

UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA
FACOLTÀ DI INGEGNERIA
DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE



TESI DI LAUREA IN INGEGNERIA DEI PROCESSI
INDUSTRIALI E DEI MATERIALI
CLASSE 10 INGEGNERIA INDUSTRIALE
(DM 207/04)

ANALISI E MIGLIORAMENTO DELL'IMPIANTO
DI DEPURAZIONE DI LEGNAGO

Relatore: Ch.mo prof. Lino Conte

Correlatore: Ing. Luigi Falletti

Tutor aziendale: p.i. Simone Magri

Laureando: Angelo Russo

Anno Accademico 2011-2012

SOMMARIO:

INTRODUZIONE1

CAPITOLO 1 : LA NORMATIVA ITALIANA

1.1 L'EVOLUZIONE DELLA LEGGE IN MATERIA DI ACQUE	3
1.2 D.LGS. 152/2006	3
1.3 LA NORMATIVA REGIONALE.....	5
1.4 IL PIANO DI TUTELA DELLE ACQUE (PTA).....	6

CAPITOLO 2: I PROCESSI DI DEPURAZIONE

2.1 TRATTAMENTI PRELIMINARI..... 9

2.1.1 LA GRIGLIATURA	9
2.1.2 LA STACCIATURA.....	9
2.1.3 LA DISABBIATURA E LA DISOLEATURA.....	9
2.1.4 LA SEDIMENTAZIONE	10
2.1.5 LA CHIARIFFLOCULAZIONE	10

2.2 TRATTAMENTI SECONDARI.....11

2.2.1 L'OSSIDAZIONE BIOLOGICA	11
2.2.2 LA SEDIMENTAZIONE SECONDARIA.....	14
2.2.3 LA NITRIFICAZIONE	15
2.2.4 LA DENITRIFICAZIONE	16

2.3 TRATTAMENTI TERZIARI.....17

2.3.1 LA DEFOSFATAZIONE	17
2.3.2 LA FILTRAZIONE	17
2.3.3. LA DISINFEZIONE	18

2.4 LINEA FANGHI.....19

2.4.1 L'ISPESSIMENTO	19
2.4.2 LA STABILIZZAZIONE	20
- LA DIGESTIONE AEROBICA.....	21
- LA DIGESTIONE ANAEROBICA	23
- CONFRONTO TRA DIGESTIONE AEROBICA E DIGESTIONE ANAEROBICA	26
2.4.3 LA DISIDRATAZIONE.....	27

CAPITOLO 3: L'IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI LEGNAGO: PORTATE E CONCENTRAZIONI DI INQUINANTI

3.1 DESCRIZIONE E SCHEMA A BLOCCHI DELL'IMPIANTO.....	29
3.2 PORTATE E CONCENTRAZIONI DI INQUINANTI.....	32

CAPITOLO 4: DIGESTIONE ANAEROBICA E PRODUZIONE DI BIOGAS

4.1 DIMENSIONAMENTO DEL REATTORE DI DIGESTIONE ANAEROBICA.....39

4.2 CALCOLO DEL FABBISOGNO DI CALORE NELLA DIGESTIONE.....41

RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....47

INTRODUZIONE

L'acqua è sempre stata una risorsa preziosa ed indispensabile per la vita dell'uomo e di ogni essere vivente. Solo dove c'è acqua c'è vita nell'universo conosciuto, quindi deve essere preservata dall'inquinamento.

A tale scopo sono intervenute normative speciali, tra cui il D.lgs 152/2006, che stabiliscono una disciplina degli scarichi con limiti sempre più ristrettivi nel passare degli anni con trattamenti sempre più spinti.

Oggetto di questa tesi è l'impianto di depurazione di Legnago (frazione Vangadizza) dell'azienda Acque Veronesi ove è stato svolto uno stage di circa sei settimane. Questo lavoro è finalizzato a valutare i benefici dell'eventuale introduzione del processo di digestione anaerobica nella linea fanghi dell'impianto. Questo prevede una prima fase di dimensionamento del reattore, per poi valutare la quantità di biogas prodotta, e i benefici conseguibili su tutto l'impianto grazie al suo utilizzo come combustibile.

Capitolo 1

LA NORMATIVA ITALIANA

1.1 L'EVOLUZIONE DELLA LEGGE IN MATERIA DI ACQUE

Con l'entrata in vigore del *d.lgs. del 26 Aprile 2006, n.152* ("Norme in materia ambientale"), la normativa italiana sulla tutela dell'ambiente ha subito una importante trasformazione. Dall'entrata in vigore di questo "Codice ambientale" sono cambiate le regole su valutazione di impatto ambientale, difesa del suolo, tutela delle acque, gestione dei rifiuti, riduzione dell'inquinamento atmosferico e risarcimento dei danni ambientali, e sono state abrogate molte delle preesistenti norme. In particolare in materia di acque le norme di riferimento sono contenute nella Parte III del d.lgs. 152/06 (art 53-176), che ha ricalcato in molti aspetti e precisato in alcuni punti il previgente D.Lgs. 152/1999. Il D.Lgs. 152/2006 demanda alle Regioni l'elaborazione dei Piani di tutela delle acque, strumenti per la prevenzione dell'inquinamento delle acque all'interno del loro territorio.

1.2 D.LGS. 152/2006

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

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

La parte più importante del D.Lgs. 152/2006 è la disciplina degli scarichi. Tutti gli scarichi sono disciplinati in funzione del rispetto degli obiettivi di qualità dei corpi idrici e devono comunque essere autorizzati; gli scarichi domestici in pubblica fognatura sono sempre autorizzati, mentre per quelli industriali è necessaria una procedura specifica. Gli scarichi di impianti di trattamento di acque reflue urbane di potenzialità superiore a 2000 abitanti equivalenti (AE) devono rispettare i valori limite previsti dalla tabella 1 dell'allegato; se

l'agglomerato si trova in un'area sensibile, ossia in un'area a rischio di eutrofizzazione (es.: laghi, estuari, aree umide) si aggiungono i limiti della tabella 2. Per gli scarichi degli impianti che trattano acque reflue industriali è prevista la tab. 3 che distingue tra il recapito in pubblica fognatura e quello in aree superficiali. Le Regioni hanno facoltà di definire limiti diversi da quelli imposti dallo Stato, sia in concentrazione massima ammissibile sia in quantità massima per unità di tempo in ordine ad ogni sostanza inquinante e per gruppi o famiglie di sostanze affini, tenendo conto dei carichi massimi ammissibili e delle migliori tecniche disponibili; esse inoltre definiscono e aggiornano ogni 4 anni l'elenco delle aree sensibili. Per alcuni parametri (SST, COD, BOD, azoto, fosforo, sostanze pericolose) però le Regioni non possono fissare limiti meno restrittivi di quelli stabiliti dal D.Lgs. 152/2006 [1].

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

Potenzialità impianto A.E.	2.000 – 10.000		> 10.000	
Parametri (media giornaliera)	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
BOD5 senza nitrificazione (mg/L)	≤ 25	70 – 90	≤ 25	80
COD (mg/L)	≤ 125	75	≤ 125	75
Solidi sospesi (mg/L)	≤ 35	90	≤ 35	90

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

Potenzialità impianto A.E.	10.000 – 10.000		> 100.000	
Parametri (media giornaliera)	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.Lgs. 152/2006 disciplina un altro aspetto di fondamentale importanza, ovvero la possibilità di trattare anche rifiuti negli impianti di depurazione di acque reflue urbane; tale trattamento di norma è proibito, fatte salve due eccezioni regolamentate dall'art. 110.

1.3 LA NORMATIVA REGIONALE

Il Piano Regionale di risanamento delle Acque (P.R.R.A.) è stato approvato dalla regione del Veneto nel 1989 e ha rappresentato, fino ad oggi, lo strumento principale per quanto riguarda la tutela delle acque. Il P.R.R.A. si poneva quale obiettivo il raggiungimento del massimo grado di protezione delle risorse idriche, compatibile con lo stato di fatto infrastrutturale e con le previsioni di sviluppo. Le strategie che il P.R.R.A. prevedeva di utilizzare per il raggiungimento dell'ottimale grado di protezione dell'ambiente idrico, sono state in parte riprese nel P.T.A. (Piano di tutela delle Acque). Esso nasce in conseguenza a quanto disposto dalla legge Merli, che lascia alle Regioni la redazione dei piani regionali di risanamento con limiti allo scarico adattati alla situazione locale. Il P.R.R.A. divide il territorio regionale in tredici bacini idrografici o aree tributarie ai principali corsi idrici. All'interno delle aree tributarie è possibile distinguere zone di vulnerabilità secondo 4 fasce: fascia di ricarica delle falde acquifere, fascia costiera, fascia di pianura e fascia montana e collinare. Per ognuna di queste sono stati fissati differenti obiettivi depurativi e differenti limiti allo scarico. Per ogni zona è stabilita una soglia di abitanti equivalenti S_1 ; al di sotto di questa (che varia da 100 a 500) non sono richiesti il collettamento e il trattamento degli scarichi civili. E' stabilita inoltre una soglia S_2 maggiore della prima; al di sotto di questa gli scarichi collettati possono subire trattamenti primari semplificati, mentre al di sopra di essa è richiesto un trattamento secondario. Le tab. 1.3 e 1.4 riassumono la disciplina degli scarichi del P.R.R.A. [2].

Tabella 1.3: Estratto del PRRA, attribuzione delle classi di scarico per le diverse fasce in base al numero di A.E.

Bacini idrografici	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
FASCIA MONTANA	500 < AE < 1500			C1		C1	C1		C1	C1	C1		C1
	1500 < AE < 5000			C1		C1	C2		C2	C1	C1	C2	
	5000 < AE < 60000			A1		A1	A1		A1	A1	A1	A1	A1
	AE > 60000			A2		A1	A2		A2	A1	A1	A2	A2
FASCIA DI RICARICA	100 < AE < 500			C1		C1	C1		C1	C1	C1		
	500 < AE < 1500			C2		C2	C2		C2	C2	C2	C2	
	1500 < AE < 60000			A3		A3	A3		A3	A3	A3	A3	
	AE > 60000			A3		A3	A3		A3	A3	A3	A3	
PIANURA AD ALTA DENSITA' ABITATIVA	200 < AE < 1500			C1		C1	C1		C1	C1	C1	C1	C1
	1500 < AE < 5000			C2		C2	C2		C2	C2	C2	C2	C2
	5000 < AE < 60000			A1		A1	A1		A1	A1	A1	A1	A1
	AE > 60000			A2		A2	A2		A2	A2	A2	A2	A2
PIANURA A BASSA DENSITA' ABITATIVA	500 < AE < 1500	C1	C1	C1	C1	C1	C1		C1	C1	C1		C1
	1500 < AE < 5000	C2	C2	C2	C2	C2	C2		C2	C2	C2		C2
	5000 < AE < 60000	A1	A1	A1	A1	A1	A1		A1	A1	A1		A1
	AE > 60000	A1	A1	A2	A1	A1	A2		A2	A1	A1		A1
FASCIA COSTIERA	200 < AE < 1500	C1	C1	C1	C1	C1	C1		C1		C1	C1	C1
	1500 < AE < 5000	C2	C2	C2	C2	C2	C2		C2		C2	C2	C2
	5000 < AE < 60000	A2	A2	A2	A2	A2	A2		A2		A2	A2	A2
	AE > 60000	A2	A2	A2	A2	A2	A2		A2		A2	A2	A2
LAGUNA DI VENEZIA (Fascia entro 10 km)	100 < AE < 1000							C2 (*)					
	AE > 1000							L2 (*)					
LAGUNA DI VENEZIA (Fascia oltre 10 km)	100 < AE < 1000							C1 (*)					
	AE > 1000							L1 (*)					
ACQUE COSTIERE	M1												

(*) Limiti aggiornati dal D.M. 30 luglio 1999 "Ronchi-Costa".

