

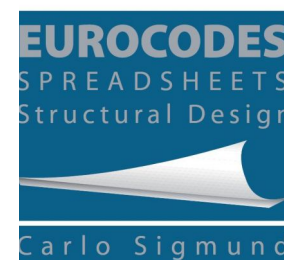
PREDIMENSIONAMENTO

Impianti di Depurazione - Vol. II



Carlo Sigmund

Ingegneria Sanitaria Ambientale
Trattamenti reflui civili e industriali



EUROCODES SPREADSHEETS STRUCTURAL DESIGN ©2014
di Carlo Sigmund. Tutti I diritti riservati.

Prima edizione: Febbraio 2016
Formato cartaceo: 18.91 x 25.59

Questo secondo di due volumi affronta tutte le tematiche relativamente al sollevamento di reflui e fanghi mediante macchine operatrici, ai vari tipi di equipaggiamento idraulico previsto nelle stazioni di sollevamento (riferimento alle documentazioni tecniche concesse gentilmente dalla Ditta Itt Flygt di Milano), ai fenomeni del "colpo d'ariete", al sollevamento dei fanghi mediante coclee e al pompaggio di fanghi a basso contenuto d'acqua.

Viene poi passata in rassegna la sezione di sedimentazione e le varie caratteristiche costruttive e di progettazione delle relative vasche. Vengono poi descritti nel dettaglio i dispositivi di aerazione e le varie procedure di calcolo per il loro dimensionamento.

Segue una vasta gamma di layout di impianti attualmente utilizzati nel trattamento dei reflui (impianti a fanghi attivi e impianti a filtri percolatori). Vengono descritti i vecchi trattamenti mediante fosse Imhoff, i pozzi disperdenti e subirrigazione fino ai trattamenti più moderni mediante fitodepurazione (materiale concesso gentilmente dalla Ditta Initram Impresa Italia S.r.l. di Firenze).

Si passa poi alla descrizione dei trattamenti chimici dei reflui e dei fanghi. Relativamente al fango, si descrivono le varie unità di digestione aerobica e anaerobica e relative procedure di progetto, fino ai dettagli di tipo puramente idraulico dell'intera linea di trattamento.



ID: 18376105
www.lulu.com

Copia parziale di valutazione - DEMO

Ingegneria sanitaria ambientale: predimensionamento impianti di depurazione - Vol. II

Carlo Sigmund



Prima edizione

• Stampato •

INGEGNERIA SANITARIA AMBIENTALE

Predimensionamento impianti di depurazione

Volume II

[Link diretto per acquisto @lulu.com](#)

EUROCODES SPREADSHEETS STRUCTURAL DESIGN
© 2014 di Carlo Sigmund. Tutti i diritti riservati.
Via Primo Maggio 28/3 - 33017 Tarcento (UD)
info.soft.sigmund@tiscali.it
<http://eurocodespreadsheets.jimdo.com/eurocodes-spreadsheets/>

Editore e autore: Carlo Sigmund

Foto in copertina: *foto aerea impianto di depurazione civile*
<http://y-o-k-o.weebly.com/projects/stickney-wastewater-treatment-plant>

Prima edizione, Febbraio 2016
Formato cartaceo

Sigmund, Carlo
Ingegneria Sanitaria Ambientale

Titolo del libro: Predimensionamento impianti di depurazione - Vol. II
Ambiente; Ingegneria Sanitaria, Impianti.

Nessuna parte del presente documento può essere riprodotta, memorizzata in un sistema che ne permetta l'elaborazione, né trasmessa in qualsivoglia forma e con qualsivoglia mezzo elettronico o meccanico, né può essere fotocopiata, riprodotta o registrata altrimenti, senza previo consenso scritto dell'editore, tranne nel caso di brevi citazioni contenute in articoli di critica o recensioni.

*La presente pubblicazione contiene le opinioni dell'autore e ha lo scopo di fornire informazioni precise e accurate. L'elaborazione dei testi, anche se curata con scrupolosa attenzione, non può comportare specifiche responsabilità in capo all'autore e/o all'editore per eventuali, errori, refusi e/o inesattezze.
L'autore detiene i diritti per tutti i testi, le tabelle e le illustrazioni contenute in questo documento.*

Copia parziale di valutazione - DEMO

SOMMARIO

Prefazione	xvii
<i>Scopo e struttura del resto</i>	xvii
<i>Abbreviazioni e simboli usati</i>	xix
<i>Note e ringraziamenti</i>	xix

VOLUME I

CAP. I - LE ACQUE REFLUE

1.1 Premessa	17
1.2 Inquinamento delle acque e caratteristiche di qualità	18
1.2.1 <i>Introduzione</i>	18
1.2.2 <i>Caratteristiche fisiche</i>	18
1.2.3 <i>Caratteristiche biologiche</i>	20
1.2.4 <i>Caratteristiche chimiche</i>	22
1.3 Tipologia delle acque reflue	30
1.3.1 <i>Premessa</i>	30
1.3.2 <i>Le acque di pioggia</i>	30
1.3.3 <i>Le acque di tempo asciutto</i>	31
1.3.4 <i>Le acque di rifiuto industriali</i>	31
1.4 Controlli sulle acque reflue	32
1.5 Dati fondamentali di un refluo	33
1.5.1 <i>Carico idraulico</i>	33
1.5.2 <i>Carico organico</i>	36
1.5.3 <i>Carico dei solidi sospesi(1.2)</i>	38
1.6 Controllo dei valori assunti per i dati fondamentali	40
1.7 Principali aspetti chimici, biologici ed organolettici delle acque reflue ...	41
1.7.1 <i>Premessa</i>	41
1.7.2 <i>Aspetto e odore</i>	41
1.7.3 <i>Caratteristiche biologiche</i>	41
1.7.4 <i>Particolari caratteristiche chimiche: detersivi, oli e grassi</i>	42
1.7.5 <i>I metalli pesanti nelle acque reflue</i>	42
1.8 Caratteristiche idrauliche dei liquami in funzione del tempo e del tipo di	

fognatura	.45
1.8.1 Premessa	.45
1.8.2 La previsione della popolazione allacciata alla fognatura	.46
1.8.3 La variazione nel tempo della portata nera nella fognatura separata	.47
1.8.4 La portata nera e la portata di pioggia nella fognatura mista	.51
1.9 Trattamento idraulico delle acque di piena	.55
1.9.1 Premessa	.55
1.9.2 La definizione di acque di prima pioggia	.56
1.9.3 Determinazione della massima portata delle acque meteoriche	.57
1.9.4 Trattamento delle acque di prima pioggia	.60
1.10 Convogliamento delle acque di scarico	.95
1.10.1 Sistemi di raccolta delle acque piovane	.95
1.10.2 Sistema di raccolta delle acque nere	.99
1.10.3 Particolari sui pozzetti di ispezione	.103
1.10.4 Allacciamenti alle utenze	.104
1.11 Caratteristiche fondamentali dei condotti e dei giunti	.108
1.12 Sollecitazioni sui condotti interrati delle fognature	.109
1.12.1 Normativa sulla verifica statica delle tubazioni interrate	.115

CAP. II - PARAMETRI FONDAMENTALI DI PROGETTO

2.1 Abitante equivalente	.121
2.2 Tempo di detenzione idraulica	.123
2.3 Temperatura	.124
2.4 Rendimento depurativo	.125
2.5 Tenore di acqua in un fango	.127
2.6 Contenuto di solidi nel fango	.129
2.7 Concentrazione del fango nella miscela aerata	.135
2.8 Concentrazione del fango di ricircolo	.141
2.9 Età del fango	.150
2.10 Concentrazione del fango nei digestori	.163
2.11 Fattore di carico organico	.175

2.12	Fattore di carico volumetrico	187
2.13	Fattore di carico volumetrico di solidi sospesi	192
2.14	Concentrazione di ossigeno disciolto e aerazione meccanica	195
2.15	Fabbisogno di ossigeno per la depurazione	231
2.15.1	<i>Quantitativi minimi specifici di ossigenazione nella miscela aerata</i> ..	237
2.15.2	<i>Metodi disponibili per l'aerazione</i>	273

CAP. III - TRATTAMENTI MECCANICI: GRIGLIATURA, DISSABBIATURA E DISOLEATURA

3.1	Il trattamento di grigliatura	307
3.1.1	<i>Premessa</i>	307
3.1.2	<i>Geometria delle griglie utilizzate in depurazione</i>	308
3.1.3	<i>Quantità di materiale trattenuto in grigliatura</i>	311
3.1.4	<i>Criteri di dimensionamento delle griglie</i>	311
3.1.5	<i>Caratteristiche costruttive e tipologie delle griglie</i>	313
3.2	Il trattamento di triturazione	330
3.2.1	<i>Premessa</i>	330
3.2.2	<i>Inconvenienti della triturazione</i>	331
3.3	Il trattamento di dissabbiatura	331
3.3.1	<i>Premessa</i>	331
3.3.2	<i>Quantità di sabbie trattenute in dissabbiatura</i>	333
3.3.3	<i>Criteri di dimensionamento dei dissabbiatori</i>	333
3.3.4	<i>Caratteristiche costruttive e tipologie di particolari dissabbiatori</i> ..	338
3.4	Il trattamento di disoleatura	346
3.4.1	<i>Premessa</i>	346
3.4.2	<i>Geometria dei disoleatori</i>	347
3.4.3	<i>Trattamento di disoleatura combinato con altre fasi di trattamento</i> ..	349
3.4.4	<i>Quantità di oli e grassi eliminabile da un refluo</i>	350
3.4.5	<i>Criteri di dimensionamento dei disoleatori</i>	350
3.4.6	<i>Caratteristiche costruttive e tipologie di alcuni disoleatori</i>	352
Bibliografia	375

CAP. IV - LA STAZIONE DI SOLLEVAMENTO NEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

4.1	Il sollevamento delle acque reflue tramite pompe	375
4.1.1	<i>Premessa</i>	375
4.1.2	<i>Come agiscono le pompe centrifughe</i>	376
4.1.3	<i>Parametri di progetto caratterizzanti il funzionamento delle pompe centrifughe</i>	376
4.1.4	<i>Definizioni dei parametri di progetto</i>	377
4.1.5	<i>Come dimensionare una singola pompa nel caso di acque di scarico per piccole utenze (max 10 litri/s)</i>	384
4.1.6	<i>Come “leggere” correttamente la scheda tecnica di una pompa</i>	393
4.1.6	<i>Numero di pompe da utilizzare in vasca di aspirazione</i>	395
4.1.7	<i>Come dimensionare una stazione di sollevamento di un impianto di depurazione medio-grande che tratti anche acque meteoriche</i>	395
4.1.8	<i>Particolari disposizioni delle pompe in esercizio</i>	402
4.1.9	<i>Lo scarico di emergenza</i>	404
4.1.10	<i>Prevenzione dei vortici sulla bocca di aspirazione delle pompe</i>	404
4.2	Equipaggiamento idraulico nelle stazioni di sollevamento con pompe ..	405
4.2.1	<i>Premessa</i>	405
4.2.2	<i>Le valvole di ritegno</i>	405
4.2.3	<i>Saracinesche di intercettazione</i>	406
4.2.3	<i>Giunti di smontaggio e dilatazione</i>	406
4.2.4	<i>Valvole di flussaggio</i>	406
4.2.5	<i>Sfiati e scarichi</i>	406
4.3	Il fenomeno del colpo d'ariete nelle stazioni di pompaggio	407
4.3.1	<i>Premessa</i>	407
4.3.2	<i>Le oscillazioni elastiche del colpo d'ariete</i>	407
4.3.3	<i>Valori ammissibili per colpo d'ariete</i>	410
4.3.4	<i>Limiti di validità delle equazioni del colpo d'ariete</i>	410
4.4	Il sollevamento delle acque reflue tramite coclee	411
4.4.1	<i>Premessa</i>	411
4.4.2	<i>Portata e prevalenza di una coclea</i>	412
4.4.3	<i>Potenza assorbita da una coclea</i>	415
4.5	Il pompaggio dei fanghi	416
4.5.1	<i>Premessa</i>	416
4.5.2	<i>Nozioni fondamentali della classificazione reologica</i>	416

- 4.5.3 *Pompaggio di fanghi su lunghe tratte o in condizioni complesse con fanghi densi* 418
- 4.5.4 *Particolarità impiantistiche in una linea di pompaggio del fango* ... 421

CAP. V - LA SEDIMENTAZIONE

- 5.1 Il trattamento di sedimentazione** 467
- 5.1.1 *Premessa* 467
- 5.1.2 *Equazioni fondamentali della sedimentazione di particelle discrete* . 468
- 5.2 I test di sedimentazione negli impianti di depurazione** 471
- 5.2.1 *La sedimentazione di particelle discrete: il rendimento di un sedimentatore primario o di un dissabbiatore tramite test in laboratorio* . 471
- 5.2.2 *La sedimentazione di particelle fiocose non ostacolate: calcolo dei parametri di progetto di un sedimentatore primario e della percentuale di rimozione dei solidi sospesi tramite test in laboratorio* 479
- 5.2.3 *La sedimentazione a zona: calcolo dei parametri di progetto di un sedimentatore secondario tramite test in laboratorio* 483
- 5.2.4 *La sedimentazione a zona: calcolo dei parametri di progetto per un sedimentatore secondario tramite la teoria del flusso solido* 489
- 5.2.5 *La sedimentazione a zona: stima dell'altezza utile necessaria per un sedimentatore secondario* 497
- 5.3 Criteri pratici di dimensionamento di vasche di sedimentazione** 503
- 5.3.1 *Premessa* 503
- 5.3.2 *Procedura di dimensionamento di un sedimentatore primario* 503
- 5.3.3 *Procedura di dimensionamento di un sedimentatore secondario* ... 508
- 5.4 Caratteristiche costruttive delle vasche di sedimentazione** 517
- 5.4.1 *Premessa* 517
- 5.4.2 *Tipologie di sedimentatori e relativi elementi costruttivi* 518

CAP. VI - I DISPOSITIVI DI AERAZIONE

- 6.1 L'aerazione negli impianti** 537
- 6.1.1 *Premessa* 537
- 6.1.2 *Tipologie di sistemi di aerazione* 537
- 6.1.3 *Dimensionamento delle tubazioni di mandata per il circuito di insufflazione dell'aria* 546
- 6.1.4 *Alcune tipologie di diffusori* 549
- 6.1.5 *Metodologie di rilevazione delle quantità di ossigeno trasferito nelle*

<i>prove in acqua pulita</i>555
------------------------------------	------

CAP. VII - SCHEMI TIPICI DI IMPIANTI DI AERAZIONE

7.1 Tipici Lay-out di impianti a fanghi attivi557
7.1.1 <i>Premessa</i>557
7.1.2 <i>Il trattamento biologico-ossidativo negli impianti a fanghi attivi</i>558
7.1.3 <i>Rendimenti depurativi degli impianti a fanghi attivi</i>560
7.1.4 <i>Impianto a fanghi attivi a "schema classico"</i>560
7.1.5 <i>Impianto a fanghi attivi a "schema semplificato"</i>562
7.1.6 <i>Impianto a fanghi attivi ad "aerazione prolungata"</i>564
7.1.7 <i>Impianto a fanghi attivi a "contatto-stabilizzazione"</i>567
7.2 Lay-out di impianti per la rimozione dei composti azotati570
7.2.1 <i>Premessa</i>570
7.2.2 <i>Impianto a fanghi attivi con nitrificazione-denitrificazione</i>570
7.3 Osservazioni ulteriori sugli impianti a fanghi attivi577
7.4 Lay-out di impianti a filtri percolatori578
7.5 Rendimenti depurativi degli impianti a filtri percolatori584
7.6 Impianti a contattori biologici rotanti585
7.7 Le fosse imhoff609
7.7.1 <i>Premessa</i>609
7.7.2 <i>Dati fondamentali per il dimensionamento e la costruzione di una fossa Imhoff</i>610
7.8 I pozzi disperdenti614
7.8.1 <i>Premessa</i>614
7.8.2 <i>Dati fondamentali per il dimensionamento e la costruzione di un pozzo di dispersione</i>614
7.9 La sub-irrigazione617
7.9.1 <i>Premessa</i>617
7.9.2 <i>Dati fondamentali per il dimensionamento e la costruzione di una trincea di sub-irrigazione</i>617
7.9.3 <i>La sub-irrigazione drenata</i>620
8.1 La fitodepurazione637
8.1.1 <i>La fitodepurazione in Europa e in Italia: origini e situazione attuale</i> ..	.637
8.1.2 <i>Inserimento della fitodepurazione nel contesto normativo attuale</i> ..	.638

8.1.3	<i>Tipologie impiantistiche</i>	640
8.1.4	<i>Meccanismi di rimozione degli inquinanti e ruolo delle specie vegetali</i>	644
8.1.5	<i>Altre funzioni delle specie vegetali</i>	647
8.1.6	<i>Il dimensionamento degli impianti a flusso subsuperficiale (SFS)</i>	648
8.1.7	<i>Schemi d'impianto</i>	653
8.1.8	<i>Applicabilità</i>	654
8.1.9	<i>Aspetti progettuali</i>	656
8.1.10	<i>Realizzazione e caratteristiche costruttive</i>	658
8.1.11	<i>Costi</i>	660

CAP. IX - TRATTAMENTI CHIMICI DELLE ACQUE REFLUE

9.1	Trattamenti chimici dei reflui	661
9.1.1	<i>Premessa</i>	661
9.1.2	<i>La clorazione</i>	661
9.1.3	<i>L'ozonizzazione</i>	670
9.1.4	<i>La defosfatizzazione</i>	674
9.1.5	<i>La produzione di fango di supero con i trattamenti chimici</i>	685
9.1.6	<i>Eliminazione chimica dell'azoto per strippaggio mediante aria</i>	687
9.1.7	<i>Clorazione al punto di scissione ("break point")</i>	694
9.1.8	<i>Declorazione</i>	696
9.1.9	<i>Lo scambio ionico</i>	700
9.2	trattamenti chimici dei fanghi	701
9.2.1	<i>Premessa</i>	701
9.2.2	<i>Il condizionamento chimico</i>	701
9.2.3	<i>La stabilizzazione chimica</i>	702

CAP. X - TRATTAMENTI MECCANICI DEI FANGHI

10.1	Disidratazione dei fanghi	707
10.1.1	<i>Premessa</i>	707
10.1.2	<i>L'essiccamento naturale: letti di essiccamento</i>	708
10.1.3	<i>Disidratazione mediante filtrazione a vuoto</i>	712
10.1.4	<i>Disidratazione mediante filtropresse</i>	717
10.1.5	<i>Disidratazione con nastropresse</i>	718
10.1.6	<i>Disidratazione con centrifughe</i>	718

CAP. XI - I DIGESTORI

11.1	Stabilizzazione biologica del fango	721
-------------	--	------------

<i>11.1.1 Premessa</i>721
<i>11.1.2 I digestori aerobici</i>722
<i>11.1.3 I digestori anaerobici</i>725

CAP. XII - L'IDRAULICA NEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

11.2 Alcuni parametri di progetto dei digestori anaerobici(11.4)732
<i>11.2.1 Il fattore di carico volumetrico dei solidi</i>732
<i>11.2.2 Potenza di miscelazione nei digestori anaerobici</i>733
<i>11.2.3 Produzione di gas biologico</i>733
11.3 Elementi costruttivi dei digestori(11.5)734
12.1 Il profilo idraulico dell'impianto753
<i>12.1.2 Premessa</i>753
<i>12.1.3 Richiamo delle principali formule idrauliche utilizzabili</i>757
 Bibliografia779

CAPITOLO IV

La stazione di sollevamento negli impianti di depurazione

4.1 IL SOLLEVAMENTO DELLE ACQUE REFLUE TRAMITE POMPE[†]

4.1.1 PREMESSA

Generalmente, in conseguenza della profondità a cui si trovano le tubazioni e i collettori della rete fognante (grosso modo un paio di metri), è necessario provvedere al sollevamento dei liquami, per poterli “allineare” idraulicamente alla portata di liquido che caratterizza le vasche dell’impianto di depurazione. Pertanto, facendo riferimento alla figura 1.8, dopo che i liquami hanno subito i processi di trattamento primari (grigliatura, dissabbiatura e disoleazione), vengono incanalati in una vasca (*vasca di aspirazione*) dalla quale, per mezzo di macchine operatrici meccaniche, vengono sollevati in testa al trattamento depurativo vero e proprio. In particolare, nel caso di impianti a fanghi attivi a schema classico (con sedimentatore primario a monte della vasca di aerazione) le acque sollevate vengono inviate alla vasca di sedimentazione primaria. Mentre, nel caso di impianti ad aerazione prolungata, le acque reflue vengono sollevate direttamente nella vasca di aerazione. La scelta di un sollevamento in testa all’impianto può essere motivata non solo da una effettiva differenza di quota tra il collettore fognario di arrivo e la quota di scarico nel corpo idrico ricettore; ma

[†] Per maggiori dettagli in merito alle equazioni che governano il trasporto dei fluidi, si rimanda a testi specializzati.

