

UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA  
FACOLTÀ DI INGEGNERIA  
DIPARTIMENTO DI PROCESSI CHIMICI DELL'INGEGNERIA



TESI DI LAUREA IN INGEGNERIA CHIMICA  
CLASSE 10 INGEGNERIA INDUSTRIALE  
(DM 509/99)

STUDIO DEL FUNZIONAMENTO DELL'IMPIANTO  
DI DEPURAZIONE DI CONSELVE

Relatore: Ch.mo prof. Lino Conte

Correlatore: Ing. Luigi Falletti

Tutor aziendale: Ing. Andrea Rigato

Laureanda: Arianna Barison

Anno Accademico 2010-2011

# Indice

<b>INTRODUZIONE.....</b>	<b>1</b>
<b>CAP 1 NORMATIVE SULLE ACQUE REFLUE.....</b>	<b>3</b>
1.1 Decreto legislativo 3 aprile 2006 n 152: “Norme in materia ambientale” .....	3
1.2 Piano regionale di risanamento delle acque.....	6
1.3 Piano di tutela delle acque.....	8
1.4 Decreto Ronchi-Costa.....	10
<b>CAP 2 TRATTAMENTI DI DEPURAZIONE.....</b>	<b>13</b>
2.1 Linea acque – Trattamenti primari.....	14
2.1.1 Grigliatura.....	14
2.1.2 Dissabbiatura.....	14
2.1.3 Disoleatura.....	15
2.1.4 Sedimentazione primaria.....	15
2.1.5 Trattamento conto terzi.....	16
2.2 Linea acque – Trattamenti secondari .....	17
2.2.1 Il processo biologico.....	17
2.2.2 Ossidazione biologica.....	18
2.2.3 Nitrificazione.....	23
2.2.4 Denitrificazione .....	24
2.2.5 Sedimentazione secondaria.....	26
2.3 Linea acque – Trattamenti terziari.....	27
2.3.1 Chiariflocculazione.....	27
2.3.2 Filtrazione.....	27
2.3.3 Disinfezione.....	28
2.4 Linea fanghi.....	29
2.4.1 Ispessimento.....	29
2.4.2 Digestione anaerobica.....	29
2.4.3 Disidratazione meccanica.....	32
2.4.4 Smaltimento.....	33

<b>CAPITOLO 3 L'IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI CONSELVE.....</b>	<b>35</b>
3.1.Dati di progetto e schema dell'impianto.....	35
3.2 Stazione di trattamento rifiuti liquidi biocompatibili.....	35
3.3.Trattamenti primari.....	37
3.4.Trattamenti secondari.....	39
3.5.Trattamenti terziari.....	48
3.6 Trattamento fanghi.....	53
<b>CAPITOLO 4 ANALISI DATI E VERIFICA DEL FUNZIONAMENTO.....</b>	<b>57</b>
4.1 Campionamenti.....	57
4.2 Analisi.....	57
4.2.1 Azoto ammoniacale.....	58
4.2.2 Azoto nitroso.....	58
4.2.3 Azoto nitrico.....	58
4.2.4 Azoto totale.....	58
4.2.5 Fosforo totale.....	58
4.2.6 COD.....	59
4.2.7 Strumenti utilizzati.....	59
4.3 Portate trattate in impianto.....	59
4.4 Concentrazione degli inquinanti in entrata ed uscita dall'impianto.....	60
4.4.1 Sostanze azotate.....	60
4.4.2 COD, BOD, fosforo totale.....	61
4.4.3 Solidi sospesi totali, solidi sedimentabili, solidi sospesi volatili.....	63
4.5 Portate e carichi inquinanti.....	67
4.6 Calcolo della capacità depurativa dell'impianto.....	69
4.6.1 Linea 1.....	69
4.6.2 Linea 2.....	73
<b>CONCLUSIONI .....</b>	<b>79</b>
<b>BIBLIOGRAFIA.....</b>	<b>81</b>

## **Introduzione**

La necessità di salvaguardare le acque dall'inquinamento e in particolare le aree sensibili dall'eutrofizzazione ha spinto all'emanazione di normative sempre più restrittive come il Decreto Ronchi-Costa per la Laguna di Venezia e il suo bacino scolante. Ciò comporta la necessità di controllare il funzionamento degli impianti di depurazione che scaricano in aree sensibili ed individuare gli eventuali punti critici.

L'obiettivo di questa tesi è la verifica del funzionamento dell'impianto di depurazione di Conselve, in particolare la determinazione dei carichi inquinanti trattati, delle eventuali capacità depurative residue o degli eventuali sovraccarichi.

Per questo scopo saranno acquisiti i dati di progetto dell'impianto e saranno effettuate misure di portata e analisi chimiche dei principali parametri inquinanti nei punti significativi. Sulla base di questi dati si calcoleranno i carichi inquinanti in ingresso ed uscita, le rese di abbattimento e gli altri parametri di funzionamento.



# Capitolo 1

## Normative sulle acque reflue

Nel presente capitolo saranno trattate in sintesi le normative vigenti in materia di tutela delle acque, dalle direttive europee ai più recenti piani regionali per la tutela delle acque.

### **1.1 Decreto Legislativo 3 aprile 2006, n.152: Norme in materia ambientale**

Il decreto ha lo scopo di disciplinare la tutela dell'ambiente, e in particolare nella Parte III delle acque superficiali, marine e sotterranee; gli strumenti per la tutela delle acque sono: [1]

- a) L'individuazione di obiettivi di qualità ambientale e per specifica destinazione dei corpi idrici;
- b) La tutela integrata degli aspetti qualitativi e quantitativi nell'ambito di ciascun distretto idrografico ed un adeguato sistema di controllo e sanzioni;
- c) Il rispetto dei valori limite agli scarichi fissati dallo Stato, nonché la definizione di valori limite in relazione agli obiettivi di qualità del corpo recettore;
- d) L'adeguamento dei sistemi di fognatura, collettamento e depurazione degli scarichi idrici, nell'ambito del servizio idrico integrato;
- e) L'individuazione di misure per la prevenzione e la riduzione dell'inquinamento nelle zone vulnerabili e nelle aree sensibili;
- f) L'individuazione di misure tese alla conservazione, al risparmio, al riutilizzo ed al riciclo delle risorse idriche;
- g) L'adozione di misure per la graduale riduzione degli scarichi, delle emissioni e di ogni altra fonte di inquinamento diffuso contenente sostanze pericolose o per la graduale eliminazione degli stessi allorché contenenti sostanze pericolose prioritarie, contribuendo a raggiungere nell'ambiente marino concentrazioni vicine ai valori del fondo naturale per le sostanze presenti in natura e vicine allo zero per le sostanze sintetiche antropogeniche ;

h) L'adozione delle misure volte al controllo degli scarichi e delle emissioni nelle acque superficiali secondo un approccio combinato.

La parte più importante del decreto per la tutela delle acque è la disciplina degli scarichi.

Lo scarico è definito nell'articolo 74 come qualsiasi immissione di acque reflue in acque superficiali, sul suolo, nel sottosuolo e in rete fognaria, indipendentemente dalla loro natura inquinante, anche sottoposte a preventivo trattamento di depurazione. Gli scarichi degli impianti di trattamento di acque reflue urbane di potenzialità superiore a 2000 A.E. in acque superficiali devono rispettare i limiti specificati nella tab. 1 Allegato 5, riportati in tab. 1.1.

**Tabella 1.1.** Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane (Tabella 1 dell'allegato 5 al D.Lgs 152/06)[2]

Potenzialità impianto in A.E.	2.000 – 10.000		> 10.000	
	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
BOD <sub>5</sub> (senza nitrificazione) mg/L	≤ 25	70 – 90	≤ 25	80
COD mg/L	≤ 125	75	≤ 125	75
Solidi Sospesi mg/L	≤ 35	90	≤ 35	90

Il D.Lgs. 152/2006 definisce all'art. 91 le aree sensibili al rischio di eutrofizzazione. Nell'allegato 6 e nell'articolo 91 del decreto vengono definiti i criteri per individuare le aree sensibili, con possibilità per le Regioni di designarne altre nel proprio territorio. Con il termine area sensibile si identifica un sistema idrico caratterizzato da almeno una delle seguenti caratteristiche: laghi naturali e acque con possibile eutrofizzazione, acque dolci superficiali destinate alla potabilizzazione con concentrazione di nitrati superiore a 50 mg/L oppure aree che necessitano di ulteriori trattamenti per gli scarichi. Alcuni esempi di aree sensibili sono: le Valli di Comacchio, il Delta del Po, le zone umide individuate dalla convenzione Ramsar, le aree costiere dell'Adriatico nord occidentale, il lago di Garda.

Gli scarichi in corpi d'acqua superficiali, provenienti da impianti di trattamento delle acque reflue urbane che recapitano in aree sensibili devono essere conformi anche ai limiti di emissione della tabella 2 dell'Allegato 5, qui riportati in tab. 1.2.

**Tabella 1.2.** *Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane recapitanti in aree sensibili (Tabella 2 dell'allegato 5 al D.Lgs 152/06)[1]*

Parametri (media annua)	Potenzialità impianto			
	10.000 – 100.000		> 100.000	
	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
Fosforo totale (Pmg/L)	≤ 2	80	≤1	80
Azoto totale (Nmg/L)	≤ 15	70-80	≤10	70-80

L'articolo 107 stabilisce i criteri per lo scarico di acque reflue industriali (sempre soggette a una procedura di autorizzazione) in reti fognarie; i relativi limiti sono contenuti nella tabella 3 dell'allegato 5. In tab. 1.3 viene riportato un elenco non esaustivo di alcuni limiti allo scarico.

**Tabella 1.3.** *Valori limiti di emissione per acque reflue industriali in fognatura e in acque superficiali (Tabella 3 dell'allegato 5 al D.Lgs 152/06)[1]*

Parametri	Unità di misura	Scarico in rete fognaria	Scarico in acque sup.
pH		5,5 - 9,5	5,5 – 9,5
SST	mg / L	200	80
BOD <sub>5</sub>	mg / L	250	40
COD	mg / L	500	160
Alluminio	mg / L	2,0	1,0
Arsenico	mg / L	0,5	0,5
Bario	mg / L	-	20
Boro	mg / L	4	2
Cadmio	mg / L	0,02	0,02
Cromo totale	mg / L	4	2
Cromo VI	mg / L	0,2	0,2
Ferro	mg / L	4	2
Manganese	mg / L	4	2
Mercurio	mg / L	0,005	0,005
Nichel	mg / L	4	2
Piombo	mg / L	0,3	0,2
Rame	mg / L	0,4	0,1
Stagno	mg / L	-	10
Zinco	mg / L	1,0	0,5
Solfati	mg / L	1000	1000
Cloruri	mg / L	1200	1200
Fluoruri	mg / L	12	6
Fosforo totale	mg / L	10	10
Azoto ammoniacale	mg / L	30	15
Azoto nitroso	mg / L	0,6	0,6
Azoto nitrico	mg / L	30	20

Inoltre l'articolo 110 del decreto stabilisce la disciplina per il trattamento dei rifiuti presso impianti di trattamento delle acque reflue urbane. Il gestore del servizio idrico integrato è autorizzato ad accettare, in impianti con caratteristiche e capacità depurative adeguate, rifiuti e materiali che rispettino i valori limite e siano provenienti dal proprio Ambito territoriale o da altro Ambito sprovvisto di impianti adeguati. Le tipologie di rifiuti che sono ammessi trattare sono [1]:

- a) Rifiuti costituiti da acque reflue che rispettino i valori limite stabiliti per lo scarico in fognatura;
- b) Rifiuti costituiti dal materiale proveniente dalla manutenzione ordinaria di sistemi di trattamento di acque reflue domestiche;
- c) Materiali derivanti dalla manutenzione ordinaria della rete fognaria nonché quelli derivanti da altri impianti di trattamento delle acque reflue urbane, nei quali l'ulteriore trattamento dei medesimi non risulti realizzabile tecnicamente e/o economicamente.

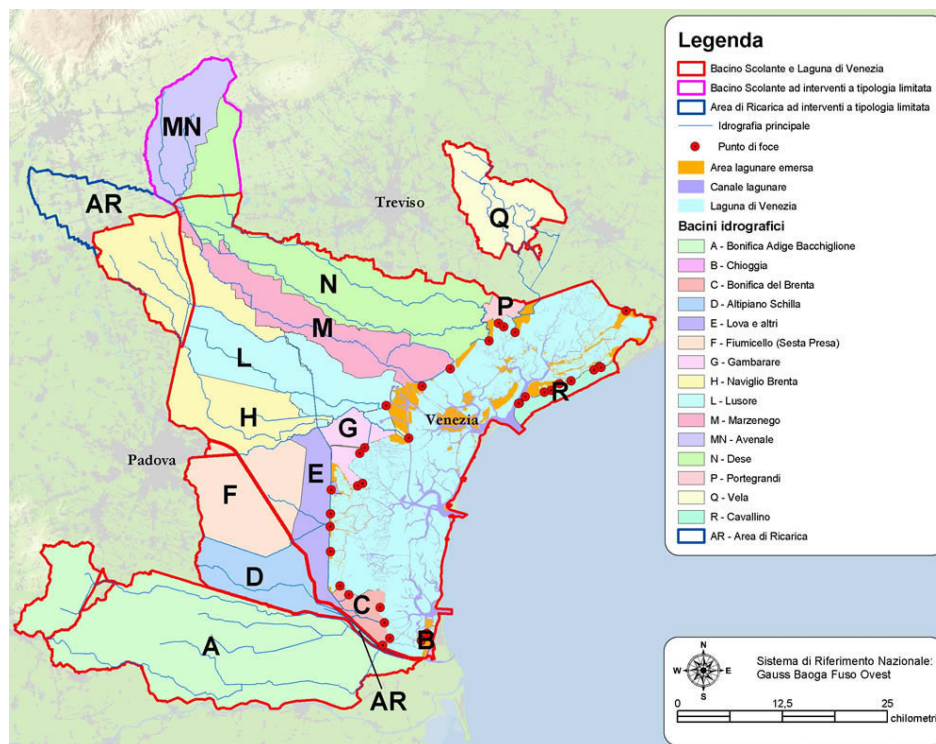
Altre tipologie di rifiuti liquidi possono essere trattate in regime di autorizzazione, purché nel rispetto della capacità depurativa dell'impianto, siano compatibili con il processo depurativo e il loro trattamento non comprometta il possibile riutilizzo delle acque trattate e dei fanghi.

## **1.2 Piano Regionale di Risanamento delle Acque**

Il Piano Regionale di Risanamento delle Acque (P.R.R.A.) [2] è stato approvato dalla Regione del Veneto nel 1989 e ha rappresentato, fino ad oggi, lo strumento principale per quanto riguarda la pianificazione degli interventi di tutela delle acque, di differenziazione e ottimizzazione dei gradi di protezione del territorio e di prevenzione dai rischi di inquinamento. Il P.R.R.A. si pone come obiettivi il raggiungimento del massimo grado di protezione delle risorse idriche, compatibile con lo stato di fatto infrastrutturale e con le previsioni di sviluppo e il miglioramento dell'ecosistema idrico interno alla regione e all'alto Adriatico.

Le strategie che il P.R.R.A. prevede di utilizzare per il raggiungimento dell'ottimale grado di protezione dell'ambiente idrico sono riconducibili all'individuazione di zone omogenee caratterizzate da diversi indici di protezione dall'inquinamento in funzione della vulnerabilità dei corpi idrici. Tali zone sono il risultato della intersezione tra le aree tributarie principali e le fasce omogenee.

Per quanto riguarda le caratteristiche geomorfologiche del Veneto, sono state individuate le seguenti fasce territoriali omogenee: fascia di ricarica, fascia costiera, fascia di pianura ad elevata densità abitativa, fascia di pianura a bassa densità abitativa, fascia collinare e montana. Il Piano articola la depurazione in diversi livelli di trattamento, per classi di potenzialità degli impianti di depurazione e per zone territoriali omogenee, richiedendo depurazioni maggiori per aree a vulnerabilità più elevata. Il Piano inoltre individua e vincola gli schemi principali delle reti fognarie precisando il bacino servito, l'ubicazione degli impianti di potenzialità superiore a 5.000 A.E. ed il corpo idrico recettore. Il Piano prevede limiti di accettabilità per gli scarichi dei depuratori pubblici, differenziati per zona e per potenzialità, più severe con l'aumentare della vulnerabilità del territorio e della protezione delle risorse idriche (tab. 1.4); sono riservati perciò limiti di accettabilità più restrittivi per scarichi ricadenti nella fascia della ricarica degli acquiferi, nel bacino scolante della laguna di Venezia e recapitanti in corsi d'acqua desinati alla potabilizzazione (Po, Adige, Bacchiglione). In fig. 1.1 è rappresentato il territorio del bacino scolante nella Laguna di Venezia [3]



**Fig. 1.1:** Territorio del bacino scolante nella laguna di Venezia. [3]

**Tabella 1.4.** Limiti di emissione allo scarico di acque reflue urbane (sintesi della Tabella 1 del PRRA) [2]

Parametri	C1	C2	A1	A2	A3	L1	L2	M1
Materiale in sospensione totale	200	150	80	80	80			
Solidi sospesi totali						80	50-80	150
BOD	< 190	80	40	40	40	40	35-50	80
COD	< 380	250	160	160	160	120	80-150	250
Fosforo totale (P) (PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> )	20	15	15	10	5	10	1,5-5	20
Ammoniaca totale (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	30	30	20	15	5	5	2,5	30
Azoto nitroso (N) (NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )	2	2	1	0,60	0,2	2	1-2	2
Azoto nitrico (N) (NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	30	30	30	20	20	50	20-50	50

### 1.3 Piano di Tutela delle Acque

Il Piano di Tutela delle Acque [4] sostituisce il precedente P.R.R.A. della Regione Veneto e contiene gli interventi volti a garantire il raggiungimento degli obiettivi di qualità ambientale di cui agli art. 76 e 77 del D.Lgs 152/2006, e le misure necessarie alla tutela qualitativa e quantitativa del sistema idrico.

La Regione ha adottato il Piano di Tutela delle Acque con DGR n. 4453 del 29/12/2004; esso è stato successivamente aggiornato ed integrato e si è arrivati ad una nuova versione del Piano, approvato dalla Regione con delibera del Consiglio regionale n. 107 del 05/11/2009.

Il PTA comprende i seguenti tre documenti [4]:

- a) Sintesi degli aspetti conoscitivi: riassume la base conoscitiva e i suoi successivi aggiornamenti e comprende l'analisi delle criticità per le acque superficiali e sotterranee, per bacino idrografico e idrogeologico.
- b) Indirizzi di Piano: contiene 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.
- c) 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.
- Misure di tutela quantitativa e di risparmio idrico.
- Misure per la gestione delle acque di pioggia e di dilavamento.

I limiti allo scarico per le acque reflue urbane contenuti nel Piano sono distinti anche nel PTA per zona omogenea di protezione e per potenzialità dell'impianto di trattamento. In tab. 1.5 sono riportati i criteri di attribuzione dei limiti allo scarico, e in tab. 1.6 i limiti stessi distinti per zone (elenco non esaustivo).

**Tab. 1.5:** *Attribuzione dei limiti allo scarico secondo il P.T.A. del Veneto.*

A.E.	Fascia montana	Pianura a bassa densità	Pianura ad alta densità	Ricarica acquiferi	Fascia costiera	Acque marine
100						E
200				A		E
500			A	A	A	E
2000	A	A	A	B	A	E
10000	B	C	C	D	C	E
> 10000	C	C	C	D	C	E

**Tab. 1.6:** *Limiti allo scarico secondo il PTA del Veneto. [4]*

Parametri	Unità di misura	Colonna A	Colonna B	Colonna C	Colonna D	Colonna E
pH		5,5-9,5	5,5-9,5	5,5-9,5	5,5-9,5	5,0-9,5
SST	mg/L	200	150	35	35	35
BOD <sub>5</sub>	mg/L	<190	80	25	25	25
COD	mg/L	<380	250	125	125	125
Solfati	mg/L	1000	1000	1000	500	-
Cloruri	mg/L	1200	1200	1200	400	-
Fluoruri	mg/L	12	12	6	3	20
Fosforo	mg/L	20	15	10	5	20
Azoto	mg/L	30	30	15	5	30
Azoto nitroso	mg/L	2	2	0,6	0,2	2
Azoto nitrico	mg/L			20	20	50

## 1.4 Decreto 30 luglio 1999 (Ronchi - Costa)

Il D.M 30/07/99 [5] stabilisce i limiti allo scarico nella Laguna di Venezia e nel suo bacino scolante in termini di concentrazione, nonché le relative metodiche analitiche; inoltre vieta a partire dal 31/12/2000 l'impiego del cloro gas e dell'ipoclorito nella disinfezione e come "antifouling". Nelle tabelle della sez. 1 e 2 sono riportati i limiti allo scarico per i parametri in relazione ai quali sono fissati gli obiettivi di qualità e i carichi massimi ammissibili.

**Tabella 1.6.** Limiti allo scarico nella Laguna di Venezia e nei corpi idrici del suo bacino scolante (Limiti in µg/l del D.M. 30/07/99 sezione1)[5]

PARAMETRO	LIMITE (µg/L)
Alluminio	500
Antimonio	50
Cobalto	30
Cromo totale	100
Ferro	500
Manganese	500
Nichel	100
Rame	50
Selenio	10
Vanadio	50
Zinco	250
Tensioattivi	500
Fenoli totali	50
Σ solventi organici alogenati*	400
Σ solventi organici aromatici**	100
BOD	25
Azoto totale***	10
Fosforo totale	1
Cloro residuo	0,02

\* sommatoria dei seguenti composti: Tetraclorometano, Cloroformio, 1,2-Dicloroetano, Tricloroetilene, Tetracloroetilene, Triclorobenzene, Esaclorobutadiene, Tetraclorobenzene.

\*\* sommatoria dei seguenti composti: Benzene, Toluene, Xileni.

\*\*\* sommatoria di: Azoto ammoniacale, Azoto nitrico, Azoto nitroso, Azoto organico.