Tabella 1.4: Estratto del PRRA, limiti allo scarico per le diverse zone in base al numero di A.E.

Parametri	C1	C2	A1	A2	A3	L1	L2	M1
Materiali in sospensione tot. Solidi sospesi	200	150	80	80	80	80	50 - 80	150
BOD ₅	< 190	80	40	40	40	40	35 - 50	80
COD	< 380	250	160	160	160	120	80 - 150	250
Fosforo totale (P) (PO ₄ ³⁻)	20	15	15	10	5	10	1,5 - 5	20
Ammoniaca totale (NH ₄ ⁺)	30	30	20	15	5	5	2,5	30
Azoto nitroso (N) (NO ₂ ⁻)	2	2	1	0,6	0,2	2	1 - 2	2
Azoto nitrico (N) (NO ₃ ⁻)	30	30	30	20	20	50	20 - 50	50

1.4 IL PIANO DI TUTELA DELLE ACQUE (PTA)

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

1. **SINTESI DEGLI ASPETTI CONOSCITIVI:** riassume la base conoscitiva e i suoi successivi aggiornamenti e comprende l'analisi della criticità per le acque superficiali e sotterranee, per bacino idrografico e idrogeologico [3].
2. **INDIRIZZI DI PIANO:** contengono l'individuazione degli obiettivi di qualità e le azioni previste per raggiungerli: la designazione delle aree sensibili, delle zone vulnerabili da nitrati e da prodotti fitosanitari, delle zone soggette a degrado del suolo e desertificazione; le misure relative agli scarichi; le misure in materia di riqualificazione fluviale [3].
3. **NORME TECNICHE DI ATTUAZIONE:** contengono misure di base per il conseguimento degli obiettivi di qualità distinguibili nelle seguenti macroazioni:
 - Misure di tutela qualitativa: disciplina degli scarichi;
 - Misure per le aree a specifica tutela: zone vulnerabili da nitrati e fitosanitari, aree sensibili, aree di salvaguardia acque destinate al consumo umano, aree di pertinenza dei corpi idrici;
 - Misura di tutela quantitativa e di risparmio idrico;
 - Misura per la gestione delle acque di pioggia e di dilavamento [3].

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

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

Per ciascuna zona di protezione sono individuate soglie diverse di popolazione (S) sotto alle quali è ritenuto appropriato un trattamento primario delle acque reflue urbane; le soglie sono indicate nella tabella 1.5 sottostante. I trattamenti ammessi per popolazione servita inferiore alla soglia S consistono nell'installazione di vasche tipo Imhoff, seguite da sistemi di affinamento del refluo, preferibilmente di tipo naturale; questi sistemi di trattamento sono soggetti al rispetto di un rendimento atto a garantire una percentuale minima di riduzione rispetto al refluo in ingresso pari al 50% per i Solidi Sospesi Totali e al 25-35% per il BOD₅ e il COD [3].

Tabella 1.5: soglie diverse di popolazione

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

I limiti allo scarico per le acque reflue urbane sono distinti a seconda della potenzialità dell'impianto e del grado di protezione del territorio, suddiviso nelle zone omogenee sopraindicate. La disciplina degli scarichi del P.T.A. è riassunta in tab. 1.6 e 1.7.

Tabella 1.6: Attribuzione dei limiti allo scarico secondo il P.T.A.

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

Tabella 1.7: Limiti allo scarico del P.T.A. secondo le zone.

Parametri	Concentrazioni massime (mg/L) secondo il P.T.A.				
	A	B	C	D	E
Solidi sospesi totali	200	150	35	35	35
BOD ₅	< 190	80	25	25	25
COD	< 380	250	125	125	125
Fosforo totale (come P)	20	15	10	5	20
Ammoniaca totale (come NH ₄ ⁺)	30	30	15	5	30
Azoto nitroso (come N)	2	2	0,6	0,2	2
Azoto nitrico (come N)			20	20	50

Gli scarichi provenienti da impianti che servono agglomerati con più di 10000 AE con recapito in aree sensibili, devono rispettare i limiti per i parametri fosforo totale e azoto totale del D.Lgs. 152/2006. Ciò non si applica qualora venga dimostrato che la percentuale minima di riduzione del carico complessivo, in ingresso a tutti gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane, è pari al 75% per il fosforo totale e almeno al 75% per l'azoto totale [3].

Capitolo 2

I PROCESSI DI DEPURAZIONE

2.1 TRATTAMENTI PRELIMINARI

I trattamenti preliminari hanno sono basati su processi meccanici e hanno come scopo la rimozione dei materiali grossolani, delle sabbie e degli oli e grassi, che potrebbero altrimenti causare problemi ai successivi trattamenti biologici [4].

2.1.1 LA GRIGLIATURA

Nei liquami in entrata in un impianto di depurazione si possono trovare corpi grossolani di ogni tipo; per evitare che essi causino intasamenti o problemi meccanici ai successivi trattamenti, vengono rimossi con la grigliatura. Essa può essere classificata come *grigliatura grossolana* o come *grigliatura fine*. [5] Le griglie grossolane hanno lo scopo di intercettare i corpi più voluminosi e sono costituite da barre in acciaio distanziate tra loro di 4÷6cm; le griglie fini invece hanno luce di passaggio di 2 – 5 mm [4].

2.1.2 LA STACCIATURA

Con la staccatura si ottengono risultati simili a quelli attuabili con la grigliatura; essa consiste nel far passare il liquame grezzo attraverso reti metalliche o lamiera forate con aperture di dimensioni di pochi millimetri. Gli stacci presentano il vantaggio di trattenere tutto il materiale di dimensioni maggiori delle aperture della rete; essi però si intasano rapidamente e quindi necessitano di frequenti operazioni di pulizia automatica [4].

2.1.3 LA DISSABBIATURA E LA DISOLEATURA

La presenza di sabbie e altre sostanze abrasive nelle acque può comportare notevoli inconvenienti negli impianti di depurazione: tubazioni e macchinari potrebbero essere erosi o intasati. Si provvede quindi ad eliminare le sabbie con appositi dispositivi chiamati dissabbiatori. Questa operazione può avvenire in vari modi:

- per gravità: si ha la precipitazione di sabbie in vasche lunghe e strette a sezione trapezoidale con tempi di permanenza di alcuni minuti;
- areata: sono vasche simili a quelle a canale, in cui l'insufflazione di aria in senso ortogonale al flusso del liquame consente di mantenere le sostanze organiche in sospensione con un consumo di 0,2 – 0,3 m³ di aria per ogni m³ di acqua;
- centrifuga: il funzionamento è simile ai cicloni.

Anche la disoleatura è un'operazione molto importante. L'abbattimento di oli e grassi è necessario sia per gli effetti estetici che essi causerebbero nei corsi d'acqua sia per i gravi inconvenienti che arrecherebbero al trattamento biologico ostacolando gli scambi di ossigeno tra biomassa e aria. In genere la disoleatura è accoppiata alla dissabbiatura aerata; l'aria fa flottare alla superficie oli e grassi che sono raccolti in una zona di calma e da qui allontanati [6].

2.1.4 LA SEDIMENTAZIONE

Il processo di sedimentazione costituisce un trattamento delle acque tra i più importanti, utilizzato sia come fase a sé stante, sia come fase preliminare prima di trattamenti successivi. Nella sedimentazione si sfrutta la forza di gravità per separare dall'acqua le particelle solide sedimentabili, caratterizzate da peso specifico maggiore rispetto a quello dell'acqua; essa si realizza in vasche rettangolari o circolari con fondo inclinato in modo tale da facilitare la raccolta delle particelle come fango [4]. Affinché le particelle possano sedimentare in maniera efficace, occorre che sia assicurato un sufficiente *tempo di detenzione* del liquido nella vasca e che il *carico idraulico superficiale*, ossia il rapporto tra portata e superficie, non superi certi valori [6]. Nel caso della sedimentazione primaria il carico idraulico superficiale deve essere tra 1.0 – 2.0 m³/m²h. Con la sedimentazione primaria si può rimuovere circa il 60% dei solidi sospesi e il 30% del BOD [7].

2.1.5 LA CHIARIFLOCCULAZIONE

Con la sedimentazione non si riesce a rimuovere particelle in sospensione colloidale in quanto dotate di cariche elettriche superficiali; si cerca allora di far coalescere queste particelle in granuli di dimensioni maggiori capaci di sedimentare. La prima fase del trattamento consiste nell'aggiunta, sotto forte agitazione, di sali di ferro o alluminio per neutralizzare le cariche superficiali delle particelle. Nella seconda fase del processo l'agitazione è rallentata per far coalescere le particelle, che sono poi separate per sedimentazione [5].

2.2 TRATTAMENTI SECONDARI

Per trattamento secondario si intende un trattamento biologico o chimico avente il fine di abbattere le sostanze non sedimentabili. I liquami, ancora torbidi a causa delle sospensioni colloidali e putrescibili, subiscono il trattamento secondario (o ossidativo o biologico) dopo aver partecipato alle precedenti fasi che hanno eliminato i solidi sedimentabili. Essi contengono grandi quantità di carbonio, fosforo e azoto. In questo tipo di trattamenti le sostanze organiche vengono abbattute grazie a microrganismi che demoliscono le sostanze colloidali e disciolte, e successivamente i fanghi vengono rimossi per sedimentazione [6].

2.2.1 L'OSSIDAZIONE BIOLOGICA

Nell'ambiente ricco di ossigeno delle vasche di ossidazione s'instaurano complessi processi fisici, chimici e soprattutto biologici.

Si sviluppa inizialmente un'ossidazione chimica dei composti riducenti quali idrogeno solforato, solfuri, solfiti, aldeidi e mercaptani. I microrganismi presenti nelle vasche di aerazione in concentrazioni elevatissime e associati in colonie a costituire i fiocchi di fango, agglomerano i solidi sedimentabili sfuggiti ai precedenti trattamenti e bloccano i solidi colloidali non sedimentabili, per effetto di fenomeni fisici di adsorbimento (bioflocculazione). Successivamente i microrganismi utilizzano per il loro sviluppo parte delle sostanze organiche solubili presenti nei liquami trasformandole in sostanza vivente e rendendole così sedimentabili. Ne risulta un netto incremento nel numero di microrganismi [6]. Poiché i processi biologici avvengono in un mezzo liquido, l'ossigeno occorrente ai microrganismi deve essere disponibile allo stato disciolto e in grande quantità, e viene fornito per mezzo di insufflazione di aria compressa. Le alte concentrazioni di microrganismi presenti nelle vasche di aerazione sono rese possibili dal continuo ricircolo del fango raccolto nella sedimentazione secondaria e condotto a miscelarsi con il liquame in arrivo; il ricircolo del fango contiene microrganismi già ben adattati alle particolari condizioni locali e rende più veloce l'instaurarsi delle reazioni biologiche [7]. In fig. 2.1 è schematizzato il comparto biologico di un impianto di depurazione a fanghi attivi.