•
•
•
anche da considerazioni di carattere tecnico-economico. Ad esempio, la convenienza a sollevare le acque piuttosto che a costruire vasche interrato, soprattutto nel caso di elevati oneri di scavo e nel caso di presenza di falda molto alta.

In alcuni casi però, soprattutto in impianti di media e grande potenzialità (maggiore di qualche migliaio di abitanti equivalenti serviti), conviene sollevare direttamente il liquame grezzo (almeno dopo una grigliatura grossolana), perché l'eccessiva profondità del collettore di arrivo renderebbe la grigliatura e le successive fasi di pretrattamento difficili e costose, a causa dei relativamente maggiori volumi necessari per le vasche e i canali di collegamento.

Di norma, il pompaggio deve essere sempre effettuato cercando di mantenere graduali variazioni di portata, evitando brusche discontinuità. Per questo motivo, anche adottando pompe normali, è sempre consigliabile prevedere più pompe. Più precisamente:

- un sufficiente numero di pompe di potenza differente, azionate singolarmente in funzione dell'entità della portata idraulica in arrivo;
- due o più pompe funzionanti in parallelo, sincronizzate tra loro in modo da entrare gradualmente in funzione l'una accanto all'altra in funzione del livello idrico nella vasca di carico.

4.1.2 COME AGISCONO LE POMPE CENTRIFUGHE

Funzionano nel modo seguente: il liquido contenuto nel corpo della macchina viene trascinato in rotazione da una girante di palettature (rotore), opportunamente conformata per imprimere un'intensa rotazione alla massa fluida, con il minor dispendio possibile di energia elettrica. La massa d'acqua, a sua volta, acquista una notevole velocità (energia cinetica) che viene immediatamente trasformata in energia di pressione (energia di pressione: *prevalenza manometrica*) in una opportuna zona della macchina chiamata diffusore (costituita da corpi lisci o palettati disposti spesso in cascata) seguita da un volume chiamato "cassa spirale", che pur compiendo in genere un effetto diffondente, ha il compito di raccogliere il liquido dalla periferia della macchina per convogliarlo verso il condotto di mandata.

4.1.3 PARAMETRI DI PROGETTO CARATTERIZZANTI IL FUNZIONAMENTO DELLE POMPE CENTRIFUGHE

I parametri che devono essere presi in considerazione per dimensionare un impianto di sollevamento sono:

- il numero di giri della girante (e quindi del motore elettrico): n [giri/min];
- la potenza utile che deve assorbire il liquido \mathcal{P}_u [kW];
- la potenza assorbita dalla macchina operatrice \mathcal{P}_m [kW];

- il rendimento η totale della macchina: macchina e motore elettrico;
- la portata di liquido da pompare Q [m^3/h] o [$litri/s$];
- la prevalenza ΔH [m] che la pompa deve trasmettere al fluido (energia per unità di massa) che il fluido deve ricevere;
- la quota z_g dell'asse della macchina rispetto al livello liquido presente nella vasca di aspirazione.

La portata Q , la prevalenza H e la potenza \mathcal{P}_v rappresentano grandezze erogate dalla pompa; la potenza assorbita \mathcal{P}_m è quella effettivamente assorbita dalla pompa e tiene conto anche del suo rendimento all'interno.

4.1.4 DEFINIZIONI DEI PARAMETRI DI PROGETTO

La portata. Il volume di liquido che transita, in 1 ora (1 h) dentro una tubazione di sezione A [m^2] è pari alla portata Q [m^3/h] di liquido transitante. La portata è legata alla velocità media V [m/s] del liquido nella tubazione e alla sezione A stessa. Nel caso di sezione circolare $A = \pi D^2/4$ (con D diametro interno della tubazione), la portata si calcola:

$$Q [m^3 / h] = V [m / s] \times A [m^2] \times (3600 s / h). \quad [4.1]$$

Inoltre, per il fluido che scorre dentro la tubazione di sezione trasversale A , vale la seguente relazione:

$$Q = V_1 \times A_1 = V_2 \times A_2 = \text{cost.} \quad [4.2]$$

Questa equazione, importantissima, assicura che, lungo un qualsiasi circuito caratterizzato anche da vari tratti di tubazioni di differente diametro, la portata Q è sempre costante. In particolare, dove la tubazione si restringe in diametro si registra un aumento di velocità; mentre, dove aumenta il diametro si ha una diminuzione di velocità.

Carico totale H . Una massa di fluido porta sempre con sé un contenuto energetico, somma di tre energie: di posizione (gravitazionale); di pressione (dentro la tubazione) e di velocità (energia di movimento nella tubazione):

$$H = z + \frac{p}{\rho g} + \frac{V^2}{2g}. \quad [4.3]$$

Nell'equazione 4.3, se si considera una sezione qualsiasi del tubo, si ha che:

- z [m] è la quota dell'asse della tubazione rispetto ad un piano orizzontale arbitrario di riferimento ($z = 0$);
- $p/\rho g$ [m] è la pressione del liquido [N/m^2] dentro il tubo, rapportata al peso

per unità di volume del liquido $[N/m^3]$;
 - $V^2/2g$ $[m]$ è l'altezza cinetica del fluido nella tubazione.

Prevalenza di una pompa. La prevalenza di una pompa ΔH è l'energia che deve fornire la pompa alla massa fluida per aumentarne il carico totale H (essenzialmente pressione) e per compensare le perdite di carico che avvengono in seno alla massa fluida, quando questa scorre dentro le tubazioni del circuito.

Se si indica con Y tutte le perdite di carico concentrate che il liquido incontra lungo il circuito, e con JL la somma delle perdite di carico distribuite su tutta la lunghezza L del circuito; allora detto H_g il salto di quota che il liquido deve subire dalla pompa per raggiungere la quota maggiore, la prevalenza che la pompa deve erogare si calcola come (fig. 4.1):

$$\Delta H = H_g + (JL + Y). \quad [4.4]$$

Potenza utile. Calcolata la prevalenza ΔH $[m]$ che la pompa deve erogare, si calcola la corrispondente potenza \mathcal{P}_u $[kW]$ utile trasferita effettivamente al fluido:

$$\mathcal{P}_u = \rho g \cdot Q \cdot \Delta H. \quad [4.5]$$

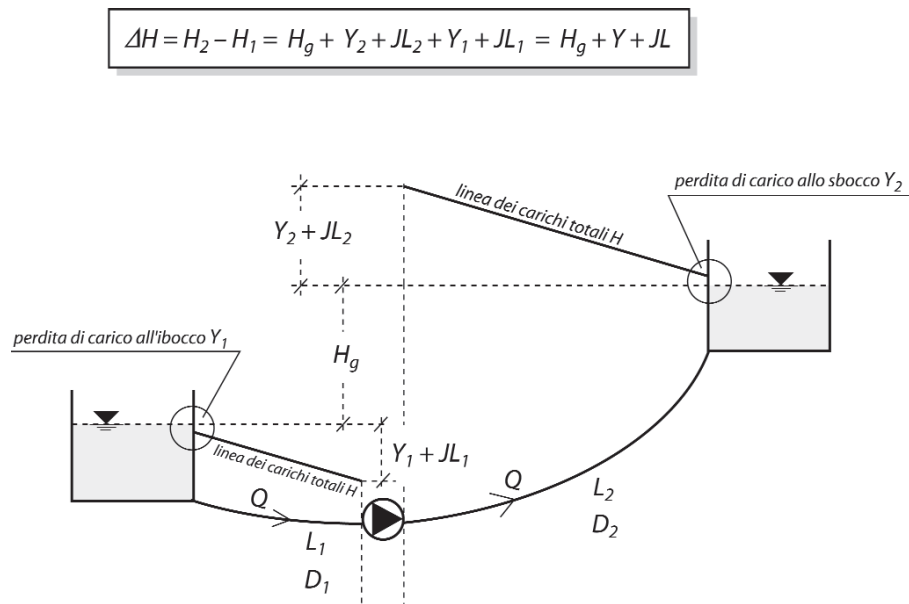


Figura 4.1 – Schema di impianto di sollevamento, con andamento dei carichi totali H .

Potenza meccanica. Ipotizzando che il fluido pompato sia acqua ($\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$) e noto il rendimento globale η della pompa-motore, la potenza che deve fornire il motore elettrico, si ricava in funzione dell'espressione 4.5. In particolare, risulta:

$$\mathcal{P}_m[\text{kW}] = \frac{Q [\text{m}^3 / \text{h}] \times \Delta H [\text{m}]}{\eta \cdot 366}. \quad [4.6]$$

oppure, se la portata è espressa in termini di *litri/s*, risulta:

$$\mathcal{P}_m[\text{kW}] = \frac{Q [\text{l} / \text{s}] \times \Delta H [\text{m}]}{\eta \cdot 102}. \quad [4.7]$$

In linea di massima, qualora si volesse fare un calcolo spedito della potenza meccanica richiesta, il valore da assumere per il rendimento complessivo η del gruppo pompa-motore elettrico oscilla tra 0,5 e 0,7, a seconda delle caratteristiche della pompa.

NPSH “Net Positive Suction Head”. Una pompa funziona regolarmente se non si verificano all'ingresso irregolarità nel flusso del liquido dovute ai fenomeni di discontinuità che vanno sotto il nome generico di “cavitazione”. L'esperienza mostra, infatti, che se insorge la cavitazione si ha una brusca caduta delle prestazioni della pompa insieme a vibrazioni, altre irregolarità di funzionamento e a fenomeni che danneggiano la macchina. Per evitare il sorgere della cavitazione occorre che la pressione statica (assoluta) del liquido, nel punto di presumibile minor pressione, sia sempre maggiore della tensione di vapore e dei gas disciolti nel liquido pompato, alla temperatura di esercizio.

Generalmente, negli impianti di depurazione vengono adottate delle pompe calate direttamente nella vasca di aspirazione, completamente immerse nel liquido da pompare. In questo modo, la pompa adessa il liquido, lavorando in condizioni cosiddette di pompa “*sotto battente*”. Contemporaneamente, sfrutta il refrigerio per contatto con la massa fluida per disperdere calore e non surriscaldarsi. In queste condizioni di lavoro, la condizione di non cavitazione richiede che sia verificata la seguente relazione:

$$z_{gl} + \left(\frac{p_{atm}}{\rho g} - \frac{p_{vap}^{(ass)}}{\rho g} \right) > NPSH_r. \quad [4.8]$$

Dove con z_{gl} deve intendersi, praticamente, il livello di liquido sopra la carcassa della pompa (che racchiude la girante), in condizioni di minima altezza liquida prevista in vasca di aspirazione.

Nel caso particolare che il fluido pompato sia acqua, la densità è $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$. Pertanto, come noto, il rapporto tra la pressione atmosferica ($p_{atm} = 1 \text{ atm} \approx 1,01 \times 10^5 \text{ Pa} \approx 1,01 \times 10^5 \text{ N/m}^2$) e il peso per unità di volume del liquido pompato –

in questo caso si è scelta l'acqua (con $\rho g = 9810 \text{ N/m}^3$) – è pari a $10,33 \text{ m}$. Di conseguenza, la condizione 4.8 di non cavitazione diventa:

$$z_{g1} + \left(10,33 \text{ m} - \frac{p_{vap}^{(ass)}}{\rho g} \right) > NPSH_r. \quad [4.8_b]$$

Nella 4.8_b, il parametro $NPSH_r$ si ricava dalla scheda tecnica della pompa scelta, in funzione del valore di portata Q da pompare. In generale, il termine di pressione $p_{vap}^{(ass)}$ [N/m^2], nell'eq. 4.8_b, rappresenta la tensione di vapore del liquido pompato alla temperatura di esercizio.

In questo caso, avendo scelto l'acqua come liquido pompato, la pressione $p_{vap}^{(ass)}$ è il valore della tensione di vapore dell'acqua alla temperatura di esercizio. Il valore della tensione di vapore dell'acqua in funzione della temperatura si può trovare tabellato in tutti i manuali di Termodinamica Tecnica dell'acqua.

In linea di massima, se si indica con h_{eff} la differenza dentro la parentesi tonda nell'equazione 4.8_b (*altezza atmosferica al netto della pressione di vapore dell'acqua alla temperatura di esercizio*), la condizione di non cavitazione può ridursi alla semplice relazione:

$$z_{g1} > NPSH_r - h_{eff}. \quad [4.8_c]$$

dove i valori di $h_{eff} = h_{eff}(T^\circ\text{C})$ sono funzione della temperatura dell'acqua durante il pompaggio. Nella tabella 4.1 sono riportati tabellati, in funzione della temperatura dell'acqua pompata, i valori di h_{eff} .

In generale, è opportuno tenere conto anche dell'altitudine dell'impianto di pompaggio. Infatti, come noto, all'aumentare dell'altitudine il valore della pressione atmosfera p_{am} tende a diminuire. Come conseguenza, anche h_{eff} tende a diminuire. Per tenere conto dell'altitudine, bisogna allora diminuire il termine $p_{am}/\rho g$ (nell'equazione generale 4.8) della frazione Δh [m] causata dall'altitudine. Pertanto, la condizione generale di non cavitazione per acqua, in funzione della temperatura e dell'altitudine diventa, per pompa sommersa:

$$z_{g1} > NPSH_r - (h_{eff} - \Delta h). \quad [4.8_d]$$

Valori orientativi del termine correttivo Δh sono riportati nella tabella 4.2. Pertanto, il vincolo nell'equazione 4.8_d verifica che l'altezza liquida z_{g1} sopra la carcassa della pompa (nella vasca di aspirazione) sia maggiore dell'altezza minima consentita $(z_{g1})_{\min}$; funzione del tipo di pompa e delle particolari condizioni esterne:

$$(z_{g1})_{\min} \equiv NPSH_r - (h_{eff} - \Delta h).$$

VALORI DELL'ALTEZZA h_{eff} (sul livello del mare).			
$T^{\circ}C (H_2O)$	$h_{eff} [m]$	$T^{\circ}C (H_2O)$	$h_{eff} [m]$
0	10,27	50	9,08
5	10,24	55	8,73
10	10,21	60	8,31
15	10,16	65	7,79
20	10,09	70	7,16
25	10,01	75	6,41
30	9,90	80	5,51
35	9,76	85	4,44
40	9,58	90	3,19
45	9,36	95	1,71
		100	0,00

(Fonte) "Manuale di Idronica"; Wattscazzaniga.

Tabella 4.1 – Valori dell'altezza atmosferica al netto della pressione di vapore dell'acqua alle varie temperature di esercizio, sul livello del mare.

In questo modo, si stabilisce anche la minima altezza liquida che è possibile mantenere nella vasca di aspirazione, affinché la pompa non caviti durante l'esercizio. Il non mantenimento del vincolo dell'eq. 4.8_d implica il raggiungimento, all'interno dei canali interpallari della girante, di una depressione tale da liberare una parte notevole di aria o di altri gas che sono normalmente in soluzione con l'acqua. Tale fenomeno può provocare la rottura della vena liquida, causando il disinnescamento della pompa.

Il fenomeno si aggrava quando l'altezza di aspirazione è tale da superare la tensione di vapore dell'acqua, perché nell'acqua stessa si formano cavità riempite

Altitudine [m]	0	550	1000	1500	2000	2500	3000
$\Delta h [m]$	0	0,6	1,15	1,70	2,20	2,65	3,20

(Fonte) "Manuale di Idronica"; Wattscazzaniga.

Tabella 4.2 – Valori del parametro correttivo Δh dell'altezza di pressione atmosferica in funzione dell'altitudine (sopra il livello medio del mare).

del vapore acquoso oltre che dai gas liberati.

Il problema della cavitazione diviene estremamente importante quando il fluido pompato è un liquido volatile.

Perdite di carico attraverso le tubazioni in pressione. Come si è visto in precedenza, il computo della prevalenza di una pompa ΔH presuppone la conoscenza di tutte le massime perdite di carico concentrate e distribuite che si possono prevedere nel circuito dell'impianto di sollevamento, in virtù del termine $JL + Y$ presente nell'equazione 4.4.

Le perdite di carico distribuite per tubazioni convoglianti acqua in pressione alla temperatura media di $15 \div 20^\circ C$ possono reperirsi da opportuni cataloghi per tubazioni commerciali. Tra le varie formule empiriche proposte per il calcolo della perdita di carico unitaria J (m/m) (perdita del carico totale H per metro di lunghezza dell'asse della tubazione) si ritiene molto utile la formula di COLEBROOK-WHITE. Tale formula presenta la nota forma:

$$\frac{1}{\lambda} = -2 \log \left(\frac{2,51}{Re\sqrt{\lambda}} + \frac{\varepsilon/D}{3,71} \right); \quad [4.9]$$

Questa formula è valida per qualsiasi fluido ed è in pratica applicabile per tutto il campo del moto turbolento, dal regime di tubo liscio (ad esempio, tubi in materiali plastici), al regime di tubo scabro (tubi in acciaio, ghisa, cls), passando attraverso il regime di transizione.