**Tabella 1.7.** Limiti allo scarico nella Laguna di Venezia e nei corpi idrici del suo bacino scolante  
(Limiti del D.M. 30/07/99 sezione2)[5]

pH		6.0 – 9.0
Materiali grossolani		Assenti
Solisi sedimentabili	mg/L	Eliminati
Solidi sospesi totali	mg/L	35
COD	mg/L O <sub>2</sub>	120
Azoto ammoniacale	mg/L N	2
Azoto nitroso	mg/L N	0,3
Fosfati	mg/L P	0,5
Fluoruri	mg/L	6
Cloruri	mg/L	300 (per il bacino scolante)
Solfati	mg/L SO <sub>3</sub>	500 (per il bacino scolante)
Boro	mg/L	2
Cromo esavalente	mg/L	0,1
Composti organici azotati	mg/L	0,1
Composti organici clorurati	mg/L	0,05
Escherichia coli	UFC/100mL	5.000

# Capitolo 2

## Trattamenti di depurazione

I trattamenti di depurazione sono un insieme di processi chimici, fisici e biologici che hanno lo scopo di eliminare o ridurre le sostanze inquinanti presenti nelle acque reflue. Esiste un numero elevato di processi di depurazione, applicati in base alle caratteristiche dell'acqua da trattare e al grado di purezza richiesto. Si possono distinguere due parti fondamentali del ciclo di depurazione:

- Linea acque, per la riduzione degli inquinanti dalla fase liquida, in modo da rispettare i limiti imposti dalla legislazione per lo scarico (Tab. 2.1);
- Linea fanghi, per i trattamenti dei fanghi chimici e biologici prodotti nella linea acque allo scopo di renderli compatibili con lo smaltimento finale (Tab. 2.2).

**Tabella 2.1** Fasi di trattamento della Linea Acque

Linea Acque			
Trattamento bottini	Trattamenti primari	Trattamenti secondari	Trattamenti terziari
Grigliatura	Sollevamento iniziale	Pre-denitrificazione	Chiariflocculazione
Dissabbiatura	Grigliatura	Ossidazione biologica	Filtrazione
Disoleatura	Dissabbiatura	Nitrificazione	Disinfezione
Equalizzazione	Disoleatura	Post-denitrificazione	
	Ripartizione portata	Riareaazione	
		Sedimentazione secondaria	

**Tabella 2.2** Fasi di trattamento della Linea Fanghi

Linea Fanghi	
Trattamenti fanghi	Gestione Biogas
Pre-ispessimento	Captazione e stoccaggio  Combustione e produzione di energia elettrica
Digestione anaerobica	
Post-ispessimento	
Disidratazione meccanica	

Nel corso di questo capitolo saranno trattate le operazioni più comuni presenti in un impianto di media potenzialità ( tra i 20000 e i 50000 A.E.) e che tratta reflui di tipo civile e industriali.

I principali parametri inquinanti che caratterizzano un refluo civile sono:

- BOD ( Biochemical Oxygen Demand ): quantità di ossigeno che i microorganismi aerobi richiedono per poter assimilare le sostanze organiche;
- COD ( Chemical Oxygen Demand ): quantità di ossigeno richiesta per ossidare chimicamente le sostanze presenti nei liquami;
- SS ( Solidi Sospesi ): sostanze presenti nell'acqua sotto forma di particelle sospese;
- Azoto nelle varie forme;
- Fosforo nelle varie forme.

## **2.1 Linea acque – Trattamenti primari**

I trattamenti primari eliminano le sostanze sospese presenti nei reflui. Questi trattamenti sono per lo più meccanici e sfruttano principi fisici come la gravità o la differenza di densità delle varie particelle rispetto all'acqua.

### **2.1.1 Grigliatura**

La grigliatura è di solito la prima stazione degli impianti di trattamento delle acque reflue urbane in cui sono presenti corpi grossolani di vario genere; ha lo scopo di intercettare e rimuovere questi corpi, che potrebbero causare intasamento dei tubi, danni alle apparecchiature e comunque contaminare i corpi idrici recettori. La grigliatura si può distinguere in:

- Grigliatura grossolana per i corpi più grandi (luce di passaggio 1-5 cm);
- Grigliatura fine per i corpi più piccoli (luce di passaggio 2-6 mm).

Il materiale grigliato viene rimosso e smaltito come rifiuto solido.

### **2.1.2 Dissabbiatura**

La dissabbiatura elimina le sabbie e le altre sostanze abrasive presenti nelle acque; esse possono comportare erosioni e intasamenti a tubi e macchinari, e sedimentazione di materiale inerte nelle vasche con perdita di volume utile.

Le unità dissabiatrici più comuni sono:

- A gravità: sono vasche in cui i reflui sono movimentati ad una velocità di circa 0,4 m/s per consentire la separazione dei materiali silicei in pochi minuti;
- Centrifughi: sfruttano l'effetto dei cicloni in cui i materiali più pesanti vengono spinti verso l'esterno;
- Aerati: mediante l'insufflazione di aria ( $0,2 \div 0,5 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ bacino}$ ) le sabbie urtano contro le pareti laterali della vasca e quindi si depositano sul fondo, mentre il materiale organico resta in sospensione.

Tutti i sistemi sfruttano la differenza di densità tra le particelle silicee e il refluo.

### 2.1.3 Disoleatura

La disoleatura è un'operazione mediante la quale si separano oli, grassi e altre sostanze più leggere dell'acqua, che devono essere abbattuti per evitare inconvenienti al trattamento biologico o danni al corpo idrico recettore. Il metodo utilizzato è la flottazione: insufflando aria, si portano in superficie oli e grassi che vengono poi rimossi con strumenti meccanizzati. Il processo di disoleatura è spesso combinato con la dissabbiatura aerata.

### 2.1.4 Sedimentazione primaria

Una delle operazioni più diffuse nei processi depurativi è la sedimentazione con cui viene rimosso il materiale in sospensione nei liquami per mezzo della separazione per gravità. L'obiettivo è rimuovere i solidi facilmente sedimentabili, riducendo in tal modo i SST presenti nel refluo. La sedimentazione primaria viene utilizzata come stadio preliminare a monte di ulteriori trattamenti delle acque reflue. Se la vasca viene dimensionata correttamente si può avere un'efficienza di rimozione di solidi sospesi tra  $50 \div 70\%$  e BOD tra  $25 \div 40\%$ .

Per il dimensionamento di un sedimentatore si tiene conto di 3 parametri fondamentali: [6, 7]

- La velocità ascensionale media o carico idraulico superficiale ( $v$ ), espressa in  $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ , data dalla portata media oraria alimentata ( $Q$ ) divisa per l'area superficiale del bacino ( $A$ ) scelta in base all'efficienza che si vuole ottenere:

$$v = Q / A \quad (2.1)$$

( Intervalli usuali:  $0,80 \div 1,50 \text{ m/h}$  )

- Il tempo di permanenza ( $t$ ), espresso in ore, dato dal volume del bacino ( $V$ ) diviso la portata oraria media alimentata ( $Q$ ) :

$$t = V / Q \quad (2.2)$$

( Intervalli usuali: 2÷3 h)

- La portata allo stramazzo o carico idrico lineare ( $c$ ), espresso in  $m^3/md$ , data dalla portata media oraria alimentata ( $Q$ ) divisa per la lunghezza totale ( $l$ ) dello sbarramento d'uscita attraverso il quale il liquido chiarificato tracima :

$$c = Q / l \quad (2.3)$$

( Intervalli usuali: 200 ÷ 400  $m^3/md$ )

### **2.1.5 Pretrattamento di rifiuti liquidi in conto terzi ed equalizzazione**

Alcuni impianti di depurazione prevedono, nella linea dei trattamenti primari, una stazione per il trattamento dei rifiuti provenienti da terzi. I rifiuti liquidi vengono scaricati in un apposito macchinario che effettua grigliatura, dissabbiatura e disoleatura. Terminati questi trattamenti, il refluo passa alla stazione di equalizzazione.

L'equalizzazione non è un vero e proprio trattamento perché non cambia la qualità del refluo; essa è consigliata in impianti dove le portate e le concentrazioni di inquinanti in ingresso hanno forti variazioni o periodi di interruzione.

L'equalizzazione serve a compensare le variazioni di portata e/o di concentrazione dei reflui in ingresso. I benefici che ne conseguono sono:

- Diminuzione dei volumi dei sedimentatori e delle vasche biologiche (dimensionati in base a carico idrico e organico);
- Aumento dell'efficienza dei processi biologici (diluizione eventuali sostanze inibenti);
- Compensazione delle punte di carico e uniformità delle condizioni operative.

## 2.2 Linea Acque – Trattamenti secondari

I trattamenti secondari sono di tipo biologico e hanno lo scopo di abbattere le sostanze non sedimentabili e quindi disciolte in acqua come composti di carbonio, azoto e fosforo. Questi trattamenti sono più dispendiosi e delicati in quanto vengono realizzati da colonie di batteri.

### 2.2.1 Il processo biologico

I principi di base della depurazione biologica si fondano su due fenomeni, uno fisico-biologico (bioflocculazione o bioadsorbimento) e uno puramente biologico (il metabolismo batterico). Con la bioflocculazione si ha l'aggregazione delle particelle favorita dalla turbolenza e dalle sostanze prodotte dai batteri stessi; con il metabolismo batterico si rimuovono le sostanze solubili attraverso una fase catabolica (ossidazione sostanze organiche con produzione di energia) e una fase anabolica (utilizzo di energia per la sintesi di nuove cellule). L'unione di questi fenomeni consente la rimozione di alcune forme di inquinanti come solidi disciolti, sostanza organica, azoto e fosforo; le sostanze inquinanti vanno a concentrarsi nella biomassa batterica che ha un peso specifico di poco superiore all'acqua e può quindi essere rimosso per gravità.

I batteri si possono suddividere in base alle fonti nutritive in batteri autotrofi (utilizzano carbonio inorganico come CO<sub>2</sub> per la sintesi e ossidano l'ammoniaca per produrre energia) e batteri eterotrofi (utilizzano sostanze organiche per la sintesi e per la crescita), oppure in base al metabolismo in batteri aerobi (necessitano di ossigeno per sopravvivere), batteri anaerobi (sopravvivono in assenza di ossigeno) e batteri anaerobi facoltativi (si adattano ad entrambe le condizioni).

Gli obiettivi principali dei processi biologici depurativi sono [8]:

- La rimozione della sostanza organica per evitare una diminuzione eccessiva della concentrazione di ossigeno nei corpi recettori finali;
- La rimozione di sostanze sospese o colloidali per evitarne l'accumulo nei corpi idrici recettori;
- La riduzione della concentrazione degli organismi patogeni.

Per la valutazione del contenuto di sostanza organica si fa riferimento alla misura di concentrazione di B.O.D.; generalmente si usa il B.O.D.<sub>5</sub> cioè il B.O.D. a 5 giorni.

### 2.2.2 Ossidazione biologica

L'utilizzo dell'ossigeno nella depurazione biologica ha una duplice funzione:

- Ossida la frazione organica biodegradabile;
- Viene utilizzato dai microrganismi per la sintesi e la respirazione endogena.

Un parametro che permette di descrivere bene il grado di elaborazione delle sostanze organiche e lo sviluppo batterico è il fattore di carico organico del fango  $F_c$ , espresso in Kg BOD<sub>5</sub>/Kg SS\*d, dato dal rapporto tra quantità di cibo e massa di microrganismi:

$$F_c = \frac{Q \cdot [BOD_5]}{V \cdot [SS]} \quad (2.4)$$

Q = portata in ingresso alla vasca espressa in m<sup>3</sup>/d;

[BOD<sub>5</sub>] = concentrazione in termini di BOD in ingresso alla vasca espressa in kgBOD<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>;

V = volume vasca espresso in m<sup>3</sup>;

[SS] = concentrazione di solidi sospesi in vasca espressa in kg SS/m<sup>3</sup>.

$F_c$  varia tra 0,02 - 0,8 kg BOD<sub>5</sub>/(kg SS\*d), e in base al suo valore viene progettato l'impianto. Il fattore di carico è inversamente proporzionale al tempo di detenzione: avere  $F_c$  bassi comporta avere tempi di detenzione lunghi e quindi una stabilizzazione più spinta della sostanza organica, una minore produzione di fango e l'ossidazione anche di composti lentamente biodegradabili. Si hanno però volumi maggiori. Una vasca ad alto carico organico si usa solitamente come pretrattamento. Per un impianto di medie dimensioni si usa un  $F_c$  di 0,16÷0,2 kg BOD<sub>5</sub>/(kg SS\*d). [6, 7]

Altro parametro importante è la concentrazione di sostanza organica da mantenere nella vasca: questa varia usualmente tra 3 – 12 kg SS/m<sup>3</sup> ed è funzione del liquame da trattare; valori alti di [SS] implicano volumi di vasca minori. La concentrazione di biomassa deve essere mantenuta il più possibile costante e, dato che questa tende ad aumentare per la produzione di nuove cellule, si provvede all'estrazione del fango di supero dal fondo del sedimentatore secondario e ad un ricircolo per mantenere la massa batterica omogenea.

## FABBISOGNO DI OSSIGENO

La rimozione di BOD nelle vasche di ossidazione avviene per mezzo di batteri aerobi che richiedono ossigeno disciolto, e per questo in impianto c'è un sistema di aerazione.

Il fabbisogno di ossigeno disciolto può essere determinato con la seguente formula empirica:

$$O_2 = I + aF + bM + 4.57NH_4^+_{OSSIDATO} \quad (2.5)$$

$O_2$  = richiesta di ossigeno teorico [kg  $O_2$ /d];

$I$  = ossigeno necessario per ossidare sostanze inorganiche (spesso trascurabile) [kg  $O_2$ /d];

$aF$  = ossigeno per la respirazione cellulare, dove  $a$  = coefficiente di ossidazione per sintesi (0.5÷0.65 [kg  $O_2$  / kg BOD<sub>5</sub>]),  $F$  = quantità di BOD<sub>5</sub> da abbattere [kg BOD<sub>5</sub> / d];

$bM$  = ossigeno per la respirazione endogena, con  $b$  = coefficiente di assorbimento di ossigeno (0.08÷0.12 [kg  $O_2$  / kg SS\*d]),  $M$  = massa microrganismi presente  $V^*[SS]$ ;

$4.57NH_4^+_{OSSIDATO}$  = kg/d di azoto ammoniacale da nitrificare, dove 4.57 è il coefficiente stechiometrico e  $NH_4^+_{OSSIDATO}$  è il carico di azoto ammoniacale nitrificato.

La quantità di ossigeno teorica deve essere incrementata tenendo conto di quei fattori che possono influire sulla diffusione come la temperatura, la concentrazione di  $O_2$  da mantenere in vasca, il trasferimento dell'ossigeno dall'aria all'acqua sporca e l'efficienza del sistema di aerazione. Per tenere conto di questi fattori, si usa la formula:

$$O_2^* = \frac{O_2}{\alpha \cdot K} \quad (2.6)$$

$O_2^*$  = ossigeno da fornire per garantire l'ossigeno teorico necessario [kg  $O_2$ /d];

$O_2$  = richiesta di ossigeno teorico [kg  $O_2$ /d];

$\alpha$  = coefficiente adimensionale che tiene conto della maggiore difficoltà del trasferimento di ossigeno in acqua sporca, solitamente  $\alpha = 0.6\div 0.8$ ;

$K$  è un parametro che dipende dalla temperatura di esercizio e dalla concentrazione di  $O_2$  che si mantiene in vasca e si calcola con questa formula, ove  $q = 1.024$ ,  $[O_2]_{SAT(20)} = 9.2$  mg/L:

$$K = \frac{[O_2]_{SAT(T)} - [O_2]_{vasca}}{[O_2]_{SAT(20)}} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (2.7)$$



In un sistema di aerazione che fornisce ossigeno insufflando aria, si usa la seguente formula:

$$A = \frac{O_2^*}{\eta \cdot 0.285} \quad (2.8)$$

$A$  = quantità di aria da fornire al sistema [ $m^3 / d$ ];

$O_2^*$  = ossigeno da fornire per garantire l'ossigeno teorico necessario [ $kg O_2/d$ ];

$\eta$  = efficienza del sistema di aerazione (normalmente tra 15% e 30%);

0.285 = quantità di ossigeno contenuta in  $1 m^3$  di aria [ $kg O_2 / m^3_{aria}$ ].

Data la vasta varietà dei dispositivi di aerazione, i parametri hanno una grande variabilità e quindi il fabbisogno effettivo di aria viene valutato caso per caso. Possono essere usati aeratori superficiali, adatti per bacini non troppo profondi di impianti di piccola potenzialità, aeratori ad aria insufflata, in cui il trasferimento di ossigeno avviene durante il percorso ascensionale delle bolle dal fondo verso la superficie (si ha rendimento di trasferimento di ossigeno maggiore per bolle di piccole dimensioni), oppure aeratori ad aria insufflata con turbina sommersa, in cui le bolle vengono diffuse grazie al moto turbolento creato dalla turbina (in base alla velocità si può aumentare o l'effetto di ossigenazione o quello di miscelazione).

### FANGO DI SUPERO

Per mantenere costante la concentrazione di biomassa attiva, è necessario spurgare la quantità di fango attivo in eccesso. Questa operazione giornaliera viene fatta togliendo il fango (che viene chiamato fango di supero) dalla linea di ricircolo con pompe apposite e mandandolo alla linea di trattamento. I fanghi di supero rappresentano la quantità di fanghi da estrarre in modo che la concentrazione in vasca nel reparto biologico rimanga costante:

$$\Delta X = a' \cdot Q \cdot [BOD_5]_{in} - b' \cdot V \cdot [SS] + Q \cdot [SS] - x \cdot SS_{tot} \quad (2.9)$$

$\Delta X$  = produzione giornaliera di fanghi di supero [ $kgSS / d$ ];

$a' \cdot Q \cdot [BOD_5]_{in}$  = quantità di fango prodotto, con  $a'$  = coefficiente di sintesi del fango (frazione di "cibo" usata per la formazione del fiocco,  $0.7 \div 0.8 kgSS/kgBOD_5$ ),  $Q \cdot [BOD_5]_{in}$  = portata giornaliera di "cibo" per i batteri [ $kgBOD_5/d$ ];

$b' \cdot V \cdot [SS]$  = quantità di fango distrutta per respirazione endogena, con  $b'$  = coefficiente di respirazione endogena (0.0065÷0.08 l/d),  $V \cdot [SS]$  = massa totale di solidi sospesi nel sistema [ $m^3 \cdot kgSS/m^3$ ];

$Q \cdot [SS]$  = portata di solidi sospesi in entrata al sistema [kgSS/d];

$x \cdot SS_{tot}$  = quantità di solidi sospesi che sfugge al sistema perché trascinata dall'effluente.

Altri parametri funzionali dell'ossidazione a fanghi attivi sono i seguenti:

Tempo di permanenza idraulica ( $\tau$ ), rapporto tra volume della vasca ( $V$ ) e portata ( $Q$ ):

$$\tau = V / Q \quad (2.10)$$

Età del fango ( $E$ ), rapporto tra la massa di fango presente nel sistema (kgSS) e la produzione giornaliera di fango di supero (kgSS/d):

$$E = \frac{V \cdot [SS]}{\Delta X} \quad (2.11)$$

I fanghi risultano tanto più stabilizzati quanto maggiore è la loro età; in generale quando l'età del fango supera i 25 giorni un fango si considera sufficientemente stabilizzato.

Indice di produzione del fango ( $I$ ), rapporto tra la quantità di fango di supero prodotto e la quantità di sostanze biodegradabili consumate:

$$I = \frac{\Delta X}{Q \cdot [BOD]_{IN} \cdot \eta} \quad (2.12)$$

Indice di volume del fango ( $SVI$ ), quanto volume occupa 1 grammo di fango (mL/g). Per misurare questo indice si pone 1 L di miscela aerata in cono Imhoff si lascia a riposo per 30 minuti; si legge il volume occupato dal fango che si è depositato sul fondo. Il campione va quindi filtrato e messo in forno a 105°C, dopodiché si pesa: il rapporto tra volume e peso dà l'indice di Mohlman. Questo indice è importante per capire la sedimentabilità del fango: più basso è SVI, migliore è la sedimentabilità. In genere SVI ha valori tra 80 e 130  $cm^3/g$ . [10]

## RICIRCOLO

Il ricircolo del fango dal sedimentatore permette di aumentare le rese depurative in quanto le reazioni biologiche hanno un rapido innesco dovuto al fatto che i batteri si sono già adattati all'ambiente e sono in piena efficienza. La portata di ricircolo viene determinata applicando un bilancio di materia sui solidi sospesi presenti nel sistema (si assume il sistema stazionario, cioè si trascura la produzione netta di biomassa):

$$Q \cdot [SS]_{in} + Q_R [SS]_R = (Q + Q_R) \cdot [SS] \quad (2.13)$$

$Q$  = portata in ingresso [ $m^3/h$ ];

$[SS]_{in}$  = concentrazione solidi sospesi in ingresso (100÷200 ppm), [ $kg_{ss}/m^3$ ];

$Q_R$  = portata di ricircolo [ $m^3/h$ ];

$[SS]_R$  = concentrazione solidi sospesi in ricircolo (6000 ppm), [ $kg_{ss}/m^3$ ];

$[SS]$  = concentrazione solidi sospesi in uscita (circa 3000 ppm), [ $kg_{ss}/m^3$ ];

Dal momento che  $[SS]_{in} \ll [SS]_R$ , il primo termine si può trascurare ottenendo:

$$[SS] = \frac{Q_R}{Q + Q_R} \cdot [SS]_R = \frac{R}{1 + R} \cdot [SS]_R \quad (2.14)$$

Un aumento del rapporto di ricircolo  $R = Q_R / Q$  provoca un aumento di  $[SS]$ ; però, come si vede in fig. 2.1, un incremento troppo elevato di  $R$  comporta soltanto un modesto aumento di  $[SS]$  a scapito dell'efficienza del sedimentatore.

