

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 SAN BONIFACIO

Relatore: Ch.mo prof. Lino Conte

Correlatori: Ing. Annarita Mutta

Ing. Luigi Falletti

Laureando: Federico Danzi

Anno accademico 2009/2010

INTRODUZIONE	1
CAPITOLO 1: NORMATIVE SULLE ACQUE	3
1.1 DEFINIZIONI	3
1.2 DECRETO LEGISLATIVO 152/2006	4
1.3 PIANO DI TUTELA DELLE ACQUE	6
1.4 GLI A.T.O.	9
CAPITOLO 2: TECNICHE DEPURATIVE	11
2.1 TRATTAMENTI PRIMARI	12
2.1.1 Grigliatura	12
2.1.2 Sollevamento	13
2.1.3 Dissabbiatura e disoleatura	13
2.1.4 Equalizzazione	14
2.1.5 Sedimentazione primaria	14
2.2 TRATTAMENTI SECONDARI	15
2.2.1 Ossidazione	18
2.2.2 Nitrificazione	21
2.2.3 Denitrificazione	22
2.2.4 Sedimentazione secondaria	24
2.2.5 Problema di sedimentabilità dei fanghi	25
2.3 TRATTAMENTI TERZIARI	25
2.3.1 Disinfezione e filtrazione a membrane	25
2.3.2 Filtrazione	27
2.4 TRATTAMENTO CHIMICO-FISICO	27
2.5 LINEA FANGHI	28
2.5.1 Ispessimento	28
2.5.2 Stabilizzazione: digestione aerobica	29

2.5.3 Stabilizzazione: digestione anaerobica	31
2.5.4 Disidratazione	31
CAPITOLO 3: ACQUE VERONESI	33
3.1 ACQUE VERONESI S.C.A.R.L.	33
3.2 GLI IMPIANTI DI ACQUE VERONESI	36
CAPITOLO 4: L'IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI SAN BONIFACIO	39
4.1 TRATTAMENTI PRIMARI	41
4.2 TRATTAMENTI SECONDARI	42
4.3 LINEA FANGHI	46
4.4 PRETRATTAMENTO REFLUI OSPEDALIERI	46
4.5 RESE DI PROGETTO	46
4.6 LIMITI ALLO SCARICO	47
CAPITOLO 5: ANALISI DEI DATI	49
5.1 GRAFICI PORTATE E CONCENTRAZIONI	49
5.1.1 Portate	49
5.1.2 Solidi sospesi totali, COD, BOD	51
5.1.3 Sostanze azotate	53
5.2 CARICHI DI INQUINANTI TRATTATI	56
5.3 RESE DI RIMOZIONE	59
5.4 BILANCI DI MATERIA SU BOD E AZOTO	64
5.5 CONCLUSIONI	71
BIBLIOGRAFIA	73

Introduzione

Le normative a tutela dell'ambiente, e in particolare delle acque, sono divenute nel tempo sempre più restrittive; ciò comporta la necessità di realizzare impianti di depurazione sempre più complessi e di effettuare verifiche di funzionamento per individuare eventuali punti critici da migliorare.

Questa tesi ha si propone di monitorare il funzionamento dell'impianto di depurazione di San Bonifacio, in provincia di Verona.

Al cap. 1 viene fatta una rapida disamina delle normative nazionali e regionali, in particolare dei limiti allo scarico che l'impianto deve rispettare.

Il primo passo da compiere è recepire le norme a livello nazionale, regionale e locale che controllano e salvaguardano il patrimonio idrico, imponendo una serie di limitazioni e restrizioni agli scarichi delle acque depurate nell'ambiente. Segue al cap. 2 un riassunto delle più seguite tecniche di depurazione degli scarichi reflui civili, con riferimento ai principali parametri che permettono di verificarne il funzionamento.

Dopo questa prima parte si entra nel dettaglio dell'impianto studiato, gestito da Acque Veronesi s.c.a.r.l.: dopo una prima descrizione dei trattamenti depurativi presenti si passa alla raccolta e all'elaborazione dei dati di portata e concentrazione di inquinanti in ingresso e in uscita. A partire da questi dati vengono determinati i carichi trattati, le rese di rimozione degli inquinanti, i parametri di funzionamento effettivi dell'impianto e le massime capacità depurative delle vasche.

Capitolo 1

NORMATIVE SULLE ACQUE

1.1 Definizioni

Per prima cosa, indichiamo una serie di definizioni di riferimento come da D.Lgs. 152/2006.

Abitante equivalente (A.E.): il carico organico biodegradabile avente una richiesta di ossigeno a 5 giorni (BOD₅) pari a 60 grammi al giorno.

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

1.2 Decreto Legislativo 152/2006

La legge a cui far riferimento in ambito nazionale quando si parla di scarico di acque reflue è il D.Lgs. 152/2006^{[1] [2]} (che ha sostituito il D.Lgs. 152/1999); tale norma nella Parte Terza contiene le prescrizioni di valide su tutto il territorio nazionale e demanda alle Regioni alcuni aspetti della disciplina degli scarichi.

Il D.Lgs. 152/2006 in primo luogo ripartisce il territorio nazionale in una serie di distretti idrografici, a loro volta suddivisi in una serie di bacini idrografici. Ogni Autorità di bacino provvede a redigere un Piano di bacino, che ha valore di piano territoriale di settore. Le varie Regioni successivamente a elaborano un Piano di Tutela delle Acque, contenente al suo interno prescrizioni variabili da zona a zona secondo i bacini idrografici e alla loro sensibilità ambientale.

La Sezione II della Parte Terza riguarda la tutela delle acque dall'inquinamento: indica le competenze del Ministero dell'ambiente e della tutela del territorio, delle Regioni e degli altri enti locali; individua gli obiettivi minimi di qualità ambientale per i corpi idrici significativi, necessari a mantenerli idonei per l'utilizzazione da parte dell'uomo e per consentire la vita di pesci e molluschi al loro interno; stabilisce la disciplina degli scarichi; indica i criteri per l'individuazione di aree sensibili e di zone vulnerabili alla presenza di nitrati e di prodotti fitosanitari, le zone vulnerabili alla desertificazione, le aree di salvaguardia delle acque

destinate al consumo umano; impone la pianificazione del bilancio idrico; stabilisce infine le sanzioni amministrative e penali.

Per definire le condizioni base per il trattamento delle acque reflue, bisogna introdurre il concetto di agglomerato. La Regione Veneto, nell'Allegato A al Decreto della Giunta Regionale n°3856 del 15 dicembre 2009 "Individuazione e caratterizzazione degli agglomerati ai sensi della direttiva 91/271/CEE"^[3], definisce un agglomerato come l'area in cui la popolazione e/o le attività economiche sono sufficientemente concentrate da rendere possibile la raccolta ed il convogliamento delle acque reflue verso un sistema di trattamento o un punto di scarico finale; la sua grandezza è espressa dal carico di queste acque reflue generate. L'esistenza di un agglomerato è indipendente dall'esistenza di un sistema di collettamento o da un impianto di trattamento; non deve inoltre essere confuso con entità amministrative (come i comuni) che potrebbero portare lo stesso nome: i due limiti territoriali potrebbero anche non corrispondere.

Il D.L. 152/2006 impone il collegamento con reti fognarie per il collettamento delle acque reflue urbane per gli agglomerati con numero di A.E. superiore a 2000, mentre per gli agglomerati di grandezza inferiore a tale limite sono ammesse deroghe qualora sia negativo il rapporto tra costi e benefici ottenibili, oppure esistano evidenti impossibilità di natura tecnica. Questa sezione Decreto Legge disciplina inoltre gli scarichi in funzione del rispetto degli obiettivi di qualità dei corpi idrici, e impone il rispetto dei valori limite previsti in allegato al Decreto stesso. In tab. 1-1 sono riportati i limiti di emissione per le acque reflue urbane:

Tabella 1-1: Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane^[1]

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

(*) = la percentuale di riduzione di BOD₅ non deve essere inferiore a 40; per i solidi sospesi la concentrazione non deve superare i 70 mg/L e la percentuale di abbattimento non deve essere inferiore al 70%

Nelle aree a specifica tutela, cioè aree sensibili, zone vulnerabili da nitrati di origine agricola, zone vulnerabili da prodotti fitosanitari, aree di salvaguardia di acque superficiali e sotterranee destinate al consumo umano, individuate da appositi regolamenti regionali, i limiti di emissione sono diversi, come riportato in tab. 1-2:

Tabella 1-2: Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane recapitanti in aree sensibili^[1]

Potenzialità impianto in A.E. Parametri (media giornaliera)	2.000 – 10.000		> 10.000	
	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
Fosforo totale (P mg/L)	≤ 2	80	≤ 1	80
Azoto totale (N mg/L)	≤ 15	70 - 80	≤ 10	70 - 80

Il D.L. definisce i limiti per il trattamento e lo scarico delle sostanze pericolose, e lascia autorità alle Regioni di imporre parametri più restrittivi se questi sono necessari al raggiungimento degli obiettivi di qualità previsti.

E' poi vietato lo scarico al suolo e nel sottosuolo, salvo deroghe specifiche.

La sezione III della Parte Terza disciplina la gestione delle risorse idriche, organizzando i servizi idrici sulla base degli Ambiti Territoriali Ottimali (A.T.O.) definiti dalle Regioni in base alla legge 36 del 5/1/1994, e istituisce una Autorità d'Ambito Territoriale Ottimale, dotata di personalità giuridica, a cui è trasferita la competenza su gestione e programmazione delle risorse idriche all'interno del proprio A.T.O. di competenza. La vigilanza e il controllo sulle risorse idriche sono affidati all'Autorità di vigilanza sulle risorse idriche e sui rifiuti (Sezione per la vigilanza sulle risorse idriche), che controlla il rispetto della disciplina vigente e tutela e garantisce i diritti degli utenti.

1.3 Piano di tutela delle acque

La disciplina locale degli scarichi in Veneto è stabilita dal Piano di Tutela delle Acque (PTA)^[4]; esso costituisce lo specifico piano di settore in materia di tutela e gestione delle acque e ha sostituito il precedente Piano Regionale di Risanamento delle Acque del 1989.

Il PTA contiene una serie di prescrizioni sugli interventi di protezione e risanamento dei corpi idrici superficiali e sotterranei, regola gli usi in atto e futuri secondo i principi di conservazione, risparmio e riutilizzo dell'acqua, e adotta le misure necessarie per assicurare l'equilibrio del bilancio idrico. In particolare, data la differente sensibilità ambientale dei diversi bacini idrografici del Veneto, i limiti allo scarico sono differenziati da zona a zona. All'interno del PTA, tenendo conto di tutte le caratteristiche idrografiche, idrogeologiche, geomorfologiche e insediative, il territorio regionale viene diviso in 5 zone omogenee di protezione: zona montana, zona di ricarica degli acquiferi, zona di pianura ad elevata densità insediativa, zona di pianura a bassa densità insediativa, zona costiera. All'interno di ogni zona i limiti allo scarico sono differenziati secondo la potenzialità dell'impianto di depurazione.

In base alla dimensione degli agglomerati serviti, sono fissate diverse tipologie di trattamenti necessari alla depurazione delle acque:

- per installazioni ed edifici isolati al di sotto della soglia minima di 50 A.E., sono possibili sistemi individuali di trattamento delle acque (principalmente vasche Imhoff);
- per ciascuna zona omogenea di protezione sono individuate soglie di popolazione (S) oltre le quali è previsto il rispetto dei limiti previsti per le acque reflue urbane; tale soglia espressa in A.E. è riportata per ogni tipologia di zona nella tab. 1.3:

Tabella 1-3: Soglie di emissione per le zone omogenee di protezione^[4]

ZONE OMOGENEE DI PROTEZIONE	SOGLIA (S)
ZONA MONTANA	500 A.E.
ZONA DI RICARICA DEGLI ACQUIFERI	100 A.E.
ZONA DI PIANURA AD ELEVATA DENSITA' ABITATIVA	200 A.E.
ZONA DI PIANURA A BASSA DENSITA' ABITATIVA	500 A.E.
ZONA COSTIERA	200 A.E.

Se la popolazione servita dall'impianto di depurazione è inferiore alla soglia S, si ammettono semplici trattamenti primari (vasche Imhoff seguite da un idoneo sistema di affinamento del refluo) che devono solo garantire una percentuale minima di riduzione dei solidi sospesi totali pari al 50% e del BOD₅ e COD pari al 25%.

- Per impianti con potenzialità superiore alla soglia S, ma inferiore a 2000 A.E. i trattamenti primari devono essere integrati da una fase ossidativa;
- per impianti con potenzialità superiore a 2000 A.E. è necessario un trattamento primario e un trattamento secondario.

I principali limiti agli scarichi stabiliti dal PTA per ogni zona e classe di potenzialità sono riportati nelle tab. 1-4 e 1-5:

Tabella 1-4: Soglie per l'applicazione dei limiti di emissione allo scarico di acque reflue urbane in acque superficiali^[4]

Zone omogenee di protezione (A.E.)	Zona montana	Zona di pianura a bassa densità abitativa	Zona di pianura da alta densità abitativa	Zona di ricarica degli acquiferi	Zona costiera	Acque marine
< 100						E
100 ÷ 199				A		E
200 ÷ 499			A	A	A	E
500 ÷ 1999	A	A	A	B	A	E
2000 ÷ 9999	B	C	C	D	C	E
≥ 10.000	C	C	C	D	C	E

Tabella 1-5: Limiti di emissione agli scarichi di acque reflue urbane in acque superficiali^[4]

Parametri (media ponderata a 24 ore)	Unità di misura	Colonna A	Colonna B	Colonna C	Colonna D	Colonna E
pH		5,5 – 9,2	5,5 – 9,5	5,5 – 9,5	5,5 – 9,5	5,0 – 9,5
Materiali grossolani	mg/L	Assenti	Assenti	Assenti	Assenti	Assenti
Solidi sospesi totali	mg/L	200	150	35	35	35
BOD₅ (come O₂)	mg/L	<190	80	25	25	25
COD	mg/L	<380	250	125	125	125
Alluminio	mg/L	2	2	1	1	
Cromo totale	mg/L	2	2	2	2	2
Cromo VI	mg/L	0,2	0,2	0,2	0,1	0,2
Ferro	mg/L	4	4	2	2	
Mercurio	mg/L	0,005	0,005	0,005	0,002	0,005
Piombo	mg/L	0,2	0,2	0,2	0,1	0,2
Rame	mg/L	0,1	0,1	0,1	0,05	0,1
Cianuri totali (come CN)	mg/L	0,5	0,5	0,5	0,1	1
Solfuri (come H₂S)	mg/L	2	2	1	0,5	2
Solfiti (come SO₃)	mg/L	2	2	1	1	10
Solfati (come SO₄)	mg/L	1000	1000	1000	500	Nessuno
Cloruri	mg/L	1200	1200	1200	400	Nessuno
Fluoruri	mg/L	12	12	6	3	20
Fosforo totale (come P)	mg/L	20	15	10	5	20
Azoto ammoniacale (come NH₄)	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
Azoto tot. Inorganico	mg/L	55	55			
Solventi organici aromatici	mg/L	0,2	0,2	0,2	0,002	0,2
Pesticidi totali	mg/L	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Escherichia coli	UFC/100 mL	5000	5000	5000	5000	5000

Al Capo III, il Piano individua le aree a specifica tutela:

- aree sensibili: in particolare per la provincia di Verona, lago di Garda, lago del Frassino e fiume Mincio, con rispettivi corsi immissari per 10 km e scarichi di acque reflue urbane e industriali che recapitano in area sensibile sia direttamente che indirettamente;
- zone vulnerabili da nitrati di origine agricola: per il veronese, zone di alta pianura e ricarica degli acquiferi, il territorio della Lessinia e dei rilievi destra-Adige, Comuni della provincia afferenti al bacino del Po;
- zone vulnerabili da prodotti fitosanitari: sono coincidenti con le zone vulnerabili da nitrati da origine agricola;
- aree di salvaguardia di acque superficiali e sotterranee destinate al consumo umano, nelle zone di emungimento.

1.4 Gli A.T.O.

Con la Legge Regionale n°5 del 27 marzo 1998, che dà attuazione pratica alla Legge 36/1994, il territorio veneto è stato suddiviso in nove Ambiti Territoriali Ottimali (A.T.O.), organizzati come consorzi o come convenzioni, amministrati dalle rispettive Autorità d'Ambito Territoriale Ottimale. Sono strutture con autorità giuridica che organizzano e controllano la gestione del servizio idrico integrato; questa gestione è affidata o ad un gestore esterno, che di solito controlla la rete idrica di più Comuni, oppure ad un ufficio tecnico comunale, che controlla solo la rete idrica di sua competenza. Nella tabella 1-6 sono elencati gli A.T.O. della Regione Veneto, e la loro estensione territoriale è rappresentata in fig. 1-1:

Tabella 1-6: Gli Ambiti Territoriali Ottimali della Regione Veneto

CODICE	A.T.O.	COMUNI SERVITI	POPOLAZIONE AL 2001
21	Interregionale Livenza – Tagliamento	11	82.124
22	Alto Veneto	66	203.601
23	Bacchiglione	140	1.031.223
24	Brenta	73	521.245
25	Laguna di Venezia	25	637.039
26	Polesine	52	262.193
27	Valle del Chiampo	13	95.787
28	Veneto Orientale	104	872.051
29	Veronese	97	822.431
	Totale	581	4.527.694

Fonte dati: ISTAT 2001, con aggiornamenti relativi allo spostamento di alcuni comuni nel 2006



Figura 1-1:Struttura degli Ambiti Territoriali Ottimali della Regione Veneto

Capitolo 2

TECNICHE DEPURATIVE

Questo capitolo si ripropone di esaminare, per sommi capi, le tecniche depurative più in uso negli impianti per la depurazione delle acque reflue civili. I tipi di trattamento esistenti e le loro combinazioni sono molte. Questa grande differenza è dovuta alle diverse potenzialità degli impianti e ai diversi limiti allo scarico che devono rispettare. In figura 2-1 è riportato uno schema indicante le principali fasi dei trattamenti di depurazione:

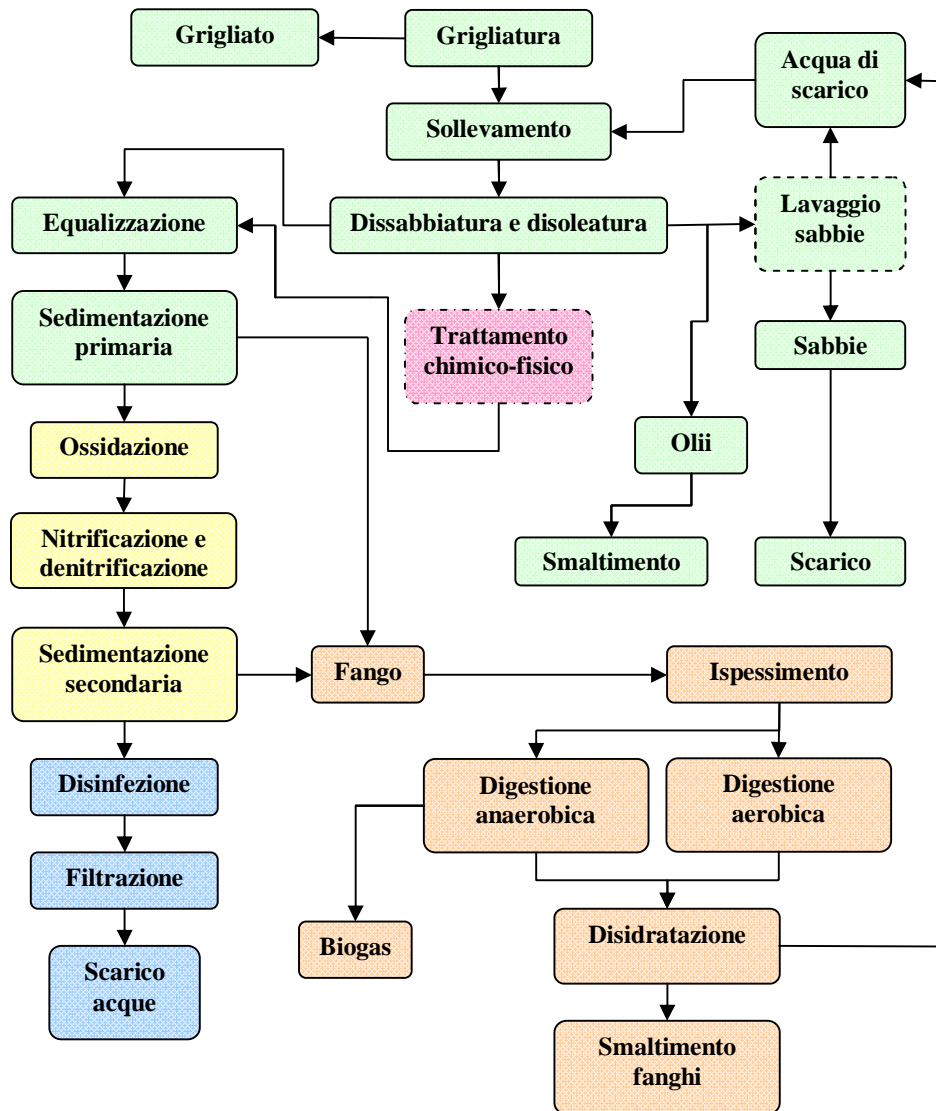


Figura 2-1: Schema a blocchi di un generico impianto di depurazione

2.1 Trattamenti primari

2.1.1 Grigliatura

La fase di grigliatura serve a trattenere i corpi grossolani presenti nel refluo in ingresso (rami, pietre, pezzi di legno ecc.) per mezzo di una griglia che viene pulita a intervalli regolari; si può classificare come grigliatura grossolana quando le barre sono distanziate di 4-6 cm, e come grigliatura fine quando la distanza varia da 0,2 a 2 cm. Il dimensionamento della griglia è fatto imponendo una velocità di passaggio del refluo compresa tra 0,3 e 1,4 m/s; a velocità più basse i corpi vanno a sedimentare nel pozzetto di arrivo, a velocità più alte tendono a venire trasportati oltre la griglia. Conoscendo la portata, si ricava la superficie utile S_u . La superficie della griglia S_g deve essere più grande, in quanto bisogna tener conto delle dimensioni delle barre^[5]:

$$S_g = S_u \cdot \frac{b+s}{s} \cdot \frac{1}{1-c} \quad [\text{Eq. 2-1}]$$

S_g = superficie griglia (in mm^2)

S_u = superficie utile (in mm^2)

b = spessore delle barre (in mm)

s = luce di passaggio tra le barre (in mm)

c = grado di sporcamente (adimensionale)

Al giorno d'oggi la grigliatura è un processo completamente meccanico. I tipi di griglia più usati sono la griglia a nastro, la griglia a gradini e la filtrococlea. La griglia a nastro utilizza un nastro rotante per raccogliere il materiale di scarto; la pulizia avviene in automatico con una lama posta sulla sommità del percorso del nastro rotante. La griglia a gradini ha una struttura simile a quella a nastro, ma la sua maggior pendenza fa sì che sia necessario raccogliere i corpi su gradini mobili, fino a portarli in un cassonetto. La filtrococlea è costituita da una coclea rotante senz'albero, comandata da un motoriduttore, posta all'interno di un filtro che essa stessa pulisce tramite una serie di spazzole di materiale plastico e una barra di lavaggio con ugelli spruzzatori; al termine della coclea di solito è posto un compattatore per il grigliato.

