavoro unico, un rapporto di amicizia che esula dal solo campo tecnico: quante chiacchierate su vari argomenti ed in particolar modo la musica che ci accomuna molto: quante canzoni a palla abbiamo ascoltato. Noi i formalismi li lasciamo ad altri. Inoltre per concludere desidero ringraziare il Centro Veneto Servizi (CVS) per avermi permesso di svolgere le mie sperimentazioni in un loro impianto, e ringrazio i gestori dell'impianto di Conselve, in particolar modo Alberto.

Cosa altro dire? Beh questa notte dormirò con la spensieratezza di un bambino, tralasciando - solo per un giorno - le ansie ed i pensieri relativi al futuro. Voglio vivere al massimo queste 24 - 48 ore successive al MIO GIORNO, per poi rimboccarci le maniche - cosa che ho sempre fatto - e iniziare a costruire il MIO futuro.

Orazio diceva: "Nunc est bibendum, nunc est pede libero pulsanda tellus" e queste ore voglio vivermele così.

Grazie davvero

Angelo