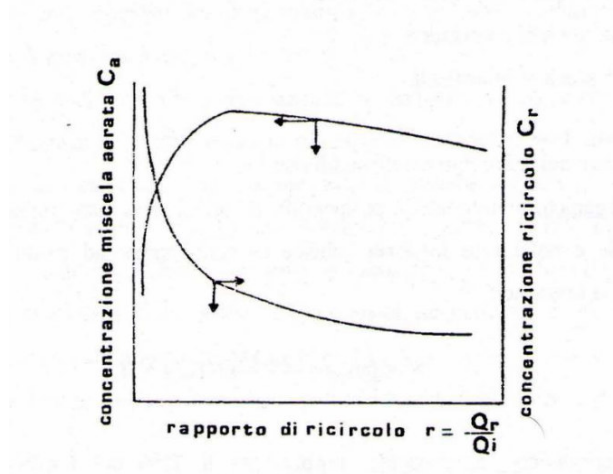
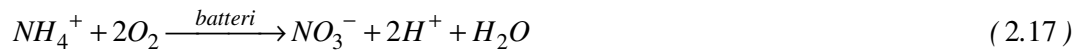
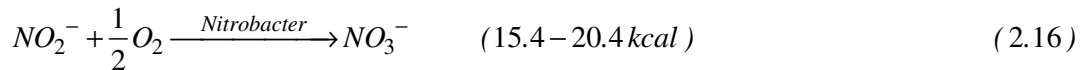
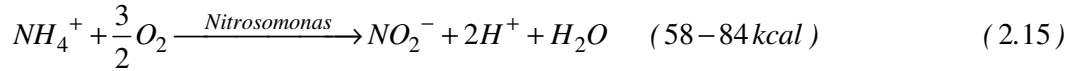


Figura 2.1. Relazione funzionale tra rapporto di ricircolo e concentrazione SS

### 2.2.3 Nitrificazione

Con il termine nitrificazione si intende l'ossidazione biologica dell'azoto ammoniacale a nitrito e successivamente a nitrato, grazie all'azione di batteri autotrofi aerobici con un meccanismo che si può schematizzare in due stadi:



L'ossidazione di una mole di azoto ammoniacale produce più energia dell'ossidazione di una mole di azoto nitroso, quindi la velocità di crescita dei Nitrosomonas è maggiore di quella dei Nitrobacter. La concentrazione di ossigeno disciolto costituisce un fattore limitante: la massima velocità di rimozione si ottiene con concentrazioni di ossigeno intorno ai 7 mg/l, ed è bene non scendere sotto 2 mg/l. La velocità massima di formazione dell'ammoniaca è però minore della velocità massima di ossidazione dei nitriti; per questa ragione, il processo complessivo risulta stabilizzato, evitando l'accumulo di nitriti. Altri fattori che influenzano le dinamiche del processo sono la temperatura e il pH. Per realizzare la nitrificazione nella stessa vasca dell'ossidazione, si deve dimensionare questa con un basso carico del fango: valori troppo alti comporterebbero una notevole crescita della biomassa, quindi la necessità di spurgare molto fango di supero e quindi il dilavamento dei batteri nitrificanti, che sono circa il 4-5% della biomassa totale e crescono molto lentamente.

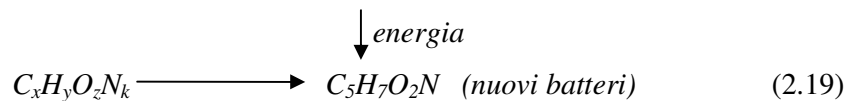
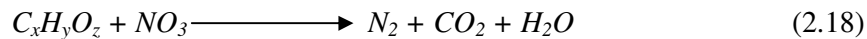
**Tabella 2.3** Valori operativi di T e pH in un processo di ossido-nitrificazione

	<b>Campo ottimale</b>	<b>Unità</b>
<b>O<sub>2</sub></b>	0,2÷7	[mg/l]
<b>pH</b>	7,2÷8,5	
<b>Temperatura</b>	30÷36	[°C]

## 2.2.4 Denitrificazione

Con il termine denitrificazione si intende la riduzione biologica dell'azoto nitrico e nitroso ad azoto gassoso, ad opera di batteri eterotrofi anaerobi facoltativi. Questi batteri, posti in condizioni anossiche, sono in grado di utilizzare il substrato organico come donatore di elettroni ed i nitrati come accettori finali con la liberazione d'azoto gassoso nell'atmosfera e produzione di energia. La denitrificazione deve essere sempre accoppiata alla nitrificazione: l'azoto presente nei liquami si trova sotto forma di azoto ammoniacale e occorre quindi ossidarlo ad azoto nitrico per poi ridurlo ed eliminarlo in atmosfera.

La reazione di denitrificazione può essere scritta in forma compatta sottolineando il ruolo fondamentale di un opportuno substrato organico (generalmente indicato con  $C_xH_yO_z$ ) come donatore di elettroni e fonte di energia per i batteri:



La prima reazione è detta denitrificazione dissimilativa, la seconda assimilativa. Soltanto il 5-10% dell'azoto è impiegato per la sintesi di nuove cellule, mentre il 90-95% è rimosso dalla denitrificazione dissimilativa. La velocità di questo processo dipende molto dal tipo e dalla quantità di sostanza organica degradabile presente. Le condizioni operative ottimali sono riassunte in tabella 2.4.

**Tabella 2.4** Condizioni operative in un processo di denitrificazione

	<b>Campo ottimale</b>	<b>Unità</b>
<b>O<sub>2</sub></b>	< 0,5	[mg/l]
<b>pH</b>	7,5÷8,5	
<b>Temperatura</b>	5÷25	[°C]

### Pre-denitrificazione

Lo schema di pre-denitrificazione (Fig. 2.2) prevede l'alimentazione dei nitrati dal successivo reattore di nitrificazione per mezzo del ricircolo del fango e della torbida aerata, mentre la fonte di carbonio è costituita dal liquame grezzo non sedimentato. La concentrazione di  $NO_3^-$

in uscita dipende dal rapporto di ricircolo ( $R$ ) e si abbassa all'aumentare di tale rapporto (in genere  $R \approx 2$ ); inoltre è bene che i ricircoli del fango e di torbida aerata vengano mescolati prima di entrare nella vasca di denitrificazione in modo da abbassare la concentrazione di ossigeno disciolto. Questo schema comporta minori dimensioni per il reattore anossico, ma per un buon funzionamento è necessaria una costante quantità e qualità del liquame entrante e in particolare del rapporto BOD/N.

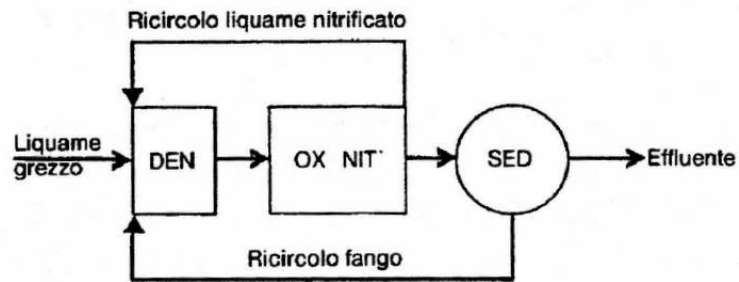


Figura 2.2. Schema di impianto di pre-denitrificazione. [6]

### Post-denitrificazione

Lo schema di post-denitrificazione (Fig. 2.3) prevede un reattore di ossidazione-nitrificazione seguito da un reattore di denitrificazione. La rimozione del substrato organico prima della denitrificazione priva i batteri dell'apporto ottimale di carbonio facilmente biodegradabile; il sistema funziona ugualmente, ma la velocità è ridotta a 1/10 rispetto allo schema precedente; ne consegue che per ottenere la stessa efficienza di rimozione il volume risulterà 10 volte più elevato. Questo schema è dunque utilizzato quando si richiedono basse efficienze di denitrificazione o il rapporto BOD/N del liquame grezzo è troppo basso o variabile. È possibile comunque ripristinare un'elevata velocità di denitrificazione aggiungendo della sostanza organica rapidamente biodegradabile come per esempio alcool metilico.

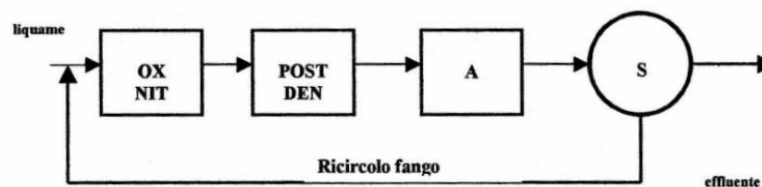


Figura 2.3. Schema di impianto di post-denitrificazione. [6]

## Denitrificazione completa con bacino di riaerazione

Lo schema di denitrificazione completa (Fig. 2.4) rappresenta una combinazione tra la pre-denitro e la post-denitro. In questo processo viene sfruttata come fonte di carbonio sia la sostanza organica contenuta nel liquame grezzo (pre-), sia il carbonio endogeno (post-), e come fonte di nitrati il ricircolo di fango e il ricircolo di torbida aerata. La funzione del bacino di ricreazione finale è volatilizzare l'azoto per evitare fenomeni di risalita del fango (rising).

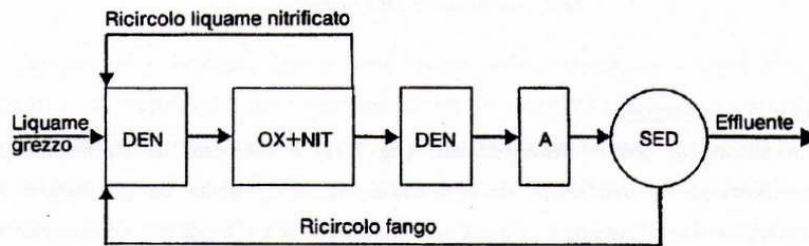


Figura 2.4. Schema di impianto di denitrificazione completa. [6]

### 2.2.5 Sedimentazione secondaria

La sedimentazione secondaria rappresenta l'ultimo step dei trattamenti secondari (quindi va dimensionata in modo più prudente della primaria) e ha il compito di separare le acque depurate dai fanghi che in condizioni di quiete si addensano sul fondo del sedimentatore. Per effettuare una separazione efficiente è fondamentale rispettare tre parametri che dipendono dalle dimensioni del sedimentatore (superficie  $S$  e volume  $V$ ):

- un tempo di detenzione sufficiente del liquido in vasca (in genere 3 ore);
- un carico idraulico superficiale  $C_{is} = Q / S$  non superiore a 0,5 m/h sulla portata media e 1,5 m/h sulla portata di punta;
- un carico superficiale  $P_{SS}$  di solidi sospesi (v. formula 2.20) non superiore a 6 kgSS/m<sup>2</sup>h sulla portata di punta.

$$P_{SS} = \frac{(Q + Q_R) \cdot [SS]}{S} \quad (2.20)$$

Il fango concentrato sul fondo viene ricircolato alla vasca di ossidazione o predenitrificazione e in parte è allontanato come supero e inviato alla linea fanghi.

## **2.3 Linea acque – Trattamenti terziari**

I trattamenti terziari si basano principalmente su principi chimico-fisici e hanno l'obiettivo di eliminare sostanze molto diverse tra loro: dai metalli ai batteri patogeni, dalle sostanze colloidali all'ammoniaca disciolta.

### **2.3.1 Chiariflocculazione**

La chiariflocculazione ha lo scopo di rimuovere sostanze sospese di dimensioni molto piccole o colloidali che sono difficilmente sedimentabili. Le sostanze colloidali presentano una carica residua negativa per cui tendono a respingersi nonostante l'attrazione dovuta alla massa. La chiariflocculazione si svolge essenzialmente in tre passaggi: coagulazione, flocculazione, chiarificazione.

La coagulazione consiste nell'aggiungere al refluo un coagulante (i più usati sono cloruro ferrico, latte di calce, solfato di alluminio) che riduca la carica residua e favorisca l'avvicinamento delle particelle. Questa prima fase è caratterizzata da un tempo di contatto molto breve (qualche minuto) e necessita di una miscelazione rapida.

Con la flocculazione si ha la formazione di fiocchi costituiti da aggregati di particelle che possono formarsi naturalmente (le particelle collidono e si aggregano grazie all'agitazione del refluo) o mediante l'aggiunta di polielettroliti (polimeri sintetici ad alto peso molecolare, solubili in acqua, che attirano le particelle con carica residua grazie a gruppi ionici presenti nella catena). Questa fase richiede tempi di contatto di circa dieci minuti e una miscelazione lenta per evitare la rottura dei fiocchi.

L'ultimo passaggio consiste nella chiarificazione e cioè nella precipitazione dei fiocchi formati, che si attua in sedimentatori dotati di carroponte che gira molto lentamente e richiede un tempo di permanenza di 1-3 ore.

### **2.3.2 Filtrazione**

I processi di filtrazione vengono effettuati per realizzare un ulteriore abbattimento dei solidi sospesi nel refluo, facendo passare quest'ultimo attraverso un letto filtrante costituito da materiale granulare.



L'esempio di filtrazione più diffuso è rappresentato dal filtro a sabbia: esso è costituito da sabbia (che rappresenta il mezzo filtrante) supportata da uno strato di ghiaino, appoggiato a sua volta sul sistema di drenaggio sottostante. Il refluo viene alimentato al filtro dalla sommità del letto ed esce dal drenaggio; la cattura delle particelle sospese avviene per effetto dell'azione di staccatura tra le particelle di dimensioni maggiori e gli spazi vuoti tra i granuli del materiale filtrante, e per azione delle forze di Van der Waals che inducono l'adesione tra particella e granulo.

In genere il filtro si considera esaurito quando le perdite di carico aumentano oltre un certo limite o quando la torbidità in uscita risulta eccessiva: si procede quindi al controlavaggio per rimuovere le particelle solide accumulate all'interno del letto. Il controlavaggio avviene con inversione della direzione del flusso all'interno del filtro, usando acqua e aria per una migliore rimozione.

### **2.3.3 Disinfezione**

La disinfezione è l'ultimo trattamento subito dal refluo prima dello scarico nel corpo idrico recettore. Ha lo scopo di eliminare o ridurre la presenza di microrganismi patogeni come batteri e virus, dannosi per l'uomo e per l'ambiente. Questo rende indispensabile disporre di metodi efficaci ed economici per la disinfezione delle acque.

La disinfezione può essere di tipo chimico, cioè con aggiunta di un disinfettante (che abbia alta potenza battericida e non formi sottoprodotti nocivi) oppure attraverso processi fisici. Il processo più utilizzato prevede l'uso di cloro e di suoi derivati proprio per la sua efficacia e per la sua economicità: il cloro blocca le attività vitali dei microrganismi e pertanto necessita di un adeguato tempo di contatto con l'acqua (30 minuti). I disinfettanti chimici usati nei piccoli-medi impianti sono l'ipoclorito di sodio (bassi tempi di contatto, elevata resa ma proibito in laguna), l'acido peracetico (ha una buona resa ma è costoso e pericoloso da stoccare) oppure l'ozono.

Un processo fisico largamente usato è la disinfezione mediante radiazioni ultraviolette. Si fa passare il refluo in una zona confinata e interessata dalla presenza di radiazioni UV, e la radiazione ultravioletta è in grado di provocare alterazioni fotochimiche nel DNA e nel RNA dei microrganismi. Uno svantaggio di questo metodo è la costante pulizia delle lampade perché lo sporco provoca una drastica diminuzione dell'efficienza di disinfezione; i grandi vantaggi invece sono il ridotto volume richiesto e l'assenza di sottoprodotti chimici.

## 2.4 Linea Fanghi

In ogni impianto di depurazione, accanto alla linea acque, è individuabile una linea di trattamento dei fanghi di supero che vengono estratti dal sedimentatore secondario. Questi fanghi contengono sostanze putrescibili e hanno un'alta carica batterica, inoltre contengono ancora molta acqua: sono necessari una serie di trattamenti per rendere il fango più secco e più stabile possibile in modo da ridurre i quantitativi da smaltire. L'acqua recuperata dalla disidratazione dei fanghi viene rimandata in testa all'impianto.

### 2.4.1 Ispessimento

Un fango si dice "ispessito" quando il suo tenore di acqua è notevolmente più basso del normale tenore che ha quando viene estratto come supero (circa 99%); pertanto, un ispessitore è un'apparecchiatura usata per diminuire la quantità d'acqua presente nel fango. Esistono diverse tipologie di ispessitori:

- A gravità: viene sfruttata la differenza di densità dei solidi che tendono a sedimentare; sono dotati di raschia fanghi con picchetti che fanno uscire le bolle di gas;
- Dinamici: l'acqua attraversa una tela filtrante mentre il fango addensato è trattenuto sulla stessa; viene usato un polielettrolita per condizionare il fango;
- Per flottazione: viene immessa aria in pressione nella tubazione di ingresso, il fluido che entra nell'ispessitore è depressurizzato e ciò produce molte microbolle che portano il fango in superficie.

In relazione alla posizione della fase di ispessimento rispetto alla fase di stabilizzazione del fango si può avere il pre-ispessimento ed il post-ispessimento.

### 2.4.2 Digestione anaerobica

La digestione anaerobica è un complesso processo biologico nel quale, in assenza di ossigeno, la sostanza organica viene trasformata in biogas. In relazione al tipo di batteri utilizzati, esistono due differenti intervalli di temperatura in cui viene condotta la digestione anaerobica:

- con batteri mesofili si lavora in un intervallo di temperatura di 32÷38°C;
- con batteri termofili le condizioni di esercizio ottimali implicano un intervallo di temperatura di 52÷55°C.

Il tempo di residenza in un digestore varia in funzione della quantità di materiale da trattare, del tipo di materiale e dalla temperatura di esercizio. Nel caso della digestione condotta con batteri mesofili, il tempo di residenza è all'incirca 15 giorni. Nel caso di un processo con batteri termofili, le alte temperature velocizzano la digestione, di contro ha un costo maggiore. Il processo mesofilo è quello più utilizzato. I digestori più comuni sono quelli continui: possiedono dispositivi meccanici o idraulici per mescolare il materiale e estrarne in continuazione gli eccessi per mantenere un volume ragionevolmente costante, durante l'aggiunta continua di fango.

La digestione del materiale organico biodegradabile implica l'azione di molte differenti specie di batteri, ognuna delle quali ha un ruolo differente in una differente fase del processo di digestione. Lo stretto controllo delle condizioni operative di un digestore è essenziale per assicurare la crescita batterica e l'effettivo verificarsi del biochimismo necessario per il buon fine della digestione stessa. La digestione anaerobica è suddivisibile in quattro stadi [8]:

1. Idrolisi: le molecole organiche subiscono scissione in composti più semplici quali monosaccaridi, amminoacidi e acidi grassi;
2. Acidogenesi: avviene un'ulteriore scissione in molecole ancora più semplici con produzione di ammoniaca e anidride carbonica;
3. Acetogenesi: le molecole semplici prodotte dallo stadio precedente sono ulteriormente digerite producendo idrogeno e soprattutto acido acetico;
4. Metanogenesi, con produzione di metano, biossido di carbonio e acqua.

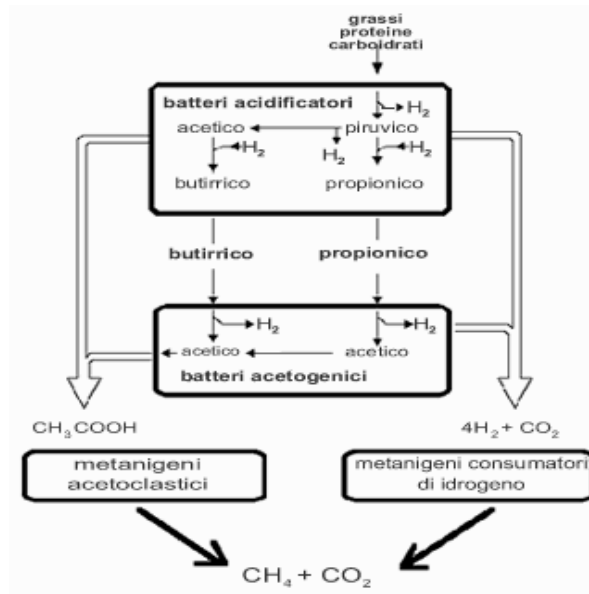


Figura 2.5. Schema a stadi produzione biogas [7]

Esistono altre possibili classificazioni del processo anaerobico:

- digestione a secco (dry): la biomassa in digestione ha un contenuto di sostanza secca superiore al 20%;
- digestione a umido (wet): la biomassa in digestione ha un contenuto di sostanza secca inferiore al 10%.

La digestione a umido è quella più diffusa.

Oltre alla digestione anaerobica (con riduzione di SSV del 50%), si può avere la digestione aerobica: i processi di assimilazione e degradazione biologica delle sostanze organiche avvengono in ambiente ricco di ossigeno; viene sfruttata la respirazione endogena dei batteri (si ha una riduzione di SSV del 40%) [7].

Il biogas è uno dei principali prodotti della digestione anaerobica ed è una miscela gassosa composta da metano (50÷80%), anidride carbonica (15÷45%) e altri gas come azoto o idrogeno (5%). Il biogas è un combustibile gassoso rinnovabile e dotato di buon potere calorifico; può essere bruciato per produrre elettricità, solitamente tramite motore a scoppio o microturbina. Il gas è spesso utilizzato anche per la cogenerazione, generando energia elettrica e sfruttando il calore per riscaldare gli stessi digestori. Per la produzione di calore ed elettricità con motori cogenerativi, il biogas può essere utilizzato tal quale. Per utilizzare il biogas negli autoveicoli o immetterlo nelle reti di distribuzione del gas, è indispensabile prevedere un processo di purificazione che innalzi al 95÷98% la percentuale di metano, aumentandone così la qualità e il potere calorifero. In questi casi si parla di “biometano” anziché biogas. Con 1 m<sup>3</sup> di biogas è possibile produrre circa 1,8÷2,2 kWh di energia elettrica e circa 2÷3 kWh di energia termica.

L'energia elettrica prodotta dalla digestione anaerobica viene considerata una forma di energia verde. Dato che il gas non viene rilasciato direttamente nell'atmosfera e l'anidride carbonica deriva da fonte organica caratterizzata da breve ciclo del carbonio, il biogas con la sua combustione non contribuisce all'aumento delle concentrazioni atmosferiche di CO<sub>2</sub> e grazie a ciò viene considerato una fonte energetica a basso impatto ambientale.

La produzione di biogas non avviene in modo costante durante il processo della digestione anaerobica; il livello massimo viene raggiunto durante la fase centrale del processo. Nelle prime fasi della digestione la produzione di biogas è minore perché i batteri non si sono ancora riprodotti abbastanza. Verso le fasi finali, resta solamente il materiale più difficilmente digeribile, con una conseguente diminuzione della quantità di biogas prodotto.