Il parametro λ (detto *coefficiente di resistenza*) risulta funzione del numero di REYNOLDS Re e della scabrezza (scabrosità) equivalente ε/D . A sua volta, il numero di REYNOLDS, essendo un numero puro, non dipende dal particolare tipo di fluido (acqua, benzina, nafta, petrolio, ecc.); in quanto, il numero di REYNOLDS presenta la forma:

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} . \quad [4.10]$$

Infatti, fluidi anche differenti (che scorrono dentro una tubazione di medesimo diametro D) possono presentare stesso numero di REYNOLDS, pur avendo ρ , μ e V differenti:

$$Re = \frac{\rho_{H_2O} V_{H_2O} D}{\mu_{H_2O}} = \frac{\rho_{nafta} V_{nafta} D}{\mu_{nafta}} = \dots = \frac{\rho_{olio} V_{olio} D}{\mu_{olio}} .$$

In condizioni di moto permanente, la formula di COLEBROOK-WHITE può essere introdotta per calcolare la perdita di carico distribuita lungo le tubazioni di sezione circolare:

$$J = \lambda \cdot \frac{V^2}{2gD} . \quad [4.11]$$

Dove, al solito, è:

- D diametro interno della tubazione;
- V velocità media del fluido dentro la tubazione: $V = Q/A$; dove A è la sezione utile trasversale del tubo;
- λ coefficiente di resistenza.

L'uso dell'equazione 4.9 per il calcolo del coefficiente di resistenza λ risulta poco agevole. D'altra parte, però, esiste un grafico costruito proprio in funzione dell'equazione di COLEBROOK-WHITE. Pertanto, l'uso di un siffatto grafico ne facilita sicuramente l'impiego: il più diffuso è sicuramente l'abaco di MOODY in cui, a scale logaritmiche, si trovano in ascissa i logaritmi decimali di Re , in ordinata quelli di ε/D .

L'abaco di MOODY è abbastanza pratico per il calcolo di verifica: infatti, nota la portata $Q = V \times A$ che deve essere convogliata nella tubazione, si può determinare la perdita di carico J e quindi il dislivello piezometrico che si verifica tra le due sezioni estreme del tubo.

Per un esempio su come utilizzare l'Abaco di MOODY, si rimanda ai testi di Idraulica. Mentre, per un elenco completo di tutte le formule ad oggi disponibili per il calcolo della perdita di carico unitaria J .

Perdite di carico concentrate per correnti in pressione. Normalmente le perdite di carico concentrate risultano pressoché trascurabili, rispetto alle perdite di carico distribuite, allorquando risulti: $L/D > 1000$. Ovvero, quando il diametro D delle tubazioni risulta minore di un millesimo della lunghezza del circuito L . Questa condizione è sempre verificata nelle reti degli acquedotti; mentre, nel caso degli impianti di depurazione non è mai verificata.

Pertanto, nelle tubazioni in pressione degli impianti di depurazione, oltre alle perdite di carico continue vanno considerate anche le perdite di carico concentrate dovute a singolarità quali allargamenti o restringimenti del tubo, curve, valvole, saracinesche, ecc.

Le perdite di carico concentrate si computano in termini di frazioni dell'altezza cinetica della corrente nell'intorno del punto dove avviene la perdita concentrata:

$$Y_i = \xi_i \cdot \frac{V^2}{2g} \quad [4.12]$$

In linea di massima, in relazione alla disposizione delle tubazioni in un qualsiasi circuito convogliante liquidi in pressione, si possono stimare le seguenti perdite di carico concentrate:

- imbocco da un serbatoio in una tubazione di partenza di diametro D_{imb} :

$$Y_i = 0,5 \cdot \frac{V_{imb}^2}{2g};$$

– passaggio da un diametro maggiore D_M ad un diametro minore D_m :

$$Y_i = 0,2 \div 0,5 \cdot \frac{V_m^2}{2g};$$

– passaggio da un diametro minore D_m ad un diametro maggiore D_M :

$$Y_i = \frac{(V_m - V_M)^2}{2g};$$

– imbocco da una tubazione di diametro D_{sb} ad un serbatoio:

$$Y_i = \frac{V_{sb}^2}{2g}.$$

4.1.5 COME DIMENSIONARE UNA SINGOLA POMPA NEL CASO DI ACQUE DI SCARICO PER PICCOLE UTENZE (MAX 10 LITRI/S) (VEDERE ESEMPIO 4.3)

In generale, per scegliere e dimensionare correttamente una pompa è necessario conoscere alcuni elementi indispensabili:

- il tipo di fluido da pompare;
- la portata massima che la pompa deve erogare;
- le caratteristiche geometriche e i materiali utilizzati per il circuito idraulico dell'impianto.

Come accennato precedentemente, il tipo di fluido da pompare implica la scelta del tipo di girante più consona per un corretto sollevamento. Mentre, la conoscenza della portata massima, la geometria (lunghezza del circuito e diametri delle tubazioni utilizzate) e i materiali (delle tubazioni) del circuito influiscono, invece, sull'entità della potenza del motore elettrico della pompa, in relazione alla curva caratteristica che ogni girante possiede. La valutazione della massima portata di afflusso è indispensabile per la corretta scelta di una pompa.

Calcolo della portata di progetto. Esistono metodi di dimensionamento degli afflussi per le piccole utenze che si basano sulle cosiddette “unità di scarico” e su formule statistiche per la contemporaneità di più scarichi. Un metodo pratico e semplice è quello di valutare la portata massima dell'ora di punta, in funzione del numero di persone servite. A tal proposito, si riporta la tabella 4.3 che relaziona la massima portata di punta oraria q_m [litri/min \times ab] per singolo utente, in funzione del tipo di provenienza (città, campagna o stabilimenti industriali). La

Tipo di utenza	q_m	[litri/min]
a persona in città	0,75	litri/min
b persona in piccole unità di campagna	0,60	litri/min
c persona in uffici e stabilimenti industriali	0,30	litri/min

Tabella 4.3 – Valori indicativi della portata massima dell'ora di punta (per singolo utente). Tabella riportata dal Catalogo tecnico ITT Flygt.

portata della pompa deve, quindi, far fronte a punte di afflusso di breve durata pari a circa il doppio dei valori medi registrati nell'ora di punta riportati nella tabella 4.3. Per fare un esempio, la massima portata nera oraria, per N utenti di tipo "a", si calcola:

$$Q_{max\ oraria} [litri / min] = N [ab] \times q_m [litri / min \times ab]. \quad [4.13]$$

Sempre nel caso di piccole utenze, per avere un ordine di grandezza degli afflusso di acque meteoriche in piccoli impianti di sollevamento, si può fare riferimento ai dati riportati nella tabella 4.4. Dove vengono elencati i valori medi di afflusso idrico in termini di litri/minuto per metro quadro di superficie interessata dalla precipitazione. Pertanto, nell'ipotesi di un utenza in un edificio con S m^2 di superficie interessata dalla precipitazione, l'apporto meteorico che compete alla data utenza si calcola tramite la relazione:

Tipo di superficie interessata dalla precipitazione	afflusso specifico	
	$q_{pioggia}$	[litri/min $\times m^2$]
superfici asfaltate o tetti	1,3	litri/min $\times m^2$
superfici come prati o giardini	0,4 ÷ 0,6	litri/min $\times m^2$
superfici come terreni agricoli	0,2 ÷ 0,3	litri/min $\times m^2$

Tabella 4.4 – Valori indicativi delle portate specifiche di afflusso per acque meteoriche. Tabella riportata dal Catalogo tecnico ITT Flygt.

$$Q_{pioggia} [\text{litri / min}] = S [m^2] \times q_{pioggia} [\text{litri / min} \times m^2]. \quad [4.14]$$

Pertanto, la portata di progetto Q_{max} dell'impianto di sollevamento deve essere:

$$Q_{max} [\text{litri / s}] = \frac{(2 \times Q_{max \text{ oraria}} [\text{litri / min}] + Q_{pioggia} [\text{litri / min}])}{(60 \text{ s / min})}. \quad [4.15]$$

Calcolo della prevalenza da erogare. La prevalenza che la pompa deve erogare si calcola mediante l'equazione 4.4. Pertanto, noto il dislivello H_g [m] tra i livelli liquidi della vasca di aspirazione (quota minore) e della vasca di arrivo (quota maggiore), si calcolano le perdite di carico distribuite e concentrate lungo il circuito ($JL + Y$) [m].

Calcolo delle perdite di carico. Per un calcolo delle perdite di carico distribuite possono usarsi formule comprovate, oppure utilizzare *nomogrammi* o apposite tabelle delle perdite di carico (proposte dalle Ditte del settore).

Invece, per le perdite di carico concentrate, almeno per piccole utenze, possono impiegarsi direttamente i dati orientativi riportati nella tabella 4.5.

Scelta del diametro della tubazione di mandata. In generale, le velocità minime necessarie per evitare il deposito nelle condotte del materiale solido trasportato dai liquami devono essere:

- 0,7 m/s per acque di scarico civili senza acque piovane;
- 1,0 m/s per acque di scarico civili con acque piovane.

Velocità media in tubazione:	Perdite concentrate [m]		
	V = 1 m/s	V = 1,5 m/s	V = 2 m/s
Tipo di circuito			
Lunghe tubazioni e molte curve	0,4 m	0,9 m	1,6 m
Lunghe tubazioni e poche curve	0,3 m	0,7 m	1,2 m
Corte tubazioni e molte curve	0,2 m	0,45 m	0,8 m
Corte tubazioni e poche curve	0,1 m	0,25 m	0,4 m

Tabella 4.5 – Valori indicativi delle perdite di carico concentrate in funzione della velocità media nella tubazione del circuito. Tabella riportata dal Catalogo tecnico ITT Flygt.

$$z_{g1} > NPSH_r - h_{eff} \quad [4.16]$$

Dove:

- z_{g1} è l'altezza liquida dell'acqua sopra la carcassa che avvolge il rotore della pompa, nel caso di minimo livello idrico in vasca di aspirazione;
- $NPSH_r$ il valore di $NPSH_r$ della pompa scelta;
- h_{eff} l'altezza di pressione atmosferica al netto delle pressioni di vapore alla temperatura di esercizio dell'acqua.

A tal proposito, utili sono le tabelle 4.1 e 4.2.

Calcolo della potenza da installare. Come noto, nel caso di pompaggio di acqua, la potenza che deve erogare il motore elettrico, a regime, si calcola con la semplice relazione:

$$\mathcal{P}_m [kW] = \frac{Q [l/s] \cdot \Delta H [m]}{\eta \cdot 102} \quad [4.17]$$

Dove si è tenuto conto che, nell'equazione 4.15, la portata di progetto $Q = Q_{max}$ è stata espressa in termini di *litri al secondo*. Si ribadisce che la potenza da installare per il motore elettrico di azionamento della pompa è opportuno che sia sempre maggiore della potenza \mathcal{P}_m calcolata (per la condizione a regime di normale esercizio) di una opportuna quota percentuale (circa il 20 ÷ 30%), in modo che sia garantito un adeguato margine di sicurezza, per assorbire i sovraccarichi di avviamento, e condizioni di esercizio più pesanti di quelle normali, supposte in sede di progetto.

In ogni caso, soprattutto per motori di piccola potenza (come in questo caso) non è mai conveniente assumere percentuali di maggiorazioni superiori al 30%, in quanto i motori risulterebbero affetti da un fattore di potenza eccessivamente basso, oltre a presentare dei rendimenti molto scadenti. In questo modo, il motore lavorerebbe in condizioni di esercizio normale “*fuori caratteristica*”.

Pertanto, nel caso di piccole utenza (e quindi per piccole potenze) si può assumere un valore indicativo di maggiorazione percentuale del 25%. In questo modo, la potenza da installare risulta:

$$\mathcal{P}_{inst} [kW] = 1,25 \cdot \mathcal{P}_m [kW] \quad [4.18]$$

Calcolo del volume della vasca di aspirazione per pompa singola. Il volume della vasca di aspirazione (o di sollevamento) $V_{vasca} = H_{vasca} \times S_{vasca}$ viene computato in funzione della portata di progetto $Q_{max} [l/s]$, calcolata precedentemente. Inoltre, il volume utile $V_u = H_u \times S_{vasca}$ della vasca di aspirazione deve consenti-

re un tempo di stazionamento t_H del liquame (sulla portata nera Q_n) mai oltre gli $10 \div 12$ minuti; in quanto, si incorrerebbe in fenomeni di setticizzazione del liquame all'interno della vasca. In linea di massima, si utilizza un range di valori possibili compresi tra i 3 minuti e i 10 minuti.

Pertanto, il volume V_{utile} scelto per la vasca deve consentire che sia soddisfatta la condizione:

$$t_H [\text{min}] = \frac{(60 \text{ min} / \text{h}) \cdot V_{\text{utile}} [\text{m}^3]}{Q_n [\text{m}^3 / \text{h}]} < 10 \text{ min.}$$

Nel caso in oggetto di piccole utenze, essendo sufficiente una sola pompa, la stessa è comandata da un quadro elettrico collegato ad un regolatore di massima (fig. 4.2) che avvia la pompa e – una volta svuotata la vasca, allorché viene raggiunta la quota più bassa consentita – ad un altro regolatore di minima che ne arresta il funzionamento. Il regolatore di minima si pone ad una quota che consenta alla pompa di soddisfare contemporaneamente due necessità:

- rimanere sempre immersa nell'acqua per poter disperdere calore dal motore elettrico (raffreddamento);
- mantenere, sopra la carcassa della girante, quell'altezza liquida minima z_{gl} che permetta alla pompa di non cavitare (eq. 4.16) e di non risentire dei vor-

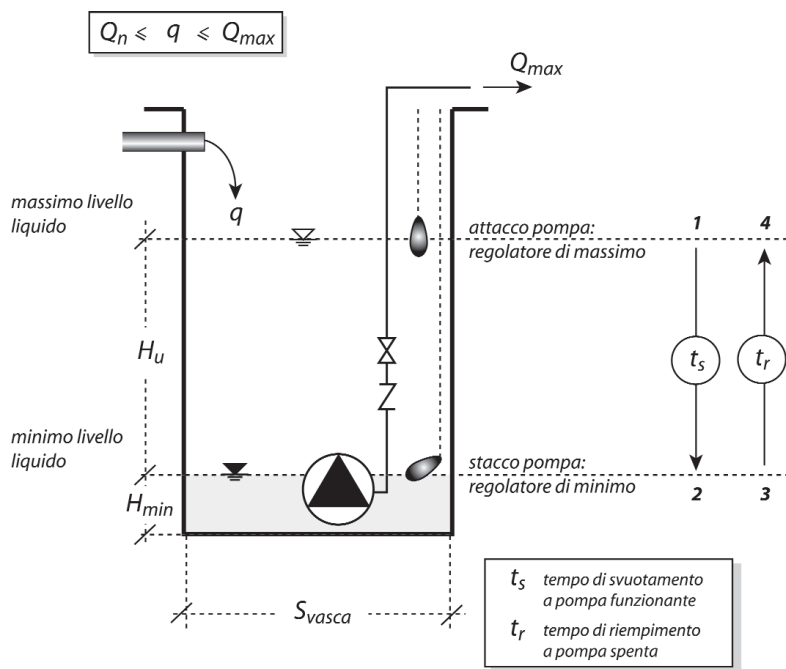


Figura 4.2 – Schema di impianto di sollevamento per utenze limitate (max 10 l/s): 1 sola pompa.

fici di superficie.

I regolatori di massima, invece, sono posti a quota più alta; e la loro posizione dipende dalla portata massima del refluo e dal tempo di stazionamento t_s fissato in vasca. All'atto pratico, i regolatori di livello sono degli interruttori che aprono o chiudono il circuito elettrico e quindi impongono l'assenso o meno al funzionamento automatico della pompa. Il volume utile della vasca di aspirazione è, quindi, quello compreso fra il livello più alto dei regolatori di massima e il livello più basso dei regolatori di minimo. In base allo schema di figura 4.2, quando la pompa è in funzione (portata pompata Q_{max}) e alla vasca arriva la portata q (tale che risulti: $Q_n \leq q \leq Q_{max}$) il tempo necessario per lo svuotamento fino al livello minimo è dato da:

$$t_s = \frac{V}{(Q_{max} - q)}; \quad [4.19]$$

dove, con V si è indicato genericamente il volume utile della vasca di aspirazione. Una volta che il livello liquido in vasca arriva al minimo consentito, la pompa si arresta ("stacco"). Pertanto, a pompa ferma, si deve attendere un tempo t_r prima che il livello liquido arrivi sino al massimo consentito, dove la pompa ricomincia a pompare ("attacco"). A pompa ferma, entra una portata q nella vasca; pertanto, il tempo t si calcola:

$$t_r = \frac{V}{q}. \quad [4.20]$$

Si conclude, quindi, che l'intervallo di tempo $t_{1\ ciclo}$ intercorrente tra uno "stacco" - "attacco" - "stacco" (ovvero di 1 ciclo) è dato dalla somma dei due tempi t_s e t_r :

$$t_{1\ ciclo} = t_r + t_s = \frac{V}{q} + \frac{V}{(Q_{max} - q)}. \quad [4.21]$$

Si nota subito, dall'equazione 4.21, che il volume utile della vasca di aspirazione risulta funzione solamente dell'intervallo di tempo $t_{1\ ciclo}$ tra due stacchi (o due e attacchi) successivi e la portata di progetto Q_{max} . Infatti, risulta:

$$V = t_{1\ ciclo} \times Q_{max}. \quad [4.21_b]$$

A questo punto, per minimizzare il volume della vasca, stante la costanza del parametro di progetto Q_{max} , si può scegliere quella particolare pompa che renda più piccolo possibile (minimo) l'intervallo di tempo $t_{1\ ciclo}$ tra due stacchi successivi. A tal proposito, si calcola il valore minimo della funzione $t_{1\ ciclo}$ al variare della portata q in ingresso alla vasca:

$$\frac{\partial t_{l \text{ ciclo}}}{\partial q} = \frac{\partial}{\partial q} \left[\frac{V}{q} + \frac{V}{(Q_{\max} - q)} \right] = 0. \quad [4.22]$$

Svolgendo i calcoli, si ottiene che l'equazione 4.22 è verificata quando:

$$q = \frac{Q_{\max}}{2}. \quad [4.22_b]$$

Ovvero si ha $t_{l \text{ ciclo}} = (t_{l \text{ ciclo}})_{\min}$ quando la portata in arrivo è $q = Q_{\max}/2$. Pertanto, sostituendo nell'equazione 4.21 a q il valore $Q_{\max}/2$ si ottiene l'espressione:

$$(t_{l \text{ ciclo}})_{\min} = \frac{V}{Q_{\max} / 4}. \quad [4.21_b]$$

D'altra parte, il numero di cicli in l ora equivalgono al numero massimo di avviamenti orari della pompa. Di conseguenza, vale l'espressione:

$$n_{\text{avv}} [\text{avv} / h] = \frac{3600 (s / h)}{(t_{l \text{ ciclo}})_{\min} [s / \text{avv}]}. \quad [4.23]$$

Pertanto, dalle due equazioni 4.21_b e 4.23, si ricava il volume minimo di vasca utile V_l (litri per ciclo [l/avv]), in funzione del numero massimo di avviamenti orari $n_{\text{avv}} [\text{avv}/h]$ dell'unica pompa scelta ($n = l$: numero pompe):

$$V_{n=1} [l] = (t_{l \text{ ciclo}})_{\min} [s] \cdot \frac{Q_{\max} [l/s]}{4} = \frac{3600 (s/h)}{n_{\text{avv}} [\text{avv}/h]} \cdot \frac{Q_{\max} [l/s]}{4}. \quad [4.24]$$

Si deduce, quindi, che il volume della vasca di aspirazione dipende essenzialmente dalla frequenza degli avviamenti ammessa per la pompa impiegata. C'è da tenere presente, però, che quanto più si sceglie elevata la n_{avv} tanto più piccolo è il volume di scavo per la vasca e minori i materiali (e tanto più la portata sollevata tenderà ad accostarsi alla portata q in arrivo), ma maggiore risulterà l'usura della pompa e dei relativi organi di avvio e di arresto, ed il loro surriscaldamento.