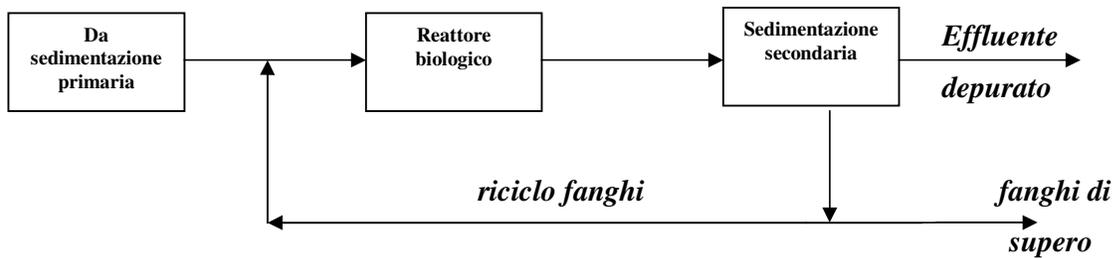


Fig. 2.1: schema a blocchi vasca di ossidazione biologica e sedimentazione secondaria.

Poiché le sostanze organiche presenti nei liquami in arrivo determinano un accrescimento della biomassa nelle vasche di aerazione, è necessario estrarre parte del fango (fango di supero) e avviarlo ad altri trattamenti.

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

$$E = M / \Delta X$$

Per il dimensionamento e la verifica degli impianti si fa riferimento al rapporto tra la quantità di sostanza organica in arrivo e la massa batterica; quantitativamente ciò si esprime con il fattore di carico organico [4].

IL FATTORE DI CARICO ORGANICO

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

$$F_c = F / M$$

Dove:

- F = carico di BOD_5 che previene nell'unità di tempo (kg_{BOD}/d);
- M^* = massa di microrganismi nella vasca di aerazione (kg_{SST}) [4].

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

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

DIMENSIONAMENTO DELLA VASCA DI OSSIDAZIONE

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

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

V = volume della vasca di ossidazione (m^3);

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

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

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

FABBISOGNO DI OSSIGENO

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

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

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

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

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

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

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

Md = massa complessiva di microrganismi presenti nel sistema (kg SS);

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

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

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

La quantità di ossigeno da fornire è tanto più elevata quanto più basso è il fattore di carico. Questa quantità dovrà poi essere corretta tenendo conto dell'efficienza dei dispositivi di aerazione e della resistenza al trasferimento dell'ossigeno nel liquame [4].

RICICLO DEL FANGO

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

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

Normalmente $[SS]_r = 2 [SS]$, quindi si ricava una portata di ricircolo pari a quella in ingresso. Quando si hanno punte di carico è opportuno aumentare il ricircolo di fango, però evitando di sovraccaricare il sedimentatore [6].

2.2.2 LA SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

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

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

La fase di sedimentazione assolve anche una importante funzione di accumulo dei fanghi trasportati dalla vasca di aerazione a quella di sedimentazione.

I parametri più importanti da prendere in considerazione per dimensionare le vasche di sedimentazione secondaria sono:

- La velocità ascensionale, il tempo di detenzione: essi influiscono sulla fase di chiarificazione;
- Il carico superficiale dei solidi sospesi che influisce sulla funzione d'ispessimento.

La velocità ascensionale è definita nel seguente modo:

$$v_a = Q / S$$

Q = portata idraulica Q (m³ / h)

S = superficie (m²)

Il valore della velocità ascensionale non deve superare la velocità di sedimentazione delle particelle più leggere; di norma si assumono valori di 0.3 – 0.6 m³/m²h sulla portata media e non oltre 1.5 m³/m²h sulla portata massima.

Il tempo di detenzione, invece, è importante in quanto adeguati valori di tale parametro permettono ai singoli fiocchi di agglomerarsi precipitando più velocemente; valori usuali sono dell'ordine di almeno 2.5 ore [7].

Un altro parametro importante è rappresentato dal carico superficiale di solidi sospesi; esso si calcola mediante la seguente formulazione:

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

P_{SS} = carico superficiale di solidi sospesi (kgSS / m² · h);

Q = portata idraulica (m³ / h);

Q_R = portata di ricircolo del fango (m³ / h);

[SS] = concentrazione del fango nella miscela aerata (kgSS / m³);

S = superficie della vasca (m²).

Il valore del PSS non deve superare 6 kg_{SS}/m²h.

2.2.3 LA NITRIFICAZIONE

Il processo di nitrificazione si pone come obiettivo l'ossidazione biologica dell'azoto ammoniacale presente nei liquami. La nitrificazione consiste nella trasformazione dell'ammoniaca (NH₃) e degli ioni ammonio (NH₄⁺) in ioni nitrito (NO₂⁻) e successivamente ione nitrato (NO₃⁻) attraverso le seguenti reazioni:



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

che richiede un'elevata quantità di ossigeno libero. La nitrificazione è molto sensibile alle variazioni di ossigeno, temperatura, pH e all'eventuale presenza di sostanze tossiche. Il pH ottimale è stato stimato intorno a 8,4 – 9, anche se si opera con valori leggermente inferiori. La velocità di nitrificazione a 20°C è circa 0.08 kg_N/kg_{SSVd}. Per ottenere la nitrificazione nella stessa vasca ove avviene l'ossidazione è necessario operare con fattore di carico non superiore a 0.2 kg_{BOD}/kg_{SSTd}, altrimenti i batteri eterotrofi prevalgono sui nitrificanti che sono dilavati con il fango di supero prodotto [6].

2.2.4 LA DENITRIFICAZIONE

La denitrificazione è un processo di rimozione dei composti dell'azoto presenti in soluzione sottoforma di NO₃⁻ (e in parte di NO₂⁻) ad opera di batteri eterotrofi facoltativi che, se posti in condizioni di assenza di ossigeno disciolto (anossia), ossidano il substrato organico con l'ossigeno legato ai nitrati. L'azoto alla fine del processo è rilasciato come N₂ gassoso.

I principali fattori da cui dipende la denitrificazione sono legati sia al substrato utilizzato nella reazione biologica, sia alle condizioni fisico-ambientali in cui la trasformazione si sviluppa (temperatura, pH).

Il substrato carbonioso può essere costituito:

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

La predenitrificazione a 20°C ha una velocità media di 0.07 kg_N/kg_{SSVd}, mentre la post-denitrificazione scende a 0.02 kg_N/kg_{SSVd}; con un composto organico puro la velocità sale fino a 0.2 – 0.3 kg_N/kg_{SSVd} ma con notevoli costi per l'acquisto del reagente.

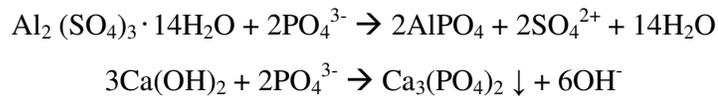
Per quanto riguarda il pH, il campo ottimale è compreso tra pH 7,8 e 9,1.

La presenza di ossigeno disciolto è in grado di inibire il processo di denitrificazione a causa della maggiore resa energetica che i microrganismi eterotrofi riescono a trarre dall'utilizzo dell'ossigeno anziché dei nitrati. Al fine di garantire la rimozione dei nitrati è quindi necessario mantenere nella miscela di fango una concentrazione di ossigeno disciolto prossima allo zero [6].

2.3 TRATTAMENTI TERZIARI

2.3.1 LA DEFOSFATAZIONE

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



I processi di defosfatazione sono di 3 tipi:

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

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

La precipitazione contemporanea si presta bene agli impianti a fanghi attivi in cui i reattivi vengono immessi direttamente nella vasca di aerazione o subito a monte della stessa: il continuo ricircolo del fango, associato all'azione di coagulazione e adsorbimento determinata dai fiocchi di fanghi attivi, porta ad una riduzione nel consumo dei reattivi anche della metà. I reagenti più utilizzati in questo caso sono sali di ferro e alluminio, con eventuale aggiunta di calce come correttivo del pH; i costi d'impianto sono minori, ma questo si paga in termini di rendimento che non supera l'85% con concentrazioni di fosforo in uscita dell'ordine di 1 mg/l [4].

2.3.2 LA FILTRAZIONE

L'abbattimento dei solidi ottenuto con la sedimentazione secondaria può essere ulteriormente migliorato per mezzo di una filtrazione, specialmente per evitare il rischio di fughe di fango nell'effluente.

I filtri utilizzati si suddividono in lenti e rapidi. Un esempio di filtro lento è rappresentato dai filtri a sabbia aperti. Questi sono costituiti da uno strato di sabbia dello spessore di 50 – 100 cm con granulometria con dimensioni effettive 0,25 – 0,60 mm che poggia su uno strato inferiore di ghiaietto della pezzatura di circa 10 mm; in quest'ultimo sono immerse le tubazioni di drenaggio per la raccolta del liquame filtrato. Applicando il liquame, sulla superficie del filtro e negli interstizi esistenti fra i granelli di sabbia vengono trattenuti i solidi sospesi, e se nel refluo è presente sostanza biodegradabile si sviluppano batteri aerobi che ossidano le sostanze organiche colloidali e disciolte presenti. Nei filtri lenti si raggiungono velocità di filtrazione di 3 – 3,5 m³/m²·d. Invece un filtro rapido si caratterizza per le velocità di filtrazione molto più elevate (100 – 500 m³/m²·d) che consentono di ridurre notevolmente le superfici occorrenti; in questo tipo di filtri la granulometria è compresa in genere tra 1 – 2 mm. La filtrazione è un processo ciclico discontinuo: il filtro viene mantenuto in esercizio finché l'acqua in uscita non raggiunge eccessiva torbidità o le perdite di carico non raggiungono un valore prefissato; a questo punto si procede col lavaggio del materiale filtrante in controcorrente a mezzo di un energico flusso di acqua [4].

2.3.3 LA DISINFEZIONE

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

- acido peracetico;
- ozono;
- lampade UV.

In passato, visto il basso costo del cloro, veniva usato appunto questo sistema di disinfezione, con prevalente utilizzo dell'ipoclorito rispetto al pericoloso cloro gas; ma visto il divieto di utilizzo di quest'ultimo, nel rispetto del P.T.A. vengono impiegati metodi alternativi. Tra i disinfettanti più utilizzati c'è l'acido peracetico (C₂H₄O₃); esso ossida le membrane esterne delle cellule dei microrganismi. L'acido può essere applicato per la disattivazione di una grande varietà di microrganismi patogeni, inoltre disattiva i virus e le spore. Tuttavia il pH e la temperatura influenzano l'attività dell'acido; esso risulta essere più efficace quando il livello di pH è 7 e la temperatura ottimale di utilizzo è sui 35°C.