2.1.2 Sollevamento

Il sollevamento dei reflui avviene tramite pompe centrifughe sommerse, coclee o air lift. Comportando un costo energetico, la quota a cui sollevare il refluo va studiata con cura per posizionare i successivi trattamenti in modo che il refluo passi dall'uno all'altro per gravità.

L'uso di pompe centrifughe sommerse impone che nel pozzetto di sollevamento siano posti una serie di segnalatori di livello: essi impediscono lo svuotamento del pozzetto al di sotto del livello minimo di immersione delle pompe, e le attivano in funzione della portata in arrivo da sollevare, evitando un'eccessiva frequenza di accensione delle singole pompe. Le coclee hanno un funzionamento continuo e sollevano direttamente tutta la portata in arrivo; superano però fino a dislivelli di 5-7 metri e sono utilizzate solo in impianti medio-grandi. Per piccoli impianti si possono usare anche air lift: iniettano aria nel refluo, creando una miscela di densità inferiore di quella dell'acqua e permettendone la risalita.

2.1.3 Dissabbiatura e disoleatura

La dissabbiatura è un processo di separazione dei materiali, silicei e non, con densità superiore a quella dell'acqua: particelle con diametro 0,15-0,20 mm che passano attraverso i fori della griglia devono essere asportate, altrimenti andrebbero a depositarsi nelle vasche dei processi successivi diminuendone il volume utile; le particelle silicee sono inoltre abrasive e vanno a danneggiare le pompe e i macchinari con cui entrano in contatto. Può avvenire per gravità o per aerazione: nel primo caso i reflui sono movimentati ad una velocità di 0,3-0,4 m/s così da farli sedimentare; nel secondo si insufflano nel bacino 0,2-0,5 m³ di aria per ogni m³ di acqua, così da mantenere in sospensione le particelle organiche e da spingere sul fondo le particelle pesanti tramite un moto a spirale del fluido.

La disoleatura toglie olii e grassi che creano problemi alla depurazione inibendo le reazioni biologiche e ostacolando la sedimentazione dei fanghi: limitano lo scambio di O₂ con l'atmosfera e selezionano batteri di tipo filamentoso piuttosto che quelli fioccoformatori; la loro rimozione avviene tramite flottazione, insufflando aria che si attacca alle particelle di grasso portandole in superficie, dove vengono raccolte. Solitamente le due fasi sono svolte assieme nella stessa vasca, che viene divisa in due settori: prima vi è una zona di aerazione, poi una di calma dove avviene la sedimentazione; sabbie ed olii sono estratti meccanicamente, ad esempio attraverso un carroponete "va e vieni". Il tempo di permanenza del refluo in questa vasca è di 3-5 minuti. Si può tuttavia allungare fino a 30 minuti, se si utilizza questa sezione anche come fase di preaerazione.

2.1.4 Equalizzazione

In caso di portate variabili in ingresso o di concentrazioni di inquinanti fortemente variabili nel tempo è sempre consigliabile inserire una vasca di equalizzazione. Ciò permette di dimensionare le stazioni successive non sulla portata massima, ma a carico idraulico e organico costante: si possono ridurre le dimensioni delle vasche di sedimentazione e delle vasche di aerazione, e la regolazione dei processi biologici è più semplice in quanto si possono compensare più agevolmente portate anomale e carichi tossici. Per il dimensionamento, è necessario conoscere i cicli produttivi a monte dell'impianto e la variabilità dei carichi nell'arco della settimana i carichi, così da stoccare parte del refluo per periodi in cui la produzione è bassa e garantire sempre una portata costante in uscita. Il volume totale è dato quindi da un volume necessario a garantire una portata media in uscita Q_m , calcolato come^{[5][6]}:

$$V = V_0 + \int_0^t Q_0 dt - Q_m dt \quad [\text{Eq. 2-2}]$$

Q_0 = portata alimentata all'impianti (variabile nel tempo) (in m^3/s)

Q_m = portata media in uscita dalla vasca (costante) (in m^3/s)

V_0 = volume minimo di fondo dell'invaso, per non rovinare le pompe (in m^3)

A questo valore è necessario aggiungere un volume di franco per evitare la tracimazione.

Un'alternativa della vasca di equalizzazione è la vasca a pioggia, che entra in funzione solo nel momento in cui la portata in entrata supera un livello di soglia, a causa di un evento piovoso di notevole entità, e stramazza all'interno di questo bacino di stoccaggio.

E' una fase usata raramente: risulta più economico aumentare leggermente i volumi delle vasche necessarie piuttosto che costruirne una da usare solo in condizioni particolari.

2.1.5 Sedimentazione primaria

La fase di sedimentazione serve a far depositare le particelle con densità maggiore dell'acqua sfuggite ai passaggi precedenti. Tale processo avviene secondo la legge di Stokes^[7]:

$$v = \frac{(\rho_S - \rho_{FL}) \cdot g \cdot D^2}{18 \cdot \mu} \quad [\text{Eq. 2-3}]$$

dove:

v = velocità di sedimentazione (in metri/secondo)

ρ_S = densità della particella (in kg/m^3)

ρ_{FL} = densità dell'acqua (in kg/m^3)

g = forza di gravità (in metri/secondo^2)

D = diametro particella (in metri)

μ = viscosità dell'acqua (in $\text{kg/m}^2\cdot\text{secondo}$)

Finché la densità delle particelle è maggiore di quella dell'acqua, la velocità risulta positiva e diretta verso il basso: i corpi tendono a depositarsi sul fondo della vasca, e un carroponete dotato di raschiatore li convoglia verso la condotta d'estrazione.

Il dimensionamento viene fatto sulla base del carico idraulico medio: fissando una velocità ascensionale di progetto v_{asc} si calcola l'area necessaria come portata/velocità ascensionale, e fissando un tempo di permanenza τ si calcola il volume del sedimentatore come portata/tempo di permanenza. Di solito si assumono valori di v_{asc} compresa tra 0,8 e 1,5 m/h e tempo di detenzione pari a 2-3 ore.

Questo trattamento in genere è utilizzato limitatamente al caso dei grandi impianti in cui è presente una fase di digestione anaerobica dei fanghi; il fango primario è adatto a questo processo perché contiene molta sostanza organica e batteri anaerobici.

2.2 Trattamenti secondari

La depurazione delle acque reflue da composti carboniosi e azotati avviene tramite fanghi attivi, cioè fanghi formati da fiocchetti di 1-3 mm contenenti una serie di microrganismi, tra cui i più importanti sono batteri eterotrofi (necessitano per vivere di sostanza organica) ed autotrofi (necessitano per vivere di sostanza inorganica), aerobi ed anaerobi. Le condizioni ottimali per lo sviluppo di questi batteri prevedono un rapporto BOD:N:P almeno pari a 100:5:1, più tracce di altri microelementi; se i batteri sono aerobi è necessario anche fornire ossigeno, in quanto non è sufficiente quello proveniente dall'interscambio con l'atmosfera.

I microrganismi utilizzano per il loro sviluppo parte delle sostanze organiche solubili presenti nei liquami, trasformandole in biomassa che poi è separata dall'acqua nel sedimentatore secondario; queste sostanze colloidali disciolte, che altrimenti verrebbero allontanate con la fase liquida, sono bloccate dai batteri: il rendimento depurativo nella rimozione del BOD risulta quindi elevato. Le alte concentrazioni microbiche presenti nella vasca di aerazione sono rese possibili da un continuo ricircolo del fango raccolto dalla fase di sedimentazione

finale: introducendo organismi già completamente formati ed efficienti, le reazioni si innescano con rapidità; inoltre, con il ricircolo il tempo di permanenza della biomassa nel reattore (età del fango) è superiore al tempo di residenza del liquame.

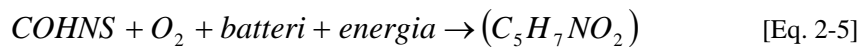
La cinetica di crescita biologica dipende da tre processi contemporanei^[8]:

1) processo dissimilativo del substrato



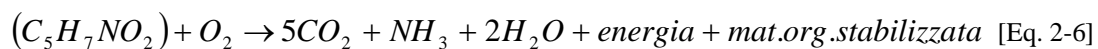
è un processo di ossidazione in cui le grandi molecole sono convertite a molecole direttamente degradabili;

2) processo assimilativo o di sintesi



il processo di crescita avviene tramite batteri che usano molecole piccole e semplici per la loro crescita, tipo acido acetico, metanolo, etanolo, nitrati ecc.;

3) respirazione endogena o autossidazione



i batteri viventi hanno una specifica velocità di decadimento; la morte di microorganismi non cambia la quantità di sostanza presente, ma aggiunge sostanze lentamente degradabili al sistema che sono idrolizzate e usate per la crescita.

Il substrato viene utilizzato dai batteri per creare energia per la loro sopravvivenza e per creare nuove cellule; la velocità di utilizzazione del substrato è data dalla formula^[8]:

$$r_{su} = -\frac{k \cdot S \cdot X}{Ks + S} \quad [\text{Eq. 2-7}]$$

dove:

r_{su} = velocità di utilizzazione del substrato (in $g/m^3 \cdot \text{giorno}$)

k = coefficiente di massima utilizzazione specifica del substrato (in $g \text{ substrato} / g \text{ microorganismo} \cdot \text{giorno}$)

S = concentrazione di substrato limitante in soluzione (in g / m^3)

X = concentrazione dei microorganismi (in g / m^3)

Ks = costante di semisaturazione (in g / m^3)

Il substrato limitante in un reattore batch arriva a far cessare la crescita, e in un reattore continuo pone un limite massimo alla velocità di crescita.

La velocità di crescita cellulare è così dipendente dal coefficiente di sintesi per la velocità di utilizzazione del substrato e dalla concentrazione di microorganismi per il coefficiente di decadimento endogeno^[8]:

$$r_g = -Y \cdot r_{su} - k_d \cdot X = Y \cdot \frac{k \cdot X \cdot S}{K_S + S} - k_d \cdot X \quad [\text{Eq. 2-8}]$$

dove:

r_g = velocità di crescita cellulare (in $\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{giorno}$)

Y = coefficiente di conversione del substrato in microorganismi (adm)

k_d = coefficiente di decadimento endogeno (in giorni^{-1})

r_{su} , X , k , S , K_S sono gli stessi parametri definiti sopra

La quantità di ossigeno assorbita è definita dall'equazione^[8]:

$$r_o = -r_{su} - 1,42 \cdot r_g \quad [\text{Eq. 2-9}]$$

con:

r_o = quantità di ossigeno assorbito (in $\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{giorno}$)

1,42 è il COD necessario per il tessuto cellulare

r_{su} , r_g sono gli stessi parametri definiti prima.

La cinetica di reazione risente molto dell'effetto della temperatura^[8]:

$$k_r = k_{20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad [\text{Eq. 2-10}]$$

dove:

k_r = coefficiente di reazione a temperatura T (in $^\circ\text{C}$)

k_{20} = coefficiente di reazione alla temperatura di 20°C

θ = coefficiente di temperatura tabulato (adm)

T = temperatura (in $^\circ\text{C}$)

Più la temperatura diminuisce, più rallenta la velocità con cui hanno luogo le reazioni. Quindi il volume necessario per arrivare allo stesso grado depurativo è maggiore e il dimensionamento delle strutture viene eseguito sulla temperatura minima.

Il processo è quindi influenzato principalmente da:

- struttura del reattore
- natura del refluo da trattare

- richiesta di trasferimento di ossigeno
- temperatura
- pH all'interno del reattore.

2.2.1 Ossidazione

In questa fase batteri eterotrofi aerobi ossidano la sostanza organica presente per produrre CO₂, acqua e nuova biomassa. Il processo viene regolato da un fattore Fc, detto fattore di carico del fango, cioè il carico di sostanza organica biodegradabile (kg BOD₅/giorno) diviso per la massa (kg) di solidi sospesi presenti nella vasca di aerazione^[5]:

$$F_c = \frac{Q \cdot [BOD_5]}{[SS] \cdot V} \quad [\text{Eq. 2-11}]$$

dove:

Fc = fattore di carico del fango (in kg BOD₅/ kg SS · giorno)

Q = portata entrante (in m³/giorno)

[BOD₅] = concentrazione di BOD₅ (in kg BOD₅/m³)

[SS] = concentrazione di solidi sospesi (in kg SS/m³)

V = volume vasca (in m³)

La portata Q e la concentrazione di BOD₅ sono due parametri forniti da indagini tecniche sul refluo da trattare; possiamo invece stabilire nel progetto la concentrazione di solidi sospesi presente nella vasca. Solitamente si impostano parametri di Fc tra 0,1 - 0,2 kgBOD₅/kgSS·d (0,05<Fc<0,08 per piccoli impianti) e concentrazioni di solidi sospesi tra 2,5 - 6 kgSS/m³; in questa maniera si ricava il volume V necessario della vasca di ossidazione per lavorare coi parametri scelti. Più basso si mantiene il fattore di carico, maggiore è il tempo di detenzione e la concentrazione di microrganismi, cioè il grado di ossidazione ed elaborazione a cui sono sottoposte le sostanze organiche.

L'ossigeno necessario alla vita dei batteri viene introdotto tramite insufflazione d'aria; la concentrazione di O₂ nella vasca deve essere mantenuta superiore a 0,5 mg/L. La quantità di ossigeno necessaria per la sola fase di ossidazione è calcolata tramite l'espressione^[5]:

$$O_2 = a \cdot \eta \cdot F + b \cdot M \quad [\text{Eq. 2-12}]$$

dove:

O_2 = fabbisogno medio di ossigeno (in kg/giorno)

a = coefficiente di ossidazione per sintesi, parametro scelto dal progettista: $0,5 \leq a \leq 0,65$ (in kg O_2 /kgBOD $_5$ abbattuto)

η = efficienza di abbattimento: $0,8 \leq \eta \leq 0,95$

$F = Q \cdot [BOD_5]_{\text{abbattuto}}$ (in kg/giorno)

b = coefficiente di assorbimento di ossigeno per la respirazione endogena, parametro scelto dal progettista: $0,08 \leq b \leq 0,12$ (in kg O_2 / kg SS \cdot giorno)

$M = V \cdot [SS]$ (in kg SS)

$a \cdot \eta \cdot F$ è la richiesta di ossigeno per la sintesi batterica

$b \cdot M$ è la richiesta di ossigeno per la respirazione

L'ossigeno effettivamente necessario per il processo è però maggiore^[5]:

$$O_2^* = \frac{O_2}{\alpha \cdot k} \quad [\text{Eq. 2-13}]$$

α = parametro legato al sistema, che tiene conto della difficoltà del trasferimento dell'ossigeno dall'aria all'acqua: $0,75 \leq \alpha \leq 0,85$

$$k = f(T, \text{concentrazione di } O_2) = \frac{(c_{SE} - c_E)}{c_{S20}} \cdot (1,024)^{T-20} \quad [\text{Eq. 2-14}]$$

dove:

c_{SE} = concentrazione alla saturazione in esercizio di O_2 (in mg/L)

c_E = concentrazione in esercizio di O_2 (in mg/L)

c_{S20} = concentrazione di O_2 alla saturazione a $20^\circ = 9,2$ mg/L

La quantità di aria da insufflare è data dall'espressione:

$$A = \frac{O_2^*}{0,28 \cdot \eta_D} \quad [\text{Eq. 2-15}]$$

con:

A = aria da iniettare (in kg/giorno)

η_D = efficienza del diffusore

0,28 = kg di ossigeno in 1 kg d'aria

La diffusione dell'ossigeno avviene in maniera da aumentare al massimo la superficie di contatto tra aria ed acqua, attraverso diffusori ad alta efficienza, a piattello o a membrana, o con una combinazione pompa-eiettore, oppure iniettando ossigeno puro tramite aeratori unox. Quest'ultima tecnica associa però ad un'efficienza sicuramente maggiore costi molto più elevati, dovuti all'alto prezzo sul mercato dell'ossigeno liquido e alle vasche di concezione particolare (esse devono essere chiuse e con ricircolo della miscela gassosa tramite pompe per perdere meno ossigeno possibile).

Il tempo totale (in giorni) in cui il fango soggiorna complessivamente in un impianto a fanghi attivi è detto età del fango^[5]:

$$E = \frac{M}{\Delta X} \quad [\text{Eq. 2-16}]$$

$$\text{con: } \Delta X = [(a \cdot F - b \cdot M_d) + S_i] - x \cdot S_{\text{tot}} \quad [\text{Eq. 2-17}]$$

M è la quantità complessiva di fango presente nel sistema

ΔX è la quantità di fango di supero prodotto giornalmente (in kg SS/giorno)

a = coefficiente di sintesi del fango = 0,70 (in kg SS/ kg BOD₅ rimosso)

F = BOD₅ entrante (in kg BOD₅/giorno)

b = coefficiente di respirazione endogena = 0,075 (in giorni⁻¹)

M_d = massa complessiva di microrganismi presenti nel sistema (in kg SS)

S_i = massa di solidi inerti entranti nel sistema (in kg/giorno)

S_{tot} = massa complessiva di solidi totali entranti nel sistema (in kg/giorno)

x = frazione di S_{tot} che sfugge nell'effluente

Si può poi indicare l'indice di produzione di fango, cioè i kg di fango prodotto per ogni kg di

$$\text{BOD}_5 \text{ prodotto, come: } I = \frac{\Delta X}{F} \quad [\text{Eq. 2-18}]$$

$$\text{con } F = Q \cdot [\text{BOD}_5]_{\text{abbattuto}} \text{ (in kg/giorno)}$$

Quanto più l'età del fango è alta, tanto più ridotto è l'indice di produzione del fango e quindi la quantità di fango di supero che viene estratta, ma d'altro canto ad un'età del fango più elevata corrispondono valori maggiori nei volumi delle vasche.

2.2.2 Nitrificazione

Nei liquami, l'azoto è presente soprattutto sotto forma di azoto organico e ammoniacale (NH_3); la parte organica viene velocemente idrolizzata ad azoto ammoniacale. Il processo di nitrificazione porta alla degradazione dell'ammoniaca a nitriti e nitrati con due processi svolti da batteri autotrofi aerobi secondo le seguenti reazioni:



La concentrazione di ossigeno disciolto da mantenere nella vasca può essere un fattore limitante: nonostante siano sufficienti 0,5 mg/L alla sopravvivenza dei batteri eterotrofi, sono necessari almeno 2 mg/L per i nitrificanti. Altri fattori che influenzano le reazioni sono il pH (l'ottimale sarebbe tra 7,2 e 8), il rapporto tra BOD_5 e azoto (più cresce tale rapporto, più aumenta il carico del fango e cala la velocità di nitrificazione) e la temperatura (più sale, più le reazioni avvengono velocemente). Usualmente tale processo avviene nella stessa vasca dove avviene l'ossidazione: occorre dimensionare l'impianto con un carico del fango basso (non oltre 0,2 kg BOD_5 /kgSS·giorno) e aumentare la concentrazione di ossigeno disciolto a 2 mg/L perché i due tipi di batteri svolgano in contemporanea i rispettivi processi.