Precauzioni di installazione della pompa. In linea del tutto generale, la scelta del tipo idoneo di pompa (e, quindi, anche del tipo di girante) dipende anche dalle condizioni fisiche e chimiche del fluido da pompare. Infatti, nel caso di fase fluida con in sospensione solidi abrasivi, o liquidi aggressivi (compresa l'acqua di mare) si dovranno anche adottare speciali precauzioni e, in certi casi, utilizzare pompe in acciaio inox. Inoltre, liquidi particolarmente viscosi, o con un elevato contenuto di solidi in sospensione o residui fibrosi particolarmente tenaci richiedono una potenza più elevata del motore per evitare il surriscaldamento delle parti meccaniche. Ovviamente, anche la temperatura del liquido da pompare può avere influenza sul funzionamento, e quindi sulla scelta della

•PARTE-IV
 410 •La stazione di sollevamento negli impianti di depurazione

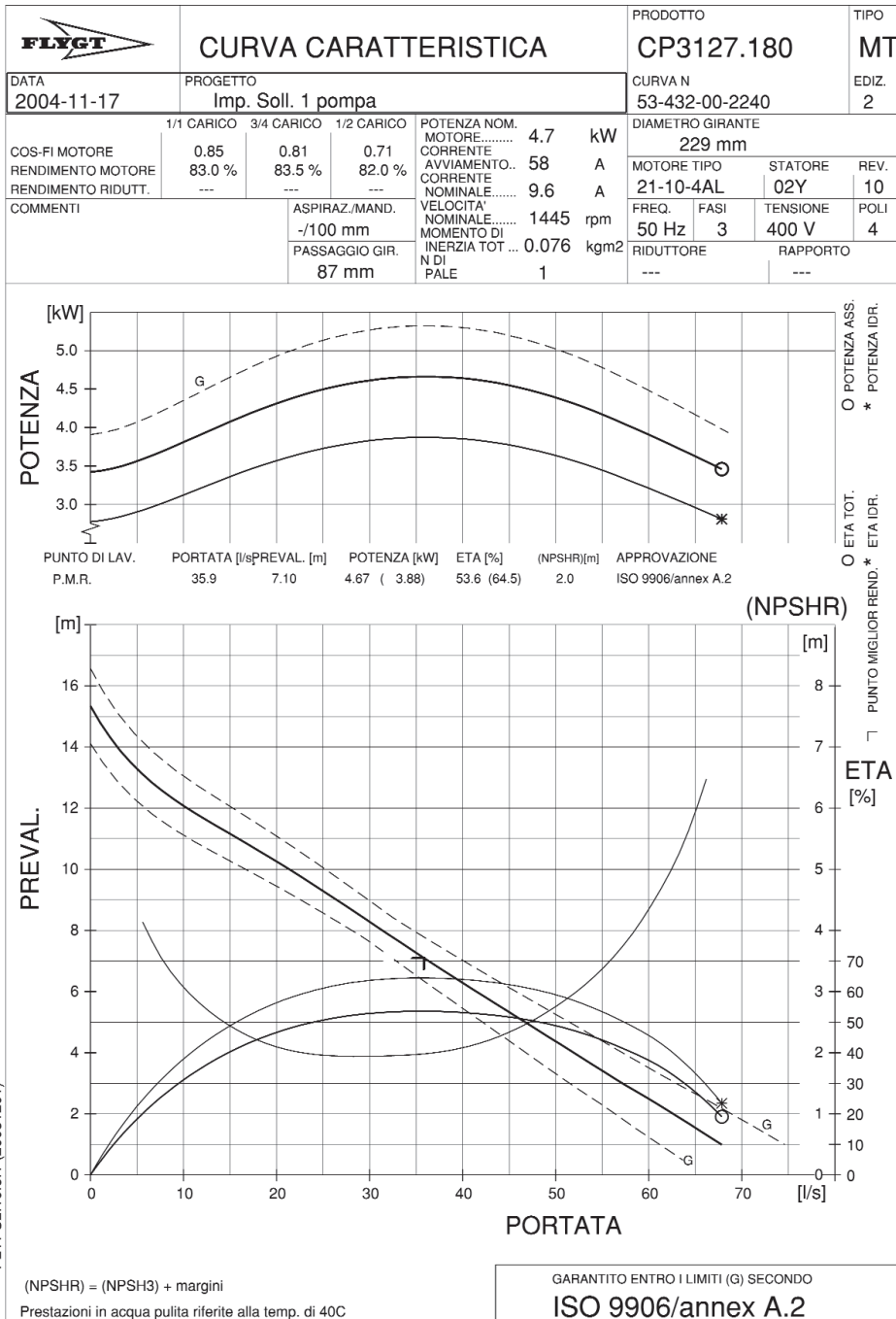


Figura 4.3 – Specifiche tecniche di un modello di pompa della ITT Flygt. (Figura dal Catalogo tecnico ITT Flygt S.r.l.)

pompa. In qualsiasi caso, è sempre consigliabile di:

- non sollevare mai la pompa per il cavo elettrico;
- non posizionare la pompa alla profondità superiore alla massima immersione consentita;
- non impiegare pompe in ambienti con pericolo di esplosione o per pompare liquidi infiammabili. Per questi casi particolari, esistono speciali pompa anti-deflagranti o appositamente studiate per il pompaggio di liquidi caldi.

4.1.6 COME “LEGGERE” CORRETTAMENTE LA SCHEDA TECNICA DI UNA POMPA

La ITT FLYGT S.R.L. ha normalizzato una specifica tecnica dove sono riportate le curve caratteristiche di una pompa. Le curve sono il risultato di prove eseguite in laboratorio sulla produzione in serie. La figura 4.3 è un esempio di come le curve si presentano. Le curve riportate nella figura sono state ottenute da prove realizzate sulle pompe del tipo CP3127. Osservando i grafici riportati nell'esempio di figura, si nota sulla sinistra le scale relative alla prevalenza totale di lavoro ed alla potenza. Sulla parte destra, invece, ci sono le scale del rendimento e dell' $NPSH_r$. Il valore della portata pompata Q viene riportato sulle ascisse, in termini di litri al secondo. Nella figura 4.3, il punto nominale (maggior rendimento) è evidenziato con un angolo sulla curva caratteristica $H-Q$. Ai lati della curva caratteristica, quasi parallelamente ad essa, sono riportate due curve tratteggiate, che indicano le tolleranze secondo le norme ISO riportate in calce. Tutte le pompe di questo tipo devono, pertanto, avere una curva caratteristica $H-Q$ compresa tra queste due linee tratteggiate. Se qualche punto della caratteristica è al di fuori di queste curve limite, significa che la pompa non rientra nelle tolleranze richieste, e dovrà pertanto essere scartata. Nella scheda tecnica in figura, ci sono due curve di rendimento. Una è evidenziata con un asterisco (*), l'altra con un cerchio (O). Il significato di ciascuna curva è descritta sul bordo destro della scheda stessa (sopra la scala del rendimento $ETA\%$). Come è indicato, la curva segnata con l'asterisco (*) rappresenta il rendimento idraulico; da intendersi come il rendimento della sola pompa, senza il rendimento del motore elettrico.^(4.1) La curva segnata con il cerchio (O) rappresenta il rendimento totale. Questa curva tiene conto sia delle perdite di energia all'interno della pompa, sia le perdite di energia per trasmissione dal motore elettrico all'albero della pompa. La curva del rendimento totale (O) è, quindi, sempre al di sotto della curva di

^(4.1) Il rendimento idraulico a cui fa riferimento la scheda tecnica nella figura 4.3 coincide con il prodotto del rendimento fluidodinamico con il rendimento volumetrico. Infatti, moltiplicando quest'ultimo prodotto con il rendimento meccanico si ottiene il rendimento totale a cui fa riferimento la scheda in figura 4.3.

rendimento idraulico (*). Nel grafico superiore, sono tracciate le curve dell'andamento della potenza in funzione della portata pompata. Quella contrassegnata con un asterisco (*) rappresenta la potenza idraulica della pompa; quella con il cerchio (O) rappresenta la potenza assorbita dalla rete; mentre, quella tratteggiata indica la tolleranza massima sulla potenza assorbita dalla rete. Nel grafico in basso, viene riportato l'andamento dell' $NPSH_{RE}$ della pompa in funzione della portata aspirata.

Il parametro $NPSH_{RE}$, come già anticipato, serve per controllare che la pompa non entri in cavitazione durante l'esercizio. Nel caso di acqua (altitudine a 0 m.s.l.m.), letto il valore di $NPSH_r \equiv NPSH_{RE}$ sul grafico (in funzione della portata da aspirare), basta che sia verificata l'equazione 4.16.

Entrando ancora più in dettaglio, si può osservare in alto a destra della scheda, le seguenti scritte:

- Prodotto: CP3127.180;
- Tipo: MT;
- Curva n. 53 432 00 2240;

Il primo è il “codice prodotto”: le prime quattro cifre (3127) indicano il tipo di pompa. La quinta e la sesta indicano la versione (18). L'ultima cifra (0) indica se la pompa ha subito modifiche in qualche parte, tanto da non essere completamente intercambiabile con modelli precedenti.

Il secondo (MT) indica il tipo di girante. In generale, si può trovare scritto:

- LT se si tratta di una girante a grande portata o bassa prevalenza (ovvero caratterizzata da relativamente alto numero di giri caratteristico);
- MT se si tratta di una girante a media prevalenza;
- HT se si tratta di una girante ad alta prevalenza e bassa portata (ovvero caratterizzata da relativamente basso numero di giri caratteristico);
- VH se si tratta di una girante a vortice liquido.

Il terzo (numero curva) è composto da undici cifre: le prime due cifre indicano la frequenza e il numero delle fasi; nel caso in figura: $53 = 50 \text{ Hz} + 3 \text{ fasi}$; il gruppo successivo di tre cifre (432) indica, con la prima cifra (4) il numero di coppie polari ($p = 4$) del motore elettrico; mentre, le ultime due cifre (32) sono le cifre del numero di “modulo” della girante. Il terzo gruppo (00) è formato da due cifre, la prima può essere:

- “0”: pompa equipaggiata con griglia (se è una pompa da fognatura, “0” significa che è sommersa);
- “1”: pompa equipaggiata con attacco per collegamento in serie (pompa da fognatura = installazione a secco).

La seconda cifra “0” indica il tipo di curva. In generale, si può trovare scritto:

- “0”: curva standard;
- “6” curva di progetto;
- “8” curva preliminare”;
- “9” curva speciale.

Nel quarto, ed ultimo gruppo, (2240) formato da quattro cifre, le prime due indicano il modulo del motore, le ultime due indicano il modulo del corpo pompa. I restanti dati riportati nella scheda tecnica della pompa sono facilmente interpretabili dalle rispettive indicazioni. Dove non indicato si devono intendere come “non disponibili/non applicabili”.

Infine, tra i due grafici sono riportati i dati nominali della pompa; quindi i dati riferiti al punto di miglior rendimento.

4.1.6 NUMERO DI POMPE DA UTILIZZARE IN VASCA DI ASPIRAZIONE

Per trattare portate fino a circa 10 l/s è sufficiente impiegare una sola pompa all’interno della vasca di aspirazione. In ogni caso, per ragioni di sicurezza, per poter intervenire nella manutenzione senza dover interrompere l’esercizio è sempre opportuno, qualsiasi sia l’entità dell’utenza da servire, installare una pompa di riserva, collegata in parallelo all’altra pompa. In tal caso, mediante l’inserimento di un relè bistabile nel quadro elettrico, le pompe si alternano nel funzionamento ad ogni avviamento.

Nell’eventualità che arrivi in vasca una cospicua quantità di liquame, può entrare in funzione anche l’altra pompa – o, se è il caso, le altre pompe – contemporaneamente alla prima. In tal caso, vengono installati, e opportunamente posizionati, dei regolatori di livello (massimo e minimo) per ciascuna pompa che viene fatta funzionare (vedere figura 4.4). Pertanto, una stazione di sollevamento per acque reflue (qualsiasi sia l’entità dell’utenza) sarà sempre dotata di almeno due pompe di cui una con funzione di riserva all’altra.

4.1.7 COME DIMENSIONARE UNA STAZIONE DI SOLLEVAMENTO DI UN IMPIANTO DI DEPURAZIONE MEDIO-GRANDE CHE TRATTI ANCHE ACQUE METEORICHE (VEDERE ESEMPIO 4.9)

In impianti di depurazione medio-grandi, soprattutto quando vengono trattate anche le acque meteoriche, la variabilità nel tempo della portata in arrivo e la necessità di dover rispettare il vincolo dato dall’eq. 4.19, rendono spesso necessario il frazionamento della portata massima da sollevare fra più pompe (fig. 4.4), disposte tra loro in parallelo.

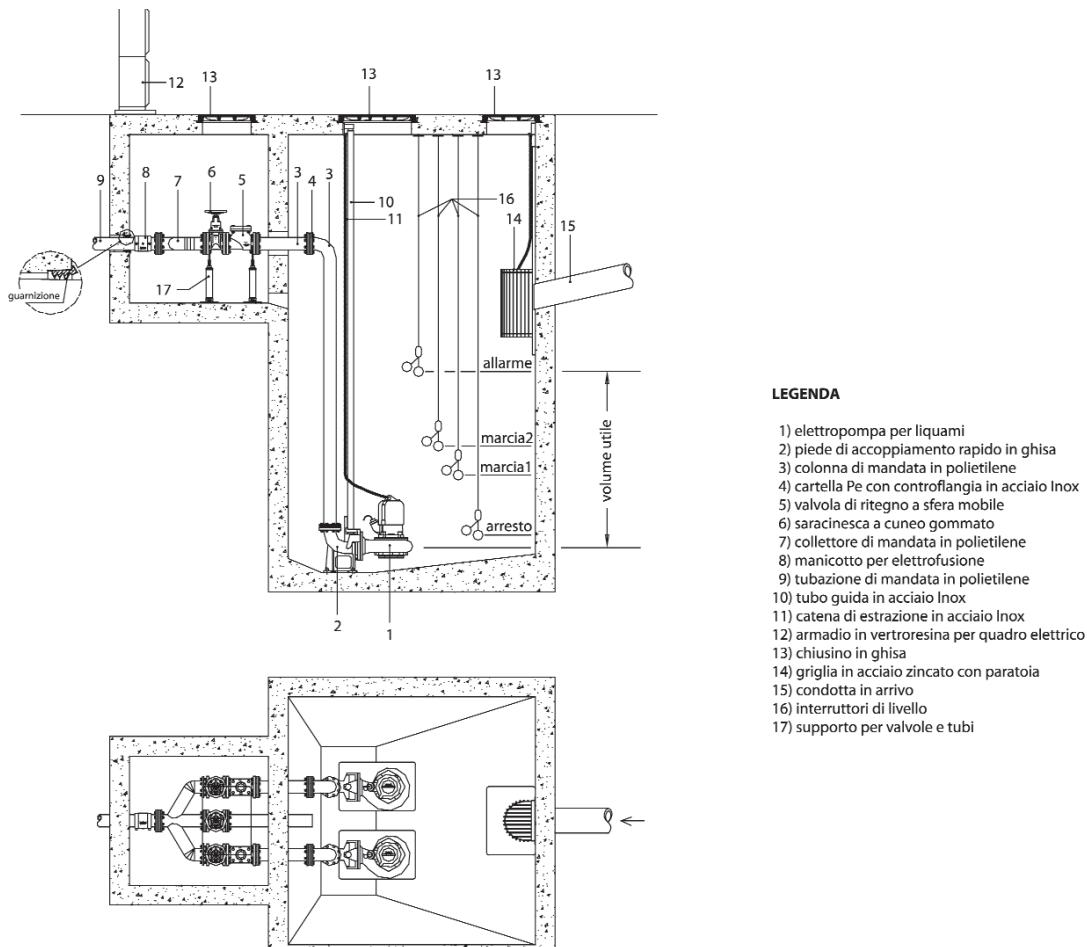


Figura 4.4 – Particolari di stazione di sollevamento per acque reflue con due pompe collegate in parallelo. Figura gentilmente messa a disposizione nel sito web: <http://www.oppo.it>.

In generale, la procedura di dimensionamento di una stazione di pompaggio medio-grande di un impianto di depurazione presenta come parametro fondamentale di progetto la portata massima Q_{max} (uguale alla portata di punta $Q_{punta} = k \times Q_n$ per fognature separate; e alla portata totale $Q_{tot} = (2 \div 5) \times Q_n$, per fognature miste). La formula per il calcolo del volume utile della vasca di aspirazione si basa sulle medesime considerazioni fatte nel paragrafo 4.1.5, nel caso di una sola pompa in esercizio.