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

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

Il trattamento delle acque con raggi UV è basato sull'azione fotochimica che comporta la distruzione del nucleo del DNA; in queste condizioni la cellula non può più riprodursi. Il vantaggio principale di questo trattamento è l'assenza di sottoprodotti nocivi, e anche i costi di esercizio sono ridotti rispetto all'ozono. L'unico svantaggio consiste negli elevati investimenti iniziali [4].

2.4 LINEA FANGHI

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

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

- ispessimento;
- stabilizzazione;
- disidratazione;

Essiccamento/incenerimento/smaltimento

2.4.1 L'ISPESSIMENTO

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

L'ispessitore tradizionale ed economico è quello *a gravità*, una vasca di sedimentazione in cui viene immesso il fango prelevato dai sedimentatori; l'effetto gravitazionale consente di addensare le particelle solide ed espellere parte dell'acqua (surnatante) che viene poi inviata in testa alla linea acque. I tempi di residenza sono dell'ordine dei giorni. Proprio per la prolungata permanenza del fango nell'ispessitore vi è il potenziale inconveniente della formazione di gas (azoto e biogas) che causa la flottazione del fango e rende difficoltosa l'estrazione del supernatante; per porre rimedio a ciò vi è un carroponete dotato di numerosi paletti che rompono la massa solida dando una via di fuga al gas formatosi [4].

2.4.2 LA STABILIZZAZIONE

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

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

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

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

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

I digestori aerobici lavorano a temperature comprese tra la zona criofila e la zona mesofila, quelli anaerobici tendono a lavorare nel campo mesofilo. Usualmente con il processo aerobico il fango è stabilizzato quando la concentrazione dei solidi sospesi volatili ha subito una diminuzione del 40%; col processo anaerobico il limite di riduzione è del 50% [4].

LA DIGESTIONE AEROBICA

Il processo di stabilizzazione del fango tramite digestione aerobica si è sviluppato negli anni '50, ad oggi il suo campo di applicazione trova impiego in impianti di piccola e media potenzialità. La digestione aerobica consiste in un processo di assimilazione e degradazione biologica delle sostanze organiche presenti nel fango in ambiente aerobico ricco di ossigeno proseguendo la fase endogena già iniziata nel processo di ossidazione biologica. Il processo si svolge in una vasca aperta in cui l'agitazione che serve per mantenere in sospensione le particelle di fango è realizzata con insufflazione d'aria. L'immissione del fango di alimentazione e il prelievo del supernatante avvengono in maniera discontinua; è anche possibile utilizzare due vasche in parallelo, alternativamente alimentate. Per impianti di adeguata potenzialità si preferisce invece l'immissione continua del fango.

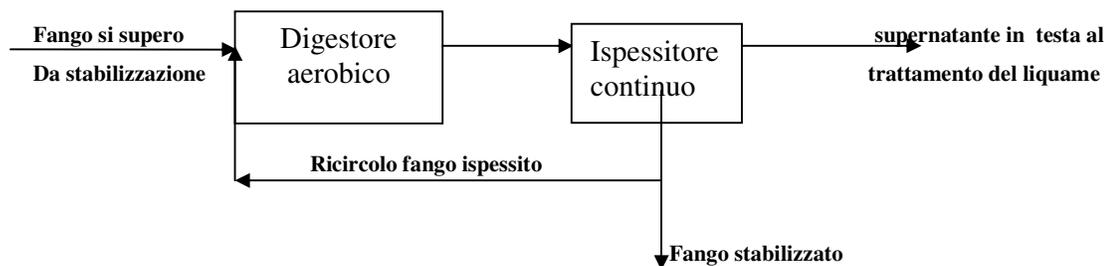


Fig. 2.2: Schema a blocchi di un impianto di digestione aerobica del fango con alimentazione continua con ispessimento del fango di ricircolo [4].

Per ossidare con meccanismi biologici la massa dei solidi volatili è necessario immettere ossigeno nella vasca. La reazione complessiva che si svolge nei digestori aerobici è la seguente:



Il rapporto ponderale $m(O_2) / m(SV) = (224 / 113) = 1,98$ fornisce la massa di ossigeno che si deve trasferire al contenuto della vasca per ogni grammo di SV che si vuole ossidare. Tuttavia questo è il valore teorico per il solo processo biologico, in realtà occorre inviare alle vasche una quantità maggiore dell'equivalente portata di aria per mantenere la miscelazione.

DIMENSIONAMENTO

I dati a disposizione per determinare il volume di una vasca di digestione aerobica sono la portata di fango in ingresso $Q_{\text{fango}}^{\text{IN}}$ (kg SS/d) e il rapporto $[SSV] / [SS] = 0,75$; da questi dati è possibile determinare la quantità di solidi sospesi volatili in entrata, sapendo che questi rappresentano all'incirca il 70-80% dei solidi sospesi totali. Quindi:

$$Q_{\text{SSV}}^{\text{IN}} = 0,75 Q_{\text{SSV}}^{\text{IN}} \quad \text{parte organica;}$$

$$Q_{\text{SSI}}^{\text{IN}} = Q_{\text{fango}}^{\text{IN}} - Q_{\text{SSV}}^{\text{IN}} \quad \text{parte inorganica.}$$

L'abbattimento dei solidi sospesi volatili è mediamente de 40%, quindi in uscita la quantità di SSV sarà il 60% della quantità iniziale:

$$Q_{\text{SSV}}^{\text{OUT}} = 0,6 Q_{\text{SSV}}^{\text{IN}}$$

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

In un bacino di digestione aerobica il valore dell'età del fango è dato dal rapporto fra la quantità in peso di fango complessivamente presente nella vasca di digestione aerobica e la quantità in peso di fango estratta dalla vasca ogni giorno. Il grado di stabilizzazione del fango è funzione dell'età del fango complessivamente raggiunta sommando il valore dovuto alle vasche biologiche della linea acque con quello dovuto alla digestione aerobica. Inoltre la temperatura ha un effetto molto importante: quanto più bassa è la temperatura del fango, tanto più lenta è la stabilizzazione e quindi maggiore deve essere l'età complessiva del fango [6].

Durante il periodo invernale per ottenere riduzioni di circa il 40% dei SSV occorrono 45-50 d; con temperature maggiori l'età necessaria si riduce notevolmente, ad esempio con 20°C occorrono età del fango di 20-30 d, con temperature di 30°C invece di 13-20 d.

Sulla scorta di queste indicazioni preliminari, può essere sviluppato un criterio convenzionale molto semplice per il dimensionamento del volume di vasca dei digestori aerobici. Occorre innanzitutto fissare l'età complessiva del fango (E_{TOT}), somma di quella raggiunta nella fase di aerazione (E) e nella fase di digestione aerobica (E'):

$$E_{TOT} = E + E'$$

Sia M' la quantità complessiva di fango presente nella vasca di digestione aerobica e sia $\Delta X'$ la quantità di fango estratta mediamente ogni giorno dalla vasca, risulta:

$$E' = M' / \Delta X' \quad \text{da cui} \quad M' = E' \cdot \Delta X'$$

Fissata la concentrazione C_d del fango nella vasca di digestione, risulta il volume della vasca:

$$V' = M' / C_d$$

LA DIGESTIONE ANAEROBICA

La digestione anaerobica del fango è stata applicata da lunga data, dall'inizio del 1900; essa nel corso degli ultimi 30 anni ha subito una rivalutazione per i vantaggi in termini energetici. Le sostanze presenti nel fango, in mancanza di ossigeno, sono ridotte per mezzo di processi anaerobici che portano ad una progressiva stabilizzazione fino alla produzione di metano e anidride carbonica. Negli impianti di depurazione questi processi vengono effettuati in appositi reattori detti digestori anaerobici. Nell'ambiente chiuso del digestore, privo di ossigeno libero disciolto, microrganismi di tipo anaerobico prelevano l'ossigeno dalle sostanze organiche biodegradabili presenti nel fango e trasformano i carboidrati e i grassi in metano e anidride carbonica, i composti organici a base di zolfo in idrogeno solforato e mercaptani, i composti azotati in ammoniaca. La prima fase di digestione è chiamata idrolitica: in questa fase si ha la solubilizzazione del materiale sospeso e delle sostanze organiche ad alto peso molecolare. I carboidrati vengono trasformati in zuccheri semplici, le proteine in aminoacidi e i grassi in glicerolo e acidi grassi. Le reazioni di decomposizione avvengono in due stadi successivi, per opera di due gruppi di batteri che vivono in simbiosi. Un primo gruppo di batteri anaerobi detti produttori di acidi degrada le sostanze organiche complesse in acidi organici volatili (acido acetico, propionico..). Un secondo gruppo di batteri detti metanigeni utilizza gli acidi organici appena prodotti provvedendo alla loro gassificazione, scomponendoli in metano e anidride carbonica, cioè biogas. In fig. 3.3 è rappresentato uno schema del processo di digestione anaerobica.



Fig. 2.3: Schema di processo di digestione anaerobica [6].

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

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

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

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

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

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

DIMENSIONAMENTO

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

$$Q_{SSV}^{OUT} = 0,5 Q_{SSV}^{IN}$$

$$Q_{fango}^{OUT} = Q_{SSV}^{OUT} + Q_{SSI}^{IN}$$

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

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

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

$$E' = M' / \Delta X' \quad \text{da cui} \quad M' = E' \cdot \Delta X'$$

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

$$V' = M' / Cd$$

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

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

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

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

Cd = concentrazione di fango nella vasca di digestione (kg/m^3) [6].

CONFRONTO TRA DIGESTIONE AEROBICA E DIGESTIONE ANAEROBICA

Come espresso precedentemente, il processo di digestione anaerobica non richiede ossigeno dall'ambiente esterno nel fango, in quanto i batteri traggono l'ossigeno occorrente per il loro sviluppo direttamente dal materiale organico; nella digestione aerobica invece occorre insufflare ossigeno dall'atmosfera esterna, con costi non indifferenti per l'energia che serve per azionare i macchinari. Per questa ragione i digestori anaerobici si sono imposti in impianti di elevata potenzialità per la loro economicità; inoltre come sottoprodotto della fermentazione anaerobica si ha il biogas che può essere sfruttato in vari campi applicativi (riscaldamento, produzione di energia elettrica, cogenerazione). Inoltre a vantaggio della digestione anaerobica sta il fatto che la quantità finale di fango stabilizzato è spesso minore di quella ottenibile con la digestione aerobica e inoltre i fanghi anaerobici sono più facilmente ispessibili degli altri.

Il rovescio della medaglia dei digestori anaerobici è costituito dal fatto che, dovendo la reazione avvenire in ambiente chiuso e isolato dall'esterno, i digestori sono strutture impegnative come costruzione con un costo iniziale imponente e difficile gestione. I digestori aerobici sono invece caratterizzati da un costo iniziale molto modesto e da una grande semplicità di gestione, dato che sono vasche aperte; questo però li espone agli effetti delle variazioni di temperatura esterna.

Quindi in linea generale, nella scelta fra questi due processi di stabilizzazione biologica, si può affermare che la digestione anaerobica è da preferirsi per il trattamento dei fanghi primari e dei fanghi misti provenienti da impianti di grandi potenzialità per i quali installazioni più costose sono giustificate dai risparmi e dai recuperi energetici, mentre l'aerobica è più adatta per il trattamento di fanghi di supero prodotti da impianti a basso carico [4].