Il consumo totale teorico di ossigeno in questo processo è di 4,57 g O_2 / g NH_3 ossidato; la formula per calcolare la quantità di O_2 da inserire nella vasca diviene allora:

$$\text{O}_2 = a \cdot \eta \cdot F + b \cdot M + 4,57 \cdot \text{NH}_{4\text{ossidato}}^+ \quad [\text{Eq. 2-21}]$$

dove

O_2 , a , η , F , B , M sono gli stessi parametri della fase ossidativa

4,57 = ossigeno assorbito per trasformare in nitrati 1 kg di NH_4^+

$\text{NH}_{4\text{ossidato}}^+$ = quantità (kg/giorno) di ammoniaca da nitrificare.

La velocità di nitrificazione in condizioni di esercizio è data dalla formula di Monod^{[8] [9]}:

$$v = v_{\max(20^\circ\text{C})} \cdot \Phi^{(T-20)} \cdot \frac{[\text{NH}_4^+]}{K_N + [\text{NH}_4^+]} \cdot \frac{[\text{O}_2]}{K_O + [\text{O}_2]} \quad [\text{Eq. 2-22}]$$

nella quale:

$v_{\max(20^{\circ}\text{C})}$ = velocità massima di nitrificazione stimata a 20°C (in $\text{kg}_\text{N}/\text{kg}_{\text{SSN}} \cdot \text{giorno}$)

Φ = fattore di correzione per la temperatura

K_N = costante di semisaturazione dell'azoto

K_O = costante di semisaturazione per l'ossigeno disciolto.

2.2.3 Denitrificazione

La denitrificazione è un processo che mira alla conversione delle sostanze azotate, presenti sotto forma di nitriti NO_2^- e nitrati NO_3^- , per opera di batteri eterotrofi facoltativi che le trasformano quasi interamente in N_2 che si libera in atmosfera. Questi batteri, posti in condizioni anossiche, utilizzano i nitrati al posto dell'ossigeno come accettori finali di elettroni per ossidare la sostanza organica. Non sempre però il liquame in uscita dalla zona di ossidazione-nitrificazione contiene quantità sufficienti di sostanza organica biodegradabile, e per questo sono stati messi a punto più schemi impiantistici. Le fonti di carbonio possono essere metanolo, liquame grezzo o liquame depurato; a seconda del tipo di sostanza usata, cambia la velocità di denitrificazione: il metanolo contiene una grande quantità di carbonio ma ha un prezzo elevato, mentre il liquame già depurato ha un basso carico di carbonio.

Si possono effettuare più soluzioni impiantistiche^[5]:

- predenitrificazione: prima della vasca di ossidazione si mette una vasca di denitrificazione, in cui le sostanze organiche sono introdotte dai liquami grezzi in arrivo dopo i trattamenti primari, e i nitrati sono portati da un ricircolo dei fanghi dai sedimentatori e se necessario da un ricircolo di torbida aerata (fig.2.2);
- post-denitrificazione: la fase di denitrificazione avviene dopo quella di ossidazione, ma va aiutata dosando sostanza organica esterna, ad esempio una frazione della portata entrante oppure sostanze esterne non contenenti azoto come il metanolo (fig.2.3);
- nitrificazione e denitrificazione simultanea: vasche di sufficiente volume (grandi rispetto alla portata in entrata) si possono suddividere in zone aerobiche e zone anossiche in cui far effettuare le due diverse fasi di trattamento (fig.2.4);
- impianto di tipo batch: nella stessa vasca si effettuano le due operazioni nitrificazione e denitrificazione accendendo e spegnendo alternativamente l'impianto di aerazione.

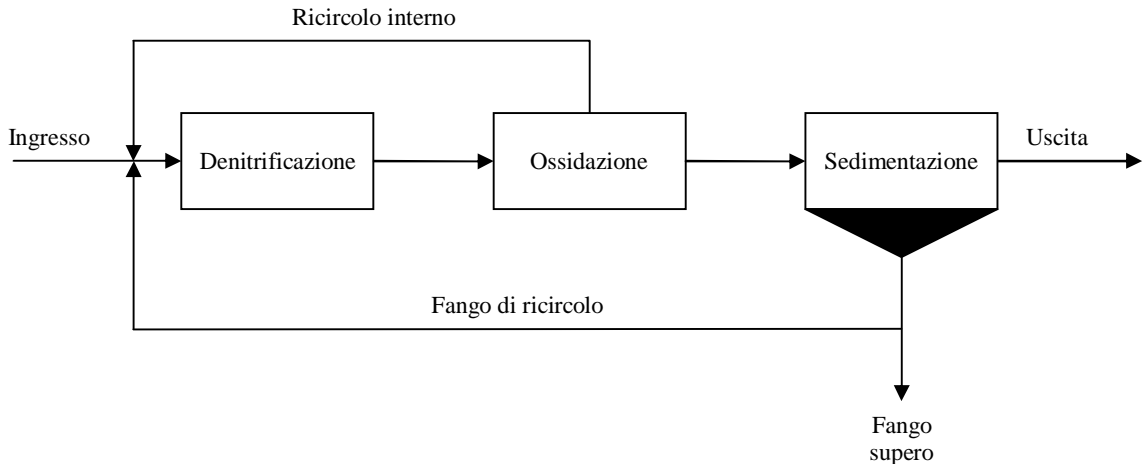


Figura 2-2: Schema di un processo con predenitrificazione

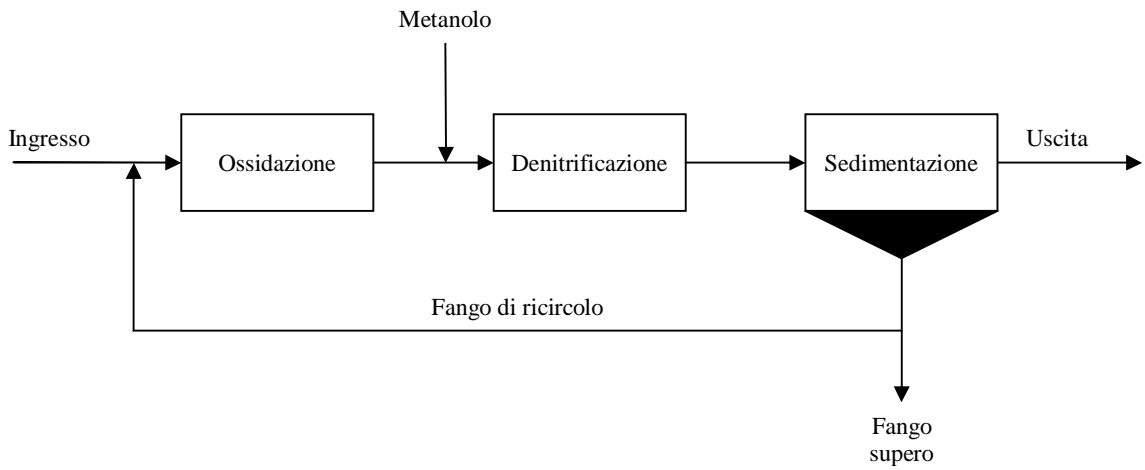


Figura 2-3: Schema di un processo con post-denitrificazione

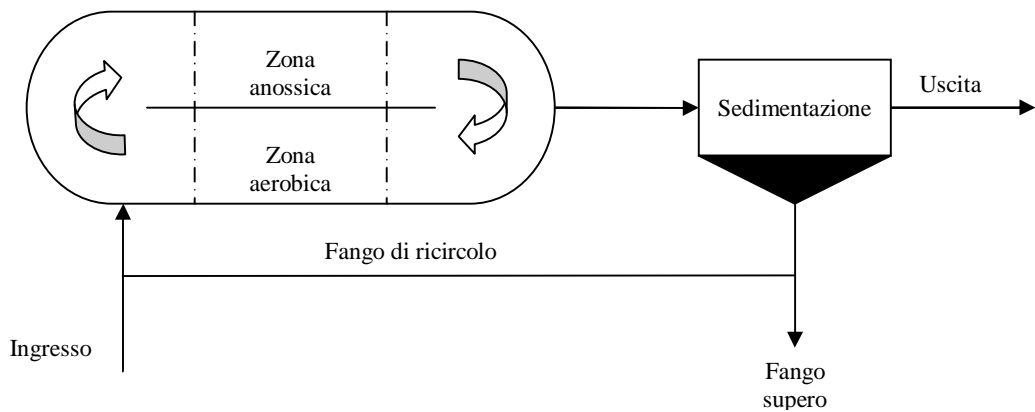


Figura 2-4: Schema di impianto con nitrificazione e denitrificazione simultanea

2.2.4 Sedimentazione secondaria

In questo passaggio si attua la separazione del fango attivo dall'acqua depurata; tale fase assume, oltre alla funzione di chiarificazione del refluo, anche una funzione d'ispessimento e di accumulo del fango da ricircolare.

In fase di progettazione si assume una velocità ascensionale compresa tra 0,4 e 0,6 m/h,^[5] da cui ricavare la superficie del sedimentatore essendo $v_{asc} = \text{portata}/\text{superficie}$, ed un tempo di permanenza > 2 h, col quale si ricava il volume del sedimentatore essendo $\tau = \text{volume}/\text{portata}$, utilizzando la portata media giornaliera; la vasca di sedimentazione ha solitamente un'altezza compresa tra 2 e 4 metri, con preferenza verso i valori alti così da avere più tempo a disposizione per il processo.

La velocità con cui il fango attivo sedimenta in condizioni di esercizio viene calcolata sperimentalmente dal gestore tramite un cilindro graduato: si inserisce il fango, si lascia sedimentare e si misurano il tempo richiesto per la separazione completa delle fasi e l'altezza del menisco. La velocità di sedimentazione è $v_{sedim} = \Delta H/\Delta t$, e il suo valore deve essere maggiore della velocità ascensionale effettiva, data da $v_{asc} = Q / S$. La velocità di sedimentazione del fango attivo dipende dalla concentrazione di solidi sospesi: con una serie di esperimenti alle diverse concentrazioni di SS si possono ottenere le rispettive curve di sedimentazione e trovare relazioni che legano l'andamento della velocità di sedimentazione con la concentrazione.

Il carico superficiale dei solidi sospesi influisce principalmente sulla funzione d'ispessimento della vasca, cioè sulla sua capacità di produrre fango concentrato; è espresso dalla relazione^[5]:

$$C_{ss} = \frac{Q \cdot [SS]}{S} \quad [\text{Eq. 2-23}]$$

dove:

C_{ss} = carico superficiale di solidi sospesi (in kg SS/m² · h)

Q = portata idraulica (in m³/h)

$[SS]$ = concentrazione del fango nella miscela aerata (kg SS/m³)

S = superficie della vasca di sedimentazione (in m²)

Se il picco di flusso è di breve durata, la portata idraulica su cui fare i conti è quella media nelle 24 ore Q_m , altrimenti si utilizza la portata massima Q_{max} .

I carichi superficiali massimi non devono superare i 6 kg SS/m² · h.

2.2.5 Problemi di sedimentabilità dei fanghi

Una cattiva gestione dell'impianto o un cambio delle condizioni all'interno delle vasche porta a problemi nella sedimentazione: bulking, schiume, flottazione.

Il bulking si ha quando i batteri fioccoformatori non trovano più le concentrazioni ottimali di carbonio, azoto, fosforo e ossigeno per il loro sviluppo, e vengono sostituiti da batteri filamentosi che fuoriescono dalla struttura del fiocco. La rilevazione di questo tipo di problema è effettuata tramite l'indice di Mohlman SVI: un litro di torbida viene fatto sedimentare per 30 minuti in un cono Imhoff, e si rileva il volume occupato dal fango, che viene poi fatto essiccare e misurato in peso; l'indice è dato dal rapporto tra il volume del fango e il suo peso. Se $SVI > 150$, è il segnale di un'elevata presenza di batteri filamentosi che vanno a bloccare la sedimentazione comportando la fuga del fango attivo dalla vasca, un aumento di F_c e deflocculazione del fango. Si può anche avere bulking non filamentoso nel caso in cui l'ossigeno non riesca a penetrare tutto il fiocco, che si espande diventando più leggero e non sedimenta più.

2.3 Trattamenti terziari

2.3.1 Disinfezione e filtrazione a membrane

In questo processo si provvede all'eliminazione dei batteri patogeni attraverso metodi chimici o fisici: clorazione, ozonizzazione, dosaggio di acido peracetico, irradiazione con raggi UV^{[6][7][9]}.

La clorazione non avviene con l'immissione di cloro (pratica vietata per legge per la sua pericolosità) ma con ipoclorito di sodio $NaClO$, che va a formare acido ipocloroso $HClO$ con buone proprietà disinfettanti. Viene realizzata con tempi di detenzione di 15-20 minuti in vasche a labirinto per favorire la miscelazione delle sostanze per cambi di flusso, senza l'utilizzo di strumenti meccanici. Le sostanze immesse si ritrovano nei reflui scaricati. Questa tecnica sarà però vietata dal dicembre 2012, come stabilito dal PTA della Regione Veneto all'art.22, e sostituita su tutto il territorio regionale con le tecniche in seguito riportate.

L'ozono O_3 è un forte ossidante, che va a distruggere batteri e virus; ha anche il pregio di abbattere le sostanze ridotte presenti, come nitrati, clorati, tensioattivi, decomponendosi secondo la formula: $O_3 \rightarrow O_2 + O^*$. Ha però un costo molto elevato e va prodotto sul posto a

causa della sua instabilità. Le vasche in cui avviene questo processo sono profonde per sfruttare al massimo il contatto con il liquido, e coperte per recuperare il gas residuo, che è cancerogeno.

L'acido peracetico si decompone in acqua in acido acetico e ossigeno; non produce sostanze tossiche, lavora ad un'ampia gamma di pH e temperature ma costa più dell'ipoclorito ed è instabile.

I raggi UV vanno a modificare DNA e RNA degli organismi, uccidendoli. La disinfezione qui si effettua facendo passare l'acqua attraverso una batteria di lampade; il tempo di detenzione dipende quindi dalla velocità del flusso e l'effetto disinfettante finisce non appena termina la zona di azione delle lampade. L'acqua deve essere preventivamente sottoposta a filtrazione, in quanto i corpi grossolani andrebbero a creare coni d'ombra in cui l'effetto sterilizzante verrebbe meno.

La disinfezione può anche essere attuata tramite membrane filtranti con pori della dimensione di qualche nanometro: si dicono metodi di microfiltrazione se i pori hanno diametro maggiore di 50 nanometri e di ultrafiltrazione se i pori hanno diametro compreso tra 2 e 50 nm. Il primo metodo separa solidi sospesi, batteri e virus; il secondo rimuove anche macromolecole, colloidali e proteine. Sono dei metodi sicuri per l'ambiente e di ottima resa, che riducono la necessità di trattamenti chimici e necessitano di minor spazio all'interno dell'impianto, ma hanno enormi costi dovuti al materiale e al suo lavaggio periodico, necessitano di un quantitativo maggiore di energia, di una pressione operativa più alta e di una fase di pretrattamento per evitare l'intasamento dei pori, perciò sono scarsamente utilizzati. In tab.2.1 sono indicate le prestazioni tecniche e i costi dei principali metodi di disinfezione usati:

Tabella 2-1: Confronto di caratteristiche tecniche-economiche^[7]

	Clorazione	Ozono	UV	Microfiltraz.	Ultrafiltraz.
Sicurezza	*	**	***	***	***
Rimoz. batteri	**	**	**	***	***
Rimoz. virus	*	*	*	**	***
Rimoz. protozoi	/	**	/	***	***
Ricrescita batteri	*	*	*	/	/
Tossicità residua	***	*	/	/	/
Sottoprodotti	***	*	/	/	/
Costi di gestione	*	**	*	***	***
Investimento	**	***	**	***	***

(/) = nessuno; (*) = basso; (**) = medio; (***) = alto

2.3.2 Filtrazione

I processi di filtrazione sono usati per rimuovere i solidi sospesi dal liquido^{[8][9]}.

I filtri a sabbia sono costituiti da uno o più strati di materiale granulare supportato da un fondo drenante; il grado di rimozione è determinato dalla dimensione dei grani che vanno a formare il letto filtrante: più questo diametro è piccolo, maggiore è la capacità depurativa ma maggiore è anche la resistenza e quindi le perdite di carico. La filtrazione si realizza con un processo ciclico discontinuo: man mano che passa il tempo, il materiale depurato si deposita sulla superficie del letto filtrante; al raggiungimento di un valore massimo di perdite di carico accettabili, oppure quando l'acqua in uscita risulta eccessivamente torbida, il filtro deve essere pulito tramite lavaggio in controcorrente con acqua pulita e aria. I letti filtranti possono essere al letto omogeneo, costituiti cioè da un unico strato di sabbia monogranulare il più possibile uniforme, oppure a sabbia multistrato, dove si trova una sequenza di strati di ghiaia, antracite, sabbia grossolana e sabbia fine. Dovendo vincere le elevate perdite di carico, questa tipologia di filtrazione ha un elevato consumo di energia per il continuo rilancio di pressione da fornire.

I filtri a disco sono costituiti da una batteria di dischi disposti in verticale, composti ciascuno da due dischi paralleli usati come supporto per le tele filtranti in poliestere. L'acqua entra dall'interno dei due dischi, e per uscire deve attraversare le tele. Lavorano in continuo, in quanto la pulizia avviene automaticamente sulla tela finché è immersa in acqua. Sono molto usati per le loro basse perdite di carico: non necessitano di grandi pressioni dell'acqua in entrata e sono disposti in batterie parallele lungo la direzione del flusso.

2.4 Trattamento chimico-fisico

La depurazione avviene grazie alla riduzione delle cariche residue presenti sulla superficie delle particelle: queste cariche sono, in condizioni normali, più forti delle forze attrattive di Van Der Waals, che tenderebbero a far aggregare e precipitare le particelle. Inserendo reagenti e polielettrolita, le cariche vengono neutralizzate e quindi le particelle possono aggregarsi e precipitare^{[5][9][10]}.

Il processo è composto da coagulazione, correzione di pH, flocculazione e chiarificazione.

Le sostanze da abbattere hanno tutte un loro valore di pH di minima solubilità, cioè un valore di pH a cui la quantità di reagente da usare è minima; operando in prossimità di tale valore si

diminuiscono i costi del reagente e si massimizza la resa depurativa. E' quindi conveniente correggere il pH all'inizio del trattamento e quindi riportarlo alla neutralità al termine. La correzione del pH viene effettuata mediante il dosaggio di agenti neutralizzanti, come soda o latte di calce in sistemi acidi oppure acido solforico o anidride carbonica in quelli basici.

La coagulazione destabilizza le particelle colloidali, riducendone l'azione di repulsione reciproca tramite un aumento della carica ionica del sistema e una neutralizzazione degli ioni superficiali con altri di carica opposta. Viene effettuata con l'introduzione di ioni metallici dotati di elevata carica; il tempo di contatto necessario a queste sostanze per agire è molto basso (15-120 secondi), e su questa base si dimensionano le vasche. La scelta e il dosaggio dei coagulanti viene effettuata tramite un Jar Test.

Nella fase di flocculazione si favorisce l'aggregazione delle particelle e la crescita dei fiocchi con una lenta e prolungata agitazione meccanica e un'eventuale aggiunta di un polielettrolita. Avviene in una vasca differente da quella di coagulazione; le sostanze sono agitate con maggior potenza per favorire una perfetta miscelazione, ed il tempo di permanenza è stimato attorno ai 30 minuti.

La vasca di sedimentazione è dimensionata su tempi di permanenza di 2-4 ore e velocità ascensionale massima di 4 m/h, e ha la stessa struttura delle vasche della fase dei trattamenti biologici.

2.5 Linea fanghi

I fanghi estratti dalla linea di trattamento liquami hanno un elevato grado di putrescibilità e contengono ancora batteri patogeni. L'aspetto del fango di supero è diverso a seconda dell'origine e dei trattamenti subiti: dalla sedimentazione primaria arriva un fango pesante la cui età è pari a zero giorni, mentre dalla sedimentazione secondaria esce un fango attivo, ricco di batteri e più fioccoso. Il fango di supero contiene molta acqua: interparticellare (70-75%, estraibile per gravità), interstiziale (20%, estraibile per disidratazione violenta) e particellare (5-10%, estraibile solo con un essiccamento termico).