Pompe in permutazione automatica. Nel caso particolare di n elettropompe

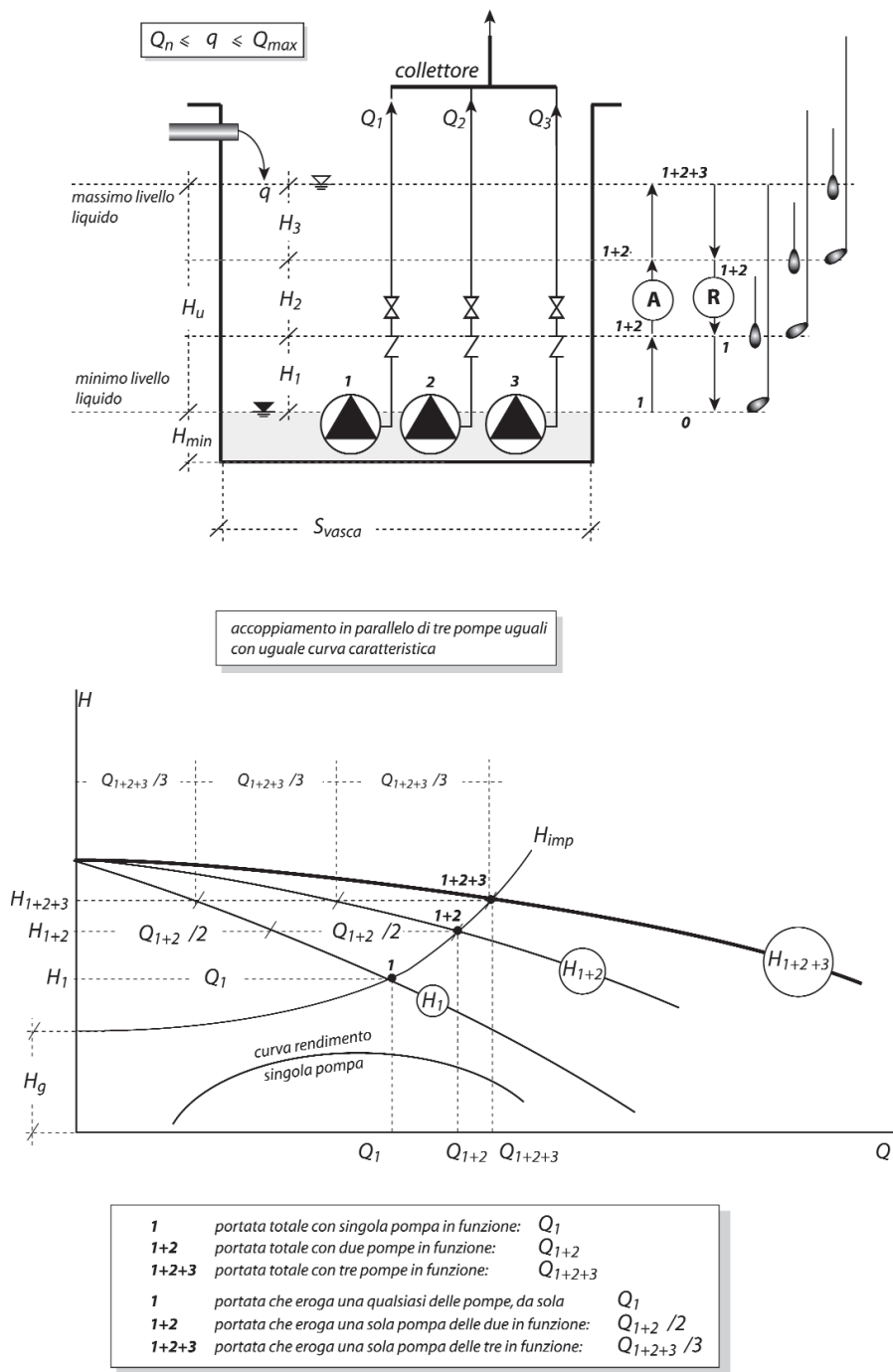


Figura 4.5 – Stazione di sollevamento nel caso particolare di $n = 3$ pompe in serie.

cipio di funzionamento di ciascuna pompa è analogo a quello descritto precedentemente nel caso di una sola pompa presente in vasca.

Calcolo del volume della vasca di aspirazione. In questo caso, a seconda della portata erogata da ciascuna pompa, durante il funzionamento in parallelo, e a seconda del numero massimo di avviamenti orari consentiti, è possibile calcolare il volume utile della vasca di aspirazione $V_u = H_u \times S_{vasca}$ come somma di un numero di sottovolumi pari proprio al numero di pompe che entrano in funzione durante l'esercizio:

$$V_u = \underbrace{V_{n=1} + V_{n=2} + \dots + V_{n=n}}_{n \text{ pompe}} \quad [4.28]$$

Ogni sottovolume $V_{n=i}$ si calcola, per ciascuna pompa che entra in funzione, tramite l'equazione 4.24; dove però la portata è quella sollevata durante l'esercizio in parallelo. Ad esempio, nel caso particolare della figura 4.5, il sottovolume necessario per la singola pompa in funzione risulta (con portata complessiva pompata $Q = Q_1$):

$$V_{n=1} [l] = \frac{3600 (s/h)}{n_{avv} [avv/h]} \cdot \frac{Q_1 [l/s]}{4} \quad [4.29]$$

Mentre, il sottovolume addizionale occorrente per l'entrata in funzione della seconda pompa, nel funzionamento in parallelo (con portata complessiva pompata $Q = Q_{1+2}$), risulta:

$$V_{n=2} [l] = \frac{3600 (s/h)}{n_{avv} [avv/h]} \cdot \frac{(Q_{1+2} [l/s] / 2)}{4} \quad [4.30]$$

Infine, il sottovolume addizionale per l'entrata in funzione dell'ultima pompa, nel funzionamento in parallelo con tutte le pompe in funzione (portata complessiva pompata $Q = Q_{1+2+3}$):

$$V_{n=3} [l] = \frac{3600 (s/h)}{n_{avv} [avv/h]} \cdot \frac{(Q_{1+2+3} [l/s] / 3)}{4} \quad [4.31]$$

Pertanto, il volume utile della vasca di aspirazione si calcola semplicemente come somma dei sottovolumi calcolati:

$$V_u [l] = V_{n=1} [l] + V_{n=2} [l] + V_{n=3} [l] \quad [4.32]$$

Ad esempio, dalla figura 4.5, risulta che quando funzionano in parallelo due

pompe, la portata complessiva sollevata è $Q = Q_{1+2}$; pertanto, ciascuna delle due pompe sta sollevando la portata $Q_{singola} = Q_{1+2}/2$.

Mentre, quando sono in funzione tutte e tre le pompe, ciascuna pompa sta sollevando la portata $Q_{singola} = Q_{1+2+3}/3$. Dall'esame della figura 4.5, si evince che, nel funzionamento in parallelo, la portata sollevata dalla singola pompa è minore della portata che solleverebbe se lavorasse da sola nella vasca ($Q = Q_1$). Questo è conseguenza del fatto che, all'aumentare della portata, la curva caratteristica dell'impianto, tende ad aumentare in modo parabolico. Infatti, come si può vedere dal grafico si ha:

- nel punto di lavoro $1 + 2$ (2 pompe in parallelo) $Q_{1+2} < 2 \times Q_1$;
- nel punto di lavoro $1 + 2 + 3$ (3 pompe in parallelo) $Q_{1+2+3} < 3 \times Q_1$.

Verifica sul minimo volume utile per singola pompa. Quando l'altezza liquida raggiunge il livello minimo ammissibile in vasca, si arrestano evidentemente tutte le pompe. Si deve, quindi, attendere un certo tempo Δt affinché il livello idrico raggiunga il primo regolatore di massima per fare azionare la prima pompa. Ebbene, in questo intervallo di tempo (*tempo di carico*) in cui il liquame staziona fino al raggiungimento del primo regolatore di massima, è necessario che non si instaurino fenomeni di setticizzazione del liquame per eccessiva permanenza nella vasca di aspirazione. Pertanto, come accennato nei paragrafi precedenti, il volume calcolato per la singola pompa $V_{n=1}$ deve essere compatibile con il rispetto del seguente vincolo:

$$t_H [min] = \frac{(60 \text{ min} / h) \cdot V_{n=1} [l]}{(1000 \text{ l} / m^3) \cdot Q_n [m^3 / h]} < 10 \text{ min.} \quad [4.33]$$

Ovviamente, se il volume dovesse risultare insufficiente, bisognerebbe scegliere la singola pompa in modo tale che la portata pompata Q_1 e il numero massimo di avviamenti orari richiedano un volume utile $V_{n=1}$ (eq. 4.29) compatibile con il vincolo dell'eq. 4.33.

Parametri di progetto pompe e tubazioni impianto. Una volta note la portata nera Q_n e la portata massima Q_{max} di progetto, si fraziona la portata da sollevare per mezzo di un numero n di pompe che consenta sempre il rispetto di questi vincoli:

- velocità nelle condotte di mandata mai minore di $0,7 \text{ m/s}$ (per evitare sedimentazione di corpi abrasivi ed intasanti nel corpo pompa e lungo le tubazioni) e mai maggiore di $2,0 \text{ m/s}$ (per evitare forti sovrappressioni per colpo d'ariete);
- le velocità nei tubi verticali lungo le pareti della vasca di aspirazione devono essere mantenute uniformi, per evitare la sedimentazione delle sostanze soli-

de in sospensione. L'intervallo consigliato è pari a $1,5 \div 2,0$ m/s.

- altezza della valvola di ritegno a non più di 8 m al di sopra del piede di accoppiamento, per evitare fenomeni di cavitazione sulla valvola stessa;
- portata sollevata, da una singola pompa in funzione, non inferiore alla portata nera Q_n , e con una prevalenza almeno pari a quella richiesta in condizioni di tempo secco;
- portata sollevata dalle n pompe, contemporaneamente in funzione, non inferiore alla portata massima Q_{max} .

Dal momento che si è imposto il vincolo di velocità minima sulla mandata di 0,7 m/s, allora impiegando per le tubazioni diametri minimi di 100 mm, la portata minima sollevabile da una singola pompa deve essere almeno di circa 5,5 litri/s. L'utilizzo di tubazioni di diametro minimo pari a 100 mm è dovuto al fatto che il liquido pompato è un'acqua lurida, con materiali solidi in sospensione e pericolo di intasamenti. Solo nel caso di impiego di particolari pompe trituratrici, è possibile scegliere diametri minori di 100 mm per le tubazioni prementi. La tubazione di mandata deve essere dimensionata in modo da evitare l'allagamento causato dal flusso di ritorno all'arresto delle pompe, anche in situazioni di emergenza. L'effetto di possibili colpi d'ariete, o sovrappressioni momentanee, deve essere ridotto al minimo mediante l'adeguata progettazione dei dispositivi di controllo.

Calcolo delle altezze per il posizionamento dei regolatori di massima e di minima. Stabilita la superficie in pianta della vasca di aspirazione S_{vasca} , e calcolati i volumi utili per ogni singola pompa, durante il funzionamento in parallelo, l'altezza utile complessiva della vasca si calcola semplicemente:

$$H_u[m] = \frac{V_u[l]}{(1000 \text{ l} / \text{m}^3) \cdot S_{vasca} [\text{m}^2]}; \quad [4.34]$$

dove il volume utile V_u è quello calcolato tramite l'equazione 4.32. In particolare, i vari livelli in cui posizionare i regolatori di massima e di minima si calcolano (vedere figura 4.5):

$$H_1[m] = \frac{V_{n=1}[l]}{(1000 \text{ l} / \text{m}^3) \cdot S_{vasca} [\text{m}^2]};$$

$$H_2[m] = \frac{V_{n=2}[l]}{(1000 \text{ l} / \text{m}^3) \cdot S_{vasca} [\text{m}^2]};$$

$$H_3[m] = \frac{V_{n=3}[l]}{(1000 \text{ l} / \text{m}^3) \cdot S_{vasca} [\text{m}^2]};$$

In generale, considerando un volume minimo V_{min} di liquido in vasca di aspira-

zione tale che la relativa altezza liquida H_{min} consenta sempre la completa som-
 mergenza dei corpi pompa e contemporaneamente anche un sufficiente margine
 di sicurezza contro la cavitazione, e prevedendo anche un opportuno volume di
 “riserva” V_{ris} , il volume totale necessario per la vasca di aspirazione risulta:

$$V_{vasca} = V_u + (V_{min} + V_{ris}) = V_{n=1} + V_{n=2} + \dots + V_{n=n} + (V_{min} + V_{ris}). \quad [4.35]$$

4.1.8 PARTICOLARI DISPOSIZIONI DELLE POMPE IN ESERCIZIO

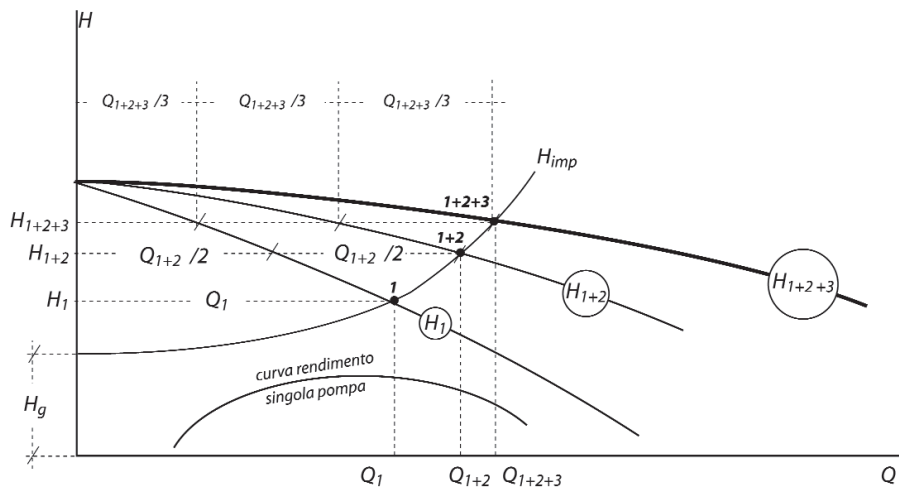
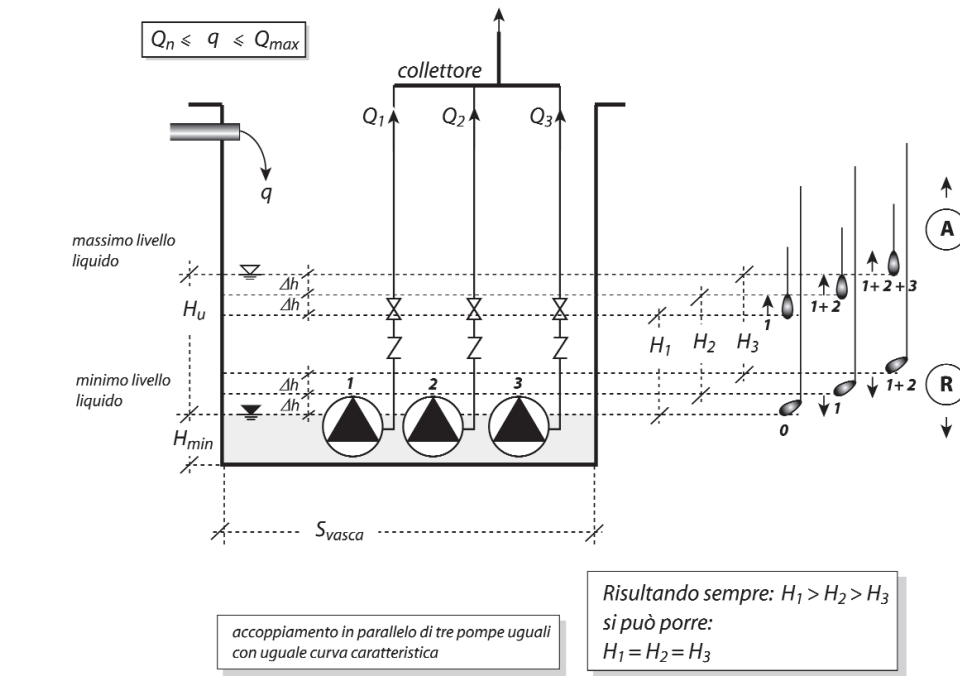
Sovrapposizione dei volumi utili. Con questa dizione si intende una semplice
 variante di quanto descritto precedentemente (figura 4.5), parlando del funzio-
 namento in sequenza di pompe in parallelo. Infatti, calcolando il volume utile
 addizionale di ogni singola pompa nel funzionamento in parallelo, è possibile
 differenziare opportunamente i livelli di avvio e di arresto (regolatori di massi-
 ma e di minimo) in ragione del dislivello Δh costante che può fissarsi in funzio-
 ne delle caratteristiche del sistema di controllo e della turbolenza della superfi-
 cie. Ovviamente, minore è il dislivello Δh fissato e maggiori sono le probabilità
 di avvii e arresti accidentali, oltre che alla necessità di avvalersi di un sistema di
 controllo più sofisticato.

Generalmente, non conviene scendere sotto valori di Δh dell’ordine di 5 cm. In
 questo caso, quindi, il volume necessario per la singola pompa in funzione si cal-
 cola sempre tramite l’equazione 4,29, valendo di conseguenza tutte le osserva-
 zioni fatte precedentemente in merito a tale equazione. Mentre, nel caso di
 avviamento di una seconda pompa parallelamente alla prima, il volume addizio-
 nale– si è visto precedentemente – risulterà sicuramente minore di quello rela-
 tivo alla singola pompa funzionante da sola. Ciò in virtù del fatto che, funzio-
 nando in parallelo su un circuito con perdite di carico, le portate erogate dalle
 pompe durante l’esercizio (in parallelo) risultano sempre minori delle portate
 pompate dalle stesse singolarmente.

Pertanto, è possibile utilizzare il medesimo volume utile, calcolato per una sola
 pompa $V_{n=1}$, anche per i restanti volumi addizionali e successivamente sovrappo-
 rarli sistemando opportunamente i livelli dei sensori. Come illustrato in figura
 4.6, nel caso di $n = 3$ pompe uguali funzionanti in parallelo, il volume utile della
 vasca di aspirazione risulta:

$$V_u[l] = V_{n=1}[l] + (2 \cdot S_{vasca} \cdot \Delta h). \quad [4.36]$$

Generalizzando ad un numero n di pompe uguali funzionanti in parallelo, il
 volume utile necessario per la vasca di aspirazione risulta:



1	portata totale con singola pompa in funzione:	Q_1
1+2	portata totale con due pompe in funzione:	Q_{1+2}
1+2+3	portata totale con tre pompe in funzione:	Q_{1+2+3}
1	portata che eroga una qualsiasi delle pompe, da sola	Q_1
1+2	portata che eroga una sola pompa delle due in funzione:	$Q_{1+2} / 2$
1+2+3	portata che eroga una sola pompa delle tre in funzione:	$Q_{1+2+3} / 3$

Figura 4.6 – Sollevamento con 3 pompe uguali in parallelo. Sovrapposizione dei volumi utili.

$$V_u[l] = V_{n=1}[l] + (n-1) \cdot S_{vasca} \cdot \Delta h. \quad [4.36_b]$$

Sovrapposizione dei volumi utili con contemporanea permutazione automatica. Questa particolare disposizione è una variante della semplice sovrapposizione dei volumi utili, in cui si provvede contemporaneamente a permutare automaticamente le pompe che entrano man mano in funzione. Di conseguenza, devono valere assieme le due equazioni 4.36_b (sovrapposizione dei volumi utili) e 4.27 (permutazione automatica):

$$V_u[l] = \frac{V_{n=1}[l]}{(n \text{ pompe})} + (n-1) \cdot S_{vasca} \cdot \Delta h. \quad [4.37]$$

4.1.9 LO SCARICO DI EMERGENZA

La vasca di aspirazione deve essere sempre equipaggiata per poter fronteggiare un'eventuale interruzione di energia elettrica con conseguente arresto delle pompe. Occorre, pertanto, prevedere uno scarico di emergenza che entri in funzione in modo automatico quando il livello idrico in vasca supera il livello massimo ammissibile.

4.1.10 PREVENZIONE DEI VORTICI SULLA BOCCA DI ASPIRAZIONE DELLE POMPE

Nel caso di impianti dotati di condotta di aspirazione, il regolare convogliamento dell'acqua deve venire garantito dal corretto posizionamento delle bocche di aspirazione nella vasca di aspirazione. In particolare, deve essere garantita anche una minima sommersenza h_v , definita come il minimo battente idrico sopra la bocca di aspirazione per il quale non si creino vortici tra il pelo libero e la bocca della condotta di aspirazione.