2.4.3 LA DISIDRATAZIONE

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

- Filtri a vuoto: il fango entra in contatto con una tela avvolta su un tamburo; l'acqua viene aspirata mentre il fango resta ingabbiato nella tela;
- Filtropresse: si lavora con pressioni di circa 14 atm. Vi sono delle piastre all'interno delle quali viene messo il fango, le piastre sono ricoperte mediante tele filtranti; l'azione della pressione rimuove l'acqua, mentre il fango forma dei pannelli che a fine ciclo vengono staccati. I livelli di secco che si raggiungono sono dell'ordine del 30%;
- Nastropresse: il trasporto del fango avviene mediante l'utilizzo di due nastri compressi; questa compressione determina la separazione dell'acqua dal fango e i livelli di secco che si raggiungono sono dell'ordine del 22% [6].

Capitolo 3

L'IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI LEGNAGO: PORTATE E CONCENTRAZIONI DI INQUINANTI

3.1 DESCRIZIONE E SCHEMA A BLOCCHI DELL'IMPIANTO

L'impianto di depurazione oggetto della tesi è ubicato a Legnago, frazione Vangadizza, in via Stoppani e ha una potenzialità pari a 40.000 A.E. Il processo depurativo in atto è di tipo biologico a fanghi attivi sospesi a basso carico.

L'impianto è provvisto di un sollevamento iniziale tramite pompe; l'eventuale portata eccedente il valore di 3 volte la media in tempo secco viene sfiorata prima dei trattamenti primari e mandata allo scarico, in accordo con il Piano di Tutela delle Acque. Dopo questa operazione si passa ad una fase di grigliatura fine; il materiale solido raccolto da questa fase viene inviato allo smaltimento. Dopo questo processo si ha un ulteriore sfioro: il liquame uscente dalla grigliatura va al comparto biologico, la portata eccedente il doppio della media in tempo secco viene sfiorato e inviato allo scarico.

Inoltre, l'impianto di Vangadizza è predisposto a ricevere rifiuti liquidi provenienti da altri impianti. Essi vengono sottoposti dapprima a trattamenti di stacciatura e di dissabbiatura, quindi sono inviati al comparto biologico. I rifiuti liquidi in arrivo a Vangadizza sono identificati dai seguenti CER:

- CER-200304: fanghi provenienti dalle vasche Imhoff;
- CER-200306: rifiuti della pulizia delle fognature;
- CER-190805: fanghi di supero provenienti da altri impianti.

La prima fase del comparto biologico è la denitrificazione; essa è eseguita in una vasca del volume di 1.188 m³ che riceve, oltre al liquame proveniente dalla grigliatura fine, il fango di ricircolo proveniente dai sedimentatori secondari. Segue una fase di ossidazione, eseguita in una vasca del volume di 3108 m³; da qui la torbida è inviata alla sedimentazione secondaria. Si hanno 3 sedimentatori secondari, i primi due di uguali dimensioni con altezza 3,48 m e diametro 22 m, il terzo ha un'altezza di 3,08 m e un diametro di 28 m; il volume dei primi due sedimentatori è 1322 m³ cadauno, il volume del terzo è 1895 m³. I tre sedimentatori lavorano in parallelo ed ognuno di essi riceve una portata pari a un terzo

di quella complessiva proveniente dall'ossidazione. L'effluente chiarificato dai sedimentatori viene inviato ad una fase di disinfezione, ma allo stato attuale essa è fuori servizio e quindi l'intera portata va allo scarico nel corpo idrico. Il fango addensato dai tre sedimentatori in gran parte viene ricircolato, come già detto, alla vasca di denitrificazione; la restante parte, detta fango di supero, viene inviata alla linea fanghi.

Il primo trattamento della linea fanghi è l'ispessimento: si ha un primo ispessitore a gravità che rimuove una parte dell'acqua presente nel fango, segue un post-ispessitore che rimuove altra acqua. Successivamente si passa ad una fase di disidratazione meccanica (obsoleta allo stato attuale). L'ultimo passaggio viene compiuto nei letti di essiccamento; qui si svolge una disidratazione naturale, e alla fine si ottiene un fango con il 40% di secco. Ultima fase è lo smaltimento.

In realtà l'impianto di depurazione era provvisto di una fase di digestione anaerobica che allo stato attuale è fuori servizio. Obiettivo di questa tesi è valutare gli eventuali benefici economici ottenibili reintroducendo la digestione anaerobica nella linea fanghi.

Nella fig. 3.1 viene riportato lo schema a blocchi dell'impianto.

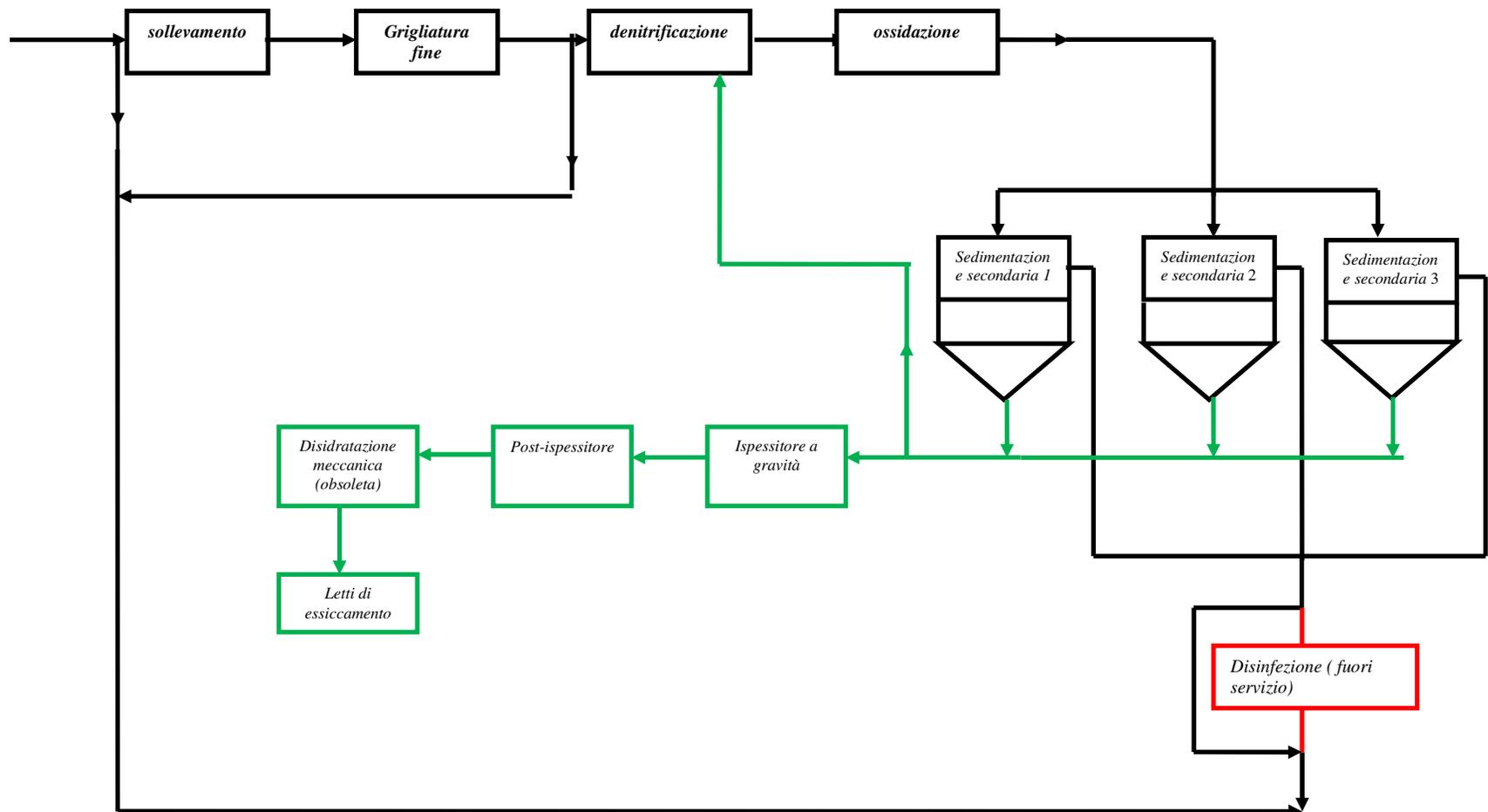


Fig. 3.1: Schema a blocchi dell'impianto di Legnag Vangadizza [8].

3.2 PORTATE E CONCENTRAZIONI DI INQUINANTI

I dati di funzionamento dell'impianto riportati in questo capitolo sono stati presi dai registri aziendali dell'anno 2010; in particolare sono state prese in esame le portate trattate e le concentrazioni di inquinanti quali BOD, COD, SST, fosforo e azoto in entrata e in uscita dal processo depurativo. Nella tabella 3.1 vengono riportati i valori delle portate totali, depurate, sfiorate suddivise mese per mese, la loro media, e il valore complessivo. In figura 3.1 si riportano le portate d'acqua trattate nell'impianto, mentre nella figura 3.2 vengono riportate le portate d'acqua sfiorate prima dei trattamenti primari [8].

Tabella 3.1: Portate entranti nell'impianto di depurazione.

2010	PORTATA			
	TOTALE m ³	DEPURATA m ³	SFIORATA m ³	Q media m ³ /d
GENNAIO	418.330	375.330	43.000	13.495
FEBBRAIO	432.238	348.238	84.000	15.437
MARZO	379.880	350.880	29.000	12.254
APRILE	328.029	313.029	15.000	10.934
MAGGIO	377.814	349.814	28.000	12.188
GIUGNO	343.018	314.018	29.000	11.434
LUGLIO	288.006	286.006	2.000	9.291
AGOSTO	296.899	280.899	16.000	9.577
SETTEMBRE	307.684	292.684		10.256
OTTOBRE	318.060	297.060	21.000	10.260
NOVEMBRE	467.386	366.386	101.000	15.580
DICEMBRE	518.044	386.044	132.000	16.711
MEDIA	372.949	330.032	45.455	12.285
TOTALE	4.475.388	3.960.388	500.000	147.416

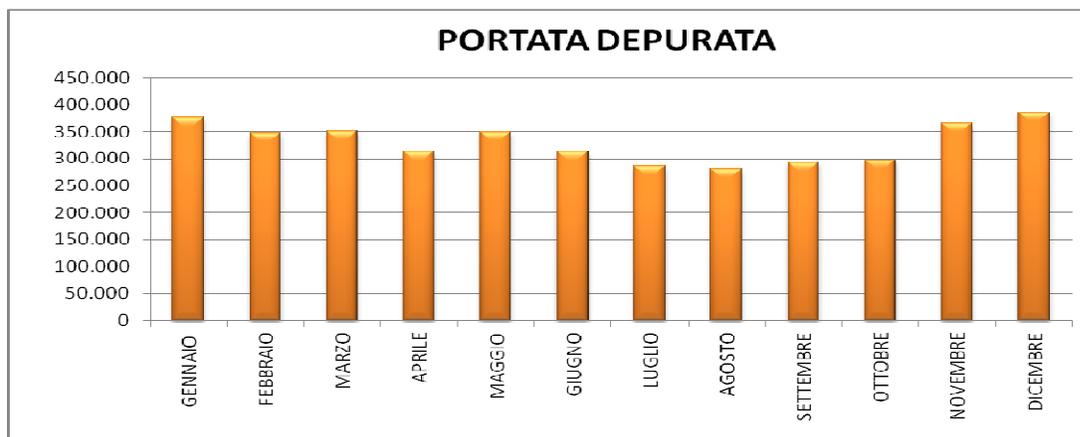


Figura 3.1: Portate depurate mensili trattate dal 1 gennaio al 31 dicembre 2010.