2.5.1 Ispessimento

La stazione di ispessimento statico per gravità diminuisce il tenore di acqua nel fango attraverso la forza peso degli strati superiori su quelli inferiori. Si ottiene la liberazione di

supernatante, rinviato in testa impianto, consentendo una rilevante diminuzione del peso e del volume del fango e quindi permettendo una notevole economia dei trattamenti successivi. La struttura dell'apparecchiatura è quasi uguale a quella di un sedimentatore, più compatta e profonda, con una serie di aste montate sul carroponete per permettere all'acqua e ai gas prodotti dalle condizioni anaerobiche di sfogarsi senza trascinare fango, e al fango stesso di omogeneizzarsi. Il valore del carico superficiali dei solidi sospesi è in questa fase è mantenuto sui 70-90 kg SS/ m² · giorno con fanghi misti, e il contenuto dei solidi nel fango passa dal 3-6% prima dell'ispessimento al 7-9% all'uscita dall'ispessitore^[5] oppure 50-90 kg kg SS/ m² · giorno con fanghi misti, il fango esce al 5-9%^[8]

Per fanghi provenienti da impianti di elevata potenzialità e da sedimentazione secondaria di impianti a fanghi attivi si preferiscono usare sistemi di ispessimento dinamico, tramite tamburo rotante, tavola piana, centrifugazione o flottazione, che hanno costi superiori ma permettono di trattare maggiori quantità di fango della stazione di ispessimento a gravità.

2.5.2 Stabilizzazione: digestione aerobica

Un fango si considera stabile quando le sostanze organiche biodegradabili sono state rimosse. Il grado di stabilizzazione dipende dal tempo di permanenza del fango nella fase di digestione (età del fango) e dalla temperatura.

La digestione aerobica è un processo di completamento della degradazione delle sostanze organiche presenti nei fanghi che avviene in ambiente ricco di ossigeno: i batteri distruggono i composti organici, operandone una riduzione del 30-40%, per poi distruggersi tra loro. Sia il tipo di batteri che il tipo di struttura sono identici a quelli della fase di ossidazione biologica, con la differenza che le vasche sono alimentate con il fango di supero. Questa tecnica di stabilizzazione è applicata soprattutto ad impianti di medie dimensioni.

Il dimensionamento avviene fissando a priori il grado di abbattimento η che vogliamo ottenere (di solito tra il 35 e il 40%: al di sopra il sistema perde in economia), ottenendo dai grafici in letteratura (come quello in fig.2.5) un valore tra i 400 e 600 °C · d; impostando la temperatura media a cui avviene il processo, si ricava l'età del fango, cioè il numero i giorni necessari per raggiungere l'abbattimento voluto.

Il volume della vasca è calcolato come ^[5]:

$$V = \frac{E \cdot \Delta X}{[SS]} \quad [\text{Eq. 2-24}]$$

$$\Delta X = a' \cdot \eta \cdot F - b' \cdot M$$

[Eq. 2-25]

dove:

V = volume della vasca (in m³)

E = età del fango (in giorni)

ΔX = produzione giornaliera di fango di supero (in kg SS/giorno)

[SS] = concentrazione di SS (in kg SS)

a' = coefficiente di sintesi del fango: $0,7 \leq a' \leq 0,8$ (in kg SS/kg BOD₅)

η = grado di abbattimento

F = Q · [BOD₅] (in kg BOD₅/giorno)

b' = coefficiente di respirazione endogena del fango: $0,075 \leq b' \leq 0,08$ (giorni⁻¹)

M = V · [SS] (in kg SS)

Il fabbisogno di ossigeno può essere calcolato analogamente alla fase di ossidazione; spesso però la quantità di ossigeno da fornire è talmente bassa da essere insufficiente per garantire un corretto mescolamento; si preferisce allora dimensionare la zona di aerazione non sulla portata minima, ma sulla potenza da fornire per il mescolamento (20-40W/m³).

Il dimensionamento della vasca di digestione va fatto considerando la temperatura minima possibile: a tale condizione la reazione è più lenta e il volume necessario è massimo. Gli aeratori vanno invece dimensionati sulla temperatura massima, perché a quella condizione è minimo il coefficiente di scambio tra aria ed acqua.

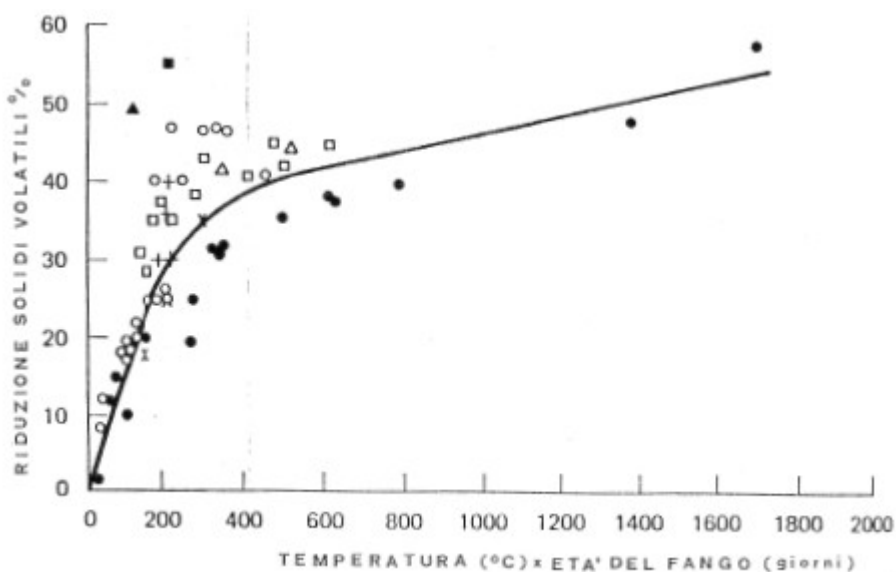


Figura 2-5: Grafico per il calcolo dell'età del fango x temperatura in base al grado di abbattimento^[7]

2.5.3 Stabilizzazione: digestione anaerobica

Questo processo è svolto in alternativa alla digestione aerobica, ed è attuabile solo nei grandi impianti. Consiste in una serie di reazioni biochimiche operate da microrganismi anaerobici che prelevano l'ossigeno a loro necessario dalla massa di sostanze biodegradabili, producendo metano e anidride carbonica^{[5][7][8]}.

La prima fase del processo è l'idrolisi delle sostanze organiche complesse e la fermentazione dei prodotti dell'idrolisi ad acidi grassi, alcoli, ed altri prodotti intermedi, ad opera di microrganismi anaerobi facoltativi. La seconda fase del processo è la deidrogenazione dei prodotti della fermentazione, con produzione di acetato, anidride carbonica e idrogeno. La terza fase consiste nella produzione di metano da parte dei batteri metanigeni, che operano attraverso due vie: idrogenotrofa e acetoclastica.

Alla fine del processo di digestione anaerobica si ha produzione di biogas, formato da 60-65% di metano, 30-35% di anidride carbonica, 2-5% di azoto e tracce di acidi di zolfo; raccolto in un gasometro, il biogas può essere utilizzato per produrre l'energia che serve all'impianto di depurazione e a riscaldare i fanghi in entrata. L'economia di questo sistema consiste nel recupero energetico, possibile solo per impianti da almeno 30000 A.E. Normalmente la digestione si svolge a 30-35°C, e il fango permane nei digestori per 20-30 giorni.

2.5.4 Disidratazione

Il fango stabilizzato in uscita dal digestore, dopo essere stato miscelato con polielettrolita, è inviato alla fase di disidratazione: essa è un processo meccanico che estrae parte dell'acqua residua, diminuendo ancora il volume del fango e riducendo così i costi di smaltimento^{[5][8][9]}.

Solitamente il metodo scelto per effettuare la disidratazione dipende dalle condizioni del fango da trattare e dal grado di riduzione desiderato. I metodi di disidratazione più usati sono:

- filtropressa a nastro: il fango è inserito tra due nastri filtranti, fatti passare in una pressa con una serie di rulli via via più stretti; si ottiene una sfoglia di 2-3 cm; lavora in continuo e necessita di assistenza minima da parte del personale;
- filtropressa a piastre: il fango è immesso tra due piastre ricoperte di tela filtrante, con una pressione che arriva fino a 12 atm; la necessità di lavare le tele delle piastre al termine di ogni ciclo impone la presenza di un operatore;

- centrifuga: un doppio tamburo rotante permette di separare l'acqua dal fango; a fronte dell'elevato rumore che generano, hanno il pregio di avere dimensioni ridotte e necessità di assistenza minima.

Le percentuali di secco che si possono raggiungere dipendono molto dalle condizioni del fango in entrata, condizioni dovute al tipo di processo a cui è stato preliminarmente sottoposto il fango e dalla quantità di flocculante inserita; ad esempio la presenza di un ispessitore statico aumenta molto la percentuale ottenibile. Si può approssimativamente indicare un 22% per la filtropressa a nastro, 30% per la filtropressa a piastre e 25% per la centrifuga^[5].

Capitolo 3

ACQUE VERONESI

3.1 Acque Veronesi s.c.a.r.l.

L'A.T.O. veronese è il consorzio pubblico che governa il servizio idrico di 97 dei 98 comuni della provincia di Verona. La gestione del servizio è stata affidata a due aziende:

- Azienda Gardesana Servizi S.p.A., a cui hanno aderito 20 comuni della riviera veronese del Garda e di parte della Val d'Adige, con sede in Peschiera del Garda;
- Acque Veronesi s.c.a.r.l., a cui hanno aderito 71 dei 77 comuni del rimanente ambito territoriale, con sede in Verona.

E' prevista l'adesione alla società cooperativa Acque Veronesi dei sei Comuni (Castel d'Azzano, Caldiero, Colognola ai Colli, Illasi, Mezzane di Sotto, Selva di Progno) che attualmente gestiscono il servizio idrico attraverso il proprio ufficio tecnico comunale.

L'azienda garantisce il servizio idrico a circa 763.000 abitanti, gestendo più di 2.500 km di fognatura, 4.500 km di acquedotti e 1.500 tra pozzi, serbatoi, impianti di sollevamento e impianti di depurazione. Opera in due settori: il reparto di gestione del servizio di acquedotto (approvvigionamento ed erogazione dell'acqua potabile, oltre alla cura delle condotte) e il reparto di gestione del servizio di fognatura e depurazione (collettamento, recupero e depurazione delle acque di scarico).

Gestisce nell'intera zona di competenza 700 impianti di sollevamento fognario, 76 fosse Imhoff e 64 impianti di depurazione, di cui 39 di potenzialità inferiore a 2.000 A.E., 23 con potenzialità compresa tra 2.000 e 40.000 A.E., più gli impianti di San Bonifacio (60.000 A.E.) e Verona (410.000 A.E.). La popolazione che usufruisce del servizio fognario è il 77% del totale, cioè circa 590.000 abitanti.

I 71 comuni facenti parte di Acque Veronesi s.c.a.r.l sono suddivisi in tre distretti: montano, pedemontano e pianura. La fascia montana è caratterizzata da piccoli centri abitati e contrade isolate; la fascia pedemontana, sviluppata lungo l'asse Milano-Venezia, presenta centri abitati di dimensione media e grande; il distretto di pianura comprende piccoli centri abitati, case sparse e qualche grande centro abitato.



Figura 3-1: Struttura dell'A.T.O. 29 "Veronese".

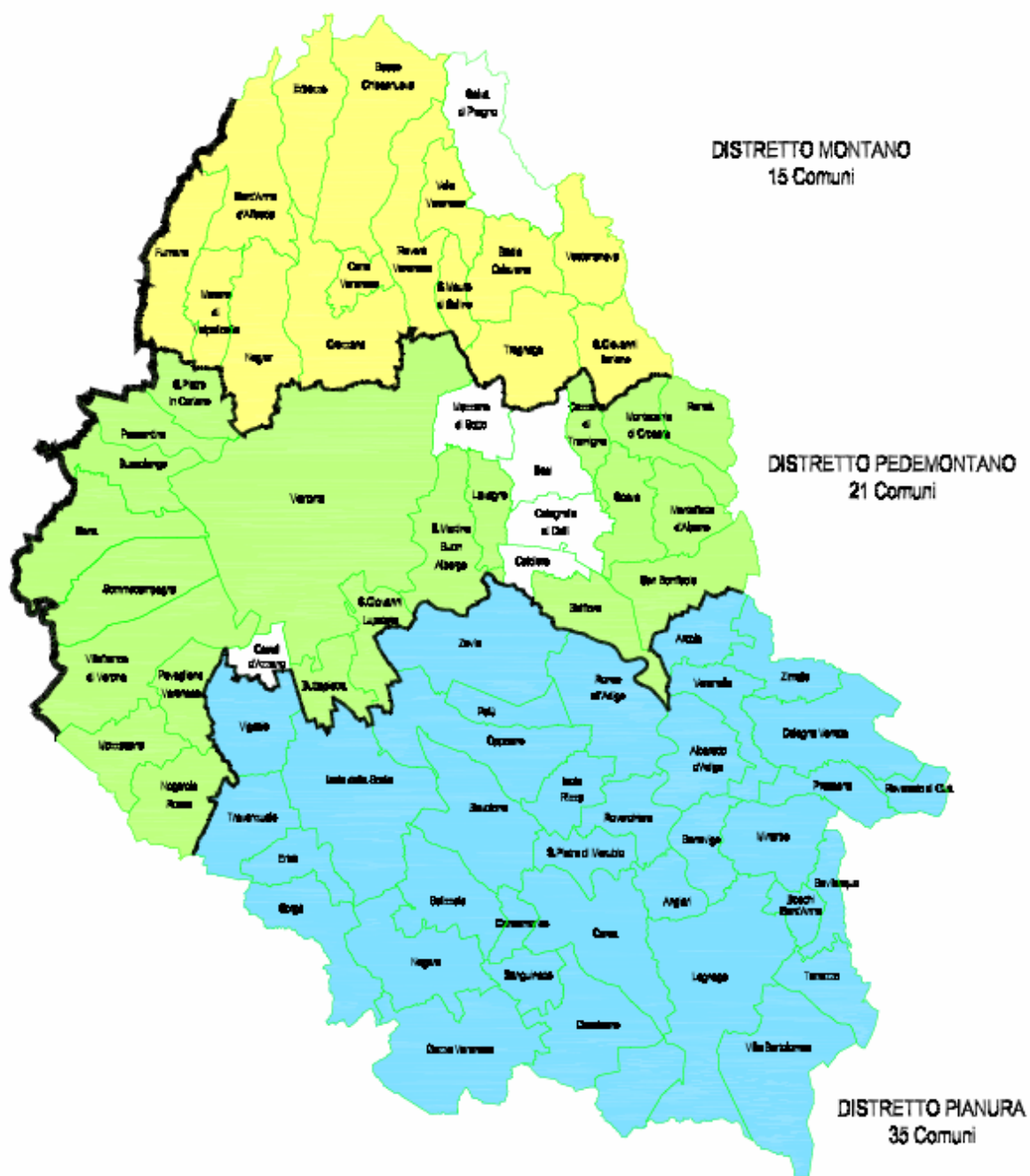


Figura 3-2: Comuni in gestione ad Acque Veronesi.

3.2 Gli impianti di Acque Veronesi

Acque Veronesi gestisce 76 fosse Imhoff e 64 impianti di depurazione. L'impianto più grande è il "Città di Verona", con potenzialità di 410.000 A.E.; tratta liquami di scarichi sia civili che industriali della città e di alcuni comuni limitrofi, come Grezzana, Negrar e Buttapietra. E' composto da una linea acque, formata da sollevamento con coclee, dissabbiatura e disoleatura, sedimentazione primaria, trattamento a fanghi attivi con pre-denitrificazione, ossidazione e sedimentazione secondaria, e una linea fanghi composta da ispessimento a gravità, digestione anaerobica, disidratazione meccanica ed essiccamento termico. Dispone inoltre di un impianto per il trattamento dei rifiuti provenienti da pozzo nero.

I rimanenti impianti hanno potenzialità tra i 60 A.E. di Roverchiara e i 60.000 A.E. di San Bonifacio; gli impianti di potenzialità più piccola hanno trattamenti limitati a una grigliatura, un vasca di ossidazione, la sedimentazione e un ispessimento dei fanghi. Impianti particolari sono quelli di Erbezzo, S.Anna d'Alfaedo, Roverè e Velo Veronese, che hanno un trattamento di depurazione a membrane, mentre quelli di Bovolone e Minerbe effettuano fitodepurazione per finissaggio.

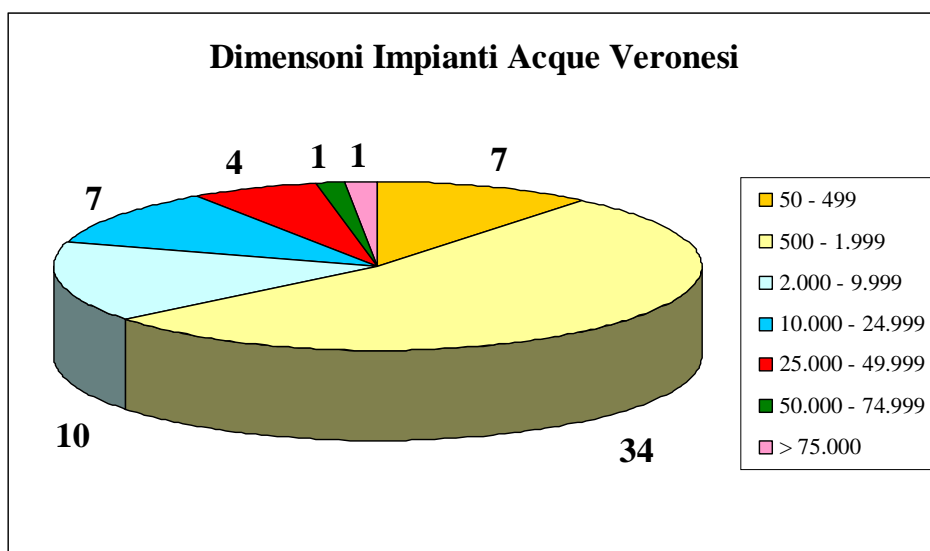


Grafico 3-1. Dimensione degli impianti di depurazione gestiti da Acque Veronesi.

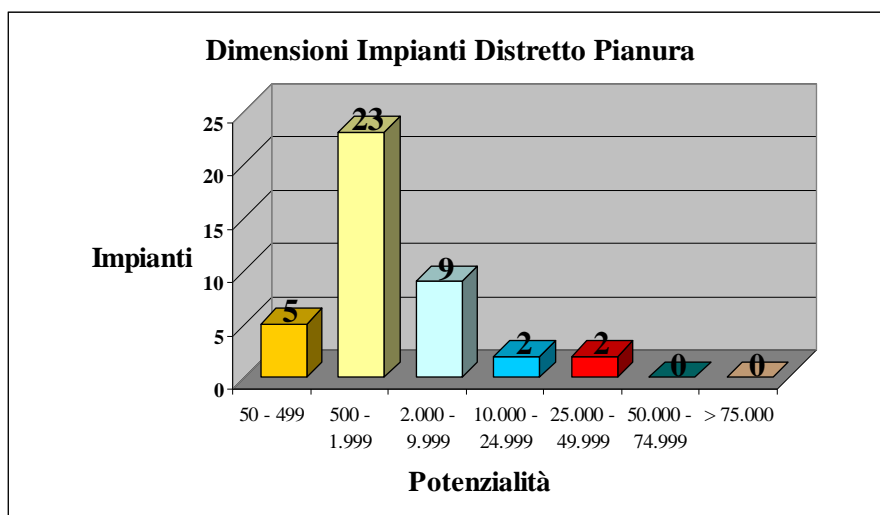


Grafico 3-2: Suddivisione degli impianti gestiti in base alle dimensioni nel distretto Pianura

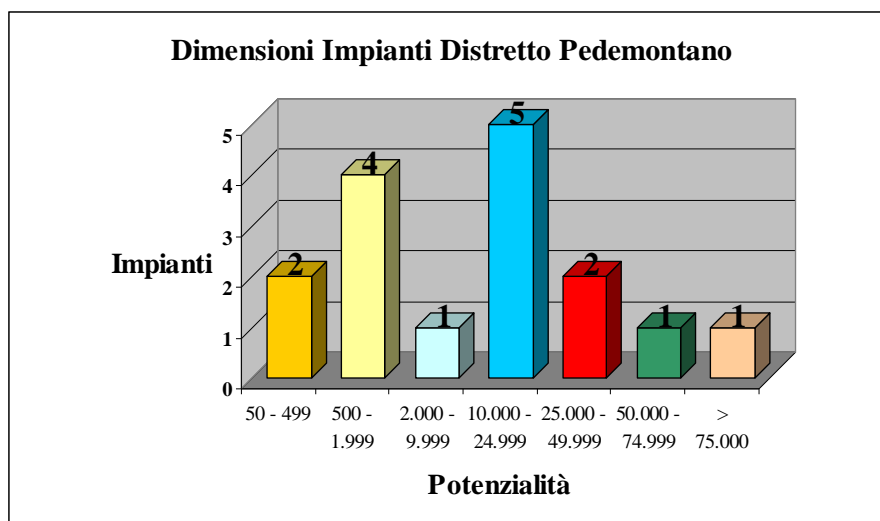


Grafico 3-3: Suddivisione degli impianti gestiti in base alle dimensioni nel distretto Pedemontano

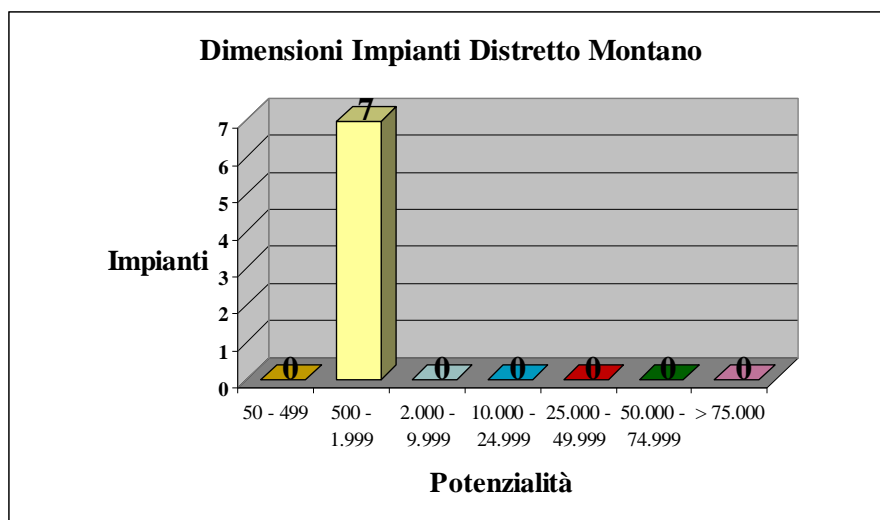


Grafico 3-4: Suddivisione degli impianti gestiti in base alle dimensioni nel distretto Montano

Capitolo 4

L'IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI SAN BONIFACIO

L'impianto di depurazione di San Bonifacio è ubicato in località Palù di San Bonifacio, in provincia di Verona. Riceve gli scarichi delle fognature di sette comuni, più alcune frazioni dei comuni vicini: i comuni di San Bonifacio, San Giovanni Ilarione, Montecchia di Crosara, Roncà, Cazzano di Tramigna, Soave, Monteforte d'Alpone e le frazioni di Terrossa, Brognoligo-Costalunga e San Vittore, per un totale di circa 44.000 A.E. Nell'impianto sono trattati inoltre, attraverso un ingresso separato, i reflui del vicino Ospedale Civile Girolamo Fracastoro di San Bonifacio. In futuro si prevede di estendere l'allacciamento su tutti i comuni della Val d'Alpone e della Val Tramigna.