Infatti, per livelli idrici in vasca di aspirazione molto contenuti, c'è il pericolo che durante il funzionamento della pompa si crei un piccolo vortice liquido sulla superficie del pelo liquido che si restringe verso la bocca di aspirazione. In questo modo, si ha un continuo ingresso di aria all'interno della condotta di aspirazione e nella pompa.

La minima sommersenza h_v , necessaria per evitare la formazione di suddetto vortice liquido, è data dalla seguente espressione:

$$h_v[m] = 0,7 \cdot \frac{Q[m^3/s]}{(D[m])^{1,5}}; \quad [4.38]$$

dove:

– Q è la portata dell'acqua nella tubazione di aspirazione;

– D è il diametro della tubazione di aspirazione.

Ovviamente, nella determinazione del minimo battente per garantire sia la non formazione dei vortici, sia la non entrata in cavitazione, si deve adottare il livello liquido che soddisfa tutte e due le esigenze. Di conseguenza, le equazioni da utilizzare per stabilire il minimo livello ammissibile in vasca di aspirazione sono le seguenti (vedere esempio 4.1):

– non entrata in cavitazione: (eq. 4.8_d):

$$z_{gl} > NPSH_r - (h_{eff} - \Delta h).$$

– non formazione di vortici (eq. 4.38):

$$h_v [m] = 0,7 \cdot \frac{Q [m^3 / s]}{(D [m])^{1,5}};$$

Si ribadisce che con z_{gl} si è indicato il livello idrico, sopra la cassa che avvolge la girante della pompa, che garantisce la non entrata in cavitazione. Mentre, h_v è il livello idrico sopra la bocca della tubazione aspirante.

4.2 EQUIPAGGIAMENTO IDRAULICO NELLE STAZIONI DI SOLLEVAMENTO CON POMPE

4.2.1 PREMESSA

Nel caso di stazioni di sollevamento con condotte, per garantire un corretto funzionamento e per poter agevolmente operare una manutenzione sono necessari i seguenti dispositivi idraulici:

- valvole di ritegno;
- saracinesche di intercettazione;
- giunti di smontaggio;
- valvole di flussaggio;
- sfiati e scarichi.

4.2.2 LE VALVOLE DI RITEGNO

Questi dispositivi hanno il compito di impedire che il liquido inverta la direzione del flusso in seguito all'arresto della pompa o in caso di corto circuiti idraulici. Le flange di attacco delle valvole di ritegno devono avere le luci di passag-

•
•
•
•
gio con diametro almeno uguale a quello delle tubazioni di collegamento. In commercio esistono vari tipi di valvole di ritegno:

- a *clapet*;
- a *palla*;
- a *farfalla*;
- a *fuso*.

Nel caso degli impianti di depurazione, sono vivamente sconsigliate le valvole a farfalla e a fuso, in quanto possono incorrere molto facilmente in problemi dovuti ad intasamento.

4.2.3 SARACINESCHE DI INTERCETTAZIONE

Le flange di attacco delle saracinesche di intercettazione devono avere le luci di passaggio con diametro almeno uguale a quello delle tubazioni di collegamento. In stazioni di pompaggio con pompe sommerse, la saracinesca deve essere installata a valle della valvola di ritegno in modo da poter isolare la valvola in caso di manutenzione. Nel caso particolare che le pompe non siano sommerse e siano dotate di condotta di aspirazione (pompe installate “*in camera a secco*”), è necessario installare la saracinesca anche sul tratto della condotta di aspirazione per poter isolare la pompa per manutenzione e controlli.

4.2.3 GIUNTI DI SMONTAGGIO E DILATAZIONE

Nell’installazione di un circuito di tubazioni e valvole si rende indispensabile l’impiego di opportuni giunti di smontaggio che assorbono eventuali errori nelle dimensioni e nell’allineamento dei singoli componenti dell’impianto.

I giunti di dilatazione vengono usati per i medesimi scopi, ma sono da preferire per assorbire le deformazioni dei materiali, dovute alle variazioni di temperatura dell’ambiente.

4.2.4 VALVOLE DI FLUSSAGGIO

Le valvole di flussaggio sono degli opportuni dispositivi che si applicano al corpo delle pompe sommerse. Esse hanno lo scopo, prima dell’entrata in funzione della pompa stessa, di creare un’energica turbolenza nell’intorno della bocca di aspirazione, in modo da reimmettere in sospensione le parti solide sedimentate sul fondo. Praticamente, la valvola di flussaggio crea un vortice liquido immediatamente al di sotto della pompa, realizzando la pulizia del fondo della vasca.

4.2.5 SFIATI E SCARICHI

Come per tutte le condotte che trasportano acqua, è opportuno che il profilo del circuito idraulico sia tale da non contenere in alcuna sua parte delle sacche d’aria. Si dovranno prevedere, in sostanza, degli sfiati nei punti relativamente più

Tabella 4.6 – Valori puramente indicativi delle celerità per condotte trasportanti acqua.

Materiale	Celerità [m/s]
Acciaio	1160 ÷ 1000
Ghisa	1220 ÷ 1050
Cemento armato	1390 ÷ 1360
PVC (PN 10)	380
PEAD (PN 10)	300 ÷ 250
PRFV (PN 10)	390 ÷ 250

(Fonte) Dal testo: Pompe e impianti di sollevamento"; A. Bianchi; U. Sanfilippo; Hoepli.

Se il liquido pompato è acqua, la celerità c assume i valori indicativi riportati nella tabella 4.6. Bisogna osservare che, per i materiali polimerici (PVC, PEAD, PRFV) il fenomeno del colpo d'ariete andrebbero descritti assumendo per la tubazione un comportamento elasto-plastico, con una significativa deformazione ritardata e con effetti più smorzati rispetto al caso puramente elastico dell'acciaio o della ghisa. Infatti, per i materiali polimerici, le deformazioni visco-plastiche sono legate a rilevanti dissipazioni di energia, durante il moto vario. Di conseguenza, i valori riportati in tabella 4.6 – relativi a deformazioni elastiche – devono intendersi, per alcuni materiali, come valori puramente indicativi. Come si è già accennato, nel caso degli impianti di sollevamento, il fenomeno del colpo d'ariete si può verificare a valle del brusco distacco delle pompe dalla rete di alimentazione elettrica. In questo caso, l'inerzia delle masse rotanti della pompa comporta un rallentamento progressivo della girante della pompa, e di conseguenza una diminuzione progressiva della portata di fluido pompato (e quindi con diminuzione della sua velocità) nella tubazione di mandata, fino ad annullare la velocità della colonna liquida dopo un tempo finito t_c . Una stima del tempo t_c di arresto della colonna liquida (coincidente, praticamente, con il tempo di chiusura della valvola di ritegno) è fornita dalla nota formula di MENDILUCE (verificata sperimentalmente):

$$t_c[s] = C + K \cdot \frac{V_0[m/s] \cdot L[m]}{g[m/s^2] \cdot H_m[m]}; \quad [4.40]$$

in cui:

- V_0 la velocità del liquido nelle tubazioni, a regime;
- L la lunghezza dell'intero circuito (lunghezza di tutte le tubazioni);
- g accelerazione di gravità $9,81 \text{ m/s}^2$;
- H_m prevalenza manometrica della pompa [m];
- C e K coefficienti sperimentali rilevati da un'ampia varietà d'impianti di sollevamento in esercizio, con velocità $V_0 > 0,5 \text{ m/s}$.

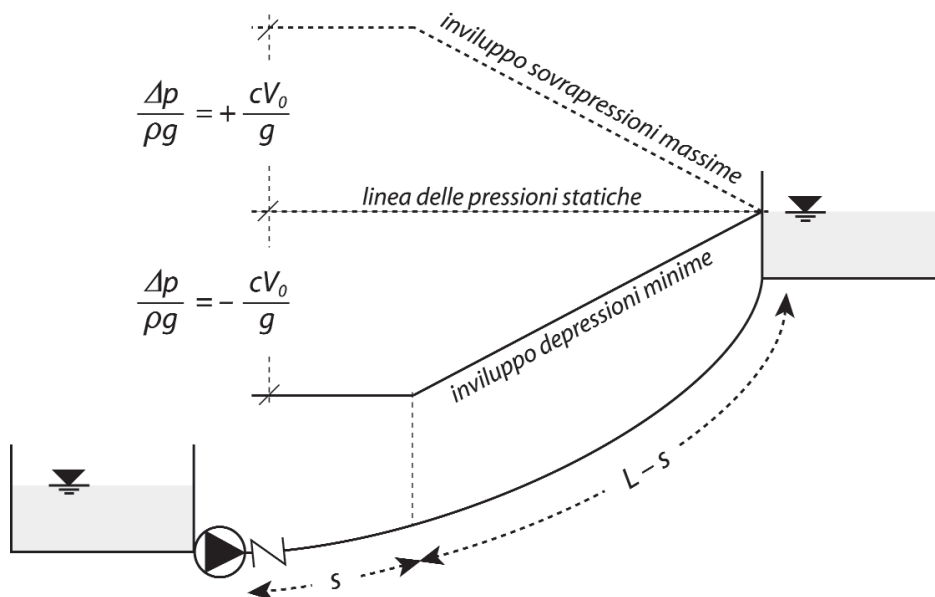


Figura 4.7 – Involuppo delle sovrappressioni massime e delle depressioni minime per tempo di arresto della pompa pari a $t_c < 2L/c$.

Il coefficiente C è una funzione del rapporto H_m/L , il quale rappresenta, in un certo senso, le perdite di carico nella condotta premente. In generale, si assume:

- $C = 1$ per valori di $H_m/L = 0 \div 0,20$;
- $C = 0,75$ per valori di $H_m/L = 0,21 \div 0,28$;
- $C = 0,50$ per valori di $H_m/L = 0,29 \div 0,32$;
- $C = 0,25$ per valori di $H_m/L = 0,33 \div 0,37$;
- $C = 0,00$ per valori di $H_m/L = 0,38 \div 0,40$.

Il coefficiente K è essenzialmente una funzione dell'inerzia del gruppo pompamotore, ed i suoi valori variano a seconda della lunghezza della condotta di mandata (condotta premente). In generale, si assume:

- $K = 1$ per valori di $L \geq 2000$ m;
- $K = 2 - 0,0005 \times L$ per $L \leq 2000$ m.

Pertanto, nel caso di condotte di sollevamento, si raccomanda:

- quando $H_m/L > 0,40$, (o, più precisamente, quando $t_c \leq 2L/c$) si può ritenere che l'arresto del liquido sia praticamente istantaneo e quindi, per ragioni pru-

denziali, si consiglia di effettuare il calcolo della sovrappressione (depressione) Δp con la nota formula di ALLIEVI-JOUKOWSKI:

$$\frac{\Delta p}{\rho g} [m] = \frac{c[m/s] \cdot V_0[m/s]}{g[m/s^2]}$$

– quando il rapporto H_m/L è modesto (o, più precisamente, quando $t_c > 2L/c$), il rapporto L/H_m è molto grande e quindi il tempo di arresto del flusso è grande. In questo caso, il tempo t_c di arresto della pompa si calcola con la formula di MENDILUCE (eq. 4.40). La sovrappressione (depressione) si può calcolare con la formula di MICHAUD:

$$\frac{\Delta p}{\rho g} [m] = \frac{2 \cdot L[m] \cdot V_0[m/s]}{t_c [s] \cdot g[m/s^2]}$$

– nel caso di condotte di mandata quasi orizzontali, con sbocco libero all'estremità, il colpo di ariete conseguente all'arresto della pompa si può considerare nullo.

Quando risulta $t_c < 2L/c$, la manovra di arresto del gruppo di pompaggio è brusca per tutto il tratto di condotta (a valle della pompa) che dista dalla stessa di una quantità pari a $s = L - a \times t_c/2$; in tutto tale tratto la depressione $\Delta p/\rho g$ rispetto alla condizione statica vale $c \times V_0/g$. Da tale sezione fino all'imbocco del serbatoio più elevato la sovrappressione $\Delta p/\rho g$ varia linearmente (vedere figura 4.7).

4.3.3 VALORI AMMISSIBILI PER COLPO D'ARIETE[†]

Un impianto, sia esso a gravità che di sollevamento, dovrà essere progettato in modo che la sovrappressione per colpo d'ariete rimanga contenuta in limiti opportuni, utili sia sotto il profilo della sicurezza degli impianti che della loro economia. In modo indicativo, nella tabella 4.7 sono riportate alcune cifre raccomandate dalla DVGW (BUNDESVERBAND DER DEUTSCHEN GAS UND WASSERWIRTSCHAFT) in Germania, qualunque sia il materiale con cui sono costruite le condotte.

4.3.4 LIMITI DI VALIDITÀ DELLE EQUAZIONI DEL COLPO D'ARIETE

È estremamente importante tenere presente che le due equazioni di ALLIEVI-JOUKOWSKI e MICHAUD risultano completamente inutili se, durante il transitorio,

[†] Quanto riportato in questo paragrafo si trova spiegato molto chiaramente e dettagliatamente nel seguente testo: "Idraulica applicata generale e agraria"; COSTANTINO CONSTANTINIDIS; Edagricole; al capitolo 3.

Pressione idrostatica [atm]	Sovrapressione ammessa [atm]
≤ 6	≤ 3
6 ÷ 10	3 ÷ 4
10 ÷ 20	4 ÷ 5
20 ÷ 30	5 ÷ 6

Tabella 4.7 –

Valori delle sovrapressioni ammissibili per colpo d'ariete in funzione della pressione idrostatica in tubazione.

si verificasse la formazione di cavità gassose per cavitazione e conseguente separazione della colonna liquida. Infatti, qualora in alcuni tratti del circuito la pressione assoluta del liquido si avvicinasse alla tensione di vapore corrispondente alla temperatura di esercizio si creerebbero delle bolle di aria e gas per evaporazione del liquido. Successivamente, durante l'inversione del flusso liquido, tali cavità di aria e gas compresse dal liquido provocherebbero delle sovrapressioni alquanto maggiori di quelle connesse al colpo d'ariete. In particolare, alcune indagini sperimentali hanno permesso di valutare delle sovrapressioni anche doppie di quelle dell'equazione di ALLIEVI-JOUKOWSKI.

Ovviamente, nella pratica tecnica, per evitare il distacco della vena liquida per cavitazione durante i transitori, si ricorre all'impiego di opportuni dispositivi di protezione.

I dispositivi di protezione per attenuare le sovrapressioni e le depressioni per colpo d'ariete sono molteplici. Rinviando il Lettore a testi specializzati, si elencano rapidamente i più importanti:

- by-pass;
- volani;
- casse d'aria;
- valvole a chiusura lenta;
- valvole di sfiato a doppio effetto;
- valvole di sicurezza.

4.4 IL SOLLEVAMENTO DELLE ACQUE REFLUE TRAMITE COCLEE

4.4.1 PREMESSA

La coclea, meglio conosciuta sin dall'antichità come “*vite di Archimede*”, è una sorta di vite senza fine che ruota attorno al proprio asse. Essa viene impiegata per il sollevamento dei fluidi e sostanze solide incoerenti, alloggiandola in un canale aperto con inclinazione di circa $30 \div 38^\circ$ (eccezionalmente fino a 40°).

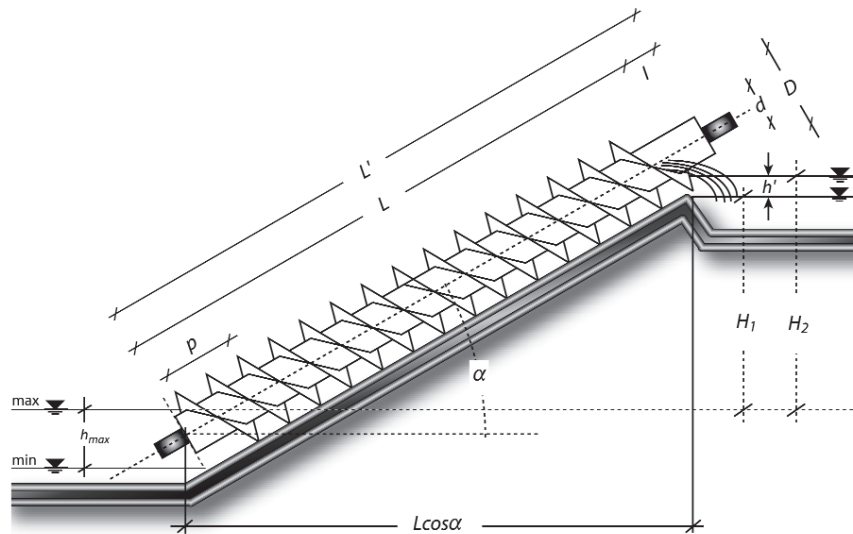


Figura 4.8 – Schema di una stazione di sollevamento tramite coclea a scarico libero (H_1) e in contropressione (H_2).

4.4.2 PORTATA E PREVALENZA DI UNA COCLEA

Facendo riferimento alle schema di figura 4.8, la coclea (di lunghezza assiale L) è in grado di sollevare la massima portata quando il livello liquido nella vasca di presa presenta un'altezza massima pari a:

$$h_{max} = \frac{D+d}{2} \cdot \cos \alpha, \quad [4.41]$$

proporzionale al raggio medio compreso tra il diametro D esterno delle spirali (con spirali di passo p) e il diametro d esterno del tubo centrale. In particolare, per valori del battente idrico h minori di h_{max} la portata risulta minore, mentre per valori maggiori la portata non va oltre quella massima. Nella figura, si è anche indicato il livello idrico minimo in vasca di carico h_{min} , al di sotto del quale la coclea presenta portata nulla; ovvero, durante la rotazione sull'asse, le spirali riescono al più a sfiorare il pelo liquido senza caricare alcuna portata. La prevalenza geodetica a scarico libero H_1 è data dalla relazione:

$$H_1 = [L - (D+d) / (2 \cdot \tan \alpha)] \cdot \sin \alpha, \quad [4.42]$$

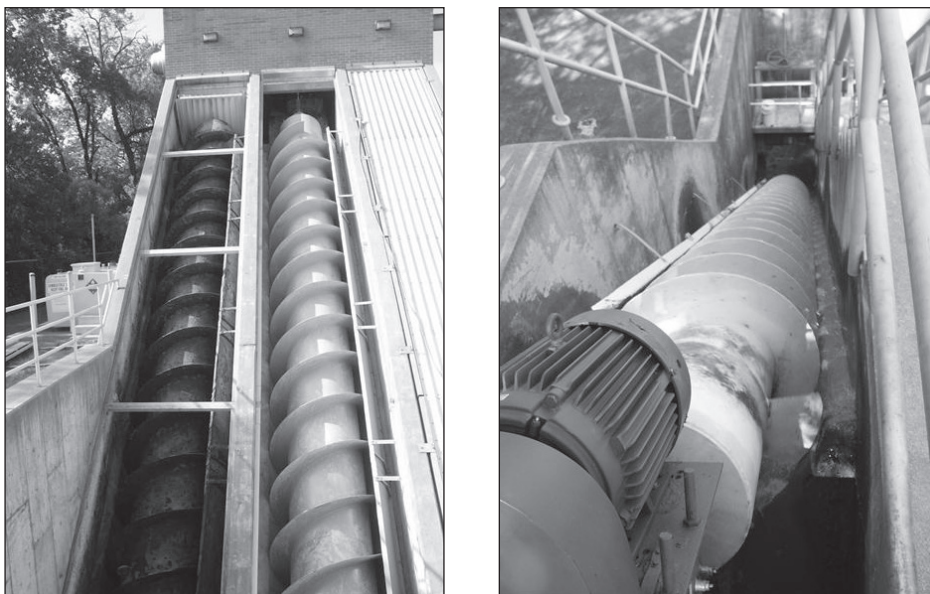


Figura 4.9 – Foto con particolari di coclea per il sollevamento delle schiume.