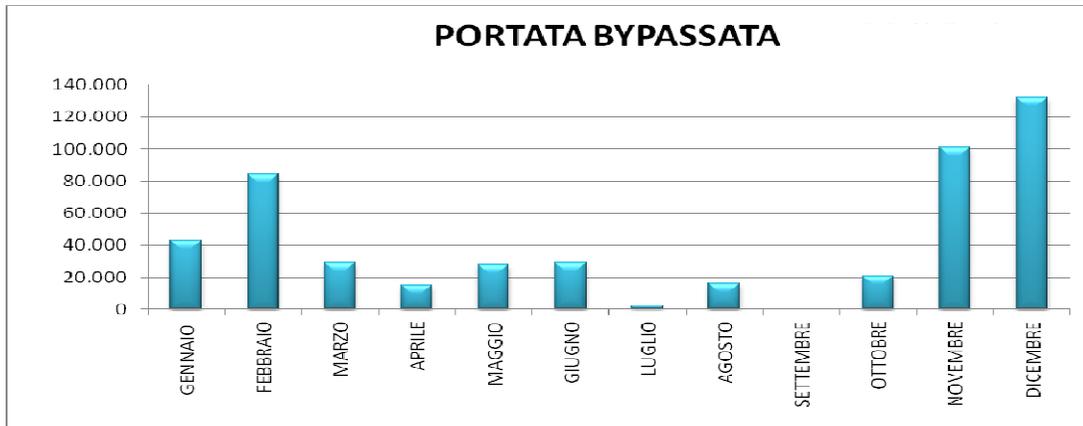


Figura 3.2: Portate bypassate mensilmente prima dei trattamenti primari

Nella tabella 3.2 sono riportate le concentrazioni medie mensili di inquinanti in ingresso, mentre nella tabella 3.2 sono riportati i valori medi mensili in uscita. Nelle figure 3.3, 3.4, 3.5, 3.6, 3.7, 3.8, 3.9 e 3.10 vengono riportati gli andamenti di tutti gli inquinanti in entrata e in uscita dall'impianto mese per mese.

Tabella 3.2: Concentrazioni di inquinanti in ingresso [8]

Mese	SST	BOD	COD	P tot	NH ₄ -N	NO ₂ -N	NO ₃ -N	N tot
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
GENNAIO	124	102	180	2,9	14,5	0,29	1,56	19
FEBBRAIO	415	38	427	1,9	9,2	0,33	2,85	15
MARZO	404	86	345	3,1	14,0	0,18	1,78	18
APRILE	99	68	122	2,9	17,8	0,17	1,28	20
MAGGIO	120	38	135	3,2	10,8	0,27	1,55	18
GIUGNO	116	69	117	4,3	12,5	0,16	1,30	14
LUGLIO	123	49	225	3,7	16,3	0,06		20
AGOSTO	67	50	89	2,6	12,6	0,08	0,60	15
SETTEMBRE	127	65	104	3,6	15,3	0,07	0,69	16
OTTOBRE	212	42	189	1,5	10,5	0,10	1,17	18
NOVEMBRE	86	41	78	1,1	10,2	0,25	2,11	15
DICEMBRE	272	88	232	3,7	9,5	0,40	3,37	14

Tabella 3.3: Concentrazioni di inquinanti in uscita [8]

Mese	SST	BOD	COD	P tot	NH ₄ -N	NO ₂ -N	NO ₃ -N	N tot
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
GENNAIO	4	1	14	1,3	0,9	0,12	6,99	10
FEBBRAIO	3	1	17	1,1	1,9	0,34	4,95	9
MARZO	5	5	21	1,3	0,8	0,23	6,92	10
APRILE	7	5	21	1,4	1,0	0,20	5,81	8
MAGGIO	6	5	23	0,9	1,3	0,11	3,60	7
GIUGNO	10	5	21	1,4	0,6	0,07	4,88	6
LUGLIO	5	5	20	1,2	0,5	0,05	4,14	6
AGOSTO	6	5	21	1,4	0,5	0,11	3,44	4
SETTEMBRE	8	9	21	1,6	0,7	0,05	5,08	7
OTTOBRE	6	5	20	1,4	0,7	0,08	6,74	9
NOVEMBRE	7	5	20	1,0	0,8	0,08	6,10	8
DICEMBRE	4	5	21	0,8	0,9	0,08	6,43	10