Agli scarichi di tipo prevalentemente civile bisogna aggiungere quelli saltuari e stagionali di cantine vinicole, con basse portate ed elevate concentrazioni di COD. Per quantificare questi scarichi, nella campagna vitivinicola del 1999 è stato fatto un rilievo costante dei processi, in collaborazione con le cantine stesse.

L'impianto è in grado di trattare 15.000 m³/giorno di liquami, corrispondenti a 60.000 A.E., con elevata elasticità stagionale sulla concentrazione del carico organico.

Nel 2007 sono stati effettuati lavori di modifica e ampliamento della sezione di entrata e di pretrattamento con l'aggiunta di una nuova vasca a pioggia, ed è stata modificata la zona di disinfezione sostituendo la clorazione con la disinfezione ad U.V. seguita da una filtrazione a dischi. Il dimensionamento e la verifica di progetto sono stati fatti sul carico massimo che può affluire nell'impianto nel periodo di massima attività delle aziende vinicole:

- scarico: 4.653.840 m³/anno
- portata media: 15.000 m³/giorno
- BOD: 748 mg/L
- COD medio: 1.358 mg/L
- TKN: 50mg/L
- COD totale in punta: 20.373 mg/L
- Qm: 630 m³/h
- Qmax = 2 Qm = 1260 m³/h.

In fig. 4.1 è rappresentato lo schema di funzionamento dell'impianto; in fig. 4.2 è riportata una foto satellitare dello stesso.

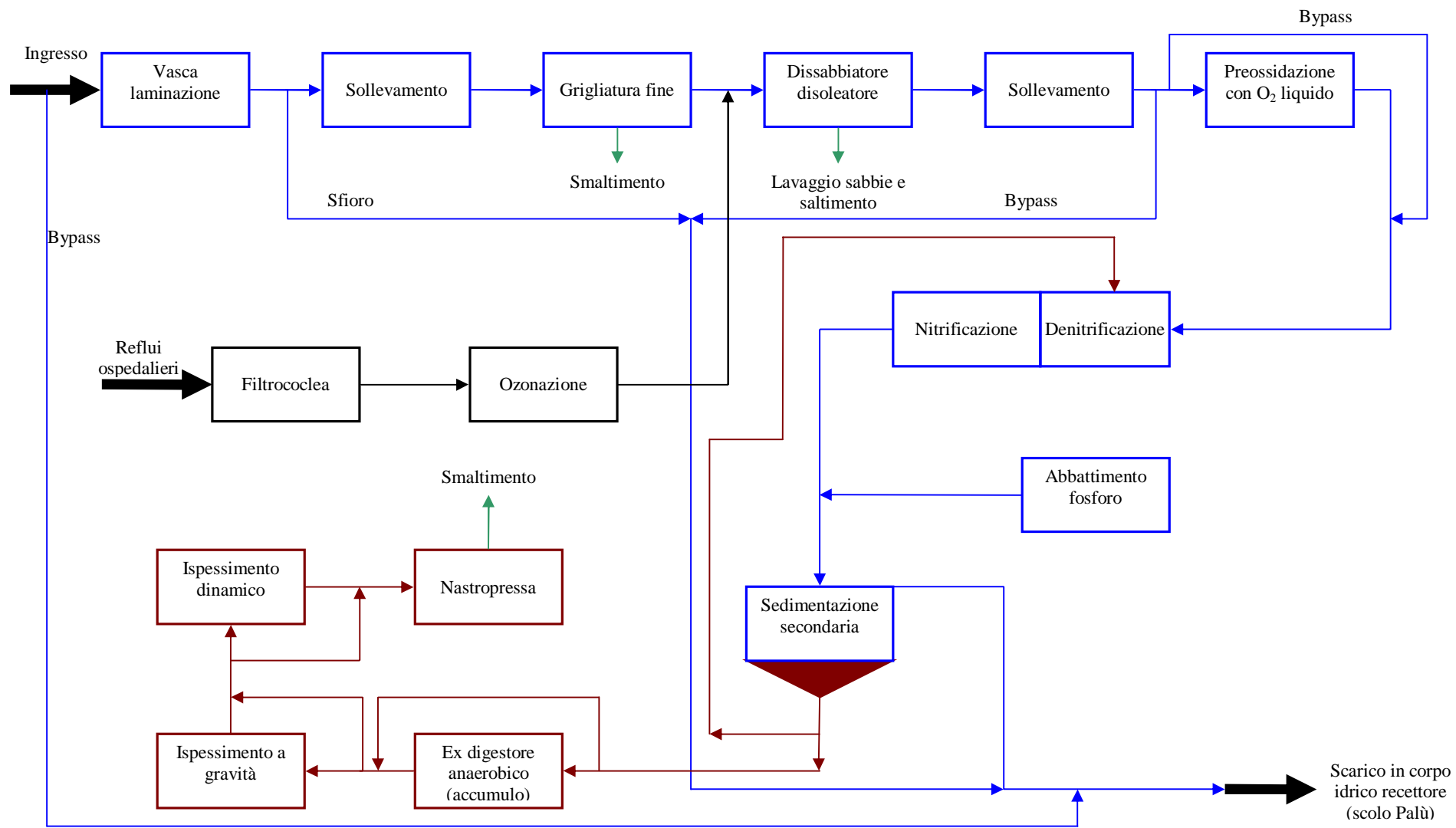


Figura 4-1: Schema a blocchi dell'impianto di depurazione di San Bonifacio.



Figura 4-2: Foto satellitare dell'impianto

4.1 Trattamenti primari

Le acque in entrata di portata media $Q_m = 175 \text{ L/s}$ e portata massima $Q_{max} = 2Q_m = 350 \text{ L/s}$, sono coltate da una condotta di diametro = 1,6 m in un impianto scolmatore. In condizioni normali la portata in arrivo è $< 500 \text{ L/s}$ e supera lo scolmatore senza mettere in funzione la soglia scolmante, passa nel manufatto di collegamento e per gravità arriva all'impianto di sollevamento. In caso di pioggia, la portata può aumentare da 500 a 2000 L/s, supera il pelo libero nelle tubazioni ma non la soglia dello scolmatore a monte; la portata superiore ai 500 L/s va a cadere in una vasca a pioggia di volume utile di 2900 m^3 , dove viene stoccata in attesa del trattamento che avviene al termine dell'evento meteorico. In caso di piogge molto intense in cui la portata in arrivo superi i 2000 L/s, si attiva il sistema scolmante e la portata in eccesso viene trattata da una griglia longitudinale posta sulle finestre di sfioro e viene scaricata nel torrente Palù.

Il sistema di sollevamento è composto da cinque elettropompe (tre di potenza 22 kW e due da 13,50 kW) regolate da un inverter che permette di attivarle e regolarne il numero di giri in

base alla portata rilevata nella vasca di sollevamento con un misuratore ad ultrasuoni. La massima portata che le pompe possono sollevare è 450 L/s.

Il refluo passa quindi attraverso un sistema parallelo di due griglie a gradini dotate di compattatore, con spaziatura di 3 mm tra le barre, e il grigliato è raccolto da una coclea e inviato allo smaltimento.

La successiva vasca di dissabbiatura e disoleatura è composta di due vasche longitudinali.

La sabbia estratta è sottoposta ad un sistema di lavaggio prima di venire inviata allo smaltimento.

In uscita dalla dissabbiatura e disoleatura, il refluo entra nella stazione di risollevaramento, operazione affidata a tre elettropompe di potenza da 6,80 kW, in grado di risollevarare fino a 400 L/s.

4.2 Trattamenti secondari

Prima delle fasi di predenitrificazione e ossidazione è posta una vasca volano di equalizzazione e preossidazione per poter inviare ai trattamenti biologici un refluo meno variabile sia nella portata sia nella composizione. La vasca ha un volume utile di 1300 m³, è dotata di mixer sommersi per tenere mescolato il refluo e di un sistema di misurazione del livello tramite ultrasuoni. In questa vasca è anche predisposto un sistema di insufflazione di ossigeno puro, che è attivato nel momento in cui le quantità di BOD e COD del liquido affluente non garantiscono la totale nitrificazione e stabilizzazione dei fanghi, iniziando così già in questa vasca la fase di rimozione del carico organico. Questa vasca può essere by-passata.

La sezione di ossidazione e nitrificazione ha un volume complessivo di 7120 m³, in cui arrivano i fanghi di ricircolo provenienti dalla sedimentazione secondaria tramite tre elettropompe di potenza 5,9 kW con una portata pari a Q_m .

Il volume totale disponibile alla fase di ossidazione-nitrificazione è dato da due vasche di 2700 m³ e da due di 860 m³. Le due vasche più piccole erano state realizzate ancora nel primo lotto e vengono utilizzate solo nel periodo di massimo carico; in questo caso, facendo riferimento ad una portata media di 15000 m³/giorno, risulta che il tempo di detenzione medio del refluo è circa 11 ore. In condizioni di regime normale, invece, sono utilizzate solo le due vasche da 2700 m³ per un totale di 5400 m³, così il tempo di permanenza si riduce a circa 8 ore e 30 minuti sulla portata media. Secondo il progetto, la concentrazione dei fanghi nella

vasca di ossidazione è contenuta in un range di 5-8 g/L. Nelle figure 4-3 e 4-4 sono riportate alcune immagini della stazione di ossidazione e nitrificazione.

Per l'insufflazione dell'aria è a disposizione un turbocompressore di potenza 250 kW. L'introduzione dell'ossigeno avviene con 1690 diffusori a membrana, posti sul fondo vasca, capaci di una portata di 8 m³/h e di un rendimento al momento dell'installazione del 42% in Q_{max} e del 50% in Q_{min}.

Normalmente vengono utilizzati i 3/5 del volume per l'ossidazione-nitrificazione e la parte rimanente per la denitrificazione. Quando aumenta il carico organico, le due vasche del primo lotto vengono utilizzate per l'ossidazione-nitrificazione, così da portare al valore massimo il volume disponibile per questa stazione; successivamente si può attivare anche la vasca di equalizzazione e preaerazione; infine, in caso di necessità, si possono spegnere parte degli aeratori sul fondo delle vasche così da aumentare la sezione disponibile alla denitrificazione, così da garantire un abbattimento delle sostanze azotate per rispettare i limiti di legge.

I reflui in uscita dalla sezione di ossidazione passano ad un ripartitore, che poi li invia ai cinque sedimentatori secondari per far decantare il fango attivo prodotto. Tre hanno diametro di 23 metri, e l'ingresso del refluo avviene per gravità; gli altri due sono sedimentatori primari del primo lotto poi riconvertiti a secondari, di diametro 18 metri. Questi ultimi sono posti ad un livello più elevato dell'uscita dell'ossidazione, quindi la torbida deve essere inviata ad essi con due elettropompe. Nei sedimentatori più grandi la velocità ascensionale è 0,3 m/h e il tempo di detenzione è 8 ore e 30 minuti; nei sedimentatori più piccoli la velocità ascensionale è invece 0,5 m/h e il tempo di detenzione è 7 ore e 15 minuti. Il fango addensato sul fondo viene in parte rinviato alla vasca di ossidazione tramite tre elettropompe di 5,9 kW, e in parte spurgato da due elettropompe da 13,5 kW e inviato alla linea fanghi. La portata media di ricircolo è di 12.000 m³/giorno.

In figura 4-5 e 4-6 sono riportate alcune immagini della fase di sedimentazione.

La concentrazione dei fanghi, secondo gli ultimi campionamenti fatti nel mese di giugno 2010, risulta 20,5 g/L per i SSV e di 24,9 g/L per i SST al fondo del sedimentatore.

La defosfatazione chimica avviene dosando nel refluo in entrata ai sedimentatori una soluzione di solfato di alluminio all'8%, con un dosaggio medio di circa 0,015 L/m³. L'abbattimento del fosforo in questa parte dell'impianto consente ai batteri di avere a disposizione tutta la materia prima necessaria al loro sviluppo nella fase ossidativa.



Figura 4-3: Vasca di ossidazione.



Figura 4-4: Vista del complesso di ossidazione-nitrificazione



Figura 4-5: Vasche di sedimentazione



Figura 4-6: Vista del sistema di sedimentazione

4.3 Linea fanghi

Il fango è estratto dal pozzetto fanghi dei sedimentatori con una valvola telescopica, poi viene inviato per gravità ad un altro pozzetto; da qui in parte viene ricircolato alle vasche, in parte è periodicamente inviato alla fase di ispessimento e addizionato di polielettrolita. Sono a disposizione un sistema di ispessimento per gravità ricavato dall'ex digestore, con volume di 1600 m³, un altro ispessitore a gravità, e un ispessitore dinamico di recente realizzazione. Attualmente è utilizzato solo l'ispessitore dinamico per trattare il fango di supero, mentre gli altri due sono mantenuti di riserva; con l'aggiunta di questa unità è stato possibile dare una maggior flessibilità gestionale dell'impianto biologico, in quanto il volume di fango di supero prodotto è stato diminuito di circa 6-8 volte, e sono stati eliminati i sovraccarichi di fango tipici dei periodi di massimo carico organico (in cui la produzione di fango è molto maggiore rispetto alla media).

Il fango è poi inviato ad una nastropressa, modello WR11 2000, prodotto da Sernagiotto per Siemens, con superficie filtrante di 35,4 m² e capace di arrivare fino ad una percentuale di secco del 20%.

Con questa configurazione particolare si riescono a raggiungere valori di concentrazione in secco del 20-23%, contro una previsione di progetto del 12%.

4.4 Pretrattamento reflui ospedalieri

L'impianto tratta separatamente i reflui provenienti dal vicino ospedale. Questi passano prima per una filtrococlea a cestello con spaziatura tra le maglie di 3 mm, poi sono sottoposti ad una disinfezione ad ozono con dosaggio di 15 g di ozono per m³ di refluo in una vasca che garantisce un tempo di contatto di 15 minuti ad una portata di 30 m³/h. L'ozono è prodotto direttamente a bordo vasca da ossigeno liquido contenuto in un serbatoio da 5000 litri.

Il refluo così trattato è immesso nel dissabbiatore e segue quindi il percorso del normale refluo civile.

4.5 Rese di progetto

In tab. 4-1 sono riportate le percentuali delle rese depurative di progetto; non sono disponibili le rese relative all'azoto totale e al fosforo totale (non calcolate in fase di progettazione).

Tabella 4-1: Rese depurative di progetto

	Resa (%)
SST	89,6
BOD	95,5
COD	90,1
N totale	n.d.
TKN	88,6
Fosforo	n.d.

4.6 Limiti allo scarico

La Provincia di Verona ha rinnovato l'11/05/2007 l'autorizzazione all'esercizio e allo scarico, e l'8/7/2010 ne ha approvato la modifica. L'impianto deve rispettare i limiti stabiliti dalla Tabella 1, allegato A, colonna C del Piano Tutela Acque della Regione Veneto. In seguito ad una delibera della Giunta Regionale, il limite di scarico per il fosforo è stato portato ad un massimo di 2 mg/L per ogni impianto di potenzialità superiore a 10.000 A.E.

Tabella 4-2: Limiti allo scarico per l'impianto di depurazione di San Bonifacio in mg/L^[4]

Parametri (media ponderata a 24 ore)	Limite
pH	5,5 – 9,5
Materiali grossolani	Assenti
Solidi sospesi totali	35
BOD₅ (come O₂)	25
COD	125
Alluminio	/
Cromo totale	2
Cromo VI	0,2
Ferro	/
Mercurio	0,005
Piombo	0,2
Rame	0,1
Cianuri totali (come CN)	1
Solfuri (come H₂S)	2
Solfiti (come SO₃)	10
Solfati (come SO₄)	Nessuno
Cloruri	Nessuno
Fluoruri	20
Fosforo totale (come P)	20 → 2
Azoto ammoniacale (come NH₄)	15
Azoto nitroso	0,6
Azoto nitrico	20
Azoto totale inorganico	/
Solventi organici aromatici	0,2
Pesticidi totali	0,05
Escherichia coli	5000 UFC/100ml

Capitolo 5

ANALISI DEI DATI

Questa indagine ha come scopo l'analisi del funzionamento dell'impianto di depurazione di San Bonifacio, l'individuazione degli eventuali punti critici e delle possibili soluzioni.

Il periodo considerato ha una durata di 18 mesi, dal 1 gennaio 2009 al 30 giugno 2010.

Per questo studio sono stati acquisiti dal gestore i dati di portata, le concentrazioni di inquinanti in ingresso e in uscita, la concentrazione di fango nelle vasche, la produzione di fango di supero; tali dati sono riportati nei registri dell'impianto, e sono relativi a campioni mediati nelle 24 ore.

5.1 Grafici di portate e concentrazioni medie mensili

5.1.1 Portate

La tab. 5-1 e le figure 5-1 e 5-2 riportano il volume di reflui depurati in ogni mese e la portata media giornaliera in entrata all'impianto per ogni mese considerato.