Il trattamento anaerobico con recupero di biogas offre molteplici vantaggi:

- Produzione di energia: la cogenerazione di energia elettrica e calore mediante combustione del biogas, risulta economicamente vantaggiosa sia per autoconsumo aziendale, sia per una cessione a terzi.
- Abbattimento odori ed emissioni inquinanti ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{CH}_4$ ): le sostanze maleodoranti che si formano durante il processo (acido solfidrico, mercaptani, ammoniaca) vengono inviate con il biogas alla combustione.
- Stabilizzazione del fango: l'abbattimento del carico organico carbonioso ottenibile in digestione anaerobica conferisce al fango una sufficiente stabilità anche nei successivi periodi di stoccaggio; si ha un rallentamento dei processi degradativi e fermentativi con conseguente diminuzione nella produzione di composti maleodoranti.
- Riduzione della carica patogena: la digestione anaerobica in mesofilia può ridurre parzialmente la eventuale carica patogena presente nei liquami. Operando in termofilia è possibile, invece, ottenere la completa igienizzazione del liquame con la completa distruzione dei patogeni.

### **2.4.3 Disidratazione meccanica**

La disidratazione serve ad allontanare dal fango un'ulteriore quantità d'acqua e quindi ad ottenere un prodotto con una consistenza semisolida, che agevoli lo smaltimento finale; la concentrazione di secco finale dipende dal tipo di macchina utilizzata e dal tipo di reagente.

Le tipologie più diffuse sono:

- Nastropresse: sono costituite da due nastri tra cui uno è filtrante; i nastri si muovono lentamente nella stessa direzione e una serie di rulli guidano e regolano lo spazio tra di essi in cui è presente il fango. Il progressivo aumento di pressione fa sì che il filtrato goccioli attraverso il telo mentre il fango rimane tra i due e viene espulso quando questi si aprono. Con questo sistema si raggiunge il 20÷23% di secco.
- Centrifughe: sono macchine in cui il fango è immesso nel tamburo centrale che gira a grande velocità e imprime al fango stesso una elevata accelerazione centrifuga; questa provoca la separazione tra il fango che viene spinto contro le pareti e l'acqua. La coclea trascina il fango verso l'uscita mentre l'acqua sfiora da una soglia stramazzone. Con le centrifughe si può superare il 25% di secco.

#### **2.4.4 Smaltimento**

Per lo smaltimento dei fanghi sono presenti varie alternative: discarica, incenerimento, compostaggio o agricoltura. Recuperare il fango come fertilizzante è un beneficio economico ma è limitato dalla quantità di metalli che può essere presente. Inoltre, se sottoposto ad essiccamento, il fango può essere usato come combustibile.

# Capitolo 3

## L'impianto di depurazione di Conselve

In questo capitolo sarà descritto l'impianto di depurazione di Conselve sulla base dei dati desunti dalle relazioni di progetto e di collaudo dei due lotti, e di quanto rilevato nel corso dei sopralluoghi effettuati durante il tirocinio.

### 3.1 Dati di progetto e schema dell'impianto

L'impianto è stato progettato in 2 lotti per una potenzialità complessiva di 46880 abitanti equivalenti e lo scarico finale deve rispettare i limiti del Decreto Ronchi-Costa, essendo situato nel bacino scolante della Laguna di Venezia. Esso comprende 2 linee di trattamento acque, una stazione di ricevimento e pretrattamento di rifiuti liquidi compatibili (bottini) e una linea di trattamento fanghi. Nella tab. 3.1 sono riportati i principali parametri di progetto dell'impianto; lo schema a blocchi della fig. 3.1 indica le filiere di trattamento.

**Tab. 3.1:** *Dati di progetto dell'impianto di depurazione di Conselve.*

POTENZIALITA'	46.880	Ab.Eq.
PORTATA GIORNALIERA	6.937	m <sup>3</sup> /d
PORTATA IN INGRESSO STAZIONE BOTTINI	200	m <sup>3</sup> /d
PORTATA GIORNALIERA COMPLESSIVA	7.137	m <sup>3</sup> /d
PORTATA ORARIA MEDIA Q24	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	3.380	Kg/d
AZOTO TOTALE GIORNALIERO	640	Kg/d
FOSFORO TOTALE GIORNALIERO	79	Kg/d
RIFIUTI LIQUIDI AUTORIZZATI	200	t/d
RIFIUTI DIRETTAMENTE IN LINA FANGHI (CER 190805)	100	t/d

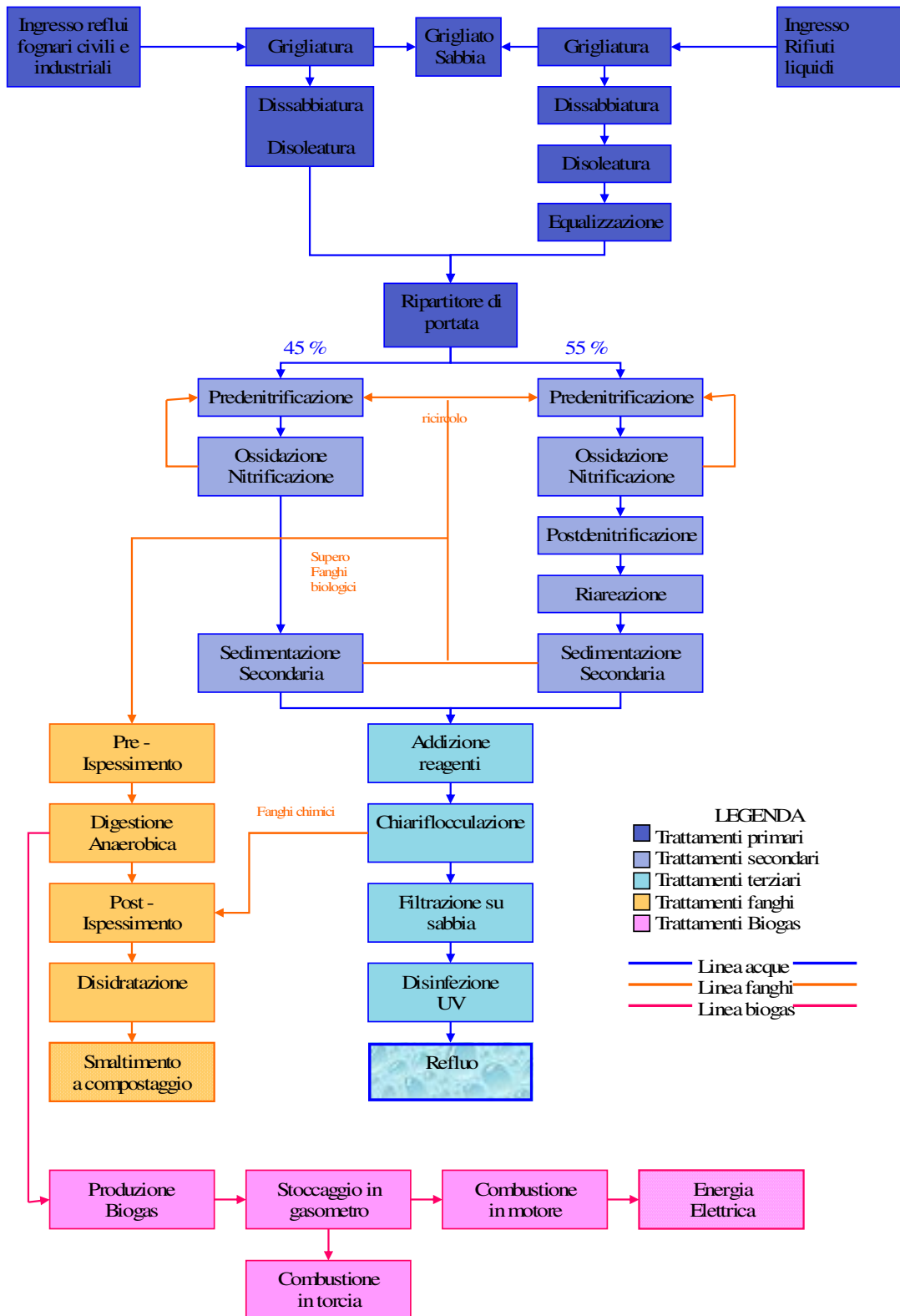


Fig. 3.1: Schema a blocchi dell'impianto di Conselve.



### 3.2 Stazione di trattamento rifiuti liquidi biocompatibili

L'impianto di trattamento bottini ha una potenzialità pari a 200 t/d. I rifiuti liquidi recapitati all'impianto tramite autobotte sono sottoposti al trattamento di dissabbiatura e disoleatura in un impianto compatto installato in parallelo alla linea principale. Dopo questo trattamento, i rifiuti liquidi sono inviati ad una vasca di equalizzazione del volume di 200 m<sup>3</sup> ed aerata a mezzo di diffusori a microbolle.



**Fig. 3.2:** Stazione trattamento bottini.

### 3.3 Trattamenti primari

**Sollevamento iniziale.** I liquami arrivano all'impianto tramite condotte in pressione.

**Grigliatura fine.** I liquami in arrivo contengono solidi grossolani che potrebbero danneggiare le apparecchiature successive o compromettere il regolare funzionamento dell'impianto, pertanto è necessario rimuovere tali materiali. La grigliatura è del tipo meccanizzato e costituita da una struttura in lamiera e profilati piatti in acciaio zincato avente larghezza 1 m, lunghezza totale 2 m e luce fra le barre 15 mm.



**Fig. 3.3:** *Dettaglio grigliatura.*

**Dissabbiatura-disoleatura aerata.** Per la separazione delle sabbie e dei materiali inerti che solitamente entrano nelle reti fognarie è presente una vasca di dissabbiatura del tipo aerato longitudinale, dimensionata in modo da assicurare alla massima portata di progetto ( $708 \text{ m}^3/\text{h}$ ) un tempo di ritenzione di 5,4 minuti. L'aerazione, oltre a garantire un grado di separazione dell'80 % delle particelle minerali con dimensioni minime di 0,2 mm (sabbie, inerti, ecc.), separa le sostanze galleggianti come oli, grassi, ecc. che flottano in superficie. L'aerazione avviene tramite 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 rimosse a mezzo idroestrattore pneumatico. Le sostanze galleggianti che flottano in superficie, vengono allontanate da una lama di superficie che le sospinge in un pozzetto di raccolta da dove vengono periodicamente estratte. Il manufatto è costituito essenzialmente da una vasca rettangolare avente lunghezza di 13,16 m, larghezza 3,2 m, profondità utile 1,5 m e volume utile  $63,2 \text{ m}^3$ .



**Fig. 3.4:** Stazione di dissabbiatura-disoleatura.

**Sedimentazione primaria.** Vista la scarsità del carico organico in entrata, la sedimentazione primaria non è attualmente in uso.

**Ripartizione di portata.** In questa sezione la portata di liquame pretrattato viene suddivisa, in proporzioni del 45% alla linea 1 e 55% alla linea 2, ed avviata alle due linee di trattamento biologico.

### 3.4 Trattamenti secondari

#### **Ossidazione biologica linea 1 potenzialità di 23.440 Ab.Eq.**

Il comparto di ossidazione biologica della Linea 1 è composto da 2 vasche uguali, ciascuna delle quali ha un volume utile di 1.344 m<sup>3</sup>; i parametri di progetto sono:

- volume utile complessivo	2.688	m <sup>3</sup>
- Carico organico giornaliero	1.690	Kg <sub>BOD</sub> /d
- Azoto totale giornaliero	320	Kg <sub>TKN</sub> /d
- Portata media oraria giornaliera	148,5	m <sup>3</sup> /h
- Portata di punta giornaliera	354	m <sup>3</sup> /h



**Fig. 3.5:** Ossidazione biologica e sedimentazione finale linea1.

Adottando una concentrazione del fango nella miscela aerata  $C_a = 4,5 \text{ Kg}_{SS}/\text{m}^3$  e trascurando l'abbattimento di BOD nei comparti a monte, il fattore di carico organico per la vasca esistente risulta:

$$C_f = \frac{BOD_{IN}}{V \cdot [SS]} = \frac{1690}{2688 \cdot 4,5} = 0,14 \text{ Kg}_{BOD}/\text{Kg}_{SSd}$$

Il fattore di carico volumetrico risulta pari a:

$$C_{OV} = \frac{BOD_{IN}}{V} = \frac{1690}{2688} = 0,63 \text{ Kg}_{BOD}/\text{m}^3 \text{ d}$$

Il tempo di ritenzione idraulico è pari a 18,1 ore con la portata media e 7,6 ore con la portata di punta.

### **Ossidazione biologica linea 2 - potenzialità di 23.440 Ab.Eq.**

Il comparto di ossidazione biologica nella Linea 2 è composto da una vasca da  $2.696 \text{ m}^3$ ; i parametri di progetto sono i seguenti :



- Carico organico giornaliero	1.690	Kg <sub>BOD</sub> /d
- Azoto totale giornaliero	320	Kg <sub>TKN</sub> /d
- Portata media oraria giornaliera	148,5	m <sup>3</sup> /h
- Portata di punta giornaliera	354	m <sup>3</sup> /h



**Fig. 3.6:** Ossidazione biologica, sedimentazione finale e chimico fisico linea2.

Adottando una concentrazione del fango nella miscela aerata  $C_a = 4,5 \text{ Kg}_{SS}/\text{m}^3$  e trascurando l'abbattimento di BOD nei comparti a monte, il fattore di carico organico per la vasca esistente risulta:

$$C_f = \frac{BOD_{IN}}{V \cdot [SS]} = \frac{1690}{2696 \cdot 4,5} = 0,13 \text{ Kg}_{BOD}/\text{Kg}_{SSd}$$

Il fattore di carico volumetrico risulta pari a:

$$C_{ov} = \frac{BOD_{IN}}{V} = \frac{1690}{2696} = 0,62 \text{ Kg}_{BOD}/\text{m}^3 \text{ d}$$

Il tempo di ritenzione idraulico è pari a 18,1 ore con la portata media e 7,6 ore con la portata di punta.

Complessivamente il volume di ossidazione biologica delle 2 linee è pari a 5.384 m<sup>3</sup>.

Il quantitativo complessivo di fango di supero, assumendo una resa di rimozione del BOD del 95% e una produzione di 0,9 Kg<sub>SS</sub>/Kg<sub>BOD</sub>, è complessivamente pari a:

$$\Delta SS = 0,9 \cdot BOD_{IN} \cdot \eta = 0,9 \cdot 3380 \cdot 0,95 = 2.890 \text{ Kg}_{SS}/d$$

### **Fabbisogno complessivo di ossigeno**

Il fabbisogno di ossigeno nel processo ossidativo è calcolato sulla base di un abbattimento del BOD<sub>5</sub> pari al 95% e sulla base di una nitrificazione del 90% dell'azoto ammoniacale, mantenendo una concentrazione di 3 mg/l O<sub>2</sub> e verificando il dimensionamento nelle condizioni peggiori, cioè quelle invernali a 12°C.

Il fabbisogno di ossigeno per il mantenimento del processo biologico di ossidazione viene calcolato con la seguente formula:

$$F.O. = a \cdot BOD_{IN} \cdot \eta + b \cdot [SS] \cdot V + c \cdot TKN_{IN} \cdot \eta'$$

a = 0,5 KgO<sub>2</sub> / KgBOD<sub>5</sub> (coefficiente di respirazione attiva)

b = 0,1 KgO<sub>2</sub> / KgSS (coefficiente di respirazione endogena)

c = 4,5 KgO<sub>2</sub> / KgN (coefficiente stechiometrico per la nitrificazione dell'azoto)

Nelle condizioni di esercizio, per l'ossidazione della linea 1 e della linea 2 rispettivamente, si avranno questi fabbisogni di ossigeno:

$$F.O.(1) = 0,5 \cdot 1.690 \cdot 0,95 + 0,1 \cdot 4,5 \cdot 2.688 + 4,6 \cdot 320 \cdot 0,90 = 3.337 \text{ KgO}_2/d \text{ ossia } 139 \text{ KgO}_2/h$$

$$F.O.(2) = 0,5 \cdot 1.690 \cdot 0,95 + 0,1 \cdot 4,5 \cdot 2.696 + 4,6 \cdot 320 \cdot 0,90 = 3.208 \text{ KgO}_2/d \text{ ossia } 134 \text{ KgO}_2/h$$

Il fabbisogno totale di ossigeno calcolato con le formule precedenti si può trasformare in portata di aria compressa per mezzo della seguente formula:

$$Air = \frac{F.O.}{0,28 \cdot \eta \cdot a \cdot \left[ \frac{C_s}{P_b / (760 \cdot B \cdot C_{s,T})} - C_r \right] \cdot 1,024^{T-20}}$$

In questa formula il fabbisogno di ossigeno F.O. è espresso in kg/h, la portata Air in Nm<sup>3</sup>/h, e i coefficienti hanno i seguenti valori: 0,28 è il contenuto di ossigeno per Nm<sup>3</sup> di aria,  $\eta$  è il rendimento di dissoluzione dell'ossigeno in acqua pulita alla profondità di progetto (16% in questo caso),  $a$  è un fattore di correzione per tenere conto della maggiore difficoltà di diffusione dell'ossigeno nel liquame rispetto all'acqua pulita (valore 0,8),  $P_b$  è la pressione barometrica alla quota di realizzazione dell'impianto,  $C_s$  è la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita a 20°C e 760 mmHg (9,17 mg/l),  $C_{sT}$  è la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita a 760 mmHg alla temperatura di esercizio T,  $C_r$  è la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca (3 mg/l),  $B$  è un coefficiente che dipende dalla salinità del liquame (qui è pari a 0,95),  $T$  è la temperatura di esercizio nelle condizioni più gravose (12°C).

Sulla base della formula precedente, si calcolano portata d'aria compressa pari a 5.296 Nm<sup>3</sup>/h per ogni linea, ossia una portata complessiva pari a 10.592 Nm<sup>3</sup>/h; assumendo un coefficiente maggiorativo di punta del 25%, sarà necessaria una portata d'aria pari a 13.240 Nm<sup>3</sup>/h.

Le vasche di ossidazione della linea 1 sono munite di diffusori a candele porose a bolle fini; la vasca della linea 2 è dotata di diffusori a disco a membrana a bolle fini con una portata d'aria di 6,7 Nm<sup>3</sup>/h per ciascun diffusore.

### **Produzione di aria compressa**

Il fabbisogno d'aria massimo per i comparti biologici ossidativi è complessivamente pari a 13.240 Nm<sup>3</sup>/h, a cui sono da aggiungere 321,5 Nm<sup>3</sup>/h per il comparto di riaerazione situato a valle della post-denitrificazione della linea 2.

La quantità effettiva di aria insufflata sarà regolata in relazione alle effettive necessità, sulla base della quantità di ossigeno disciolto in vasca rilevata da apposita sonda, e della portata misurata da apposita apparecchiatura elettronica.

### **Ricircolo fanghi**

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

$$R = \frac{[SS]}{[SSR] - [SS]} \cdot Q = \frac{4,5}{9 - 4,5} \cdot 297 = 297 \text{ m}^3/\text{h}$$

### **Bilancio dell'azoto (nitrificazione e denitrificazione)**

L'azoto presente nel liquame viene in parte utilizzato per i processi di crescita e riproduzione delle cellule batteriche, e il fabbisogno di azoto per sintesi è pari a circa il 3 % del BOD<sub>5</sub> abbattuto ossia 96,3 Kg<sub>N</sub>/d. L'azoto residuo da rimuovere è pertanto pari a:

$$640 - 96,3 = 543,7 \text{ Kg}_N/\text{d}$$

L'impianto è stato dimensionato per avere all'uscita una concentrazione di azoto totale pari a 7 mg/l N a 12°C, consentendo in questo modo di ottenere un'adeguata sicurezza nei confronti di quanto disposto dal D.M. 30/07/1999. Nei periodi dell'anno in cui la temperatura risulterà superiore, infatti, le rese di nitrificazione e denitrificazione aumenteranno significativamente (passando da 12°C a 20°C sono più che doppie); allo stesso modo la resa di abbattimento dell'azoto totale potrà essere aumentata dosando all'occorrenza nella post-denitrificazione una sostanza organica rapidamente biodegradabile come il metanolo. Il valore massimo della concentrazione di azoto ammoniacale allo scarico viene fissato a 1 mg/l N.

### **Nitrificazione**

La velocità di nitrificazione viene calcolata con la relazione:

$$v = v_{\max}(20^\circ\text{C}) \cdot \phi^{(T-20)} \cdot \frac{[TKN]}{K_N + [TKN]} \cdot \frac{[O_2]}{K_O + [O_2]}$$

In questa formula  $v$  è la velocità di nitrificazione espressa in g<sub>N</sub>/Kg<sub>SSN</sub>h alla temperatura  $T$ ,  $v_{\max}(20^\circ\text{C})$  è la velocità di nitrificazione massima a 20°C,  $[TKN]$  è la concentrazione di azoto TKN (organico e ammoniacale) in uscita dalla fase biologica (mg/l),  $[O_2]$  è la concentrazione di ossigeno disciolto (3 mg/l),  $K_N$  è la costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca pari a 0,5 mg/l,  $K_O$  è la costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto pari a 1 mg/l,  $\phi$  è il coefficiente di correzione relativo alla temperatura pari a 1,12; come temperatura di esercizio si assume il valore invernale di 12°C. In queste condizioni si ottiene una velocità di nitrificazione pari a 20,3 g<sub>N</sub>/Kg<sub>SSN</sub>h.



La quantità totale di biomassa necessaria per la nitrificazione risulta pertanto:

$$SS = \frac{N_{NT}}{v \cdot 0,05 \cdot 24} = \frac{543,7}{(20,3/1000) \cdot 0,05 \cdot 24} = 22.320 \text{ Kg SS}$$

Con una concentrazione in vasca di 4,5 KgSS/m<sup>3</sup> il volume necessario per la nitrificazione è pari a  $22.320 / 4,5 = 4.960 \text{ m}^3$ . Risulta pertanto sufficiente il volume previsto per il comparto di ossidazione–nitrificazione, pari a  $2.688 + 2.696 = 5.384 \text{ m}^3$  complessivi.

### Denitrificazione

Per la linea 1 la denitrificazione viene effettuata in un'unica vasca di predenitrificazione posta a monte della vasca di ossidazione-nitrificazione, mentre per la linea 2 è presente anche una fase di post-denitrificazione.