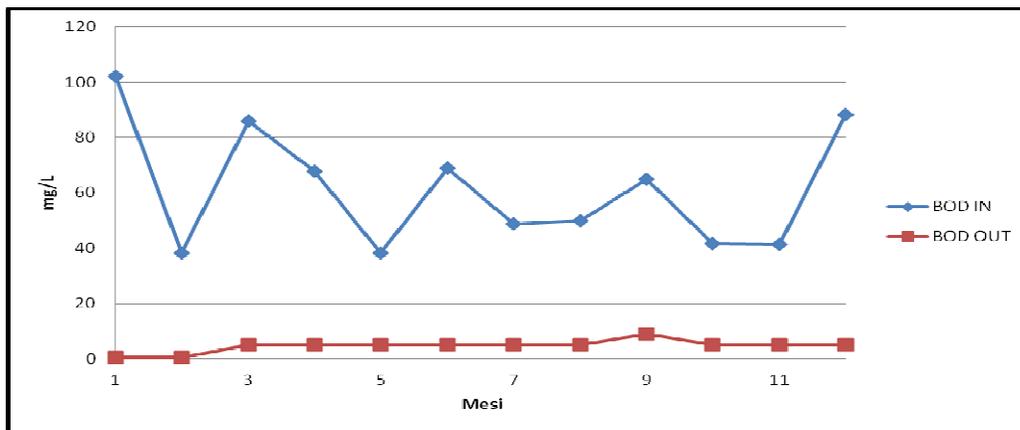


Figura 3.3: Andamento BOD in ingresso e uscita impianto

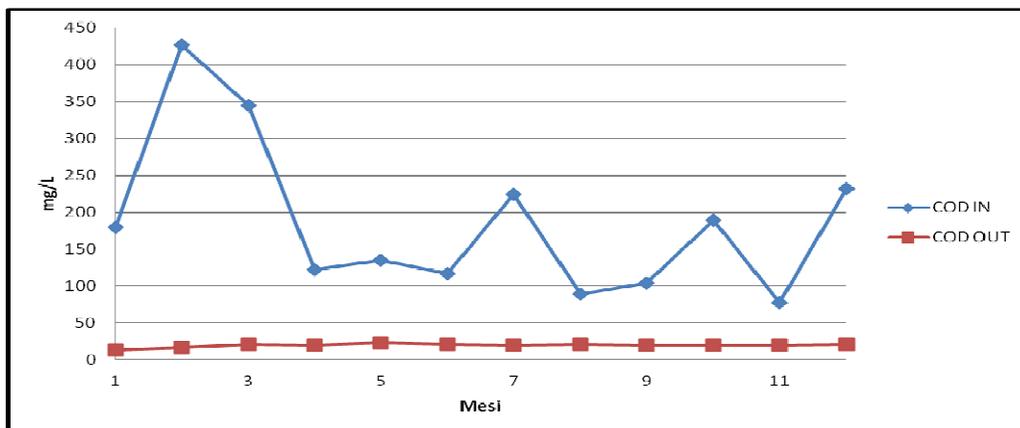


Figura 3.4: Andamento COD in ingresso e uscita impianto

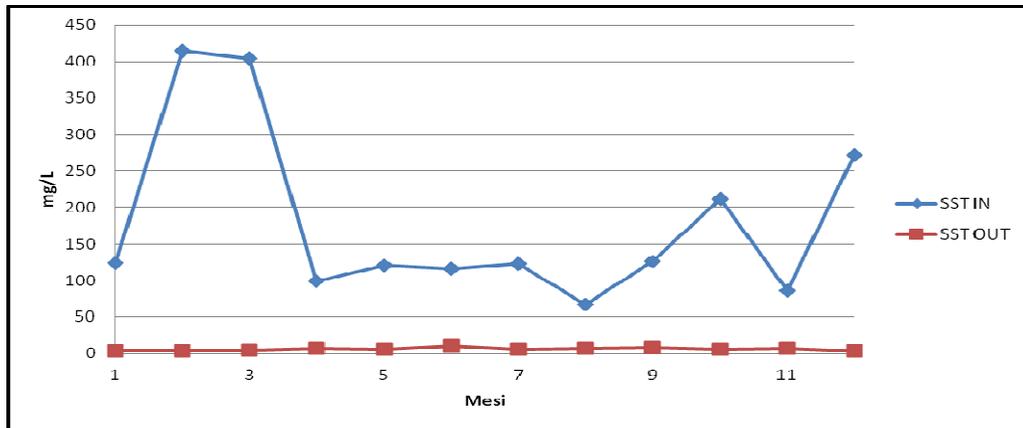


Figura 3.5: Andamento SST in ingresso e uscita impianto

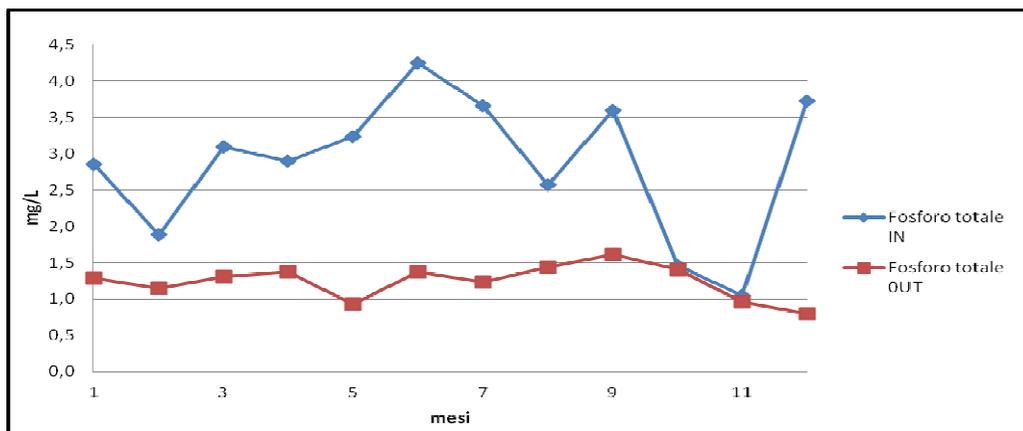


Figura 3.6: Andamento Fosforo in ingresso e uscita impianto

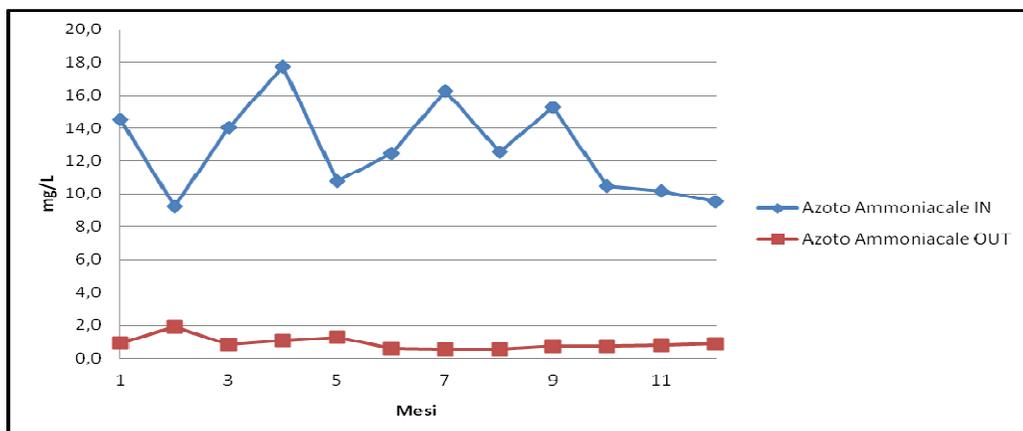


Figura 3.7: Andamento azoto ammoniacale in ingresso e uscita impianto

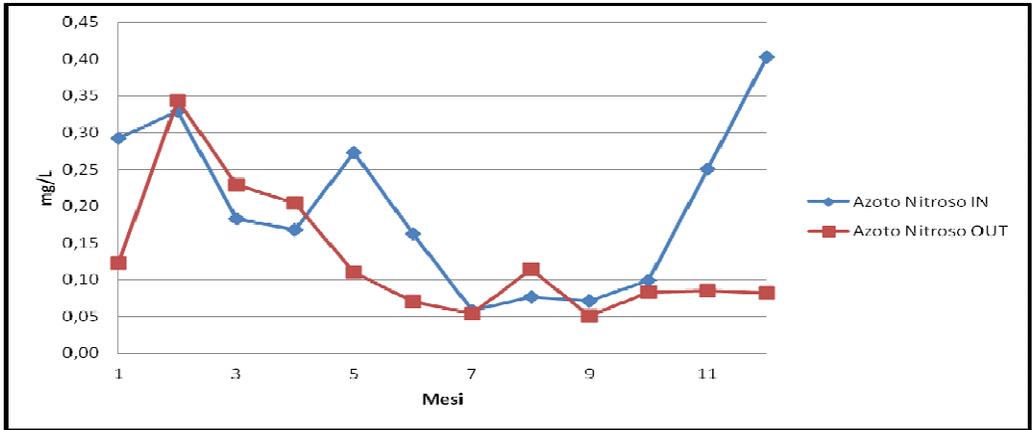


Figura 3.7: Andamento di Azoto nitroso in ingresso e uscita impianto

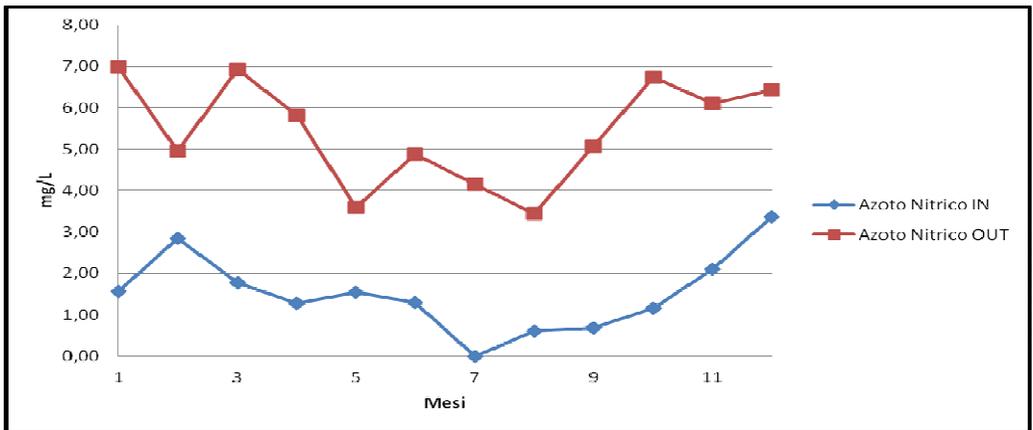


Figura 3.8: Andamento di azoto nitrico in ingresso e uscita impianto

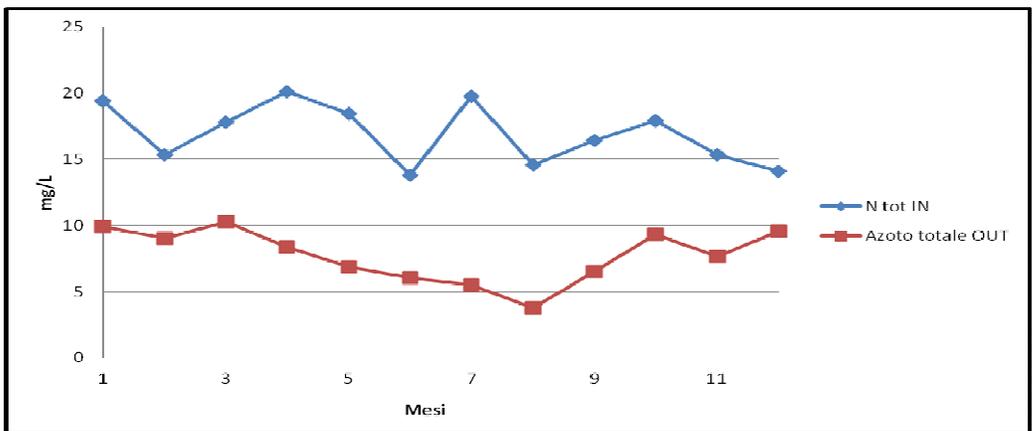


Figura 3.10: Andamento di Azoto totale in ingresso e uscita impianto

RESA DELL'IMPIANTO:

Sulla base dei valori medi delle concentrazioni di inquinanti riportati nelle tabelle 3.2 e 3.3 sono stati calcolati i rendimenti di rimozione di BOD, COD, SST, fosforo totale, azoto totale e ione ammonio; questi valori sono riportati in tabella 3.4.

Tabella 3.4: rendimento dell'impianto di depurazione

<i>INQUINANTE</i>	<i>Conc. IN</i>	<i>Conc. OUT</i>	<i>RESA</i>
BOD (mg/L O₂)	61	5	92%
COD (mg/L O₂)	187	20	89%
SST (mg/L SST)	180	20	97%
P_{tot} (mg/L P)	2,9	1,2	59%
NH₄⁺ (mg/L N)	12,7	0,9	93%
N_{tot} (mg/L N)	17	8	53%

Dai grafici precedentemente riportati si evince chiaramente la corretta funzionalità dell'impianto. Ogni parametro in uscita preso in considerazione rispetta i limiti di legge pure a fronte di forti oscillazioni in entrata, con punte di carico che considerevoli. Dai dati in tabella 3.4 si notano rese molto elevate per la sostanza organica, i solidi e l'azoto ammoniacale, pur avendo concentrazioni in ingresso molto più basse dei valori tipici di un reflujo urbano (con molte probabilità nella rete fognaria si hanno infiltrazioni di acque parassite); i valori sono più bassi per l'azoto totale e il fosforo, ma sufficienti al rispetto dei limiti.

Capitolo 4

DIGESTIONE ANAEROBICA E PRODUZIONE DI BIOGAS

In questo capitolo verrà eseguito il dimensionamento di un digestore anaerobico per trattare il fango di supero prodotto dall'impianto di Legnago, e verranno valutati gli eventuali benefici derivanti dall'introduzione di questo trattamento nella linea fanghi.

4.1 DIMENSIONAMENTO DEL REATTORE DI DIGESTIONE ANAEROBICA

Per poter dimensionare il reattore di digestione anaerobica occorre innanzitutto conoscere la portata di fango di supero; questa dipende dalla quantità di sostanza organica abbattuta nella linea acque, e il rapporto tra le due grandezze è il fattore specifico di produzione del fango. Per calcolare il quantitativo di fango di supero prodotto occorre conoscere la portata giornaliera in ingresso impianto Q_d e le concentrazioni medie di BOD in ingresso e uscita.

Dai dati riportati nei registri si ricava il valore medio di portata giornaliera pari a $12.272 \text{ m}^3/\text{d}$; la concentrazione media di BOD in arrivo dalla fognatura è pari a 65 mg/L , mentre il valore medio in uscita è 5 mg/L .

Quindi il carico di BOD in ingresso impianto è pari a

$$\frac{65 \cdot 12.272}{1000} = 798 \text{ kgBOD} / \text{d} \quad (4.1)$$

analogamente il carico di BOD in uscita (BOD_{OUT}) è di $61,36 \text{ kgBOD} / \text{d}$, pertanto il carico giornaliero di BOD abbattuto è pari a $736 \text{ kgBOD} / \text{d}$.

In letteratura si trova il fattore specifico di produzione del fango pari a $0,6 \text{ kgSST} / \text{kgBOD}$.

Da questo valore è possibile ricavare la quantità giornaliera di solidi estratti dai sedimentatori secondari:

$$\text{SST} = 0,6 \cdot \text{BOD}_{\text{ABB}} = 0,6 \cdot 736 = 442 \text{ kgSST} / \text{d} \quad (4.2)$$

Dai registri risulta inoltre il valore della concentrazione di secco nel fango di supero pari a $9,25 \text{ kg SST} / \text{m}^3$, e quindi è possibile conoscere la portata volumetrica di fango di supero:

$$Q_{\text{tot}} = \frac{442}{9,25} = 47,76 \text{ m}^3 / \text{d} \quad (4.3)$$

Il fango di supero estratto dai sedimentatori viene inviato al preispessitore; qui il fango viene addensato e l'acqua in eccesso, essendo contaminata, è sfiorata e rinviata in testa all'impianto. Il preispessitore riceve $442 \text{ kgSST} / \text{d}$ e funziona con un fattore di concentrazione F pari a 2, ossia la concentrazione di secco nel fango all'uscita ($18,50 \text{ kgSST} / \text{m}^3$) è doppia rispetto al valore in ingresso, mentre la sua portata volumetrica è la metà ($23,88 \text{ m}^3 / \text{d}$) come riportato in figura 4.1.

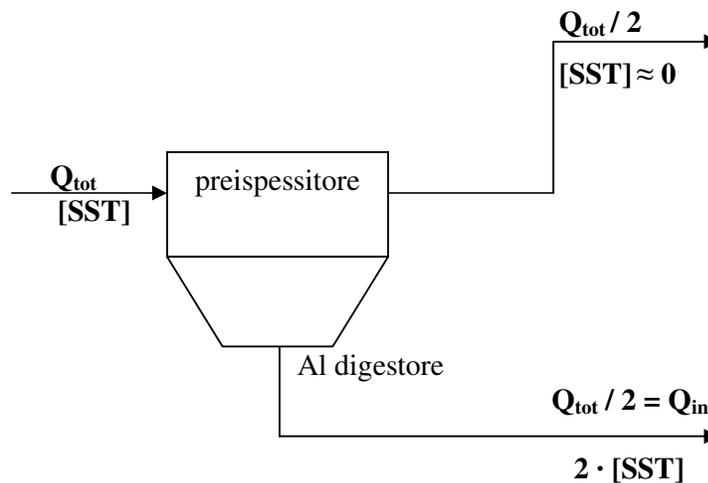


Fig. 4.1: Schema e bilancio di materia del preispessitore.