La prevalenza di scarico in contropressione si calcola, invece:

$$H_2 = h' + H_1. \quad [4.43]$$

I limiti del campo di applicazione delle coclee sono determinati essenzialmente da:

- impossibilità di operare con battenti negativi all'aspirazione;
- prevalenze superabili da una singola coclea non superiori a circa 5 m;
- ingombro in lunghezza delle opere meccaniche e civili.

Detti poi:

- $R_d = d/D$ il rapporto tra i diametri, rispettivamente, interno ed esterno delle spirali;
- $R_p = p/D$ il rapporto tra il passo della singola spirale e il diametro esterno delle spirali;
- N_p il numero dei principi (numero delle spirali presenti);

si definisce volume base di riempimento V_0 il volume di fluido contenuto nella lunghezza p di un passo della singola spirale in una coclea ad asse orizzontale con livello del liquido tangente alla sommità del tubo centrale. Il volume V_0 è

indipendente dal numero di principi N_p , ma varia in funzione di R_d e R_p (tabella 4.8). Ipotizzando una perfetta tenuta tra le spirali e il canale di alloggiamento, il volume teorico V_t di fluido che può essere incamerato nella lunghezza di un passo p diminuisce all'aumentare dell'inclinazione α dell'asse della coclea sull'orizzontale, in funzione di N_p ed R_d .

Da un punto di vista pratico, conviene definire un *coefficiente di riempimento*:

$$K = V_t / V_0$$

Considerando un numero di principi pari a tre ($N_p = 3$) i valori di K in funzione dell'angolo di inclinazione α sono riportati nella tabella 4.9. La portata teorica della coclea si calcola:

$$Q_t [m^3 / h] = (60 \text{ min} / h) \cdot (V_0 [m^3 / \text{giro}] \cdot K) \cdot n [\text{giri} / \text{min}], \quad [4.44]$$

essendo n la velocità di rotazione angolare della vite, in giri al minuto. Per consentire la rotazione della coclea è necessario lasciare un gioco tra la vite e il canale di alloggiamento, attraverso il quale è inevitabile un trafilamento di liquido che causa una riduzione della portata teorica. D'altra parte, però, per effetto della velocità di risalita, si può verificare un fenomeno di sovrariempimento delle spirali che compensa e spesso prevale sul fenomeno del trafilamento, per cui la portata effettiva della coclea si può esprimere come:

$$Q_{eff} [m^3 / h] = \eta_{vol} \cdot Q_t [m^3 / h];$$

VALORI DEI VOLUMI DI BASE V_0 DI UNA COCLEA $[m^3]$; DIAMETRO $D [m]$			
R_d	$R_p = 1,2$	$R_p = 1,0$	$R_p = 0,8$
0,30	$0,56339D^3$	$0,46949D^3$	$0,37559D^3$
0,35	$0,56113D^3$	$0,46761D^3$	$0,37409D^3$
0,40	$0,55360D^3$	$0,46133D^3$	$0,36906D^3$
0,45	$0,54070D^3$	$0,45058D^3$	$0,36046D^3$
0,50	$0,52234D^3$	$0,43528D^3$	$0,34822D^3$
0,55	$0,49840D^3$	$0,41533D^3$	$0,33226D^3$
0,60	$0,46876D^3$	$0,39063D^3$	$0,31250D^3$

(Fonte) "Pompe e impianti di sollevamento - manuale di progettazione e realizzazione"; A. BIANCHI; U. SANFILIPPO; Hoeppli.

Tabella 4.8 – Valori dei volumi di base V_0 di una coclea.

Si calcolano, infine, tramite semplice somma delle ordinate, le seguenti curve:

- (curva **c1**) = (curva **1**) + curva **d**;
- (curva **c1 + 2**) = (curva **1 + 2**) + curva **d**;
- (curva **c1 + 2 + 3**) = (curva **1 + 2 + 3**) + curva **d**.

Si riportino, nel foglio elettronico, in forma di tabella le curve precedenti. Si traccino in automatico i seguenti 3 differenti grafici:

- (curva **p1**) con (curva **c1**);
- (curva **p1 + 2**) con (curva **c1 + 2**);
- (curva **p1 + 2 + 3**) con (curva **c1 + 2 + 3**).

Per quanto detto nelle pagine precedenti, si riconosce che l'intersezione della curva **p1** con la curva **c1** è il punto (**A**) di lavoro dell'impianto (a regime) con una sola pompa funzionante. L'intersezione della curva **p1 + 2** con curva **c1 + 2** è il punto (**B**) di lavoro (a regime) dell'impianto quando funzionano 2 pompe contemporaneamente. Infine, l'intersezione della curva **p1 + 2 + 3** con curva **c1 + 2 + 3** rappresenta il punto (**C**) di lavoro (a regime) dell'impianto quando tutte e 3 le pompe sono in funzione.

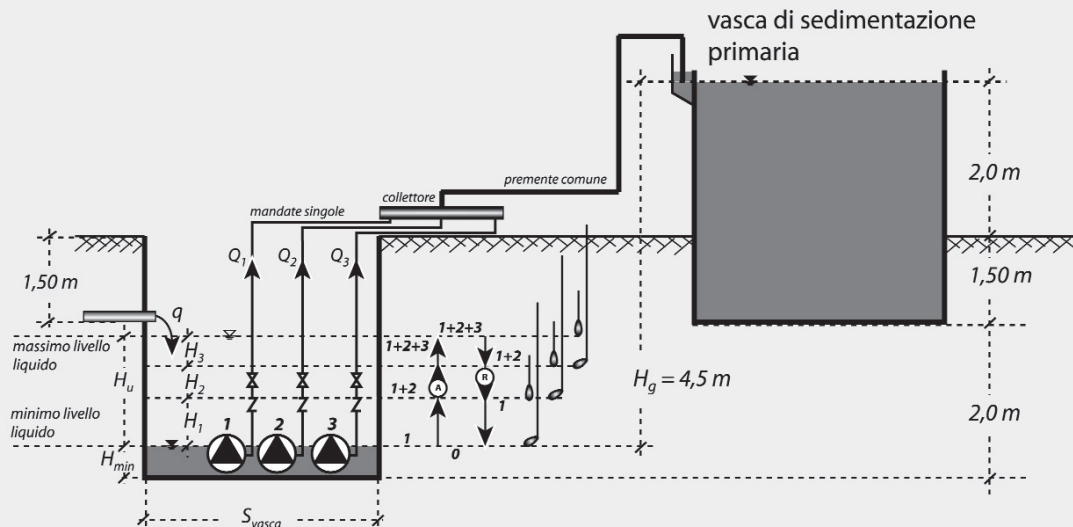
Una volta disegnati i tre grafici, non resta altro che leggere sul grafico stesso le coordinate (H ; Q) del punto di lavoro e verificare che:

- caso della curva **p1** con curva **c1**: portata totale sollevata maggiore della portata nera e prevalenza sufficiente per compensare il dislivello geodetico e tutte le perdite di carico;
- caso della curva **p1 + 2** con curva **c1 + 2**: portata totale sollevata paragonabile alla media tra la portata nera e la portata massima;
- caso della curva **p1 + 2 + 3** con curva **c1 + 2 + 3**: portata totale sollevata maggiore della portata massima.

Infine, dai valori delle portate totali, si risale alle singole portate in questo modo:

- caso della curva **p1** con curva **c1**: portata totale (letta sul I° grafico) coincidente con la portata della singola pompa;
- caso della curva **p1 + 2** con curva **c1 + 2**: portata singola pompa sollevata uguale alla portata totale sollevata (letta sul II° grafico) diviso $n = 2$ (due pompe funzionanti);
- caso della curva **p1 + 2 + 3** con curva **c1 + 2 + 3**: portata singola pompa sollevata uguale alla portata totale sollevata (letta sul III° grafico) diviso $n = 3$ (tre pompe funzionanti);

In base alle portate sulle singole tubazioni, e in base ai diametri scelti, si verificano i valori delle velocità nelle tubazioni. Nel caso le velocità risultino non accettabili, si possono modificare i diametri delle tubazioni, aggiornandosi automaticamente i grafici sul foglio elettronico.



Risultati del calcolo su foglio elettronico. L'impianto di sollevamento presenti le seguenti dimensioni:

- prevalenza geodetica: $H_g = 4,50 \text{ m};$
- lunghezza singola tubazione di mandata: $L_s = 4,00 \text{ m};$
- lunghezza mandata in comune: $L_c = 13,50 \text{ m};$

Nel caso in oggetto, i diametri che soddisfano i valori precedentemente consigliati sulle velocità in tubazione sono i seguenti:

- singola tubazione di mandata di diametro: $D' = 150 \text{ mm}, (\text{acciaio})$
- tubazione di mandata comune: $D = 225 \text{ mm} (\text{PVC}).$

Ad esempio, i dispositivi idraulici disposti lungo le singole tubazioni di mandata siano i seguenti:

- 1 piede di accoppiamento: $\xi_i = 0,30;$
- 1 curva a 90° : $\xi_i = 0,24;$
- 1 saracinesca: $\xi_i = 0,15;$
- 1 valvola di ritegno: $\xi_i = 0,30.$

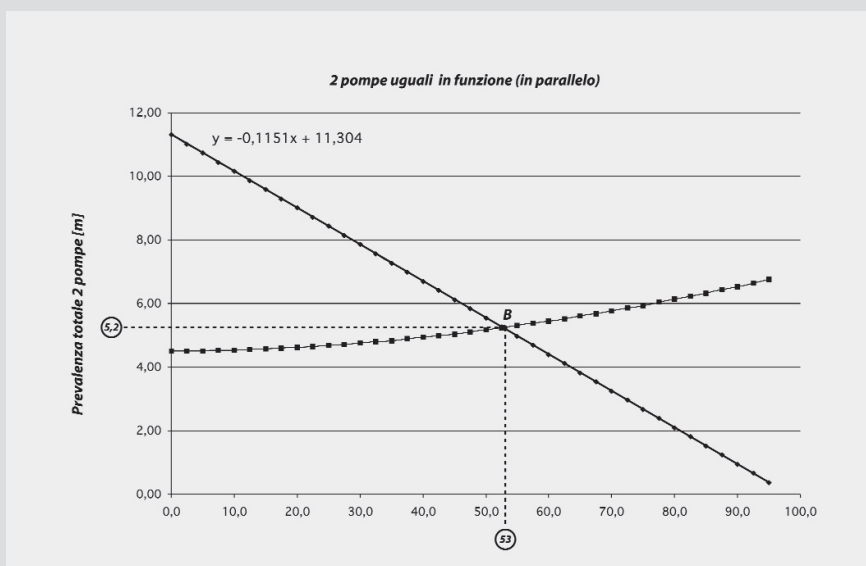
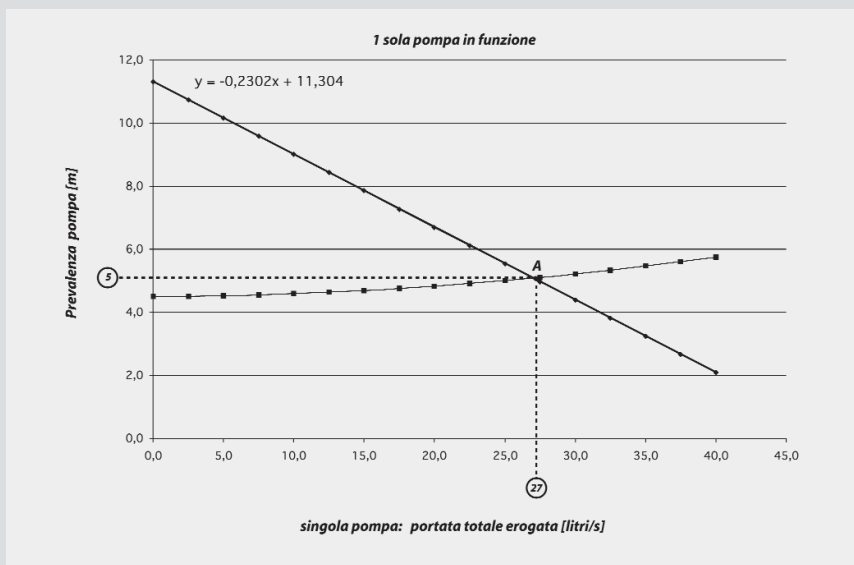
Si ipotizzi, inoltre, che i dispositivi idraulici disposti sulla tubazione di mandata comune siano:

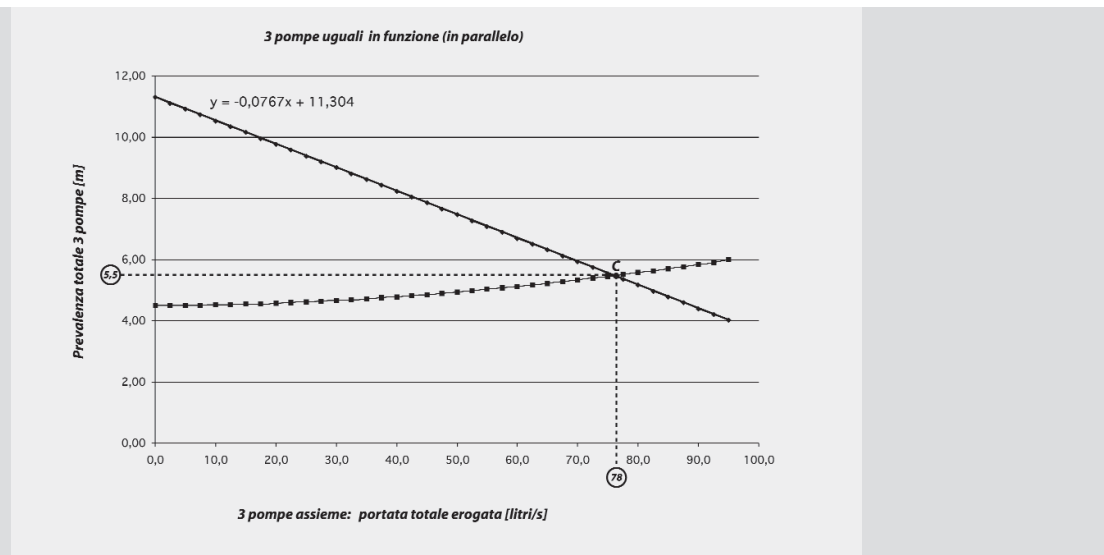
- 2 curve a 90° : $2 \times \xi_i = 0,24$;
- 1 sbocco: $\xi_i = 1,00$.

I 3 grafici ottenuti sul foglio di calcolo sono i seguenti:

Leggendo in corrispondenza dei 3 punti di lavoro si ha:

- 1 sola pompa in funzione: prevalenza $H = 5 \text{ m}$, portata $Q_A = 27 \text{ l/s} > 23 \text{ l/s}$;





- 2 pompe funzionanti in parallelo: prevalenza $H = 5,2 \text{ m}$, portata $Q_B = 53 \text{ l/s} > 46 \text{ l/s}$;
- 3 pompe funzionanti in parallelo: prevalenza $H = 5,5 \text{ m}$, portata $Q_C = 78 \text{ l/s} > 69 \text{ l/s}$.

Le rispettive portate sulle singole tubazioni sono:

- 1 sola pompa in funzione: prevalenza $Q_1 = Q_A = 27 \text{ l/s}$;
- 2 pompe funzionanti in parallelo: $Q_{1+2} = Q_B / 2 = (53 \text{ l/s}) / 2 = 26,5 \text{ l/s}$;
- 3 pompe funzionanti in parallelo: $Q_{1+2+3} = Q_C / 2 = (78 \text{ l/s}) / 3 = 26 \text{ l/s}$.

Le velocità nelle singole tubazioni sono riportate nella tabella alla pagina seguente. Si nota che, stante il metodo di calcolo approssimato, le velocità nelle tubazioni possono considerarsi accettabili per tutte le condizioni di esercizio prevedibili. Ovviamente, tali valori si devono intendere come sufficientemente orientativi, in quanto le approssimazioni sono sia sulla curva caratteristica della pompa e sia – come spiegato più avanti – anche sulla caratteristica dell'impianto.

Osservazione. Per il calcolo della curve caratteristiche dell'impianto nelle varie condizioni di esercizio, conviene impiegare delle formule di tipo monomio (“formule antiche”). Nel calcolo sul foglio elettronico si è infatti usata la nota formula di HAZEN-WILLIAMS:

$$J = 12 \cdot 10^{12} \times \frac{Q^{1,85}}{C^{1,85} \cdot D^{4,87}} [m / km] = 12 \cdot 10^9 \times \frac{Q^{1,85}}{C^{1,85} \cdot D^{4,87}} [m / m],$$

dove Q [l/s]; $C = 100$ (tubi in servizio corrente); D [mm]. In questo modo, stabilito il diametro D delle tubazioni e la loro lunghezza L è stato possibile disegnare per punti la perdita di carico JL , all'interno del foglio elettronico, assegnando gli stessi valori di portata

VELOCITA' TUBAZIONI (risultati dal calcolo approssimato con foglio elettronico)**SINGOLE MANDATE**

a	I° pompa	portata [l/s]:	27,00	Diametri mandata [mm]	150	velocità [m/s]:	1,528
b	II° pompa	portata [l/s]:	26,50	Diametri mandata [mm]	150	velocità [m/s]:	1,500
c	III° pompa	portata [l/s]:	26,00	Diametri mandata [mm]	150	velocità [m/s]:	1,472

- a: portata singola pompa funzionante;
 b: portata singola pompa con 2 pompe in funzione;
 c: portata singola pompa con 3 pompe in funzione.

VELOCITA' TUBAZIONE (risultati dal calcolo approssimato con foglio elettronico)**UNICA PREMENTE**

a	1 pompa	portata [l/s]:	27	Diametri mandata [mm]	225	velocità [m/s]:	0,679
b	2 pompe	portata [l/s]:	53	Diametri mandata [mm]	225	velocità [m/s]:	1,333
c	3 pompe	portata [l/s]:	78	Diametri mandata [mm]	225	velocità [m/s]:	1,962

- a: portata totale di 1 pompa in funzione;
 b: portata totale di 2 pompe in funzione;
 c: portata totale di 3 pompe in funzione.

utilizzati per disegnare la singola curva caratteristica dalla pompa.