Assumendo per le vasche di predenitrificazione una concentrazione in uscita di azoto nitrico nell'effluente pari a 6 mg/l (ossia un carico di 21,41 Kg<sub>N</sub>/d), dal bilancio dell'azoto riportato nel paragrafo precedente risulta che sarà necessario denitrificare 500,8 kg<sub>N</sub>/d in totale ossia 250,4 Kg<sub>N</sub>/d per ogni vasca.

Il dimensionamento del comparto di predenitrificazione viene effettuato considerando il funzionamento in periodo invernale (temperatura 12°C) che rappresenta la condizione più restrittiva. Per il calcolo della velocità di denitrificazione alla temperatura T si utilizza la relazione:

$$V_D(T) = V_D(20^\circ\text{C}) \cdot 1,12^{T-20}$$

dove  $V_D(T)$  è la velocità di denitrificazione alla temperatura T,  $V_D(20^\circ\text{C})$  è la velocità di denitrificazione alla temperatura di riferimento di 20°C ed è pari a 0,1 Kg<sub>N</sub>/Kg<sub>SSV</sub>d. Dal momento che il valore della velocità di denitrificazione adottato non tiene conto delle punte di carico in ingresso, si assume inoltre un coefficiente di punta pari a 1,2.

Alla temperatura di 12°C la velocità di denitrificazione è 0,0453 Kg<sub>N</sub>/Kg<sub>SSV</sub>d; assumendo che i SSV siano il 75% dei SST, si ottiene un volume complessivo di predenitrificazione pari a:

$$V = \frac{1,2 \cdot N_{DEN}}{v_D \cdot 0,75 \cdot [SS]} = \frac{1,2 \cdot 250,4}{0,0453 \cdot 0,75 \cdot 4,5} = 1.964 \text{ m}^3$$

Nella linea 1 si hanno 2 vasche di predenitrificazione a pianta rettangolare aventi volumi pari a 904 m<sup>3</sup> e 1.100 m<sup>3</sup>, per un volume totale di 2.004 m<sup>3</sup>; tale volume è sufficiente alle esigenze di denitrificazione. Le vasche sono equipaggiate ciascuna con n° 2 elettromiscelatori sommersi per assicurare un'adeguata miscelazione del liquame.

Si prevede un ricircolo di liquame ossidato pari a 445 m<sup>3</sup>/h per consentire una spinta rimozione dei nitrati.

Nella linea 2 il trattamento di denitrificazione viene effettuato in due fasi (predenitrificazione e postdenitrificazione) poste rispettivamente a monte e a valle della vasca di nitrificazione.

Assumendo per la vasca di predenitrificazione una concentrazione in uscita di azoto nitrico nell'effluente pari a 10 mg/l (ossia un carico di 35,68 Kg<sub>N</sub>/d), dal bilancio dell'azoto riportato nel paragrafo precedente risulta che sarà necessario denitrificare 236,17 Kg<sub>N</sub>/d.

Il dimensionamento del comparto di predenitrificazione viene effettuato considerando il funzionamento in periodo invernale (temperatura 12°C) che rappresenta la condizione più restrittiva. Per il calcolo della velocità di denitrificazione alla temperatura T si utilizza la relazione:

$$V_D(T) = V_D(20^\circ\text{C}) \cdot 1,12^{T-20}$$

dove V<sub>D</sub>(T) è la velocità di denitrificazione alla temperatura T, V<sub>D</sub>(20°C) è la velocità di denitrificazione alla temperatura di riferimento di 20°C ed è pari a 0,1 Kg<sub>N</sub>/Kg<sub>SSVd</sub>. Dal momento che il valore della velocità di denitrificazione adottato non tiene conto delle punte di carico in ingresso, si assume inoltre un coefficiente di punta pari a 1,2.

Alla temperatura di 12°C la velocità di denitrificazione è 0,0404 Kg<sub>N</sub>/Kg<sub>SSVd</sub>; assumendo che i SSV siano il 75% dei SST, si ottiene un volume complessivo di predenitrificazione pari a:

$$V = \frac{1,2 \cdot N_{DEN}}{v_D \cdot 0,75 \cdot [SS]} = \frac{1,2 \cdot 236,2}{0,0404 \cdot 0,75 \cdot 4,5} = 2.079 \text{ m}^3$$

Nella linea 2 si ha una vasca di predenitrificazione avente un volume utile pari a 2.083 m<sup>3</sup>.

Per permettere un'elevata resa di rimozione dei nitrati si prevede un ricircolo di liquame ossidato pari a 445 m<sup>3</sup>/h.

Per la vasca di post-denitrificazione si assume una concentrazione di azoto nitrico in ingresso pari a 10 mg/l (ossia un carico di 35,68 Kg<sub>N</sub>/d) ed una concentrazione in uscita di 6 mg/l (ossia un carico di 21,41 Kg<sub>N</sub>/d). Ne consegue che sarà necessario denitrificare 14,27 Kg<sub>N</sub>/d.

In questo caso si adotta una velocità di denitrificazione pari a 0,015 Kg<sub>N</sub>/Kg<sub>SSVd</sub> alla temperatura di 12°C, poiché le velocità di denitrificazione in questa fase sono inferiori a quelle ottenibili con la predenitrificazione, venendo a mancare il carbonio organico presente nel liquame. Si assume un coefficiente di punta di carico pari a 1,5.

Il volume complessivo necessario nel comparto risulta pari a:

$$V' = \frac{1,5 \cdot N_{DEN}}{v_D \cdot 0,75 \cdot [SS]} = \frac{1,5 \cdot 14,27}{0,015 \cdot 0,75 \cdot 4,5} = 455 \text{ m}^3$$

La vasca di post-denitrificazione è a pianta rettangolare e ha un volume utile pari a 600 m<sup>3</sup>.

### Riaerazione

Il comparto di riaerazione ha sostanzialmente la funzione di bloccare il processo di denitrificazione ed effettuare lo stripping delle bolle di azoto. È presente una vasca di volume 363 m<sup>3</sup>, in cui il tempo di ritenzione medio è 2 ore.

Per la fornitura d'aria si considera il fabbisogno per respirazione endogena, maggiorato di un coefficiente pari al 50 %, per tenere conto della necessità di ossidare eventuali sostanze aggiunte dall'esterno come substrato carbonioso nella fase precedente e non completamente utilizzate nel processo di denitrificazione.

Ipotizzando una concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di 4 mg/l, con un calcolo analogo a quello eseguito per l'ossidazione si ottiene un fabbisogno d'aria di 321,5 Nm<sup>3</sup>/h.

### Sedimentazione finale – Linea 1

La miscela aerata in uscita dalla vasca di ossidazione passa alla sedimentazione finale dove il fango attivo sedimenta sul fondo della vasca separandosi dalle acque che sfiorano nella

canaletta periferica posta in superficie e da qui sono avviate ai trattamenti terziari. La vasca è a pianta circolare, è dotata di sistema di immissione e diffusione centrale che assicura l'uniforme distribuzione radiale dei liquami; è equipaggiata di carroponete con lama raschiafango per convogliare i fanghi sedimentati in una tramoggia centrale di raccolta, e di lama superficiale che convoglia le eventuali sostanze galleggianti verso una tramoggia periferica con scivolo. I fanghi sedimentati e raccolti nella tramoggia centrale vengono in parte riciclati alla vasca di ossidazione e di denitrificazione ed in parte scaricati come fanghi di esubero e avviati alla digestione anaerobica. Nella linea 1 sono presenti 2 sedimentatori circolari del volume unitario di  $1.227 \text{ m}^3$ , per un volume utile complessivo di  $2.454 \text{ m}^3$ . Ogni vasca ha un diametro di 26,9 m e una superficie di  $568 \text{ m}^2$ .

### **Sedimentazione finale – Linea 2**

In uscita dalla fase di riaerazione la massa di fango attivo passa alla fase di sedimentazione finale, dove il fango sedimenta sul fondo della vasca separandosi dalle acque limpide, che sfiorano nella canaletta periferica posta in superficie e vanno ai trattamenti terziari.

Il sedimentatore della linea 2 è stato dimensionato per una portata pari a  $148,5 \text{ m}^3/\text{h}$ . La vasca è a pianta circolare, ha un diametro di 27,4 m, una superficie utile di  $589 \text{ m}^2$  e un volume utile pari a  $2168 \text{ m}^3$ .

## **3.5 Trattamenti terziari**

I trattamenti terziari comprendono un primo comparto di chiariflocculazione per la rimozione dei metalli pesanti, una filtrazione rapida su sabbia per la rimozione dei solidi sospesi residui e una disinfezione con raggi UV per l'abbattimento del carico batterico. Le acque chiarificate dai sedimentatori delle linee 1 e 2 sono inizialmente sollevate ai trattamenti terziari.

### **Coagulazione – flocculazione**

Per l'abbattimento delle sostanze colloidali presenti nello scarico dalla sezione di sedimentazione finale vengono aggiunti all'acqua opportuni reagenti che, dando origine a ioni ad alta carica in soluzione, neutralizzano la carica posseduta dalle particelle colloidali da far

sedimentare: gli ioni formati dai reagenti reagiscono inoltre con i sali presenti nelle acque dando luogo a composti insolubili di natura fioccosa facilmente sedimentabili.

La prima vasca, agitata energicamente, ha un volume di  $6 \text{ m}^3$  e quindi il tempo di contatto è 30 secondi; in essa vengono dosati calce e cloruro ferrico; seguono due vasche in serie, entrambe miscelate lentamente, del volume complessivo di  $354 \text{ m}^3$ , in cui il refluo permane per 30 minuti. Per l'impianto di Conselve si è previsto di utilizzare come reagente di coagulazione il cloruro ferrico ( $\text{FeCl}_3$ ) per la sua tendenza a formare fiocchi compatti e grossi e per la facilità di dosaggio. Quale coadiuvante della coagulazione viene inoltre utilizzata calce idrata in sospensione acquosa che, oltre a garantire una sufficiente alcalinità al refluo da trattare, favorendo di conseguenza la coagulazione dei colloidi caricati positivamente, forma composti insolubili di tipo inorganico che contribuiscono a formare un fango compatto e con buone capacità di sedimentazione.

La calce idrata viene dosata in forma di sospensione al 5% in acqua; per ottenere un dosaggio medio di 20 ppm si invia in vasca una portata di 283 l/h di sospensione. Il cloruro ferrico per la rimozione del fosforo viene dosato nella quantità di 2,7 gFe/gP; dato che la concentrazione media di fosforo in ingresso è 11,1 mg/l e il valore desiderato in uscita è 0,5 mg/l, utilizzando una soluzione di cloruro ferrico al 14% in acqua, con una portata massima di refluo pari a  $708 \text{ m}^3/\text{h}$  si ha una portata media di 132 l/h di soluzione di cloruro ferrico.

Per favorire la flocculazione, in questa sezione viene dosato anche un polielettrolita nella quantità media di 0,8 ppm; dal prodotto in polvere viene preparata una soluzione acquosa allo 0,1% in un apposito apparecchio, e la portata di tale soluzione è 570 l/h.

### **Chiarificazione**

La vasca di chiarificazione 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 se ne somma uno di filtrazione della torbida attraverso lo strato suddetto. Il liquido chiarificato fuoriesce dall'alto e va alla filtrazione. La vasca ha un diametro di 22 m, una superficie utile di  $380 \text{ m}^2$  e un volume utile di  $1520 \text{ m}^3$ ; con la portata di punta il tempo di residenza è di 2 ore.



**Fig. 3.7:** Vasca di chiarificazione.

### **Produzione di fanghi chimici**

Con i dosaggi di reagenti indicati in precedenza, e considerando che l'acqua depurata biologicamente in uscita dalla sezione di sedimentazione secondaria abbia un contenuto di 20 mg/l di solidi sospesi, si calcola una produzione di fango pari a:

- 1589 kg/d dalla precipitazione del fosforo con cloruro ferrico,
- 459 kg/d da precipitazione dei carbonati e degli idrossidi metallici con calce,
- 14 kg/d di polielettrolita;
- 340 kg/d provenienti dall'effluente della sedimentazione secondaria.

Il totale di solidi previsto è quindi 2672 kg/d; assumendo una concentrazione del 2% di secco nel fango chimico estratto dal chiarificatore, la portata di fango risulta pari a: 134 m<sup>3</sup>/d.

Il calcolo sviluppato è di tipo prudenziale, perché si considera che la portata di punta di 708 m<sup>3</sup>/h sia continuativa nell'arco delle 24 ore: in condizioni normali le quantità giornaliere di fango prodotto saranno decisamente inferiori.

### **Filtrazione rapida su sabbia**

Il comparto di filtrazione è posto tra la chiarificazione e la disinfezione finale ed è utilizzato per abbattere le particelle di solidi sospesi ancora contenute nel refluo riducendone nel contempo la carica batterica. In impianto è presente una batteria di filtri a sabbia aperti in cui il mezzo filtrante è costituito da un unico strato di sabbia monogranulare di altezza pari a 1 m; la superficie filtrante totale è 129 m<sup>2</sup> ed è ripartita in 3 filtri funzionanti in parallelo. Per

mantenere costante il livello del liquido nei filtri sono state l'installate valvole di regolazione sul flusso in uscita (una per ogni letto filtrante). La filtrazione viene realizzata con un ciclo discontinuo: quando le perdite di carico attraverso la sezione filtrante raggiungono valori eccessivi e/o il flusso in uscita dal filtro risulta eccessivamente torbido, il filtro viene posto fuori servizio e sottoposto al lavaggio del letto di sabbia utilizzando un flusso misto di acqua e di aria in controcorrente. Il ciclo di lavaggio ha una durata di circa 30 minuti.



**Fig. 3.8:** *Filtro a sabbia.*

### **Disinfezione con raggi UV**

Il trattamento di disinfezione finale per l'abbattimento della carica microbiologica presente nel refluo finale viene effettuato mediante esposizione per alcuni secondi alla luce UV prodotta da speciali lampade al mercurio a bassa pressione montate in moduli e installate all'interno di un apposito canale aperto posto immediatamente a valle della sezione di filtrazione. L'elevato grado di limpidezza richiesto per il trattamento con i raggi UV viene assicurato dal sistema di filtrazione posto a monte. E' inoltre previsto 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 proteggono le lampade dal contatto dall'acqua. Il dimensionamento della sezione di disinfezione è stato effettuato considerando una portata di 450 m<sup>3</sup>/h (pari a 1,5 volte la portata media effettiva), una concentrazione di solidi sospesi pari a 5 mg/l, una trasmittanza pari a 0,65 su uno spessore di 10 mm e una concentrazione di

Coliformi totali in ingresso pari a 1.500.000 UFC. Nella determinazione del valore relativo ai solidi sospesi si è tenuto conto dell'abbattimento realizzato dalla chiariflocculazione e dalla filtrazione su sabbia. E' da notare che, a titolo cautelativo, si è ipotizzato un contenuto di coliformi totali nel refluo dell'ordine di grandezza dei valori massimi solitamente assunti in ingresso alla sezione di disinfezione per gli impianti biologici tradizionali: nel caso dell'impianto in oggetto ci si può attendere un valore significativamente inferiore a causa dell'effetto di abbattimento prodotto dalla sezione di filtrazione.

Con i parametri sopra descritti è stata ipotizzata una resa di abbattimento del 99,99%, che equivale ad un valore di coliformi totali in uscita pari a 150 UFC, con dosi di irraggiamento superiore a  $57 \text{ mJ/cm}^2$ . La configurazione di impianto e la potenzialità installata assicurano, in condizioni di carico di punta pari a  $708 \text{ m}^3/\text{h}$ , l'abbattimento del 99,9% del carico microbiologico in ingresso garantendo di conseguenza, con un buon margine di sicurezza, il rispetto del limite allo scarico fissato dal DM 30/7/99.

La vasca di disinfezione realizzata ha lunghezza totale di 12,5 m e larghezza variabile da 0,43 m nel comparto dove verranno installati i moduli di lampade UV a 2 m nella sezione di scarico finale. Il volume totale della vasca è di circa  $33 \text{ m}^3$ .



**Fig. 3.9:** Dettaglio stazione di disinfezione raggi UV.



## 3.6 Trattamento fanghi

### Pre-ispessimento

L'ispessimento del fango è necessario per ridurre il volume del fango da inviare al successivo trattamento di digestione. I fanghi primari assieme ai fanghi secondari arrivano in un bacino a pianta circolare con fondo a tramoggia, dotato di carroponte e trituratore centrale. Il volume utile del pre-ispessitore è  $155 \text{ m}^3$ . Le acque surmatanti vengono sfiorate ed inviate in testa all'impianto.



**Fig. 3.10:** *Pre-ispessitore linea fanghi.*

### 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 ottimale  $32-35^\circ \text{ C}$ . Il digestore anaerobico ha un volume di  $1372 \text{ m}^3$  ed è più che sufficiente alle necessità dell'impianto. Il riscaldamento del digestore avviene tramite uno scambiatore di calore a camicia d'acqua posto all'esterno in apposito locale ed inserito sulla condotta di ricircolo. L'agitazione del fango è ottenuta mediante insufflazione di biogas pressurizzato da un compressore rotativo a palette, attraverso lance affondate nella massa di fango. Tale mescolamento è essenziale per l'efficienza del processo di digestione provvedendo a distribuire a tutta la massa di fango il calore fornito, ed evitando nel contempo l'eccessivo addensamento del fango sul fondo del digestore stesso.



**Fig. 3.11:** *Digestore anaerobico.*

Nel processo di digestione anaerobica avviene una forte riduzione delle sostanze organiche trasformate essenzialmente in acqua, gas biologico (metano e anidride carbonica), azoto, ecc... Il biogas prelevato dal digestore attraverso una campana è disidratato, filtrato, registrato e alimentato agli utilizzatori previsti; la quantità di biogas che non è immediatamente consumabile viene immagazzinata in un gasometro del volume di 300 m<sup>3</sup>. Il biogas è un buon combustibile che può essere utilizzato come fonte di energia nell'ambito dell'impianto stesso, per il riscaldamento del digestore, attraverso la combustione diretta in caldaia e la produzione di acqua calda o vapore. Il gas biologico prodotto è impiegato per la produzione di energia elettrica con recupero di calore dai gas di scarico. E' presente una stazione di cogenerazione.

### **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. La sezione è costituita da una vasca a pianta circolare con fondo conico a tramoggia ed è del tipo ad addensamento meccanizzato. Il volume utile è di 155 m<sup>3</sup>. Le acque surnatanti vengono sfiorate ed inviate in testa all'impianto. Al post-ispessitore vengono recapitati anche i fanghi ispessiti provenienti da altri impianti di depurazione gestiti da Centro Veneto Servizi, per essere avviati al successivo trattamento di disidratazione meccanica.

Per l'accumulo e l'ispessimento dei fanghi di supero prima della disidratazione è stato realizzato un ulteriore ispessitore meccanizzato circolare avente un volume utile di 396 m<sup>3</sup>; esso è dimensionato per portare il fango al 3% di secco nella quantità di 127 m<sup>3</sup>/d.

### **Disidratazione meccanica**

Il fango digerito ed ispessito proveniente dal post-ispessitore viene disidratato meccanicamente mediante utilizzo di una centrifuga. È presente inoltre una nastropressa.

Il fango disidratato prodotto viene riciclato in impianti autorizzati per la produzione di COMPOST.

# Capitolo 4

## Analisi dati e verifica del funzionamento

L'obiettivo di questo capitolo è analizzare il funzionamento dell'impianto di depurazione di Conselve da giugno 2010 a giugno 2011, e verificare l'effettiva capacità depurativa rispetto a quella di progetto. Per effettuare questo studio sono state necessarie le portate giornaliere dell'impianto, le concentrazioni dei principali inquinanti in ingresso e in uscita, la concentrazione di ossigeno e di fango nelle vasche, la portata del fango di ricircolo e del fango di supero.

### 4.1 Campionamenti

Il prelievo dei campioni è stato effettuato in punti significativi dell'impianto:

- Entrata
- Stazione trattamento bottini
- Vasche ossidazione linea1
- Vasche ossidazione linea2
- Uscita linea1
- Uscita linea2

Inoltre si sono misurate le portate in uscita dall'impianto e i fanghi di supero. I campionamenti sono stati effettuati ogni giorno, nelle prime ore del mattino, tra le 8.30 e le 9.30.

### 4.2 Analisi

Nei campioni prelevati sono state effettuate analisi giornaliere per determinare Azoto ammoniacale, Azoto nitroso, Azoto nitrico, Azoto totale, Fosforo totale, COD, pH, Redox.

#### **4.2.1 Azoto ammoniacale**

Per la determinazione dell'azoto ammoniacale vengono usati tre metodi: il primo consiste nell'effettuare l'analisi con i kit rapidi della Merk (con un range di 0÷7,8 mg/l di N), il secondo con il metodo Nessler compatibile con gli standard USEPA, il terzo con i kit Lange (LCK 304 con un range di 0,015÷2 mg/l di N). In tutti i casi lo ione ammonio in ambiente alcalino viene ossidato dal clorito fino a clorammina, che in presenza di fenolo e nitroprussiato sodico forma il blu indofenolo; con lo spettrofotometro si legge l'assorbanza di questo colorante. Con le cuvette-test utilizzate il limite di rivelabilità è 0.02 mg/l.

#### **4.2.2 Azoto nitroso**

Per la determinazione dell'azoto nitroso vengono usati due metodi: il primo consiste nell'effettuare l'analisi con i kit rapidi della Merk (con un range di 0÷34 mg/l di N), il secondo con i kit Lange (LCK 339 con un range di 0,23÷13,5 mg/l di N). I nitrati reagiscono in ambiente acido con il 2,6-dimetilfenolo formando il 4-nitro-2,6-dimetilfenolo, la cui assorbanza viene letta allo spettrofotometro. Il limite di rivelabilità è 0.5 mg/l.

#### **4.2.3 Azoto nitrico**

Per la determinazione dell'azoto nitrico vengono usati due metodi: il primo consiste nell'effettuare l'analisi con i kit rapidi della Merk (con un range di 0÷0,15 mg/l di N), il secondo con i kit Lange (LCK 341 con un range di 0,015÷0,6 mg/l di N). I nitriti reagiscono con acido solfanilico e naftiletilendiammina formando un colorante azoico di cui si legge l'assorbanza con lo spettrofotometro. Con le cuvette-test utilizzate il limite di rivelabilità è 0.005 mg/l.