Dai registri, la percentuale di solidi sospesi volatili (SSV) nel fango di supero è 56% , pertanto la percentuale di solidi non volatili (SSNV) è pari al restante 44% ; quindi calcoliamo i SSV e SSNV in ingresso alla digestione:

$$\text{SSV} = 0,56 \cdot 442 = 247 \text{ kgSSV} / \text{d} \quad (4.4)$$

$$\text{SSNV} = 0,44 \cdot 442 = 194 \text{ kgSSNV} / \text{d} \quad (4.5)$$

In letteratura è riportato che la rimozione dei solidi sospesi volatili nella fase di digestione ($\eta_{SSV,dig}$) è pari al 50%, quindi si può calcolare il quantitativo di SSV in uscita dal digestore:

$$SSV_U = \eta_{SSV,dig} \cdot SSV = 0,5 \cdot 247 = 124 \text{ kgSSV / d} \quad (4.6)$$

Poiché la digestione non rimuove i solidi sospesi non volatili, la quantità in uscita dei SSNV è la stessa dell'ingresso; quindi la quantità di solidi totali in uscita dalla digestione è:

$$SST_U = SSV_U + SSNV = 124 + 194 = 318 \text{ kg SST / d} \quad (4.7)$$

Si procede con il calcolo del volume della vasca di digestione anaerobica mediante due criteri:

- Tempo di contatto;
- Carico organico volumetrico.

CRITERIO DEL TEMPO DI CONTATTO

Per digestori a basso carico il tempo di contatto T_c è compreso tra 30 – 60 giorni; scegliendo il valore minimo di questo intervallo risulta un volume:

$$V_{dg} = Q_{in} \cdot T_c = 23,88 \cdot 30 = 716 \text{ m}^3 \quad (4.8)$$

CRITERIO DEL CARICO ORGANICO VOLUMETRICO

Per digestori a basso carico il carico organico volumetrico C_{ov} è 0,7 kg SSV/m³· d, quindi il volume si calcola nel seguente modo:

$$V_{dg} = \frac{SSV}{C_{ov}} = \frac{274}{0,7} = 391 \text{ m}^3 \quad (4.9)$$

Quindi il volume medio calcolato secondo questi due criteri è pari a **535 m³**.

4.2 CALCOLO DEL FABBISOGNO DI CALORE NELLA DIGESTIONE

Il principale vantaggio della digestione anaerobica sugli altri processi di stabilizzazione è la produzione di biogas che è un buon combustibile con un potere calorifico inferiore di circa 5.400 kcal/m³. Il digestore viene riscaldato fino a un massimo di 35°C mentre la temperatura minima del fango in ingresso è stimata intorno ai 12°C.

Un impianto a medio carico inoltre ha una perdita di calore attraverso il digestore coibentato di circa 500 kcal / m³ · d (valore mediato nell'intervallo 12-27 °C) riferita ad ogni m³ di volume del reattore [8].

Quindi il calore da fornire al fango (C₁) per fronteggiare queste perdite è:

$$C_1 = 500 \cdot 535 = 267.471 \text{ kcal / d} \quad (4.10)$$

La quantità di calore da fornire al fango per portarlo da 12°C a 35°C, assumendo come calore specifico della miscela acqua - fango quello dell'acqua, risulta :

$$q = Q_{in} \cdot c_p \cdot \Delta T = 23,88 \cdot 1000 \cdot (35-12) = 549.270 \text{ kcal / d} \quad (4.11)$$

Questo numero però deve essere corretto da un coefficiente di punta pari a 1,50 come fattore di sicurezza, quindi esso è pari a 823.905 kcal/d.

Quindi per calcolare la quantità di calore totale da fornire al fango dobbiamo sommare a quest'ultimo valore la quantità di calore per fronteggiare le perdite attraverso le pareti:

$$q_{tot} = C_1 + q = 267.471 + 823.905 = 1.091.376 \text{ kcal/d} \quad (4.12)$$

che è pari a 1.266 kWh/d che corrispondono 462.088 kWh/y.

Questa quantità di calore è stata calcolata con la temperatura minima del fango di 12°C; nella tabella 4.1 viene riportata la quantità di calore necessaria per riscaldare il fango fino a 35°C a partire da temperature iniziali diverse.

Tabella4.1: Variazione della quantità di calore da fornire al variare della temperatura

<i>Temperatura [°C]</i>	<i>Quantità di calore da fornire [kcal/d]</i>	<i>Quantità di calore da fornire corretta dal coeff. di punta [kcal/d]</i>	<i>Quantità di calore da fornire totale [kcal/d]</i>	<i>Quantità di calore da fornire totale [kWh/y]</i>
12	549.270	823.905	1.091.376	462.088
13	525.389	788.083	1.055.554	446.921
14	501.507	752.261	1.019.732	431.754
15	477.626	716.439	983.910	416.587
16	453.745	680.617	948.088	401.420
17	429.863	644.795	912.266	386.253
18	405.982	608.973	876.444	371.086
19	382.101	573.151	840.622	355.919
20	358.220	537.329	804.800	340.752
21	334.338	501.507	768.978	325.585
22	310.457	465.685	733.156	310.418
23	286.576	429.863	697.334	295.251
24	262.694	394.042	661.512	280.084
25	238.813	358.220	625.690	264.917
26	214.932	322.398	589.868	249.750
27	191.050	286.576	554.046	234.583

Il potere calorifero inferiore del biogas (PCI_{biogas}) è pari a 5.400 kcal/m^3 . Sempre da letteratura è possibile ricavare il valore della produzione specifica di biogas per kg SSV abbattuti: esso rientra nel range $600 - 1200 \text{ L / kgSSV}$. Si assume qui il valore 1.000 L/kg SSV , quindi abbattendo 124 kg SSV si produce una quantità di biogas pari a $124 \text{ m}^3 / \text{d}$.

Quindi il calore prodotto dal biogas è pari a:

$$C_{\text{biogas}} = 5.400 \cdot 124 = 668.008 \text{ kcal /d} \quad (4.13)$$

che corrispondono a circa 775 kWh/d , ovvero circa 282.835 kWh/y .

Dunque la potenza per la produzione di energia (P_{netta}) a 12°C risulta:

$$P_{\text{netta}} = C_{\text{biogas}} - q_{\text{tot}} = 282.835 - 462.088 = -179.254 \text{ kWh/y} \quad (4.14)$$

Il valore negativo indica che in inverno (temperatura 12°C) il calore prodotto dal biogas non è sufficiente a riscaldare il digestore. Quando la temperatura inizia a salire, la perdita diminuisce e nei mesi con temperatura più alta il bilancio diventa positivo come mostrato dalla tabella 4.2.

Tabella 4.2: variazione potenza per produzione energia

<i>Temperatura °C</i>	<i>potenza per produzione di energia (kWh/y)</i>
12	-179.254
13	-164.087
14	-148.920
15	-133.753
16	-118.586
17	-103.419
18	-88.252
19	-73.085
20	-57.918
21	-42.751
22	-27.584
23	-12.417
24	2.750
25	17.917
26	33.084
27	48.251

Quindi possiamo notare che l'energia necessaria per riscaldare il fango nei mesi più freddi è maggiore rispetto a quella prodotta dalla combustione del biogas; la situazione si capovolge nei mesi caldi. In questo caso, l'energia rimanente serve alla cogenerazione, convertendo il calore in energia elettrica. Su tutta l'energia prodotta, il 30% va in produzione di energia elettrica, il 61% va in produzione di energia termica, e il restante 9% viene perduto sottoforma di calore [8].

La fase di cogenerazione quindi sarebbe utilizzata soltanto nei mesi in cui la differenza tra calore prodotto dal biogas e calore necessario per riscaldare il fango è positiva. Nella tabella 4.3 vengono riportate le potenze ricavabili dal biogas; nei mesi in cui il biogas prodotto non è sufficiente neppure a riscaldare il fango, viene riportato un valore nullo.

Tabella4.3: potenza ricavabile dal biogas.

<i>Temperatura [°C]</i>	<i>Biogas per produzione elettrica $P_{BIOGAS,e}$ [kWh/y]</i>
12	0
13	0
14	0
15	0
16	0
17	0
18	0
19	0
20	0
21	0
22	0
23	0
24	825
25	5.375
26	9.925
27	14.475

Quando il biogas prodotto non è sufficiente, occorre acquistare metano dall'esterno per il riscaldamento del fango; da letteratura possiamo ricavare il potere calorifico inferiore del metano $(PCI)_{CH_4}$, che risulta pari a 11,0465 kWh / m³. Si può quindi calcolare il consumo di metano per il riscaldamento del fango nei mesi più freddi dalla relazione 4.15, i dati sono riassunti in tabella 4.4 (tab. 4.4).

$$\dot{m}_{CH_4} = (PCI)_{CH_4} \cdot P_{BIOGAS,c} \quad (4.15)$$

Tabella4.4: metano da utilizzare

<i>Temperatura [°C]</i>	<i>Metano utilizzato [m³ / y]</i>	<i>Temperatura [°C]</i>	<i>Metano utilizzato [m³ / y]</i>
12	16.227	20	5.243
13	14.854	21	3.870
14	13.481	22	2.497
15	12.108	23	1.124
16	10.735	24	0
17	9.362	25	0
18	7.989	26	0
19	6.616	27	0

Lo studio di fattibilità della fase di digestione anaerobica per l'impianto di Legnago porta quindi a risultati non del tutto soddisfacenti: soltanto in alcuni mesi il biogas prodotto dal digestore sarebbe sufficiente a riscaldare il fango e produrre calore e/o energia in un impianto di cogenerazione; nella maggior parte dell'anno invece occorrerebbe acquistare metano dall'esterno.

Il quantitativo di fango di supero da avviare alla digestione sarebbe 23,88 m³/d, valore basso che produrrebbe solo 124 m³/d di biogas. La bassa quantità di fango di supero prodotto nell'impianto è ragionevolmente dovuta alla notevole diluizione del liquame in ingresso, con valori di BOD anche pari a 1/3 o 1/4 delle concentrazioni medie dei reflui urbani.

RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

- [1] **Decreto legislativo governo 03.04.2006 n. 152;**
- [2] **Piano regionale di risanamento delle acque (P.R.R.A.);**
- [3] **Piano di tutela delle acque regione Veneto (PTA);**
- [4] **Luigi Masotti: “*Depurazione delle acque: tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto*” ed. Calderini 2005;**
- [5] **Girelli, Matteoli e Parisi: “*Trattato di Chimica industriale e applicata*” ed. Zanichelli 1969;**
- [6] **Davide Sborgiò: “*Valutazione del funzionamento dell’impianto di depurazione di Castelfranco Veneto*”; *relatore prof. Lino Conte, anno accademico 2007-2008;***
- [7] **Renato Vismara: “*Depurazione biologica*” ed. Hoepli 1998;**
- [8] **Acque Veronesi: comunicazioni personali**