Tabella 5-1: Volume totale mensile depurato e portata media giornaliera in entrata

Mese	Volume totale mensile depurato (m ³)	Portata media giornaliera in entrata (m ³ /giorno)
Gennaio 2009	582.155	18.779
Febbraio 2009	584.210	20.865
Marzo 2009	563.066	18.163
Aprile 2009	582.827	19.428
Maggio 2009	552.107	17.810
Giugno 2009	430.117	14.337
Luglio 2009	471.413	15.207
Agosto 2009	359.255	11.589
Settembre 2009	454.986	15.166
Ottobre 2009	446.506	14.403
Novembre 2009	469.783	15.659
Dicembre 2009	531.595	17.148
Gennaio 2010	501.694	16.184
Febbraio 2010	546.610	19.522
Marzo 2010	607.720	19.604
Aprile 2010	503.515	16.784
Maggio 2010	570.285	18.396
Giugno 2010	539.597	17.987
Media sui 18 mesi	516.525	17.057

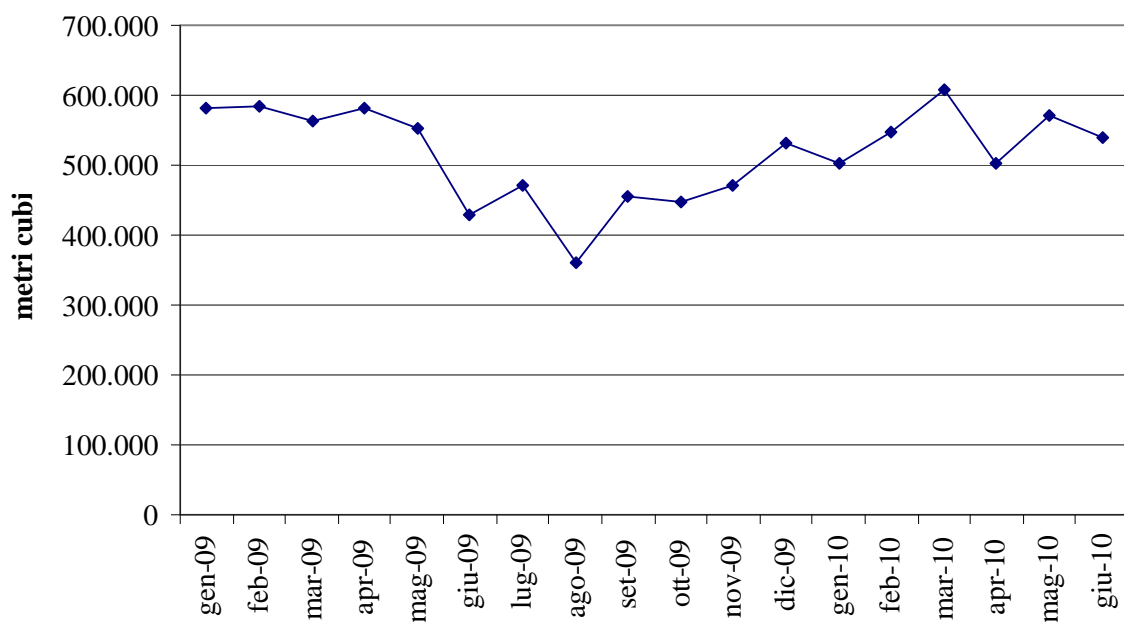


Figura 5-1: Volume totale mensile depurato

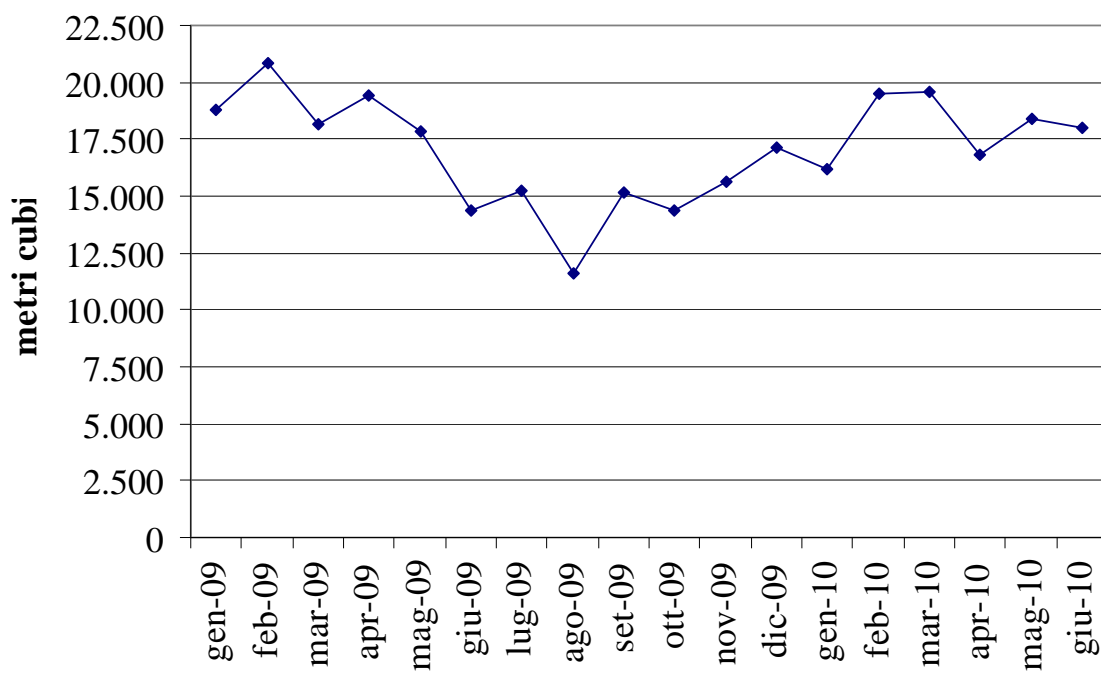


Figura 5-2: Portate medie giornaliere in entrata

5.1.2 Solidi Sospesi Totali, COD, BOD

In tab. 5-2 e nelle fig. 5-3, 5-4 e 5-5 sono riportate le portate medie mensili di Solidi Sospesi Totali, COD e BOD in entrata e in uscita dall'impianto, e sono misurati mediamente due volte alla settimana. Risulta evidente la punta di valori, soprattutto per BOD e COD, durante la stagione vitivinicola.

Il limiti di legge per le emissioni sono^[4]:

- 35 mg/L per i Solidi Sospesi Totali
- 125 mg/L per il COD
- 25 mg/L per il BOD

Tabella 5-2: Concentrazioni medie mensili di Solidi Sospesi Totali, COD e BOD

CONCENTRAZIONI MEDIE MENSILI DI SOLIDI SOSPEI TOTALI, COD E BOD						
Mese	SST (mg/L)		COD (mg/L)		BOD (mg/L)	
	Entrata	Uscita	Entrata	Uscita	Entrata	Uscita
Gennaio 2009	114,1	10,5	191,1	31,9	87,0	8,7
Febbraio 2009	124,4	8,6	160,6	24,0	85,0	8,0
Marzo 2009	87,8	7,8	124,9	29,6	83,5	12,5
Aprile 2009	71,1	11,1	119,5	20,1	53,0	8,0
Maggio 2009	102,5	22,0	118,2	31,8	57,2	15,8
Giugno 2009	62,8	12,1	96,3	25,3	39,0	10,0
Luglio 2009	85,6	7,7	152,6	25,8	85,3	12,0
Agosto 2009	126,2	7,5	228,4	22,9	75,0	14,3
Settembre 2009	176,7	9,4	548,0	25,2	546,0	16,8
Ottobre 2009	131,7	15,0	465,1	25,3	432,7	14,3
Novembre 2009	108,8	12,7	230,6	31,0	122,0	13,5
Dicembre 2009	60,0	3,9	173,2	20,4	112,0	5,0
Gennaio 2010	106,2	4,8	175,2	21,9	79,7	13,7
Febbraio 2010	153,1	5,6	198,4	22,5	107,2	10,0
Marzo 2010	152,7	8,3	239,9	23,7	56,3	10,0
Aprile 2010	73,3	6,1	182,1	21,7	42,8	8,0
Maggio 2010	63,0	5,0	152,5	23,3	46,7	10,0
Giugno 2010	56,9	5,6	142,8	22,1	57,5	13,0
Media sui 18 mesi	103,2	8,5	204,4	24,9	120,4	11,3

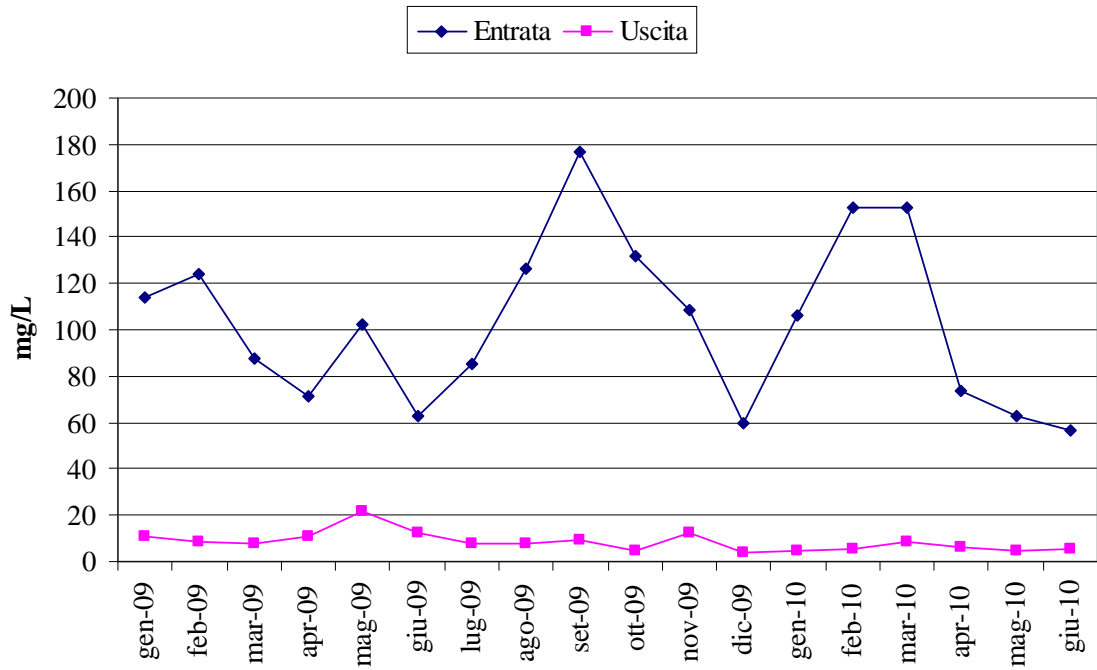


Figura 5-3: Concentrazioni medie di Solidi Sospesi Totali

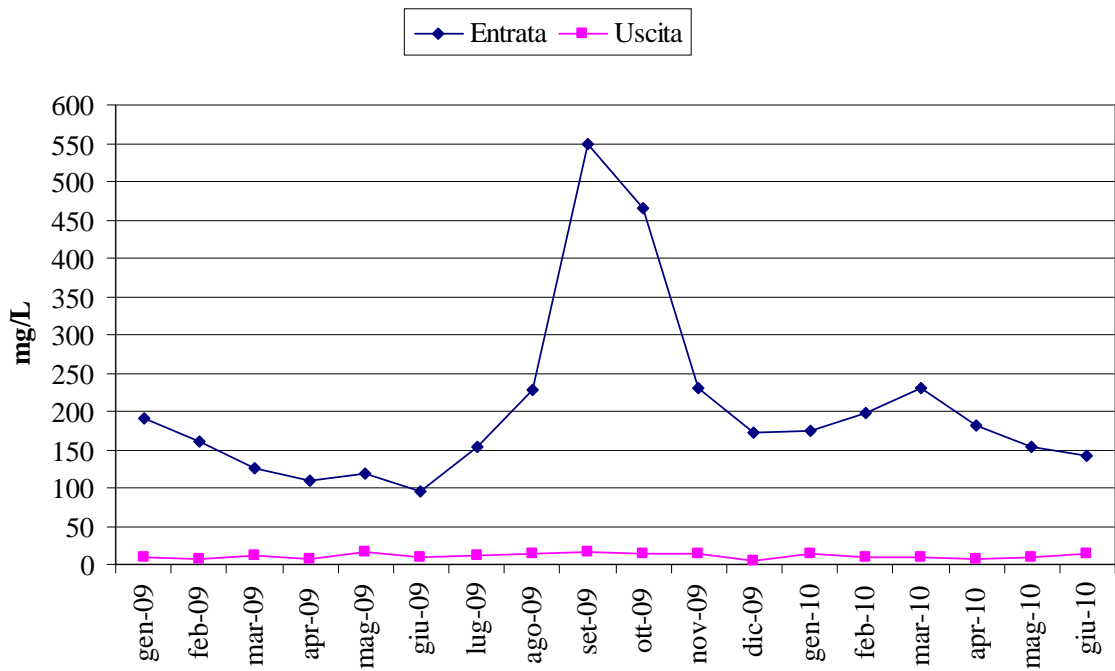


Figura 5-4: Concentrazioni medie di COD

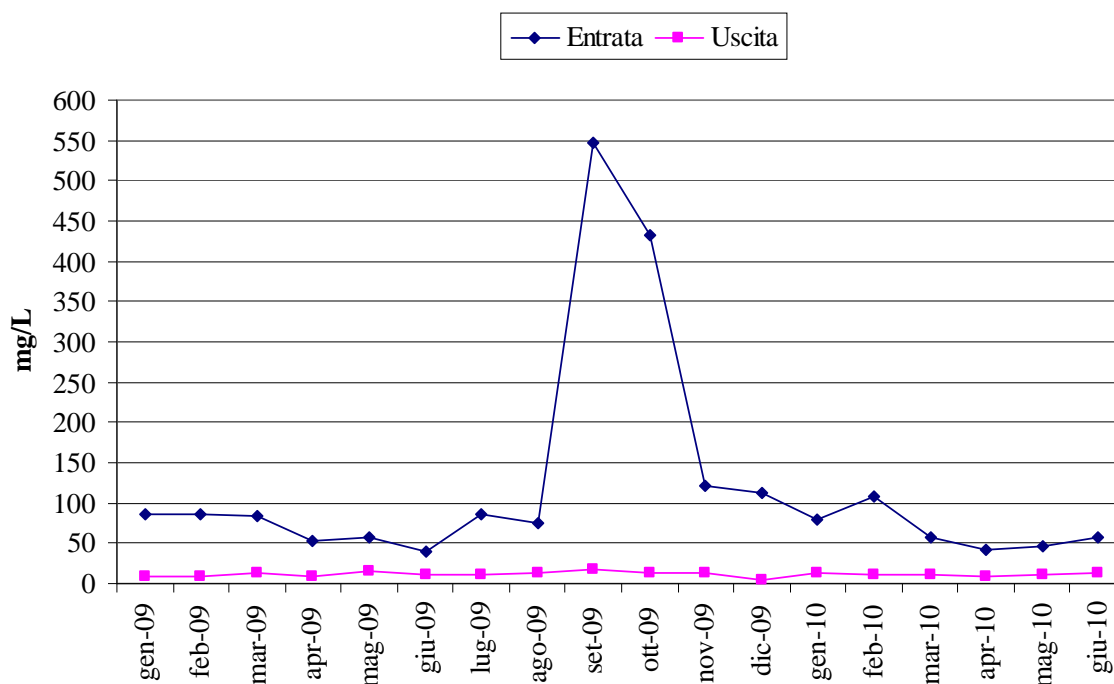


Figura 5-5: Concentrazioni medie di BOD

L'impianto, pur a fronte di forti variazioni di carico in ingresso in particolare nella stagione dell'attività delle cantine, ha dimostrato un funzionamento molto stabile rispettando sempre i limiti allo scarico.

5.1.3 Sostanze azotate

In tab. 5-3 e 5-4 sono riportate le concentrazioni medie mensili dell'azoto ammoniacale, dell'azoto nitroso, dell'azoto nitrico e dell'azoto totale in entrata e uscita; nelle fig. 5-6 e 5-7 sono riportati gli andamenti dell'azoto ammoniacale e totale in ingresso e in uscita. I valori sono rilevati mediamente una volta alla settimana in entrata e 2 volte alla settimana in uscita. Le concentrazioni sono espresse in mg NH₄/L per l'azoto ammoniacale, e mg N/L per le altre forme di sostanze azotate.

Il limiti di legge per le emissioni sono^[4]:

- 15 mg/L per l'azoto ammoniacale
- 0,6 mg/L per l'azoto nitroso
- 20 mg/L per l'azoto nitrico

Tabella 5-3: Concentrazioni medie mensili di azoto ammoniacale ed azoto totale

Mese	N ammoniacale (mg/L)		N totale (mg/L)	
	Entrata	Uscita	Entrata	Uscita
Gennaio 2009	13,5	0,5	15,3	9,1
Febbraio 2009	9,9	0,5	10,0	5,2
Marzo 2009	12,8	0,5	17,0	8,5
Aprile 2009	9,8	0,5	11,8	7,7
Maggio 2009	13,0	1,3	15,1	8,9
Giugno 2009	20,0	2,0	19,3	11,2
Luglio 2009	16,8	0,8	21,7	9,7
Agosto 2009	14,9	0,5	23,6	8,3
Settembre 2009	13,1	1,2	20,7	4,3
Ottobre 2009	18,3	7,2	28,1	9,0
Novembre 2009	16,3	4,5	28,0	9,7
Dicembre 2009	15,8	0,8	20,7	6,6
Gennaio 2010	17,0	0,9	23,4	7,3
Febbraio 2010	12,0	0,7	17,3	5,9
Marzo 2010	13,5	1,0	26,4	7,9
Aprile 2010	16,4	1,0	27,9	7,9
Maggio 2010	15,3	1,1	23,4	6,6
Giugno 2010	26,5	0,6	26,2	6,5
Medie sui 18 mesi	15,3	1,4	20,9	7,8

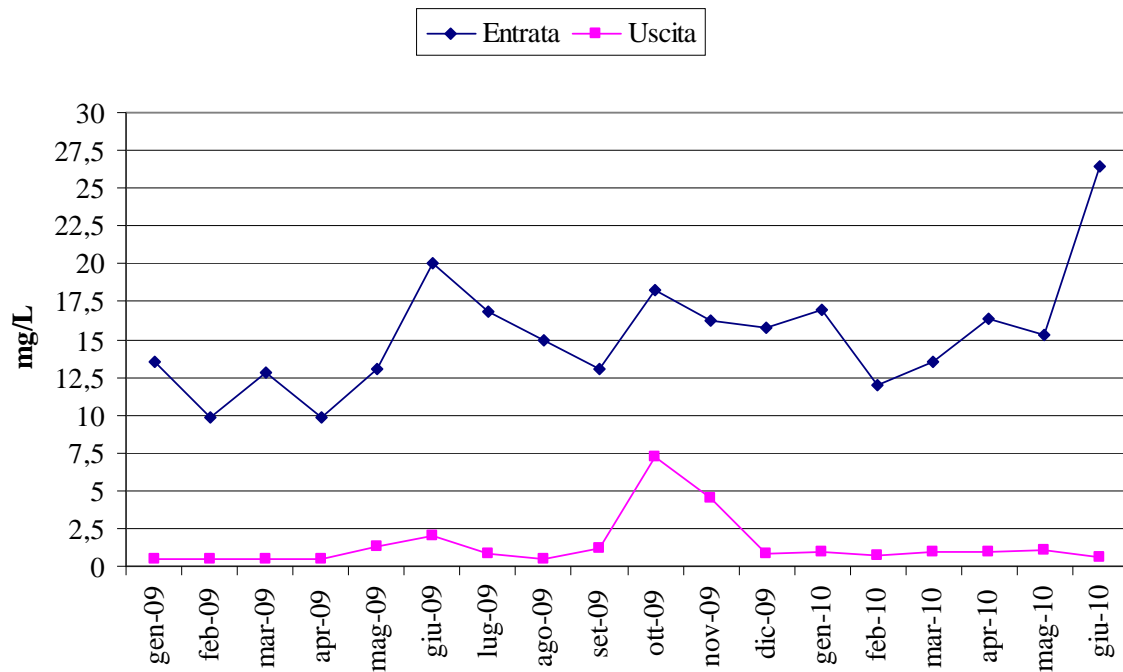


Figura 5-6: Concentrazioni medie mensili di azoto ammoniacale

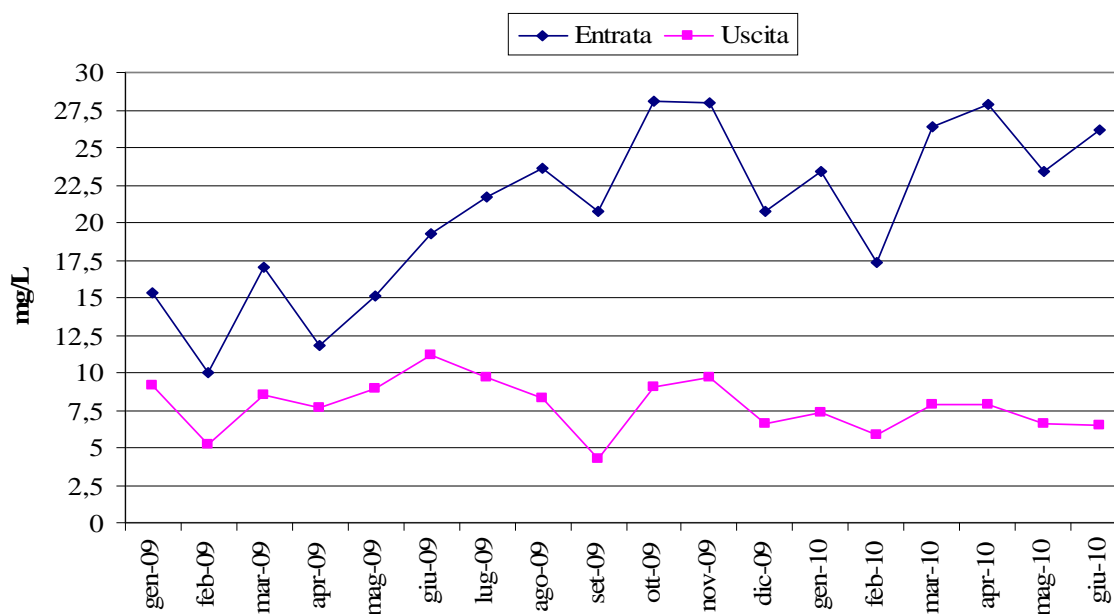


Figura 5-7: Concentrazioni medie mensili di azoto totale

Tabella 5-4: Concentrazioni medie mensili di azoto nitroso e nitrico

Mese	N nitroso (mg/L)		N nitrico (mg/L)	
	Entrata	Uscita	Entrata	Uscita
Gennaio 2009	0,8	0,1	1,7	9,1
Febbraio 2009	0,6	0,1	1,7	5,6
Marzo 2009	0,4	0,1	0,5	6,5
Aprile 2009	0,3	0,1	1,6	6,6
Maggio 2009	0,3	0,1	0,7	6,0
Giugno 2009	0,1	0,1	1,2	5,7
Luglio 2009	0,1	0,1	0,6	4,7
Agosto 2009	0,4	0,1	1,1	5,4
Settembre 2009	0,2	0,1	0,5	0,8
Ottobre 2009	0,1	0,2	1,0	1,9
Novembre 2009	0,1	0,3	0,6	3,6
Dicembre 2009	0,2	0,1	1,5	4,9
Gennaio 2010	0,5	0,1	1,2	5,3
Febbraio 2010	0,2	0,1	1,1	3,3
Marzo 2010	0,1	0,1	1,5	3,2
Aprile 2010	0,4	0,1	1,2	3,8
Maggio 2010	0,1	0,1	0,6	3,1
Giugno 2010	0,1	0,1	0,6	4,3
Medie sui 18 mesi	0,3	0,1	1,1	4,7

Anche per i composti azotati l'impianto dimostra un funzionamento stabile anche a fronte di notevoli oscillazioni della concentrazione di TKN in ingresso.