#### **4.2.4 Azoto totale**

Per la determinazione dell'azoto totale vengono usati i kit Lange (LCK 138 con un range di 1÷16 mg/l di N).

#### **4.2.5 Fosforo totale**

Per la determinazione del fosforo totale vengono usati i kit Lange (LCK 349 con un range di 0,05÷1,5 mg/l di P).

#### **4.2.6 COD**

Per la determinazione della richiesta chimica di ossigeno vengono usati i kit Lange: per i COD relativi all'impianto (valori bassi) viene usato il kit LCI 500 con un range 0÷150 mg/l O<sub>2</sub>, mentre per COD relativi al conto terzi (valori alti) viene usato il kit LCI 400 con un range 0÷1000 mg/l O<sub>2</sub>. La sostanza organica contenuta nel campione riduce il cromo (VI) a cromo (III) a caldo in ambiente acido in pre-senza di solfato d'argento come catalizzatore e solfato mercurico per eliminare l'interferenza dei cloruri. Dopo 2 ore di riscaldamento del campione, con lo spettrofotometro si legge l'assorbanza del cromo (III) formato o del cromo (VI) residuo; con le cuvette-test utilizzate il limite di rivelabilità è 15 mg/l.

#### **4.2.7 Strumenti utilizzati**

I kit Lange sfruttano la spettrofotometria per la determinazione della concentrazione di inquinanti pertanto viene utilizzato uno spettrofotometro che ne misura l'assorbanza. Lo spettrofotometro utilizzato in impianto è il DR 2800. Inoltre è presente un forno di mineralizzazione HT 2500.

Per la misura di pH, temperatura (°C) e conducibilità (mS o µS) viene usato il Crison MM40 e per la misura della capacità redox (mV) viene usato il Crison pH 25.

### **4.3 Portate trattate in impianto**

Di seguito viene riportato l'andamento delle portate nei mesi di studio considerati con distinzione tra la portata della linea 1(impianto vecchio), della linea2(impianto nuovo) e della portata totale:

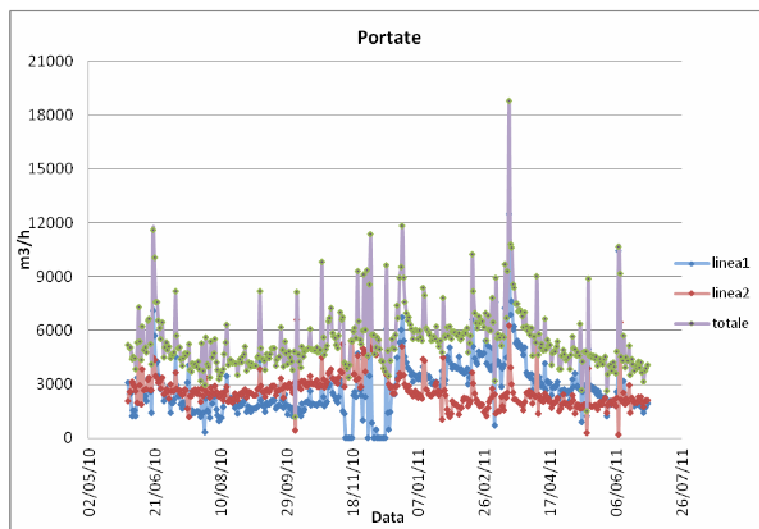


Grafico 4.1. Andamento giornaliero portate trattate in impianto.

## 4.4 Concentrazione degli inquinanti in entrata ed uscita dall'impianto

### 4.4.1 Sostanze azotate

Nei grafici 4.2, 4.3, 4.4 sono riportati gli andamenti delle concentrazioni giornaliere dell'azoto ammoniacale, dell'azoto totale e del TKN in entrata ed uscita; le concentrazioni sono espresse in mg/l di  $\text{NH}_4^+$  per l'azoto ammoniacale e in mg/l di N per le altre forme azotate.

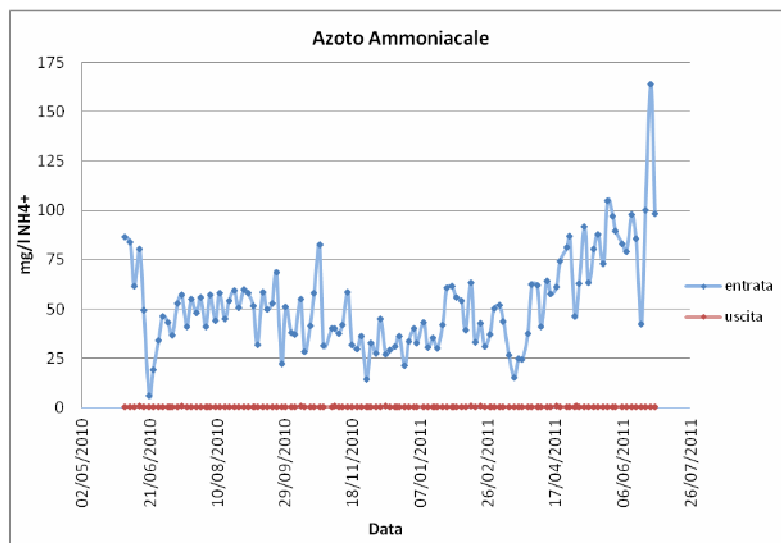
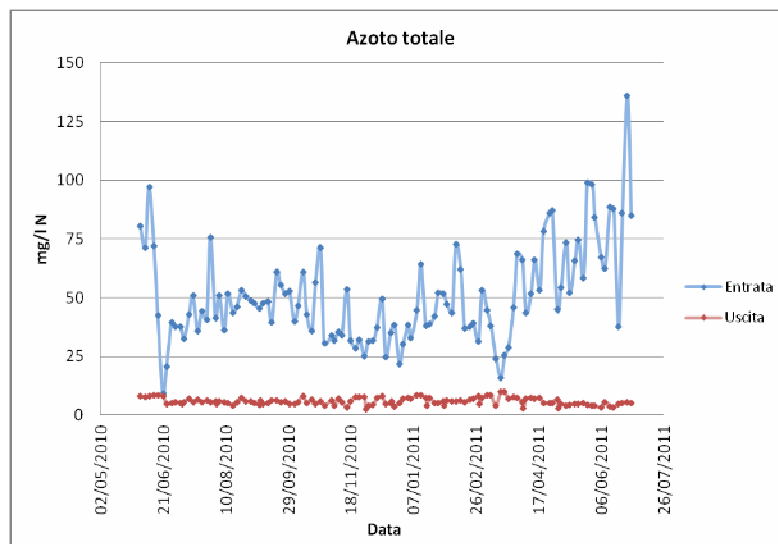
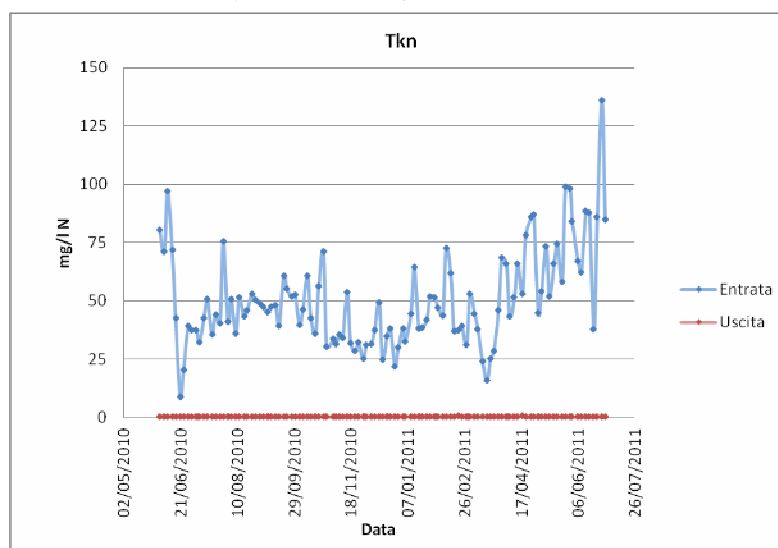


Grafico 4.2. Andamento giornaliero azoto ammoniacale.



*Grafico 4.3. Andamento giornaliero azoto totale.*



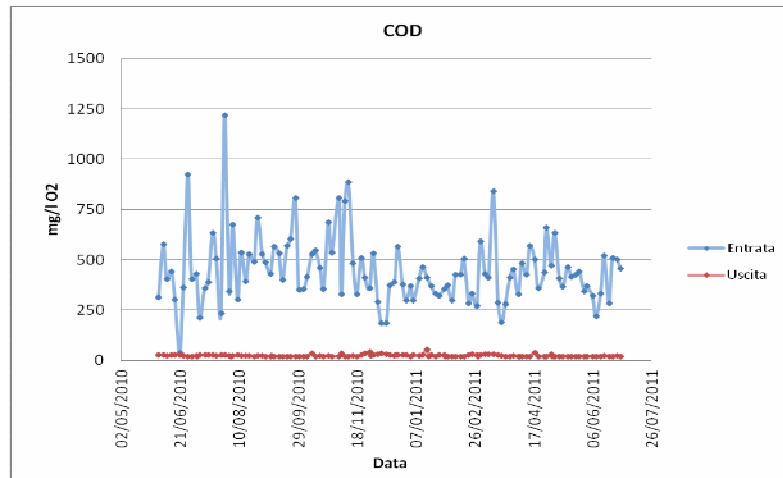
*Grafico 4.4. Andamento giornaliero TKN.*

Dai grafici si osserva che le concentrazioni in ingresso hanno forti oscillazioni, mentre i valori in uscita si mantengono molto stabili e ampiamente al di sotto dei limiti di legge, pertanto l'impianto mostra un andamento stabile.

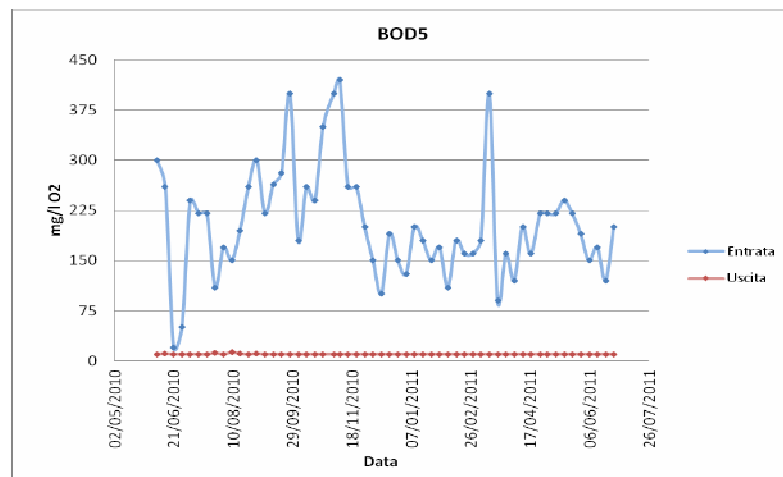
#### **4.4.2 COD, BOD<sub>5</sub>, fosforo totale**

Nei grafici 4.5, 4.6, 4.7 sono riportati gli andamenti delle concentrazioni giornaliere del COD, del BOD<sub>5</sub> e del fosforo totale in entrata ed uscita; le concentrazioni sono espresse in mg/l di O<sub>2</sub> per COD e BOD<sub>5</sub> e in mg/l di P per il fosforo.

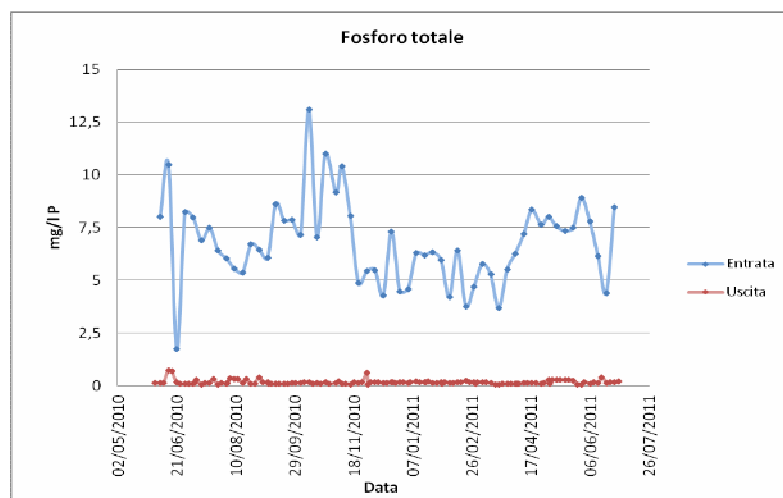




*Grafico 4.5. Andamento giornaliero COD.*



*Grafico 4.6. Andamento giornaliero BOD<sub>5</sub>.*



*Grafico 4.7. Andamento giornaliero fosforo totale.*

Dai grafici si osserva che a fronte di un refluco con molte variabilità, l'effluente depurato rispetta sempre i limiti di legge con ampio margine quindi l'impianto mostra un funzionamento stabile.

#### 4.4.3 Solidi sospesi totali, solidi sedimentabili, solidi sospesi volatili

Nel grafico 4.8 viene riportato l'andamento degli SST in ingresso e uscita dall'impianto espressi in mg/l.

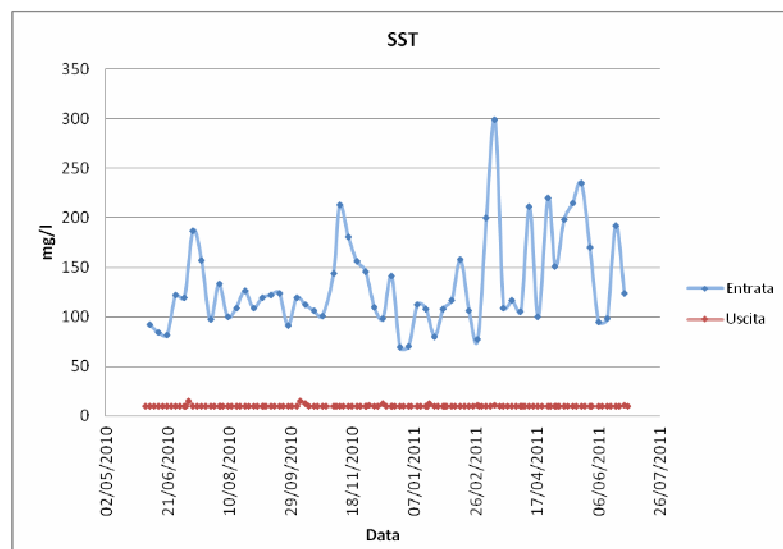


Grafico 4.8. Andamento giornaliero SST.

Nel grafico 4.9 viene riportato l'andamento in entrata ed uscita dei solidi sedimentabili, mentre nei grafici 4.10, 4.11, 4.12, 4.13 vengono riportati gli andamenti dei solidi sedimentabili nelle due vasche di ossidazione per le rispettive linee di trattamento.

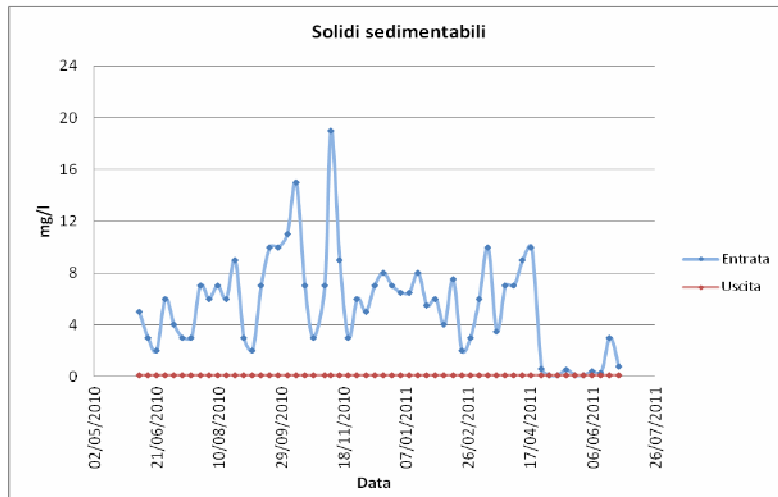


Grafico 4.9. Andamento giornaliero solidi sedimentabili.

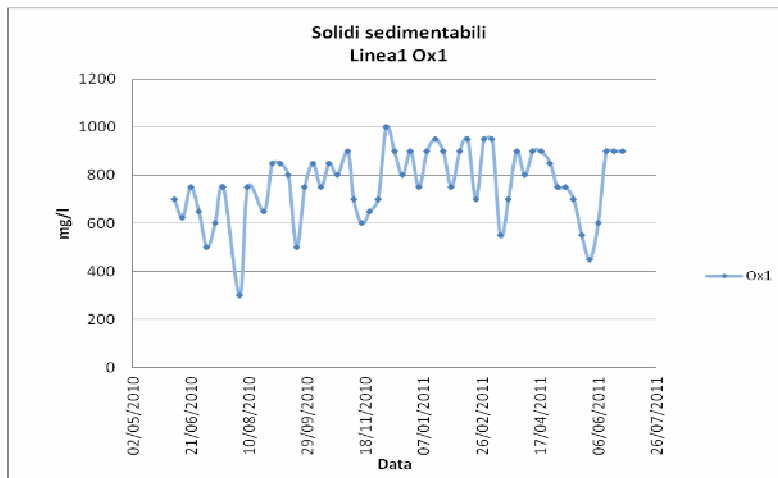


Grafico 4.10. Andamento giornaliero solidi sedimentabili nella vasca1 linea1.

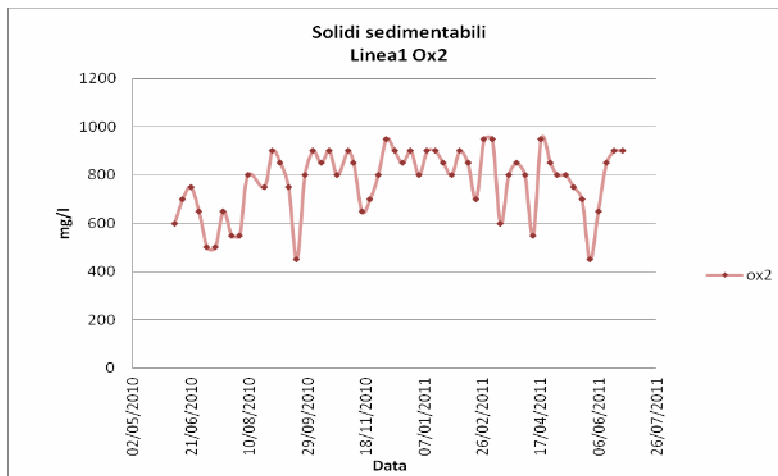
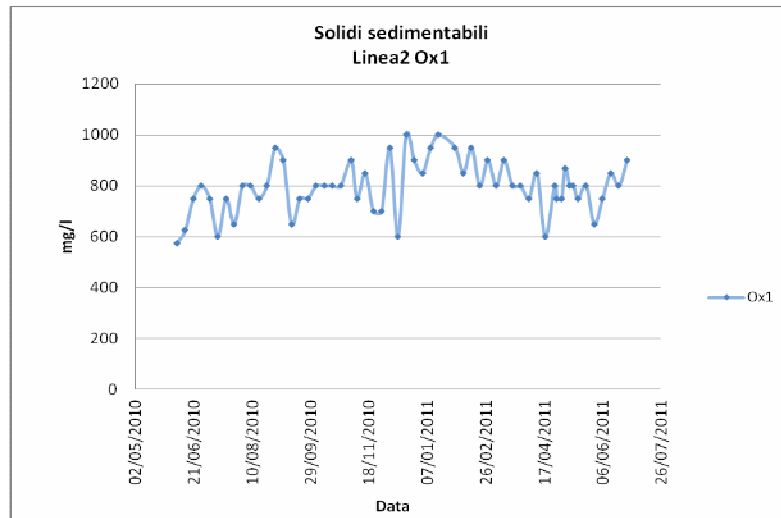
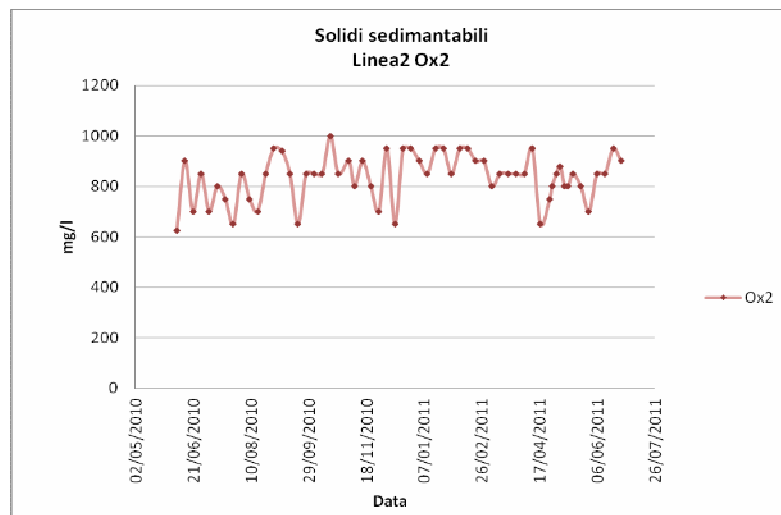


Grafico 4.11. Andamento giornaliero solidi sedimentabili nella vasca2 linea1.

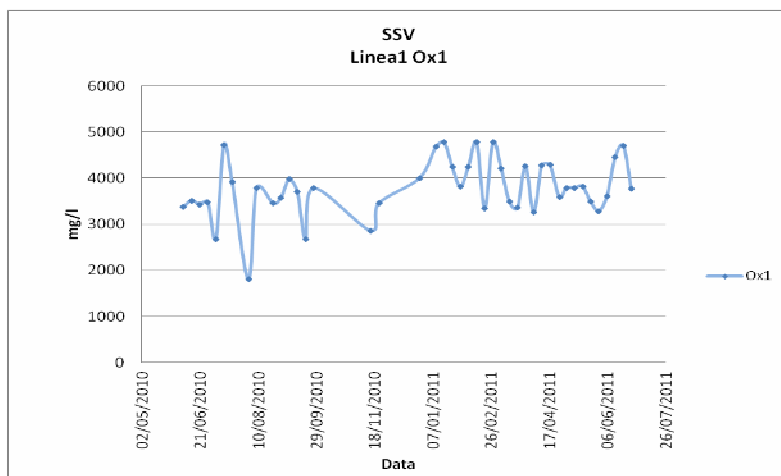


**Grafico 4.12.** Andamento giornaliero solidi sedimentabili nella vasca1 linea2.

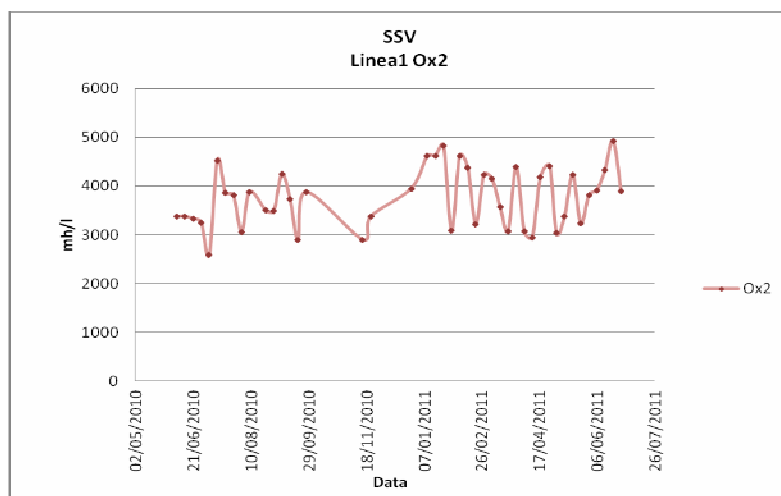


**Grafico 4.13.** Andamento giornaliero solidi sedimentabili nella vasca2 linea2.

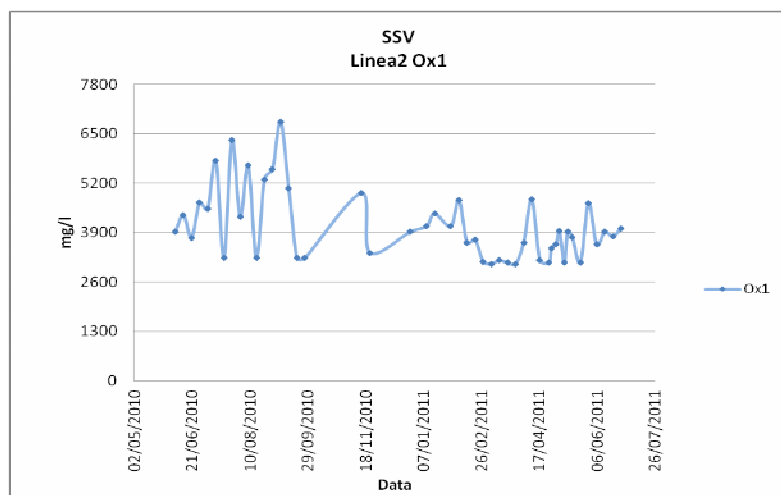
Nei grafici 4.14, 4.15, 4.16, 4.17 vengono riportati gli andamenti delle concentrazioni degli SSV nelle vasche di ossidazione delle rispettive linee.



**Grafico 4.14.** Andamento giornaliero degli SSV nella vasca1 linea1.



**Grafico 4.15.** Andamento giornaliero degli SSV nella vasca2 linea1.



**Grafico 4.16.** Andamento giornaliero degli SSV nella vasca1 linea2.

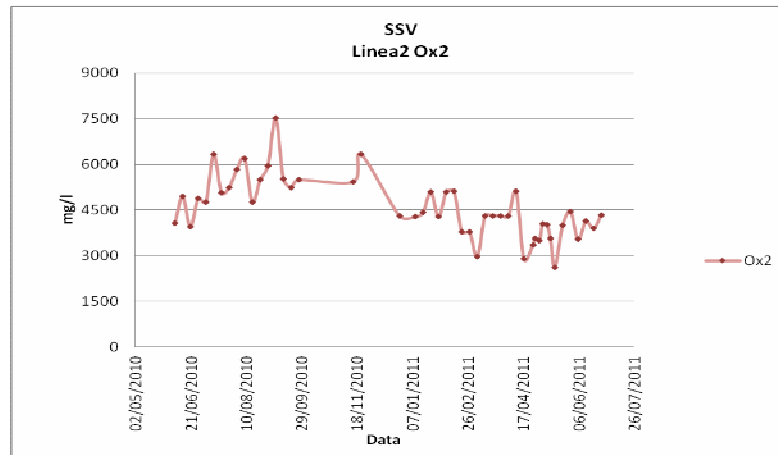


Grafico 4.17. Andamento giornaliero degli SSV nella vasca2 linea2.

La concentrazione di biomassa nelle vasche ha avuto variazioni durante l'anno senza però causare problemi di sedimentabilità.

#### 4.5 Portate e carichi inquinanti

Di seguito vengono riportate le tabelle con valori minimi medi e massimi di portate e concentrazioni di inquinanti in ingresso e in uscita.

Tabella 4.1. Valori minimi, medi e massimi dei parametri dell'impianto.  
Le portate sono espresse in [m<sup>3</sup>/d] e le concentrazioni sono espresse in [mg/l].

		Min	Media	Max
Portata	Linea1	0	2759	12511
	Linea2	203	2664	6589
	Totale	1202	5421	18795
Ingresso	SST	69	133	299
	Solidi sedimentabili	0,1	5,5	19
	COD	38	446	1219
	BOD <sub>5</sub>	20	206	420
	TKN	9	49	128
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	6	52	164
	NO <sub>2</sub> -N	0,02	0,28	4,96
	NO <sub>3</sub> -N	0	1	2,7
	N totale	9	50	136
P totale	1,7	6,8	13,1	
Uscita	SST	10	10	15
	Solidi sedimentabili	0,1	0,1	0,1
	COD	20	24	55
	BOD <sub>5</sub>	10	10	13
	TKN	0,3	0,4	0,7
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	0,4	0,5	0,9
	NO <sub>2</sub> -N	0,02	0,03	0,3
	NO <sub>3</sub> -N	1,2	4,4	9
	N totale	2,7	5,8	10
P totale	0,1	0,2	0,7	

Come già premesso nel capitolo 3, l'impianto di Conselve tratta anche rifiuti liquidi; dai registri del gestore e dalle analisi chimiche dei rifiuti divisi per codice CER è stata ricavata la tabella 4.2 che riporta i quantitativi medi giornalieri trattati e i valori medi dei principali inquinanti.

*Tabella 4.2. Valori minimi, medi e massimi dei principali inquinanti nei rifiuti liquidi trattati.*

190703	COD (mg/l O <sub>2</sub> )	BOD <sub>5</sub> (mg/l O <sub>2</sub> )	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	Ntot (mg/l N)	P tot (mg/l P)	quantità(m <sup>3</sup> /d)
media	16537	10565	2643	3206	50	79,5
max	40000	30100	4241	4874	180	
min	1366	946	1285	1597	9	
190599	COD (mg/l O <sub>2</sub> )	BOD <sub>5</sub> (mg/l O <sub>2</sub> )	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	Ntot (mg/l N)	P tot (mg/l P)	quantità(m <sup>3</sup> /d)
media	23025	12558	2410	2781	40	4,4
max	31805	15820	2956	3488	50	
min	14244	9296	1863	2073	29	
020201	COD (mg/l O <sub>2</sub> )	BOD <sub>5</sub> (mg/l O <sub>2</sub> )	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	Ntot (mg/l N)	P tot (mg/l P)	quantità(m <sup>3</sup> /d)
media	38049	17640	257	574	65	3,3
max	38049	17640	257	574	65	
min	38049	17640	257	574	65	

Sulla base dei valori medi della portata e delle concentrazioni di inquinanti sono stati calcolati i carichi medi giornalieri in ingresso e in uscita, quindi i carichi rimossi e le rese di abbattimento; in particolare i carichi in ingresso derivano dal contributo della rete fognaria e dal contributo dei rifiuti liquidi. Non sono stati considerati i codici CER la cui quantità è inferiore ai 4 m<sup>3</sup>/d.

*Tabella 4.3. carichi medi giornalieri dei parametri dell'impianto.[kg/d]*

	Ingresso rete	Ingresso rifiuti	Ingresso totale	Uscita	Rimosso	Resa %
SST	721			54	667	92%
COD	2418	1542	3960	130	3830	97%
BOD5	1117	953	2070	54	2016	97%
TKN	266	269	535	2	532	100%
N totale	271	269	540	31	509	94%
P totale	37	4	41	1	40	97%

Dal confronto dei dati di progetto riportati all'inizio del capitolo 3 con quelli effettivi, si può osservare che la portata media è inferiore del 22% al valore previsto (5421 m<sup>3</sup>/d), mentre la portata di punta è al massimo superiore del 10% a quella prevista (783 m<sup>3</sup>/h); quindi dal punto di vista idraulico l'impianto è ben dimensionato.

Per quanto riguarda il carico organico, in sede di progetto erano stati previsti 3380 kg/d BOD<sub>5</sub>; il valore effettivo in ingresso è 2070 kg/d BOD<sub>5</sub> e circa metà di questo è dovuto ai rifiuti liquidi, quindi si deduce che l'impianto è sovradimensionato e ha una capacità residua pari a 1310 kg/d BOD<sub>5</sub> pari al 39% del totale di progetto.

Per quanto riguarda il carico di azoto totale, in sede di progetto erano stati previsti 640 kg/d N; il valore effettivo in ingresso è 540 kg/d N e circa la metà di questo è dovuto ai rifiuti liquidi, quindi si deduce che l'impianto è sovradimensionato e ha una capacità residua pari a 100 kg/d N pari al 16% del totale di progetto.

Per quanto riguarda il carico di fosforo totale, in sede di progetto erano stati previsti 79 kg/d P; il valore effettivo in ingresso è 41 kg/d P e circa il 10% di questo è dovuto ai rifiuti liquidi, anche in questo caso l'impianto è sovradimensionato e ha una capacità residua pari a 38 kg/d P pari al 48% del totale di progetto.

Il rapporto BOD<sub>5</sub>/Azoto in ingresso è pari a 3,8; questo valore indica che il liquame è idoneo al trattamento di rimozione dell'azoto con la pre-denitrificazione.

## 4.6 Calcolo della capacità depurativa dell'impianto

In questo paragrafo vengono calcolate le capacità di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione dei comparti biologici dell'impianto distinguendo tra la linea 1 e la linea 2 per verificare se le vasche sono sovradimensionate o sovraccaricate. Non essendo in funzione la sedimentazione primaria, e dato che la grigliatura e la dissabbiatura-disoleatura hanno un effetto trascurabile sulla concentrazioni di BOD<sub>5</sub> e azoto, si considera che i carichi inquinanti in ingresso al comparto biologico siano equivalenti a quelli in ingresso all'impianto, e che siano ripartiti tra le due linee proporzionalmente alle portate ( 45% alla linea 1 e 55% alla linea 2).

### 4.6.1 Linea 1

Dai dati di progetto della linea 1 già riportati nel capitolo 3 si ricava un volume di ossidazione pari a 2688 m<sup>3</sup>; un volume di pre-denitrificazione pari a 2004 m<sup>3</sup>; i sedimentatori hanno complessivamente una superficie di 1136 m<sup>2</sup> ed un volume complessivo di 2454 m<sup>3</sup>.

#### Capacità ossidante

La capacità ossidante C<sub>ox</sub> (kgBOD<sub>5</sub>/d) si calcola con la seguente relazione:

$$C_{ox} = C_f * [SS_T] * V_{ox} \quad (4.1)$$



Come carico del fango  $C_f$  si assume un valore  $0,14 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{kgSS}_T \cdot \text{d}$  pari al valore di progetto;  $[\text{SS}_T]$  è la concentrazione di biomassa effettiva pari a  $6,5 \text{ kgSS}_T/\text{m}^3$  per la linea 1 e  $V_{\text{ox}}$  è il volume complessivo delle vasche di ossidazione pari a  $2688 \text{ m}^3$ .

Si può ora calcolare la capacità ossidante della vasca:

$$C_{\text{ox}} = 0,14 * 6,5 * 2688 = 2446 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d} \quad (4.2)$$

Il valore calcolato deve essere confrontato con il carico di  $\text{BOD}_5$  trattato in vasca. Se risulta maggiore l'impianto ha una capacità residua, altrimenti è sovraccaricato.

Il carico di  $\text{BOD}_5$  trattato in ossidazione è ottenuto sottraendo al  $\text{BOD}_5$  totale in ingresso, il  $\text{BOD}_5$  in uscita e quello utilizzato nella fase di denitrificazione:

$$\text{BOD}_{5 \text{ ox}} = \text{BOD}_{5 \text{ in}} - \text{BOD}_{5 \text{ out}} - \text{BOD}_{5 \text{ denitro}} \quad (4.3)$$

Nelle condizioni effettive d'impianto, il carico di  $\text{BOD}_5$  in ingresso alla linea 1 è pari a  $2070 * 0,45 = 932 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d}$ ; il carico di  $\text{BOD}_5$  in uscita alla linea 1 è pari a  $54 * 0,45 = 24 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d}$ . Supponendo in prima approssimazione che la denitrificazione abbatta il 30% del  $\text{BOD}_5$  che entra nel comparto biologico (salva verifica successiva), si può stimare il carico di  $\text{BOD}_5$  abbattuto in denitrificazione che è pari a  $280 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d}$ .

È ora possibile calcolare il carico di  $\text{BOD}_5$  ossidato:

$$\text{BOD}_{5 \text{ ox}} = 932 - 24 - 280 = 628 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d} \quad (4.4)$$

Osservando i dati ottenuti si può notare che la vasca di ossidazione ha una buona capacità residua pari al 74%.

### Capacità nitrificante

La capacità nitrificante  $N_{\text{nitr}}$  ( $\text{kg}_N/\text{d}$ ) si calcola con la seguente relazione:

$$N_{\text{nitr}} = v_{\text{nitr}} * f * [\text{SS}_V] * V_{\text{nitr}} \quad (4.5)$$

Dove:

- $f$  è la frazione batterica nitrificante e vale  $0,04 \text{ kg}_{\text{SSN}}/\text{kg}_{\text{SSV}}$ ;
- $\text{SS}_V$  è la concentrazione di solidi sospesi volatili, valore medio tra le due vasche di ossidazione, pari a  $3,8 \text{ kg}_{\text{SSV}}/\text{m}^3$ ;
- $V_{\text{nitr}}$  è il volume della vasca di nitrificazione, pari a quello complessivo delle vasche di ossidazione ( $2688 \text{ m}^3$ );

- $v_{nitr}$  è la velocità di nitrificazione, pari a  $0,49 \text{ kg}_N/\text{kg}_{SSN} \cdot \text{d}$ , come dai dati di progetto a  $12 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Si può ora calcolare la capacità nitrificante della linea 1:

$$N_{nitr} = 0,49 * 0,04 * 3,8 * 2688 = 200 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.6)$$

Il valore calcolato deve essere confrontato con il carico di azoto trattato in vasca di ossidazione e verificare un'eventuale capacità residua. Il carico di azoto trattato in vasca è ottenuto sottraendo all'azoto totale in ingresso, l'azoto totale in uscita e quello assorbito per la sintesi batterica:

$$N_{nitrificato} = N_{tot \text{ in}} - N_{tot \text{ out}} - N_{assimilato} \quad (4.7)$$

Dove:

- $N_{tot \text{ in}}$  è il carico di azoto totale in ingresso alla linea 1, ossia  $540 * 0,45 = 243 \text{ kg}_N/\text{d}$ ;
- $N_{tot \text{ out}}$  è il carico di azoto totale in uscita dalla linea 1, ossia  $31 * 0,45 = 14 \text{ kg}_N/\text{d}$ ;
- $N_{assimilato}$  è pari al 5% del  $BOD_5$  rimosso ( $907 \text{ kg}_{BOD_5}/\text{d}$ ), ossia  $45 \text{ kg}_N/\text{d}$ ;

È ora possibile calcolare il carico di N nitrificato:

$$N_{nitrificato} = 243 - 14 - 45 = 184 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.8)$$

Si può notare che la capacità nitrificante della vasca supera l'effettiva quantità di azoto nitrificato, quindi la linea 1 ha una capacità residua per la nitrificazione dell'8%.

### Capacità denitrificante

Nella linea 1 è presente una vasca di pre-denitrificazione. La capacità denitrificante  $N_{denitro}$  ( $\text{kg}_N/\text{d}$ ) si calcola con la seguente relazione:

$$N_{denitro} = v_{denitro} * [SS_V] * V_{denitro} \quad (4.9)$$

- $SS_V$  è la concentrazione di solidi sospesi volatili, valore medio tra le due vasche di ossidazione, pari a quella nella vasca di pre-denitrificazione, e vale  $3.8 \text{ kg}_{SSV}/\text{m}^3$ ;
- $V_{denitro}$  è il volume della vasca di denitrificazione ( $2004 \text{ m}^3$ );
- $v_{denitro}$  è la velocità di denitrificazione, pari a  $0,045 \text{ kg}_N/\text{kg}_{SSN} \cdot \text{d}$ , come dai dati di progetto a  $12 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Si può ora calcolare la capacità denitrificante della vasca:

$$N_{\text{denitro}} = 0,045 * 3,8 * 2004 = 343 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.10)$$

Il valore calcolato deve essere confrontato con l'effettiva quantità di azoto denitrificato. Questo si calcola come differenza tra l'azoto nitrificato calcolato prima e le produzioni nette di nitriti e nitrati (uscita – entrata = 11-3=8 kg<sub>N</sub>/d):

$$N_{\text{denitrificato}} = N_{\text{nitrificato}} - \Delta\text{NO}_x\text{N} \quad (4.11)$$

L'azoto nitrificato è già stato calcolato prima e vale 184 kg<sub>N</sub>/d; la produzione netta vale 8 kg<sub>N</sub>/d; pertanto l'azoto denitrificato sarà pari a 176 kg<sub>N</sub>/d.

Si può notare che la vasca anossica ha una capacità residua del 49%. Essendo ora noto l'azoto denitrificato, è possibile verificare l'ipotesi fatta nel capitolo precedente sulla quantità di BOD<sub>5</sub> utilizzata nella fase di denitrificazione. Assumendo che per ridurre 1 kg di azoto nitrico si consumino 2,5 kg di BOD, si ricava:

$$\text{BOD}_{\text{denitro}} = 2,5 * 176 = 440 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d} \quad (4.12)$$

Era stato ipotizzato che la denitrificazione rimuovesse il 30% del BOD<sub>5</sub> iniziale ossia 280 kg<sub>BOD5</sub>/d; visto il valore appena calcolato (440 kg<sub>BOD5</sub>/d) si deduce che l'approssimazione iniziale è cautelativa nei riguardi della nitrificazione in quanto questa è favorita da basse quantità di sostanza organica.

#### Capacità limite del sedimentatore finale

Nella linea 1 sono presenti due sedimentatori finali a pianta circolare di superficie totale 1136 m<sup>2</sup> e di volume complessivo 2454 m<sup>3</sup>. Di seguito vengono calcolati i parametri idraulici dei sedimentatori finali:

$$C_{is} = Q / S \quad (4.13)$$

$$P_{SS} = (Q + Q_R) * [SS_T] / S \quad (4.14)$$

Dove:

- $C_{is}$  è il carico idraulico superficiale in m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h;
- $Q$  è la portata media oraria in ingresso alla linea 1 pari a 102 m<sup>3</sup>/h;
- $S$  è l'area totale dei sedimentatori finali pari a 1136 m<sup>2</sup>;

- $P_{SS}$  è il carico superficiale di solidi sospesi e si misura in  $\text{kg}_{SS}/\text{m}^2\text{h}$ ;
- $Q_R$  è la portata oraria di ricircolo del fango pari a  $80 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- $[SS_T]$  è la concentrazione dei solidi sospesi totali in vasca pari a  $6,5 \text{ kg}_{SS_T}/\text{m}^3$ .

Si può ora calcolare il carico idraulico superficiale che è pari a  $0,09 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$  con il valore di portata media; utilizzando invece come dato il valore della portata massima ( $352 \text{ m}^3/\text{h}$ ) si ha un carico idraulico superficiale di  $0,31 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . Il carico superficiale di solidi sospesi con il valore di portata media è pari a  $1,04 \text{ kg}_{SS}/\text{m}^2\text{h}$ , utilizzando invece la portata massima si ha come valore  $2,5 \text{ kg}_{SS}/\text{m}^2\text{h}$ .

Si può notare che il valore di carico idraulico superficiale si è mantenuto al di sotto del valore massimo suggerito per la portata media ( $0,7 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ ) e per la portata massima ( $1,5 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ ); anche per quanto riguarda il carico superficiale di solidi sospesi si nota che i valori si sono mantenuti al di sotto del valore massimo suggerito ( $6 \text{ kg}_{SS}/\text{m}^2\text{h}$ ).

#### 4.6.2 Linea 2

Dai dati di progetto della linea 2 già riportati nel capitolo 3 si ricava un volume di ossidazione pari a  $2696 \text{ m}^3$ ; un volume di pre-denitrificazione pari a  $2083 \text{ m}^3$ ; un volume di post-denitrificazione pari a  $600 \text{ m}^3$ ; un volume di riaerazione pari a  $363 \text{ m}^3$ ; il sedimentatore ha una superficie di  $589 \text{ m}^2$  ed un volume di  $2168 \text{ m}^3$ .

#### Capacità ossidante

La capacità ossidante  $C_{ox}$  ( $\text{kg}_{BOD_5}/\text{d}$ ) si calcola con la seguente relazione:

$$C_{ox} = C_f * [SS_T] * V_{ox} \quad (4.15)$$

Come carico del fango  $C_f$  si assume un valore  $0,13 \text{ kg}_{BOD_5}/\text{kg}_{SS_T} * \text{d}$  pari al valore di progetto;  $SS_T$  è la concentrazione di biomassa effettiva pari a  $6,7 \text{ kg}_{SS_T}/\text{m}^3$  per la linea 1e  $V_{ox}$  è il volume della vasca di ossidazione pari a  $2696 \text{ m}^3$ .