5.2 Carichi di inquinanti trattati

In questo paragrafo sono calcolati i carichi dei principali inquinanti. Nelle tab. 5-5 e 5-6 sono riportate le concentrazioni medie e i carichi minimo, massimo e medio rispettivamente di azoto ammoniacale, azoto nitroso, azoto nitrico, azoto totale, COD, BOD e fosforo in entrata e uscita. I carichi sono ricavati moltiplicando il valore della concentrazione media mensile per la portata minima, massima e media mensile. Sono dati medi calcolati sull'arco dei 18 mesi presi in esame (gennaio 2009 – giugno 2010).

Tabella 5-5: Concentrazioni medie e carichi medi, minimi e massimi dei principali inquinanti in entrata

ENTRATA				
Sostanza	Concentrazione media (mg/L)	Carico medio (kg/giorno)	Carico minimo (kg/giorno)	Carico massimo (kg/giorno)
N ammoniacale	15,3	257	196	321
N nitroso	0,3	5	4	6
N nitrico	1,1	18	14	22
N totale	20,9	350	264	438
COD	204,4	3390	2510	4270
BOD	120,4	1952	1425	2498
Fosforo	3,0	51	38	63

Tabella 5-6: Concentrazioni medie e carichi medi, minimi e massimi dei principali inquinanti in uscita

USCITA				
Sostanza	Concentrazione media (mg/L)	Carico medio (kg/giorno)	Carico minimo (kg/giorno)	Carico massimo (kg/giorno)
N ammoniacale	1,4	23	17	29
N nitroso	0,1	2	1	3
N nitrico	4,7	80	62	100
N totale	7,8	131	99	165
COD	24,9	425	323	533
BOD	11,3	189	143	239
Fosforo	1,3	21	16	27

Analizziamo in tab. 5-7 e in fig. 5-8 e 5-9 il rapporto COD/BOD e BOD/TKN in entrata. Il BOD è la richiesta biochimica di ossigeno: più questo valore è alto, maggiore è la concentrazione di sostanze organiche nei liquami e la velocità con cui sono degradate.

Il COD è la richiesta chimica di ossigeno, cioè la quantità di O₂ necessaria per ossidare chimicamente le sostanze organiche ed è sempre maggiore o uguale al BOD in quanto tutte le sostanze ossidabili biologicamente sono anche ossidate chimicamente.

Il TKN (Total Kjeldhal Nitrogen) è la somma dell'azoto ammoniacale e dall'azoto organico.

Il rapporto COD/BOD permette di dare una prima stima della biodegradabilità del refluo. Per scarichi civili, valori comuni sono compresi tra 1,5 e 2,5^[5]; per valori inferiori a 1,5 il refluo si considera di facile trattamento in impianto con trattamento biologico; valori superiori a 3 indicano che il refluo è composto principalmente da sostanze non biodegradabili o contiene inquinanti tossici per un impianto a fanghi attivi.

Il rapporto BOD/TKN indica il rapporto minimo tra sostanze organiche e azotate necessario per assicurare la crescita delle cellule batteriche, senza influire sulla denitrificazione. I batteri, infatti, per crescere hanno bisogno di un rapporto di 100:5:1 tra BOD, azoto e fosforo. La quantità di fosforo è solitamente in eccesso; se l'azoto è almeno il 5% del BOD (rapporto BOD/N < 20^[5]) vi sono le condizioni necessarie ai batteri per la loro sola crescita, mentre se il rapporto BOD/N è almeno pari a 4 vi sono le condizioni adatte alla predenitrificazione.

Tabella 5-7: Rapporto COD/BOD e BOD/TKN in entrata

Mese	Rapporto COD/BOD entrata	Rapporto BOD/TKN entrata
Gennaio 2009	2,20	6,80
Febbraio 2009	1,89	11,04
Marzo 2009	1,50	5,16
Aprile 2009	2,07	5,32
Maggio 2009	2,07	4,04
Giugno 2009	2,47	2,16
Luglio 2009	1,79	4,06
Agosto 2009	3,05	3,38
Settembre 2009	1,00	27,24
Ottobre 2009	1,08	16,01
Novembre 2009	1,89	4,47
Dicembre 2009	1,55	5,88
Gennaio 2010	2,20	3,66
Febbraio 2010	1,85	6,68
Marzo 2010	4,08	2,27
Aprile 2010	4,26	1,62
Maggio 2010	3,27	2,06
Giugno 2010	2,48	2,25
Media sui 18 mesi	2,26	6,34

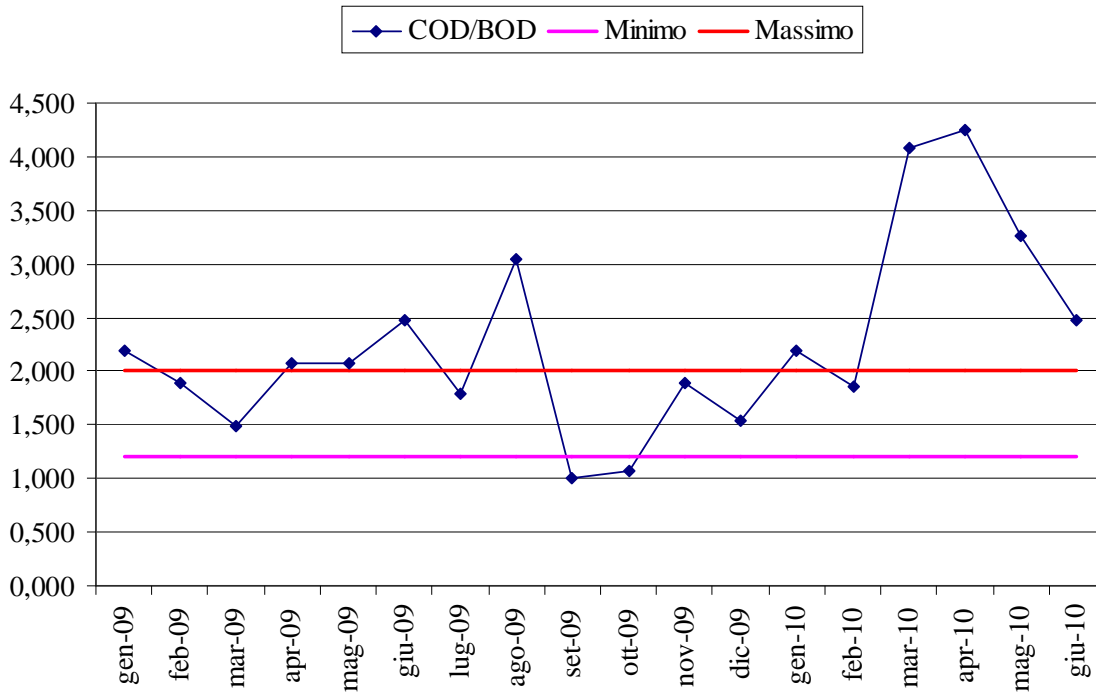


Figura 5-8: Rapporto mensile COD/BOD

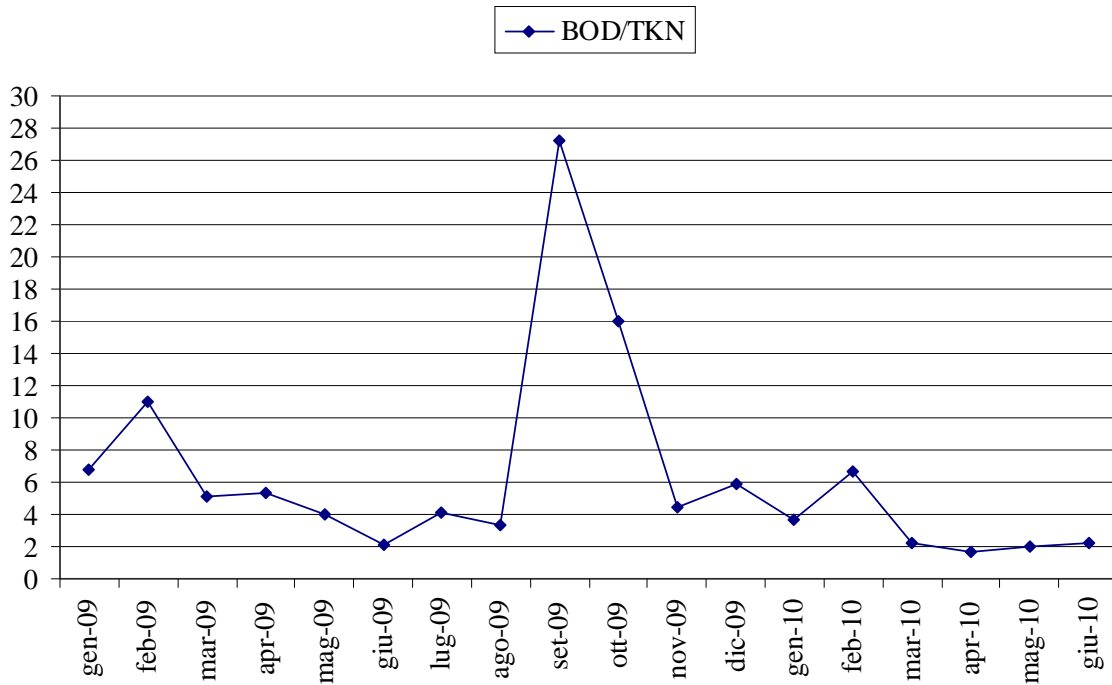


Figura 5-95-8: Rapporto mensile BOD/TKN

L'impianto di San Bonifacio presenta solo poche volte rapporti di COD/BOD contenuti nell'intervallo medio caratteristico dei reflui civili: il più delle volte supera il limite massimo, arrivando per due volte ad un valore doppio di quello normale a causa di concentrazioni molto elevate di COD in ingresso. In autunno, i due carichi hanno un rapporto quasi pari a uno, dovuto agli scarichi delle cantine aventi concentrazioni molto alte sia in BOD che in COD.

Il rapporto BOD/TKN si mantiene per buona parte del periodo osservato a valori superiori a 4 quindi ottimali per la predenitrificazione. Si ha un picco del rapporto BOD/TKN durante i mesi di gennaio–febbraio, senza che però si arrivi a valori limite per compromettere la crescita cellulare. Nel periodo di scarico dei reflui delle cantine, il rapporto indica che la quantità di materia organica è molto alta rispetto a quello di sostanze azotate, e addirittura nel mese di settembre si supera il limite di 25, quindi la sostanza azotata in entrata viene completamente assimilata dai batteri per la loro sintesi; pertanto si può ridurre il volume necessario alla denitrificazione in quanto l'azoto in uscita dall'ossidazione-nitrificazione rientra già nei limiti allo scarico.

5.3 Rese di rimozione

Per vedere qual è il livello di funzionamento del depuratore rispetto ai vari inquinanti, si calcola il carico medio mensile rimosso come differenza tra i carichi di ingresso ed uscita, e la resa media di rimozione come:

$$\text{Re sa\%} = \frac{\text{Carico}_{\text{RIMOSSO}}}{\text{Carico}_{\text{ENTRANTE}}} \cdot 100 \quad [\text{Eq. 5-1}]$$

Nelle tabelle da 5.9 a 5.13 sono riportate le rese di rimozione e i carichi medi in ingresso, in uscita e rimosso per SST, BOD, COD, azoto totale, TKN, fosforo. Le rese di rimozione di questi inquinanti sono riportate in fig. 5.11.

Tabella 5-8: Rimozione di solidi sospesi totali

SOLIDI SOSPESI TOTALI				
Mese	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
Gennaio 2009	2143	197	1946	90,8
Febbraio 2009	2596	179	2417	93,1
Marzo 2009	1595	142	1453	91,1
Aprile 2009	1381	216	1165	84,4
Maggio 2009	1826	392	1434	78,5
Giugno 2009	900	174	726	80,7
Luglio 2009	1302	117	1185	91,0
Agosto 2009	1463	87	1376	94,1
Settembre 2009	2680	143	2537	94,7
Ottobre 2009	1897	72	1825	96,2
Novembre 2009	1704	199	1505	88,3
Dicembre 2009	1029	67	962	93,5
Gennaio 2010	1719	78	1641	95,5
Febbraio 2010	2989	109	2880	96,3
Marzo 2010	2994	163	2831	94,6
Aprile 2010	1230	103	1127	91,7
Maggio 2010	1159	92	1067	92,1
Giugno 2010	1024	101	923	90,2
Media sui 18 mesi	1757	146	1611	90,9

Tabella 5-9: Rimozione di BOD

BOD				
Mese	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
Gennaio 2009	1634	163	1471	90,0
Febbraio 2009	1774	167	1607	90,6
Marzo 2009	1517	227	1290	85,0
Aprile 2009	1030	155	875	84,9
Maggio 2009	1019	281	738	72,4
Giugno 2009	559	143	416	74,4
Luglio 2009	1297	183	1114	85,9
Agosto 2009	869	166	703	80,9
Settembre 2009	8281	255	8026	96,9
Ottobre 2009	6232	206	6026	96,7
Novembre 2009	1910	211	1699	88,9
Dicembre 2009	1921	86	1835	95,5
Gennaio 2010	1290	222	1068	82,8
Febbraio 2010	2093	195	1898	90,7
Marzo 2010	1104	196	908	82,2
Aprile 2010	718	134	584	81,3
Maggio 2010	859	184	675	78,6
Giugno 2010	1034	234	800	77,4
Media sui 18 mesi	1952	189	1763	85,3

Tabella 5-10: Rimozione di COD

COD				
Mese	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
Gennaio 2009	3589	599	2990	83,3
Febbraio 2009	33501	501	2850	85,1
Marzo 2009	2267	538	1729	76,3
Aprile 2009	2127	391	1736	81,6
Maggio 2009	2105	566	1539	73,1
Giugno 2009	1381	363	1018	73,7
Luglio 2009	2321	392	1929	83,1
Agosto 2009	2647	265	2382	90,0
Settembre 2009	8311	382	7929	95,4
Ottobre 2009	6699	364	6335	94,6
Novembre 2009	3611	485	3126	86,6
Dicembre 2009	2970	350	2620	88,2
Gennaio 2010	2835	354	2481	87,5
Febbraio 2010	3873	439	3434	88,7
Marzo 2010	4507	465	4042	89,7
Aprile 2010	3056	364	2692	88,1
Maggio 2010	2805	429	2376	84,7
Giugno 2010	2569	398	2171	84,5
Media sui 18 mesi	3390	425	2965	85,2

Tabella 5-11: Rimozione azoto totale

AZOTO TOTALE				
Mese	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
Gennaio 2009	287	171	116	40,5
Febbraio 2009	209	109	100	48,0
Marzo 2009	309	154	155	50,0
Aprile 2009	229	150	79	34,7
Maggio 2009	269	159	110	41,1
Giugno 2009	277	161	116	42,0
Luglio 2009	330	148	182	55,3
Agosto 2009	274	96	178	64,8
Settembre 2009	314	65	249	79,2
Ottobre 2009	405	130	275	68,0
Novembre 2009	439	152	287	65,4
Dicembre 2009	355	113	242	68,1
Gennaio 2010	379	118	261	68,8
Febbraio 2010	338	115	223	65,9
Marzo 2010	518	155	363	70,1
Aprile 2010	468	133	335	71,7
Maggio 2010	431	121	310	71,8
Giugno 2010	471	117	354	75,2
Media sui 18 mesi	350	131	219	60,0

Tabella 5-12: Rimozione TKN

TKN				
Mese	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
Gennaio 2009	240	7	233	97,0
Febbraio 2009	161	8	153	94,9
Marzo 2009	294	7	287	97,6
Aprile 2009	194	8	186	96,1
Maggio 2009	252	18	234	92,9
Giugno 2009	258	22	236	91,4
Luglio 2009	320	9	311	97,0
Agosto 2009	257	5	252	98,2
Settembre 2009	304	14	290	95,3
Ottobre 2009	389	81	308	79,3
Novembre 2009	428	55	373	87,2
Dicembre 2009	327	11	316	96,7
Gennaio 2010	353	11	342	96,8
Febbraio 2010	313	11	302	96,6
Marzo 2010	487	15	472	96,9
Aprile 2010	443	13	430	97,1
Maggio 2010	418	16	402	96,2
Giugno 2010	459	8	451	98,2
Media sui 18 mesi	328	18	310	94,7

Tabella 5-13: Rimozione fosforo

FOSFORO				
Mese	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
Gennaio 2009	38	26	12	30,0
Febbraio 2009	44	25	19	42,9
Marzo 2009	35	31	4	10,5
Aprile 2009	43	27	16	36,4
Maggio 2009	32	29	3	11,1
Giugno 2009	23	24	-1	0 (*)
Luglio 2009	37	27	10	25,0
Agosto 2009	37	30	7	18,8
Settembre 2009	50	8	42	84,8
Ottobre 2009	49	3	46	94,1
Novembre 2009	49	25	24	48,4
Dicembre 2009	46	22	24	51,9
Gennaio 2010	63	24	39	61,5
Febbraio 2010	68	14	54	80,0
Marzo 2010	100	16	84	84,3
Aprile 2010	55	7	48	87,9
Maggio 2010	79	15	64	81,4
Giugno 2010	67	29	38	56,8
Media sui 18 mesi	51	21	30	50,0

(*) = dai rilevamenti di questo mese, la concentrazione del fosforo in uscita risulta maggiore di quella in entrata; questo è probabilmente dovuto ad un fenomeno anormale di lisi cellulare dovuta alle basse concentrazioni di sostanze organiche e azotate in ingresso rispetto al mese precedente

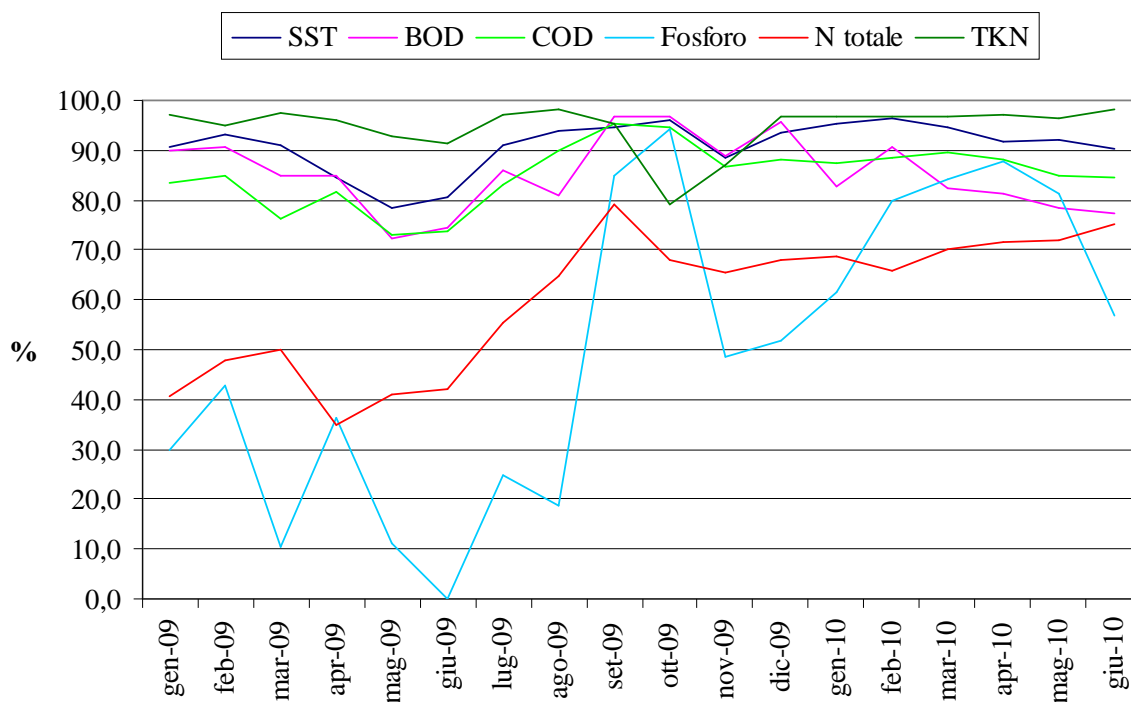


Figura 5-9: Rese di rimozione degli inquinanti principali

Confrontiamo in tab. 5-14 i dati medi delle rese di rimozione dei principali inquinanti sui diciotto mesi presi in considerazione risulta:

Tabella 5-14: Confronto delle rese di rimozione medie con quelle di progetto

	Medie 18 mesi	Progetto
SST	90,9	89,6
BOD	85,3	95,5
COD	85,2	90,1
N totale	60,0	n.d.
TKN	94,7	88,6
Fosforo	50,0	n.d.

5.4 Bilanci di materia su BOD e azoto

In tab. 5-15 sono riportate le concentrazioni medie di SST e SSV nelle vasche di ossidazione:

Tabella 5-15: Concentrazione di SST e SSV nella vasca di ossidazione

Mese	SST (g/L)	SSV (g/L)	% SSV su SST
Gennaio 2009	6,075	4,753	78,2
Febbraio 2009	5,275	3,992	75,7
Marzo 2009	5,313	4,036	76,0
Aprile 2009	4,513	3,132	69,4
Maggio 2009	4,250	3,110	73,2
Giugno 2009	5,000	3,551	71,0
Luglio 2009	5,082	3,586	70,6
Agosto 2009	4,925	3,402	69,1
Settembre 2009	9,233	7,254	78,6
Ottobre 2009	11,978	9,733	81,3
Novembre 2009	7,788	6,050	77,7
Dicembre 2009	6,000	4,660	77,7
Gennaio 2010	5,950	4,713	79,2
Febbraio 2010	5,050	4,004	79,3
Marzo 2010	4,156	3,621	87,1
Aprile 2010	5,267	4,176	79,3
Maggio 2010	5,025	3,800	75,6
Giugno 2010	4,678	3,364	71,9
Media sui 18 mesi	5,864	4,497	76,2

Il valore del carico del fango nella vasca di ossidazione biologica è dato da:

$$C_f = \frac{\text{Carico}_{BOD}}{V \cdot \%SSV \cdot SST_{OSS}} \quad [\text{Eq. 5-2}]$$

C_f = carico del fango (in kg BOD/kg SSV · giorno)

Carico_{BOD} = carico medio in ingresso di BOD (in kg BOD/giorno)

V = volume totale di ossidazione (in m³)

%SSV = concentrazione di SSV negli SST presenti nel volume di ossidazione

SST_{OSS} = concentrazione di SST nella vasca (in g SST/L)

Il Carico_{BOD} è ricavabile dalla tab. 5-9; non essendoci sedimentazione primaria, assumiamo che il carico di BOD nella vasca di ossidazione sia pari a quello in entrata. %SSV e SST_{OSS} sono espressi in tab. 5-15; il loro prodotto è pari a SSV. Il volume disponibile per l'ossidazione, come già accennato nel paragrafo 4-3, è diverso a seconda del periodo dell'anno: durante la stagione vitivinicola è di 7120 m³, mentre nel resto dell'anno è di 5400

m³; pertanto con volume pari a 7120 m³ sono riportati solo i valori del periodo della vendemmia. Riportiamo quindi in tab. 5-16 i valori di C_f così calcolati:

Tabella 5-16: Carico del fango nella sezione di ossidazione

Mese	C _f con V = 5400 m ³ (in kg BOD/kg SSV · giorno)	C _f con V = 71200 m ³ (in kg BOD/kg SSV · giorno)
Gennaio 2009	0,064	
Febbraio 2009	0,082	
Marzo 2009	0,070	
Aprile 2009	0,061	
Maggio 2009	0,061	
Giugno 2009	0,029	
Luglio 2009	0,067	
Agosto 2009	0,047	
Settembre 2009	0,211	0,160
Ottobre 2009	0,119	0,090
Novembre 2009	0,058	
Dicembre 2009	0,076	
Gennaio 2010	0,051	
Febbraio 2010	0,097	
Marzo 2010	0,056	
Aprile 2010	0,032	
Maggio 2010	0,042	
Giugno 2010	0,057	
Media sui 18 mesi con V = sempre 5400 m ³	0,071	
Media sui 18 mesi con V = 7120 per due mesi	0,067	

Negli impianti molto piccoli solitamente C_f è compreso tra 0,05 e 0,08 kg BOD/kg SSV · giorno, in quelli di dimensioni maggiori si va da 0.10 a 0.15 kg BOD/kg SSV · giorno; dai dati sperimentali possiamo osservare che questa condizione è soddisfatta nell'impianto in esame.

Fase di nitrificazione

Il carico (in kg/giorno) di azoto nitrificato N_{NITRI} all'interno della vasca può essere calcolato con la formula^{[5][8][9]}:

$$N_{\text{NITRI}} = \text{TKN}_{\text{IN}} - N_{\text{SINTESI}} - N_{\text{AMMON,OUT}} - N_{\text{ORG,OUT}} \quad [\text{Eq. 5-3}]$$

TKN_{IN} = carico di azoto organico e ammoniacale in ingresso (kg/giorno);

$N_{SINTESI}$ = carico di azoto rimosso dalla sintesi delle cellule batteriche, genericamente calcolato come il 4-6% del carico di BOD rimosso (kg/giorno); nel nostro caso lo stimiamo in 6%;

$N_{AMMON,OUT}$ = carico di azoto ammoniacale in uscita (kg/giorno);

$N_{ORG,OUT}$ = carico di azoto organico in uscita dall'impianto (kg/giorno); generalmente, questo termine si assume pari a zero in quanto l'azoto organico è velocemente idrolizzato in ammoniacale all'interno dell'impianto.

La velocità di nitrificazione delle vasche può essere calcolata con la formula di Monod^{[8][9]}:

$$v_{nitr} = v_{\max(20^{\circ}C)} \cdot \Phi^{(T-20)} \cdot \frac{[NH_4^+]}{K_N + [NH_4^+]} \cdot \frac{[O_2]}{K_O + [O_2]} \quad [\text{Eq. 5-4}]$$

nella quale:

$v_{\max(20^{\circ}C)}$ = velocità massima di nitrificazione stimata a 20°C = 2,4 kg_N/kg_{SSN} · giorno

Φ = fattore di correzione per la temperatura = 1,12

K_N = costante di semisaturazione dell'azoto = trascurabile

K_O = costante di semisaturazione per l'ossigeno disciolto = 1 mg/l.

$[NH_4^+]$ = concentrazione di azoto ammoniacale (in mg/L)

$[O_2]$ = concentrazione di ossigeno (in mg/L)

Imponendo le minime condizioni di esercizio possibili, ossia una temperatura di 12°C, e una concentrazione di ossigeno nell'acqua di 2 mg/L, si ottiene una velocità di nitrificazione pari a 0,646 kg_N/kg_{SSN} · giorno.

Con questa velocità di nitrificazione, la capacità nitrificante delle vasche è calcolata come:

$$\text{Capacità nitr} = v_{nitr} \cdot f_{batt} \cdot [SST] \cdot V_{oss} \quad [\text{Eq. 5-5}]$$

con:

f_{batt} = frazione batterica nitrificante, pari al 5% degli SST (in kg_{SSN}/kg_{SST})

$[SST]$ = concentrazione di solidi sospesi totali nella vasca di ossidazione (in g/L)

V_{oss} = volume disponibile per la nitrificazione (in m³); ricordiamo che il volume disponibile per la fase di ossidazione-nitrificazione varia da 5400 a 7120 m³ nei mesi di settembre e ottobre.

La capacità residua, ossia quanto carico azotato può ancora essere smaltito dall'impianto, viene calcolato come la differenza tra la capacità di nitrificazione e l'azoto nitrificato.

Riportiamo quindi in tabella 5-17 le medie mensili di azoto nitrificato, la capacità di nitrificazione e la capacità residua di nitrificazione.

Tabella 5-17: Capacità di nitrificazione dell'impianto

Mese	Azoto nitrificato (in kg/giorno)	Capacità di nitrificazione (in kg/giorno)	Capacità residua (in kg/giorno)
Gennaio 2009	143	663	520
Febbraio 2009	54	557	503
Marzo 2009	208	563	356
Aprile 2009	131	437	306
Maggio 2009	185	434	249
Giugno 2009	205	495	291
Luglio 2009	241	500	260
Agosto 2009	209	475	266
Settembre 2009	*	1012	1012
Ottobre 2009	*	1358	1358
Novembre 2009	255	844	589
Dicembre 2009	203	650	447
Gennaio 2010	274	658	383
Febbraio 2010	186	559	373
Marzo 2010	413	505	93
Aprile 2010	391	583	192
Maggio 2010	357	530	173
Giugno 2010	400	469	69
Media sui 18 mesi	241^(A)	627	413

^(A) = La media dell'azoto nitrificato è calcolata su 16 mesi anziché 18: si escludono i 2 mesi in cui tutto l'azoto è assimilato dai batteri.

Notiamo che nei mesi della stagione vitivinicola il carico di azoto nitrificato risulterebbe negativo; questo perché il carico di BOD in ingresso in quei mesi è così alto che la quota di azoto assimilato per la sintesi dei batteri rende superflua la fase di nitrificazione, pertanto i soli bilanci da eseguire riguardano l'ossidazione. Possiamo comunque quantificare il carico medio di azoto nitrificato, escludendo i mesi in cui non è necessaria nitrificazione per la totale rimozione di azoto per assimilazione da parte dei batteri, in 241kg N/giorno, e la capacità media di nitrificazione in 627 kg N/giorno.

La capacità residua risulta sempre positiva, così da poter affermare che il carico medio attuale può tranquillamente essere nitrificato.

Fase di denitrificazione

Il carico di azoto denitrificato $N_{DENITRI}$ è calcolato come^{[5][8][9]}:

$$N_{DENITRI} = TKN_{IN} - N_{SINTESI} - N_{AMMON,OUT} - N_{ORG,OUT} - N_{NITRITI,OUT} - N_{NITRATI,OUT} \quad [Eq. 5-6]$$

dove TKN_{IN} , $N_{SINTESI}$, $N_{AMMON,OUT}$, $N_{ORG,OUT}$ sono gli stessi parametri della fase di nitrificazione, e $N_{NITRITI,OUT}$ e $N_{NITRATI,OUT}$ sono i carichi (kg/giorno) di azoto nitroso e nitrico in uscita.

La velocità di denitrificazione è data da una formula simile a quella di Monod^{[8][9]}:

$$v_{denitr} = v_{\max(20^{\circ}C)} \cdot \Phi^{(T-20)} \quad [\text{Eq. 5-7}]$$

in cui:

$v_{\max(20^{\circ}C)}$ = velocità massima di denitrificazione stimata a 20°C = 0,07 kg_N/kg_{SSV} · giorno

Φ = fattore di correzione per la temperatura = 1,07

Imponendo la condizione minima di T=12°C, risulta una velocità di denitrificazione pari a 0,041 kg_N/kg_{SSV} · giorno.

La capacità di denitrificazione è espressa dalla formula:

$$\text{Capacità denitr: } v_{denitr} \cdot [SSV] \cdot V_{den} \quad [\text{Eq. 5-8}]$$

con:

[SSV] = concentrazione di solidi sospesi volatili (in g/L)

V_{den} = volume disponibile alla denitrificazione; tale volume è pari a 1720 m³ in condizioni normali, e zero nei mesi di settembre e ottobre, quando la denitrificazione non è necessaria.

In tab. 5-18 sono riportate le medie mensili di azoto denitrificato, la capacità di denitrificazione e la capacità residua di denitrificazione.

Tabella 5-18: Capacità di denitrificazione dell'impianto

Mese	Azoto denitrificato (in kg/giorno)	Capacità di denitrificazione (in kg/giorno)	Capacità residua (in kg/giorno)
Gennaio 2009	-30	335	335
Febbraio 2009	-65	282	282
Marzo 2009	88	285	197
Aprile 2009	1	221	220
Maggio 2009	76	219	143
Giugno 2009	122	250	129
Luglio 2009	168	253	85
Agosto 2009	145	240	95
Settembre 2009	*	/	/
Ottobre 2009	*	/	/
Novembre 2009	194	427	232
Dicembre 2009	117	329	212
Gennaio 2010	187	332	145
Febbraio 2010	119	282	163
Marzo 2010	348	255	*
Aprile 2010	326	294	*
Maggio 2010	298	268	*
Giugno 2010	321	237	*
Media sui 18 mesi	179 ^(A)	282 ^(B)	186 ^(C)

^(A) = La media dell'azoto denitrificato è calcolata escludendo i mesi in cui il valore è negativo e quelli in cui il volume a disposizione è zero, cioè su 14 mesi anziché 18.

^(B) = La media della capacità di denitrificazione non prende in considerazione i mesi in cui il volume disponibile all'operazione è nullo, cioè è calcolato su 16 mesi anziché 18.

^(C) = La media della capacità residua di denitrificazione è calcolata sui mesi in cui il volume a disposizione non è nullo oppure il valore risulta negativo, cioè 12 mesi su 18.

Nei mesi di gennaio e febbraio 2009, la quantità di azoto da denitrificare risulterebbe negativa; ciò significa che non occorre denitrificare a causa della bassa produzione di nitrati, e che la capacità residua è quindi pari a tutta quella disponibile. Anche nei mesi di settembre ed ottobre la quantità di azoto da denitrificare risulterebbe negativa; trovandoci nella stagione vitivinicola, tutto l'azoto è consumato per assimilazione, ma in questo caso la capacità residua è pari a zero in quanto tutto il volume delle vasche è utilizzato per l'ossidazione della sostanza organica. In alcuni mesi del 2010 la capacità residua di denitrificazione risulterebbe negativa in quanto il volume disponibile non è sufficiente a svolgere una completa denitrificazione delle sostanze azotate: questo perché, da quanto risulta dai registri di carico dell'impianto, la quantità di azoto totale in entrata è quasi raddoppiata rispetto allo stesso periodo dell'anno precedente.

Fase di ossidazione

Le vasche di ossidazione e nitrificazione trattano un carico di sostanza organica pari alla differenza tra il carico in ingresso e quello in uscita: $BOD_{RIMOSSO} = BOD_{IN} - BOD_{OUT}$.

La capacità di ossidazione dell'impianto, misurata in $\text{kg}_{\text{BOD}}/\text{giorno}$, è data dalla formula^[5]:

$$\text{Capacità ossidaz: } C_f \cdot [\text{SSV}] \cdot V_{\text{oss}} \quad [\text{Eq. 5-9}]$$

con:

C_f = carico del fango (in $\text{kg BOD}/\text{kg SSV} \cdot \text{giorno}$)

$[\text{SSV}]$ = concentrazione di solidi sospesi volatili (in g/L)

V_{oss} = volume disponibile all'ossidazione (in m^3), pari a quello della fase di nitrificazione.

La capacità residua dell'impianto è quindi la differenza tra la capacità di ossidazione e il carico di BOD depurato.

In tab. 5-19 sono riportate le medie mensili di BOD rimosso, la capacità di ossidazione e la capacità residua di ossidazione.

Tabella 5-19: Capacità di ossidazione dell'impianto

Mese	BOD rimosso (in kg/giorno)	Capacità di ossidazione (in kg/giorno)	Capacità residua (in kg/giorno)
Gennaio 2009	1470	1634	163
Febbraio 2009	1607	1774	167
Marzo 2009	1290	1517	227
Aprile 2009	874	1030	155
Maggio 2009	737	1019	281
Giugno 2009	416	559	143
Luglio 2009	1115	1297	182
Agosto 2009	703	869	166
Settembre 2009	8026	8281	255
Ottobre 2009	6026	6232	206
Novembre 2009	1699	1910	211
Dicembre 2009	1835	1921	86
Gennaio 2010	1068	1290	222
Febbraio 2010	1898	2093	195
Marzo 2010	908	1104	196
Aprile 2010	584	718	134
Maggio 2010	675	859	184
Giugno 2010	800	1034	234
Media sui 18 mesi	1763	1952	189

Possiamo notare che la capacità residua, calcolata sui valori medi mensili, non è molto ampia ed è compresa fra il 5% e il 10% del carico attualmente trattato; i valori e non sono tali da garantire una rimozione del BOD entro i limiti di legge in presenza di punte di carico.

La possibilità di attivare la vasca volano con capacità di preossidazione aggiunge quel volume necessario ad aumentare la capacità di ossidazione nei periodi in cui il volume delle sole vasche di ossidazione e nitrificazione non sia sufficiente.

5.5 Conclusioni

In base ai dati raccolti nei 18 mesi di campionamento, si deduce che l'impianto di depurazione di San Bonifacio è in grado di trattare i carichi inquinanti in ingresso. I valori medi dei carichi dei principali inquinanti in questo periodo e le rese di rimozione sono riportati nella tab. 5-20:

Tabella 5-20: Carichi medi e rese medie di rimozione sui 18 mesi

	Carico medio ingresso (kg/giorno)	Carico medio uscita (kg/giorno)	Carico medio rimosso (kg/giorno)	Resa di rimozione (%)
SST	1757	146	1611	90,9
BOD	1952	189	1763	85,3
COD	3390	425	2965	85,2
Azoto totale	350	131	219	60,0
TKN	328	18	310	94,7
Fosforo	51	21	30	50,0

Le concentrazioni rilevate mediamente in uscita di questi inquinanti si mantengono sempre al di sotto dei valori limite imposti dalla legislazione, come si vede nella seguente tabella riassuntiva:

Tabella 5-21: Confronto tra le concentrazioni medie in uscita e i limiti di legge

	Concentrazione media in uscita (mg/L)	Concentrazione massima consentita (mg/L)
SST	8,5	35
BOD	11,3	25
COD	24,9	125
Azoto ammoniacale	1,4	15
Azoto nitroso	0,1	0,6
Azoto nitrico	4,7	20
Fosforo	1,3	2

La portata media in ingresso impianto è di 17.057 m³/giorno, calcolata tra un massimo di 20.865 m³/giorno e un minimo di 11.589 m³/giorno.

Le capacità residue del bacino di ossidazione-nitrificazione e di quello di denitrificazione sono riportate in tab. 5-22:

Tabella 5-22: Capacità residua di depurazione

	Capacità depurativa residua	U.D.M.
Bacino di nitrificazione	413	kg _N /giorno
Bacino di denitrificazione	125	kg _N /giorno
Bacino di ossidazione	189	kg _{BOD} /giorno

Si può notare che la capacità media residua del bacino di nitrificazione e denitrificazione è abbastanza elevata (anche se alcuni rilevamenti relativi agli ultimi mesi presi in esame riportano a valori non soddisfacenti nella capacità residua del bacino di denitrificazione); inoltre, nel periodo di massimo carico organico la fase di denitrificazione risulta addirittura superflua, vista l'alta quantità di sostanze azotate eliminate per assimilazione. La capacità ossidante del bacino di ossidazione, pur garantendo un corretto svolgimento del processo depurativo, non ha valori residui tali da garantire il rispetto dei limiti in caso di forti punte di carico organico; risulta perciò giustificata la presenza di una vasca volano di preossidazione, capace di aumentare la capienza della stazione ossidativa in caso di necessità.

Bibliografia

- [1] “Norme in materia ambientale” – Decreto Legislativo n.152 del 3 aprile 2006, G.U. n.88 del 14 aprile 2006
- [2] “Ulteriori disposizioni correttive ed integrative del decreto legislativo 3 aprile 2006, n.152, recante norme in materia ambientale” – Decreto Legislativo n.4 del 16 gennaio 2008, G.U. n.24 del 29 gennaio 2008
- [3] “Individuazione e caratterizzazione degli agglomerati ai sensi della direttiva 91/271/CEE” – Deliberazione della Giunta Regionale della Regione Veneto n.3856 del 15 dicembre 2009, B.U.R. n.6 del 19 gennaio 2010
- [4] “Piano di tutela delle acque” – Deliberazione del Consiglio Regionale della Regione Veneto n.107 del 5 novembre 2009, B.U.R. n.100 dell’8 dicembre 2009
- [5] Luigi Masotti: “Depurazione delle acque – Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto”, 2^A ed., Calderini Editore, Bologna, 2006
- [6] Nelson Nemerow, Franklin Agardy, Patrick Sullivan & Joseph Salvato: “Environmental engineering: water, wastewater, soil and groundwater treatment and remediation”, 6^A ed., John Wiley & Sons Inc., USA, 2009
- [7] Renato Vismara: “Depurazione biologica, teoria e processi”, 3^A ed., Hoepli, Milano, 1998
- [8] Metcalf & Eddy: “Wastewater engineering, treatment and reuse”, 4^A ed. internazionale, The McGraw-Hill Companies, Singapore, 2004
- [9] Arcadio Pacquiao Sincero & Gregoria Alivio Sincero: “Physical-chemical treatment of water and wastewater”, CRC Press, Londra, 2003
- [10] Nicholas Cheremisinoff: “Handbook of water and wastewater treatment technologies”, Butterworth-Heinemann ed., USA, 2002

Ringraziamenti

Un grazie particolare a Luigi Falletti, Annarita Mutta, Diego Brunetto, Massimo Carmagnani ed Emanuel Robello per la loro assistenza e pazienza in questi mesi.