Si può ora calcolare la capacità ossidante della vasca:

$$C_{ox} = 0,13 * 6,7 * 2696 = 2348 \text{ kg}_{BOD_5}/\text{d} \quad (4.16)$$

Il valore calcolato deve essere confrontato con il carico di  $BOD_5$  trattato in vasca. Se risulta maggiore l'impianto ha una capacità residua, altrimenti è sovraccaricato.

Il carico di BOD<sub>5</sub> trattato in ossidazione è ottenuto come nel caso della linea 1 con la relazione 4.3:

nelle condizioni effettive d'impianto, il carico di BOD<sub>5</sub> in ingresso alla linea 2 è pari a 2070\*0,55=1138 kg<sub>BOD5</sub>/d; il carico di BOD<sub>5</sub> in uscita alla linea 2 è pari a 54\*0,55=30 kg<sub>BOD5</sub>/d. Supponendo in prima approssimazione che la denitrificazione abbatta il 30% del BOD<sub>5</sub> che entra nel comparto biologico (salva verifica successiva), si può stimare il carico di BOD<sub>5</sub> abbattuto in denitrificazione che è pari a 341 kg<sub>BOD5</sub>/d.

È ora possibile calcolare il carico di BOD<sub>5</sub> ossidato:

$$\text{BOD}_{5\text{ ox}} = 1138 - 30 - 341 = 767 \text{ kg}_{\text{BOD5}}/\text{d} \quad (4.17)$$

Osservando i dati ottenuti si può notare che la vasca di ossidazione ha una buona capacità residua pari al 67%.

#### Capacità nitrificante

La capacità nitrificante  $N_{\text{nitr}}$  (kg<sub>N</sub>/d) si calcola con la seguente relazione:

$$N_{\text{nitr}} = v_{\text{nitr}} * f * [\text{SS}_V] * V_{\text{nitr}} \quad (4.18)$$

Dove:

- $f$  è la frazione batterica nitrificante e vale 0,04 kg<sub>SSN</sub>/kg<sub>SSV</sub>;
- $\text{SS}_V$  è la concentrazione di solidi sospesi volatili, valore medio tra le due vasche di ossidazione, pari a 4,3 kg<sub>SSV</sub>/m<sup>3</sup>;
- $V_{\text{nitr}}$  è il volume della vasca di nitrificazione, pari a quello della vasca di ossidazione (2696 m<sup>3</sup>);
- $v_{\text{nitr}}$  è la velocità di nitrificazione, pari a 0,49 kg<sub>N</sub>/kg<sub>SSN</sub>\*d, come dai dati di progetto a 12 °C.

Si può ora calcolare la capacità nitrificante della vasca:

$$N_{\text{nitr}} = 0,49 * 0,04 * 4,3 * 2696 = 227 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.19)$$

Il valore calcolato deve essere confrontato con il carico di azoto trattato in vasca di ossidazione e verificare un'eventuale capacità residua. Il carico di azoto trattato in vasca è ottenuto sottraendo all'azoto totale in ingresso, l'azoto totale in uscita e quello assorbito per la sintesi batterica:

$$N_{\text{nitrificato}} = N_{\text{tot in}} - N_{\text{tot out}} - N_{\text{assimilato}} \quad (4.20)$$

Dove:

- $N_{\text{tot in}}$  è il carico di azoto totale in ingresso alla linea 2, ossia  $540 \cdot 0,55 = 297 \text{ kg}_N/\text{d}$ ;
- $N_{\text{tot out}}$  è il carico di azoto totale in uscita dalla linea 2, ossia  $31 \cdot 0,55 = 17 \text{ kg}_N/\text{d}$ ;
- $N_{\text{assimilato}}$  è pari al 5% del  $\text{BOD}_5$  rimosso ( $1109 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d}$ ), ossia  $55 \text{ kg}_N/\text{d}$ ;

È ora possibile calcolare il carico di N nitrificato:

$$N_{\text{nitrificato}} = 297 - 17 - 55 = 225 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.21)$$

Si può notare che la capacità nitrificante residua della linea 2 è pari all'1%.

#### Capacità denitrificante

Nella linea 2 è presente una vasca di pre-denitrificazione e una vasca di post-denitrificazione. Per quanto riguarda la pre-denitrificazione, la capacità denitrificante  $N_{\text{denitro}}$  ( $\text{kg}_N/\text{d}$ ) si calcola con la seguente relazione:

$$N_{\text{denitro}} = v_{\text{denitro}} * [\text{SS}_V] * V_{\text{denitro}} \quad (4.22)$$

- $\text{SS}_V$  è la concentrazione di solidi sospesi volatili nella vasca di pre-denitrificazione, e vale  $4,3 \text{ kg}_{\text{SSV}}/\text{m}^3$ ;
- $V_{\text{denitro}}$  è il volume della vasca di denitrificazione ( $2083 \text{ m}^3$ );
- $v_{\text{denitro}}$  è la velocità di denitrificazione, pari a  $0,040 \text{ kg}_N/\text{kg}_{\text{SSN}} \cdot \text{d}$ , come dai dati di progetto a  $12 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Si può ora calcolare la capacità denitrificante della vasca:

$$N_{\text{denitro}} = 0,040 * 4,3 * 2083 = 358 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.23)$$

Per quanto riguarda la post-denitrificazione, la capacità denitrificante  $N_{\text{denitro}}$  ( $\text{kg}_N/\text{d}$ ) si calcola con la seguente relazione:

$$N_{\text{denitro}} = v_{\text{denitro}} * [\text{SS}_V] * V_{\text{denitro}} \quad (4.24)$$

- $\text{SS}_V$  è la concentrazione di solidi sospesi volatili, e vale  $4,3 \text{ kg}_{\text{SSV}}/\text{m}^3$ ;
- $V_{\text{denitro}}$  è il volume della vasca di denitrificazione ( $600 \text{ m}^3$ );

- $v_{\text{denitro}}$  è la velocità di denitrificazione, pari a  $0,015 \text{ kg}_N/\text{kg}_{\text{SSN}}*\text{d}$ , come dai dati di progetto a  $12 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Si può ora calcolare la capacità denitrificante della vasca:

$$N_{\text{denitro}} = 0,015 * 4,3 * 600 = 39 \text{ kg}_N/\text{d} \quad (4.25)$$

La capacità denitrificante totale è pari alla somma delle due capacità e vale  $397 \text{ kg}_N/\text{d}$ .

Il valore calcolato deve essere confrontato con l'effettiva quantità di azoto denitrificato. Questo si calcola come differenza tra l'azoto nitrificato calcolato prima e le produzioni nette di nitriti e nitrati (uscita – entrata =  $13-4=9 \text{ kg}_N/\text{d}$ ):

$$N_{\text{denitrificato}} = N_{\text{nitrificato}} - \Delta\text{NO}_x\text{N} \quad (4.26)$$

L'azoto nitrificato è già stato calcolato prima e vale  $225 \text{ kg}_N/\text{d}$ ; la produzione netta vale  $9 \text{ kg}_N/\text{d}$ ; pertanto l'azoto denitrificato sarà pari a  $216 \text{ kg}_N/\text{d}$ .

Si può notare che la vasca anossica ha una capacità residua del 46%. Essendo ora noto l'azoto denitrificato, è possibile verificare l'ipotesi fatta nel capitolo precedente sulla quantità di  $\text{BOD}_5$  utilizzata nella fase di denitrificazione. Assumendo che per ridurre  $1 \text{ kg}$  di azoto nitrico si consumino  $2,5 \text{ kg}$  di  $\text{BOD}$ , si ricava:

$$\text{BOD}_{\text{denitro}} = 2,5 * 216 = 540 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d} \quad (4.27)$$

Era stato ipotizzato che la denitrificazione rimuovesse il 30% del  $\text{BOD}_5$  iniziale ossia  $341 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d}$ ; visto il valore appena calcolato ( $540 \text{ kg}_{\text{BOD}_5}/\text{d}$ ) si deduce che l'approssimazione iniziale è cautelativa nei riguardi della nitrificazione in quanto questa è favorita da basse quantità di sostanza organica.

#### Capacità limite del sedimentatore finale

Nella linea 2 è presente un sedimentatore finale a pianta circolare di superficie  $589 \text{ m}^2$  e di volume  $2168 \text{ m}^3$ . Di seguito vengono calcolati i parametri idraulici del sedimentatore finale:

$$C_{is} = Q / S \quad (4.28)$$

$$P_{SS} = (Q + Q_R) * [SS_T] / S \quad (4.29)$$

Dove:

- $C_{is}$  è il carico idraulico superficiale in  $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ ;
- $Q$  è la portata media oraria in ingresso alla linea 2 pari a  $124 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- $S$  è l'area del sedimentatore finale pari a  $589 \text{ m}^2$ ;
- $P_{ss}$  è il carico superficiale di solidi sospesi e si misura in  $\text{kg}_{ss}/\text{m}^2\text{h}$ ;
- $Q_R$  è la portata oraria di ricircolo del fango pari a  $120 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- $[SS_T]$  è la concentrazione dei solidi sospesi totali in vasca pari a  $6,7 \text{ kg}_{SS_T}/\text{m}^3$ .

Si può ora calcolare il carico idraulico superficiale che è pari a  $0,21 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$  con il valore di portata media; utilizzando invece come dato il valore della portata massima ( $431 \text{ m}^3/\text{h}$ ) si ha un carico idraulico superficiale di  $0,73 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . Il carico superficiale di solidi sospesi con il valore di portata media è pari a  $2,8 \text{ kg}_{ss}/\text{m}^2\text{h}$ , utilizzando invece la portata massima si ha come valore  $6,3 \text{ kg}_{ss}/\text{m}^2\text{h}$ .

Si può notare che il valore di carico idraulico superficiale si è mantenuto al di sotto del valore massimo suggerito per la portata media ( $0,7 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ ) e per la portata massima ( $1,5 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ ); per quanto riguarda il carico superficiale di solidi sospesi si nota che il valore per la portata media si è mantenuto al di sotto del valore massimo suggerito ( $6 \text{ kg}_{ss}/\text{m}^2\text{h}$ ), mentre per la portata massima risulta leggermente al di sopra. Comunque la presenza a valle di un filtro assicura il rispetto del limite dei solidi sospesi anche in condizioni di punta.



## Conclusioni

Questa tesi ha avuto come obiettivo lo studio del funzionamento dell'impianto di depurazione di Conselve tra giugno 2010 e giugno 2011. Si è voluta verificare l'effettiva capacità depurativa dell'impianto e un'eventuale capacità residua. Per la determinazione dei principali inquinanti (azoto ammoniacale, azoto nitrico, azoto nitroso, azoto totale, fosforo totale, COD, BOD<sub>5</sub>) sono stati effettuati campionamenti in punti significativi dell'impianto: entrata, uscita, vasche di ossidazione di entrambe le linee e stazione di trattamento bottini. I dati di portate e concentrazioni sono stati poi confrontati con i dati storici acquisiti dal gestore.

Da progetto risulta che l'impianto è stato dimensionato per 46.880 Ab.Eq. , per una portata media di 7128 m<sup>3</sup>/d, un carico organico di 3380 Kg<sub>BOD</sub>/d e un carico azotato di 640 Kg<sub>TKN</sub>/d. Sulla base delle misure di portata e delle analisi eseguite è stato calcolato che l'impianto tratta una portata media effettiva di 5421 m<sup>3</sup>/d, un carico organico effettivo di 2070 Kg<sub>BOD</sub>/d e un carico azotato effettivo di 535 Kg<sub>TKN</sub>/d. Le rese di abbattimento sono del 97% per il BOD<sub>5</sub>, del 100% per il TKN e del 94% per l'azoto totale.

Si è verificato che l'impianto rispetta sempre i limiti di legge per lo scarico in Laguna.

Per quanto riguarda la linea 1, l'impianto ha una capacità ossidante di 2446 kg<sub>BOD5</sub>/d, questo valore va confrontato con il BOD<sub>5</sub> ossidato (628 kg<sub>BOD5</sub>/d) e da qui si ricava una capacità residua pari al 74%. La capacità nitrificante è di 200 kg<sub>N</sub>/d, questo dato va confrontato con l'azoto nitrificato (184 kg<sub>N</sub>/d) e da qui si ricava una capacità residua dell'8%. La capacità denitrificante è di 343 kg<sub>N</sub>/d, questo dato va confrontato con l'azoto denitrificato (176 kg<sub>N</sub>/d) e da qui si ricava una capacità residua del 49%.

Sono stati inoltre verificati i parametri idraulici dei sedimentatori finali: il carico idraulico superficiale è pari a 0,09 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h con il valore di portata media (102 m<sup>3</sup>/h); utilizzando invece come dato il valore della portata massima (352 m<sup>3</sup>/h) si ha un carico idraulico superficiale di 0,31 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h. Il carico superficiale di solidi sospesi con il valore di portata media è pari a 1,04 kg<sub>SS</sub>/m<sup>2</sup>h, utilizzando invece la portata massima si ha come valore 2,5 kg<sub>SS</sub>/m<sup>2</sup>h. Si nota che il valore di carico idraulico superficiale si è mantenuto al di sotto del valore massimo suggerito per la portata media (0,7 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h) e per la portata massima (1,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h); anche per il carico superficiale di solidi sospesi i valori si sono mantenuti al di sotto del valore massimo suggerito (6 kg<sub>SS</sub>/m<sup>2</sup>h).

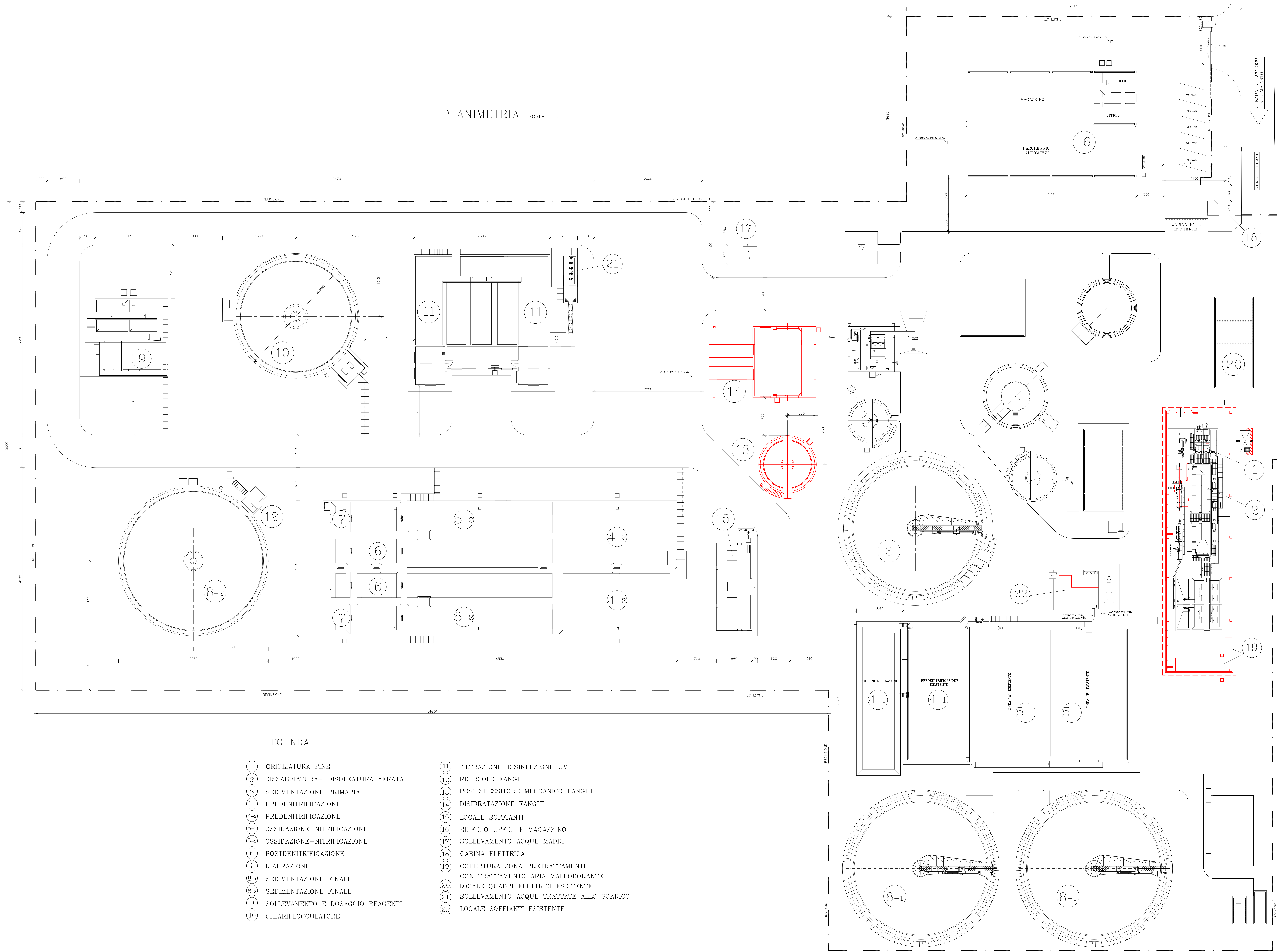
Per quanto riguarda la linea 2, l'impianto ha una capacità ossidante di 2348 kg<sub>BOD5</sub>/d, questo valore va confrontato con il BOD<sub>5</sub> ossidato (767 kg<sub>BOD5</sub>/d) e da qui si ricava una capacità residua pari al 67%. La capacità nitrificante è di 227 kg<sub>N</sub>/d, questo dato va confrontato con l'azoto nitrificato (225 kg<sub>N</sub>/d) e da qui si ricava una capacità residua dell'1%. La capacità denitrificante è di 358 kg<sub>N</sub>/d per la pre-denitrificazione e di 39 kg<sub>N</sub>/d per la post-denitrificazione, questo dato va confrontato con l'azoto denitrificato (216 kg<sub>N</sub>/d.) e da qui si ricava una capacità residua del 46%.

Sono stati inoltre verificati i parametri idraulici del sedimentatore finale: il carico idraulico superficiale che è pari a 0,21 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h con il valore di portata media (124 m<sup>3</sup>/h); utilizzando invece come dato il valore della portata massima (431 m<sup>3</sup>/h) si ha un carico idraulico superficiale di 0,73 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h. Il carico superficiale di solidi sospesi con il valore di portata media è pari a 2,8 kg<sub>SS</sub>/m<sup>2</sup>h, utilizzando invece la portata massima si ha come valore 6,3 kg<sub>SS</sub>/m<sup>2</sup>h. Si nota che il valore di carico idraulico superficiale si è mantenuto al di sotto del valore massimo suggerito per la portata media (0,7 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h) e per la portata massima (1,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h); per il carico superficiale di solidi sospesi si nota che il valore per la portata media si è mantenuto al di sotto del valore massimo suggerito (6 kg<sub>SS</sub>/m<sup>2</sup>h), mentre per la portata massima risulta leggermente al di sopra ma la presenza a valle di un filtro assicura il rispetto del limite dei solidi sospesi anche in condizioni di punta.

L'impianto di depurazione presenta sempre una buona capacità residua dei diversi parametri e quindi non ci sono punti critici.



PLANIMETRIA SCALA 1:200



OPERE ESISTENTI  
 OPERE DI PROGETTO

- LEGENDA**
- |                                     |  |
|-------------------------------------|--|
| ① GRIGLIATURA FINE                  | ⑪ FILTRAZIONE-DISINFEZIONE UV  |
| ② DISSABBIATURA- DISOLEATURA AERATA | ⑫ RICIRCOLO FANGHI   |
| ③ SEDIMENTAZIONE PRIMARIA           | ⑬ POSTSPESATORE MECCANICO FANGHI                                     |
| ④-1 PREDENITRIFICAZIONE             | ⑭ DISIDRATAZIONE FANGHI  |
| ④-2 PREDENITRIFICAZIONE             | ⑮ LOCALE SOFFIANTI   |
| ⑤-1 OSSIDAZIONE-NITRIFICAZIONE      | ⑯ EDIFICIO UFFICI E MAGAZZINO  |
| ⑤-2 OSSIDAZIONE-NITRIFICAZIONE      | ⑰ SOLLEVAMENTO ACQUE MADRI   |
| ⑥ POSTDENITRIFICAZIONE              | ⑱ CABINA ELETTRICA   |
| ⑦ RIAERAZIONE                       | ⑲ COPERTURA ZONA PRETRATTAMENTI<br>CON TRATTAMENTO ARIA MALEODORANTE |
| ⑧-1 SEDIMENTAZIONE FINALE           | ⑳ LOCALE QUADRI ELETTRICI ESISTENTE                                  |
| ⑧-2 SEDIMENTAZIONE FINALE           | ㉑ SOLLEVAMENTO ACQUE TRATTATE ALLO SCARICO                           |
| ⑨ SOLLEVAMENTO E DOSAGGIO REAGENTI  | ㉒ LOCALE SOFFIANTI ESISTENTE   |
| ⑩ CHIARIFLOCCULATORE                |  |



**CENTRO VENETO SERVIZI S.p.A.**  
(SEDE LEGALE IN MONSELICE)

**COMUNE DI CONSELVE**  
(PROVINCIA DI PADOVA)

**IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI CONSELVE  
POTENZIALITA' 46.880 A. E.**

**ADEGUAMENTO AL DECRETO DEL MINISTRO  
DELL' AMBIENTE DEL 30 LUGLIO 1999**

**PROGETTO ESECUTIVO  
II° STRALCIO**

COMISSA: SP 0002 F011 ES

1 PROGETTISTI: *[Signature]* *[Signature]*

ALLEGATO

PL-02

PLANIMETRIA CON UBICAZIONE  
DEI MANUFATTI DI PROGETTO

**STUDIO GALLI S.r.l. - PADOVA**

39020 PADOVA-PONTE S. NICOLA' VIA G. Rossa 20 Tel.0499001000 Fax.04971917

39100 BELLUNO-VIA degli Ingegneri 13 Tel.043705411 Fax.043705412

18038 SANREMO-Corso Matteotti 82 Tel.0184468324 Fax.0184468398

33020 S. GIORDANO DI NOGARO-LEONE Via Roma 25 Tel.0431802033 Fax.0431802039

REV.	DESCRIZIONE	DATA	EMISSIONE	VERIFICA	APPROVAZIONE
3					
2					
1					
0	Prima emissione	Aprile 2004	S. Fabbro	A. Galli	G. Galli