Risultati delle simulazioni con software FLYPS 2.1. La stazione di sollevamento in oggetto è stata calcolata mediante una procedura automatica di un software appositamente dedicato per il dimensionamento idraulico della stazione di pompaggio. Per avere un reale termine di paragone, si è utilizzato il medesimo modello di pompa, la stessa tipologia impiantistica e i medesimi materiali e diametri per le tubazioni. Inoltre, per il calcolo delle perdite di carico, si è imposto il calcolo tramite la formula di HAZEN-WILLIAMS. I risultati sono riportati nei tre grafici alle pagine seguenti. Dalla simulazione si ha:

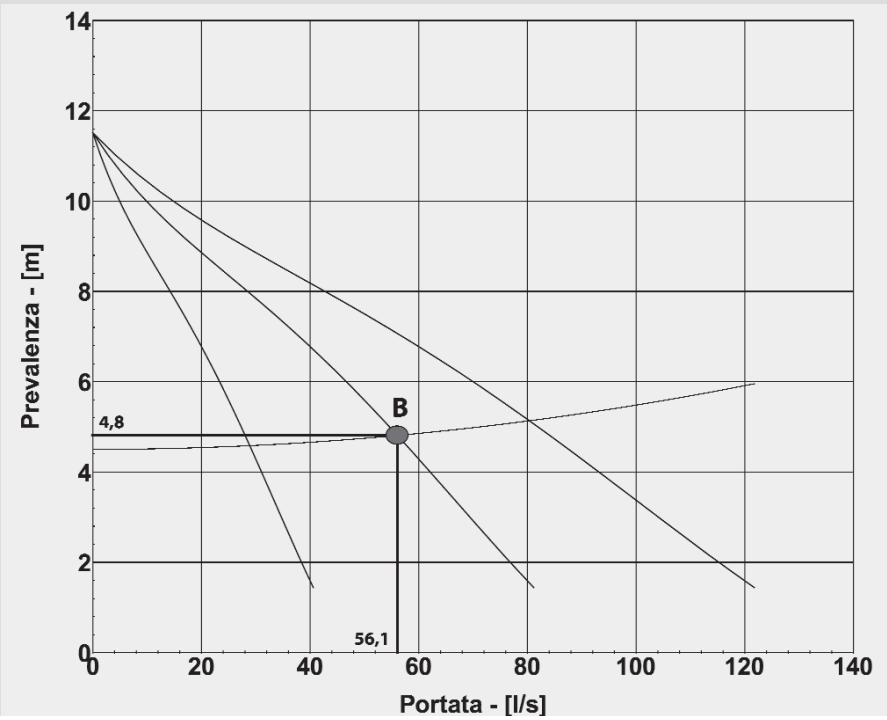
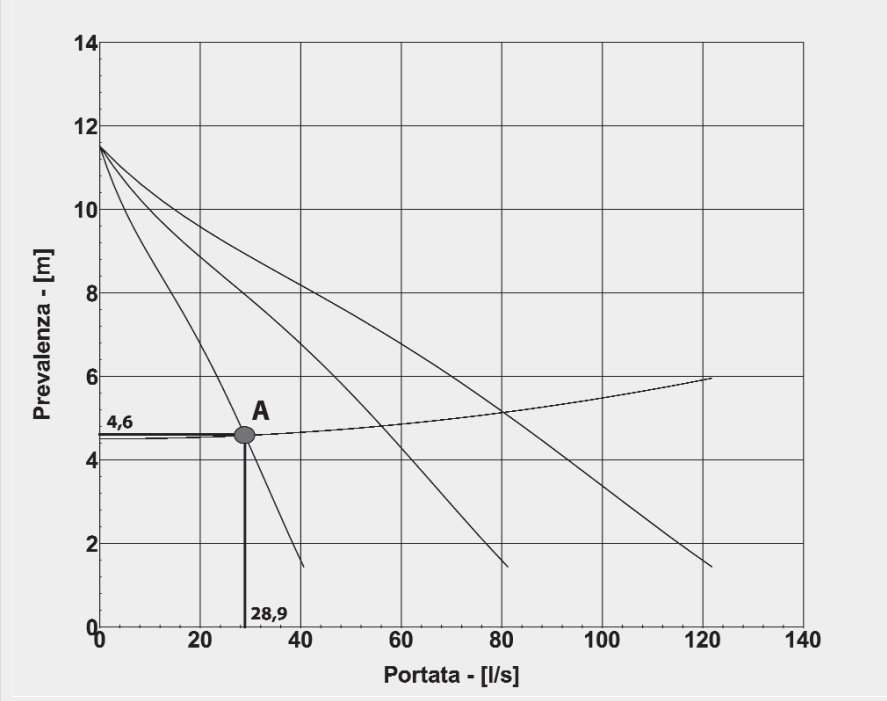
- 1 sola pompa in funzione: prevalenza $H = 4,6 \text{ m}$, portata $Q_A = 28,9 \text{ l/s} > 23 \text{ l/s}$;
- 2 pompe funzionanti in parallelo: prevalenza $H = 4,8 \text{ m}$, portata $Q_B = 56,1 \text{ l/s} > 46 \text{ l/s}$;
- 3 pompe funzionanti in parallelo: prevalenza $H = 5,1 \text{ m}$, portata $Q_C = 80,4 \text{ l/s} > 69 \text{ l/s}$.

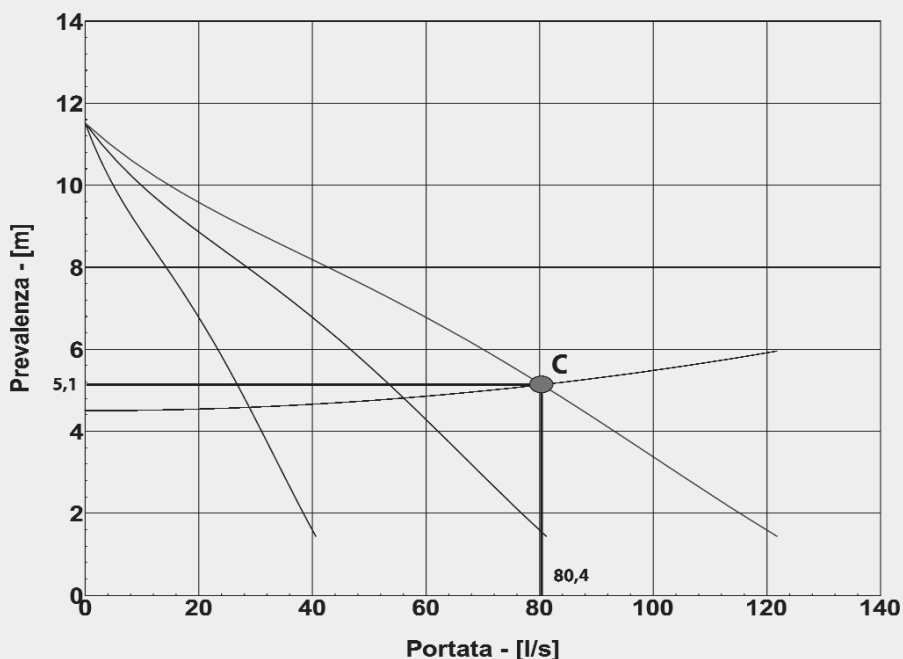
Le rispettive portate sulle singole tubazioni sono:

- 1 sola pompa in funzione: prevalenza $Q_1 = Q_A = 28,9 \text{ l/s}$;
- 2 pompe funzionanti in parallelo: $Q_{1+2} = Q_B/2 = (56,1 \text{ l/s})/2 = 28,05 \text{ l/s}$;
- 3 pompe funzionanti in parallelo: $Q_{1+2+3} = Q_C/3 = (80,4 \text{ l/s})/3 = 26,8 \text{ l/s}$.

In corrispondenza delle portate calcolate su ciascuna tubazione, si ricavano le relative velocità, riportate nella tabella sottostante. Si può notare come i valori ricavati per via grafica approssimata siano abbastanza prossimi a quelli calcolati per via automatica, senza approssimazioni sulla curva caratteristica della pompa. Il particolare modello di pompa scelta presenta le seguenti coordinate: modello 3C 3102 180 MT; cod. curva caratt. 53 –

- PARTE-IV
- 480 •La stazione di sollevamento negli impianti di depurazione
-
-





432 – 00 – 370. I particolari e gli ingombri della macchina sono riportati in figura alle pagine seguenti (pag. 483).

Nota. In generale, quando le singole n condotte di mandata (una per ciascuna pompa) siano trascurabili in lunghezza rispetto alla mandata comune, si può fare l'ulteriore semplificazione di considerare trascurabili le perdite di carico totali sulle singole mandate

VELOCITA' TUBAZIONI (risultati dal calcolo automatico con FLYPS 2.1)

SINGOLE MANDATE

a	I° pompa	portata [l/s]:	28,90	Diametri mandata [mm]:	150	velocità [m/s]:	1,636
b	II° pompa	portata [l/s]:	28,05	Diametri mandata [mm]:	150	velocità [m/s]:	1,588
c	III° pompa	portata [l/s]:	26,80	Diametri mandata [mm]:	150	velocità [m/s]:	1,517

a: portata singola pompa funzionante;

b: portata sigola pompa con 2 pompe in funzione;

c: portata singola pompa con 3 pompe in funzione.

VELOCITA' TUBAZIONE (risultati dal calcolo automatico con FLYPS 2.1)

UNICA PREMENTE

a	1 pompa	portata [l/s]:	28,9	Diametri mandata [mm]:	225	velocità [m/s]:	0,727
b	2 pompe	portata [l/s]:	56,1	Diametri mandata [mm]:	225	velocità [m/s]:	1,411
c	3 pompe	portata [l/s]:	80,4	Diametri mandata [mm]:	225	velocità [m/s]:	2,022

a: portata totale di 1 pompa in funzione;

b: portata totale di 2 pompe in funzione;

c: portata totale di 3 pompe in funzione.

delle pompe, e considerare la sola curva caratteristica dell'impianto, relativa alla mandata comune. In questo modo, fissando la geometria della mandata comune, si ottiene un'unica curva caratteristica dell'impianto H_{imp} per tutte le n condizioni di esercizio.

Generalmente, nel caso di n pompe in parallelo esistono dei software che eseguono automaticamente tutte le procedure viste, fornendo anche i vari modelli di pompe che soddisfano i precisi requisiti fissati dal progettista, sia idraulici, sia di rendimento e sia in termini di energia specifica di sollevamento (kWh/m^3).

Calcolo volume della vasca di aspirazione. Per il calcolo del volume della vasca di aspirazione si può fare riferimento a quanto riportato nel paragrafo 4.1.8 (in particolare, facendo riferimento alla figura 4.6). Noti i valori delle singole portate, tramite le equazioni 4.29, 4.30, 4.31 e 4.32, si calcolano i volumi utili per ciascuna pompa. Pertanto, si ha (utilizzando i dati ricavati con il foglio elettronico):

– volume utile per singola pompa in funzione:

$$V_{n=1}[l] = \frac{3600(s/h)}{n_{avv}[avv/h]} \cdot \frac{(Q_1[l/s])}{4} = \frac{3600(s/h)}{(10 avv/h)} \cdot \frac{(27 l/s)}{4} \approx 2430 l \approx 2,50 m^3.$$

– volume utile per seconda pompa in funzione (2 contemporaneamente in esercizio):

$$V_{n=2}[l] = \frac{3600(s/h)}{n_{avv}[avv/h]} \cdot \frac{(Q_{1+2}[l/s]/2)}{4} = \frac{3600(s/h)}{(10 avv/h)} \cdot \frac{(26,5 l/s)/2}{4} \approx 1193 l \approx 1,20 m^3.$$

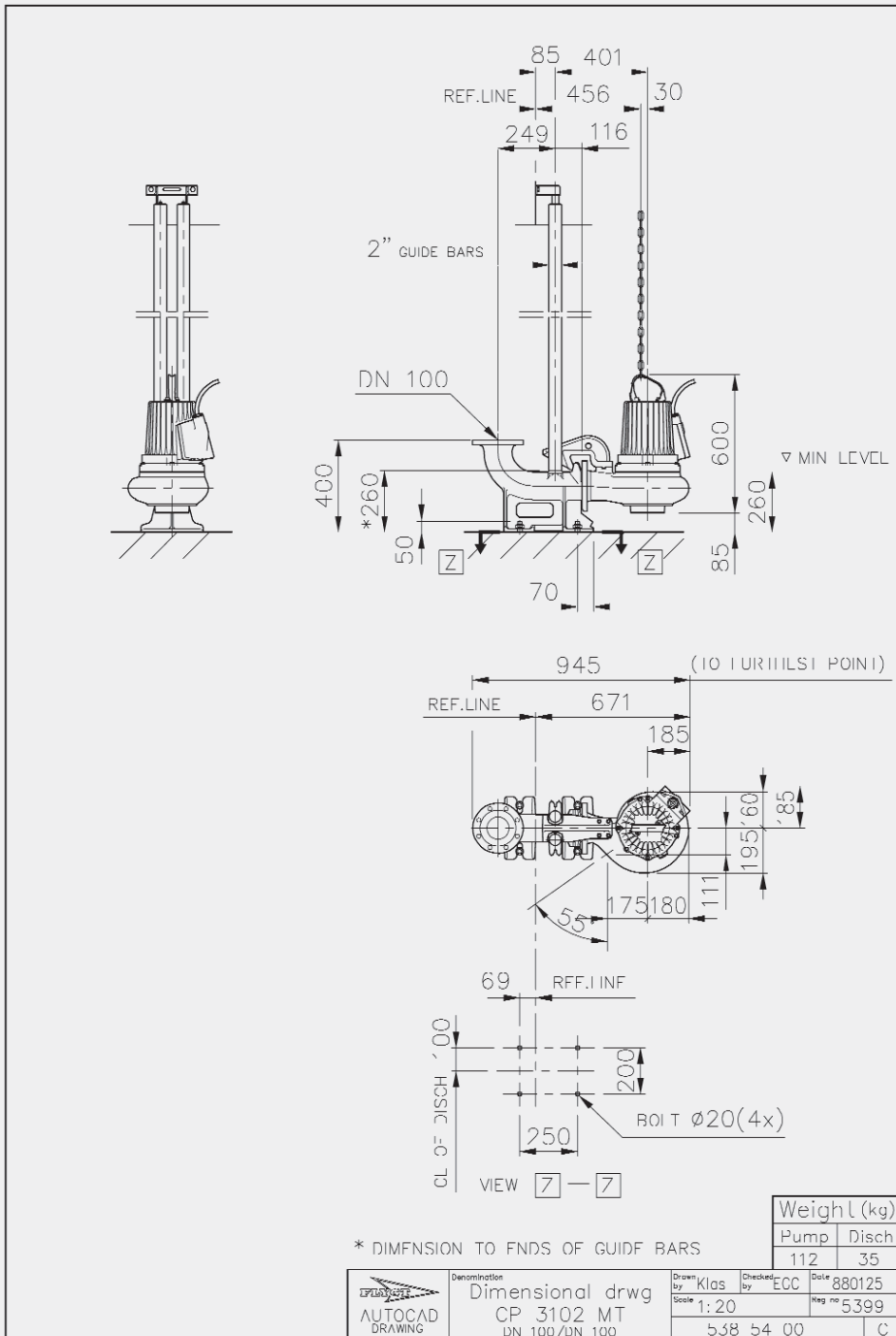
– volume utile per la terza pompa in funzione (3 contemporaneamente in esercizio):

$$V_{n=3}[l] = \frac{3600(s/h)}{n_{avv}[avv/h]} \cdot \frac{(Q_{1+2+3}[l/s]/3)}{4} = \frac{3600(s/h)}{(10 avv/h)} \cdot \frac{(26 l/s)/3}{4} = 780 l \approx 0,80 m^3.$$

Pertanto, il volume utile può computarsi come semplice somma dei volumi utili (eq. 4.28):

$$V_u = V_{n=1} + V_{n=2} + V_{n=3} = 2,50 m^3 + 1,20 m^3 + 0,80 m^3 = 4,50 m^3.$$

Stabilendo poi un volume di riserva e un volume minimo ammissibile in vasca, si calcola il volume totale di scavo per la vasca (eq. 4.35). Supponendo di aver calcolato la superficie in pianta S_{vasca} necessaria per la vasca di aspirazione (riferimento alla procedura di calcolo riportata nell'esempio 4.1), il volume utile della vasca può calcolarsi anche mediante l'equazione 4.36; o mediante l'equazione 4.37 (rotazione ciclica logica delle pompe). Per maggiori particolari in proposito, si rimanda all'esempio 4.7. Infine, nota la sezione in pianta della vasca, e scelto il particolare sincronismo tra le pompe, si determinano – in funzione dei vari volumi utili – i dislivelli per gli interruttori di massimo e di minimo per ciascuna pompa. Per le rimanenti verifiche (non setticizzazione in vasca, non



cavitazione, non formazione di vortici liquidi in superficie, ecc.) si rimanda a quanto proposto negli esempi precedenti.

ESEMPIO 4.10

Valutare l'ordine di grandezza dei consumi di energia elettrica per la stazione di pompaggio dell'esempio 4.9, stante la scelta fatta sul modello di pompa.

Soluzione. In base alla scheda tecnica del modello di pompa scelto, si nota che, nell'intervallo delle portate (attorno a $25 \div 30$ l/s) interessato dalla singola pompa durante il funzionamento in parallelo, ogni singola pompa assorbe (in qualsiasi condizione di esercizio) una potenza quasi costante di circa $\mathcal{P}_{ass} = 2,6 \div 2,7$ kW. Supponendo, per semplicità, che la stazione di pompaggio sollevi mediamente nelle *24 ore* una portata di $Q_p = 50$ l/s = $180'000$ l/h (circa uguale alla portata sollevata da due pompe funzionanti contemporaneamente in parallelo) e che, mediamente, arrivi all'impianto una portata media di:

$$Q_m = (Q_n + Q_{max})/2 = 46 \text{ l/s} = 3'974'400 \text{ l/d.}$$

allora la durata media di funzionamento T_{eff} delle pompe, nell'arco delle *24 ore*, è:

$$T_{eff} = Q_m/Q_p = (3'974'400 \text{ l/d})/(180'000 \text{ l/h}) \approx 22 \text{ h/d.}$$

Il relativo consumo energetico (medio) giornaliero della stazione di sollevamento risulta:

$$E_{tot} = (22 \text{ h/d}) \times 2 \times \mathcal{P}_{ass} = (22 \text{ h/d}) \times (2 \text{ pompe}) \times (2,7 \text{ kW/pompa}) \approx 119 \text{ kWh/d.}$$

In termini di kWh/anno:

$$\begin{aligned} E_{tot} [\text{kWh/anno}] &= (365 \text{ d/anno}) \times E_{tot} [\text{kWh/d}] = (365 \text{ d/anno}) \times 119 \text{ kWh/d} = \\ &= 43435 \text{ kWh/anno.} \end{aligned}$$

Pertanto, il consumo annuale di energia elettrica, per singolo abitante equivalente ($N = 10'000$ ab), si calcola:

$$e_{tot} = E_{tot} [\text{kWh/anno}]/N = (43435 \text{ kWh/anno})/(10'000 \text{ ab}) \approx 4,4 \text{ kWh/anno} \times \text{ab.}$$

5.1 IL TRATTAMENTO DI SEDIMENTAZIONE

5.1.1 PREMESSA

La sedimentazione è il processo secondo il quale i corpi solidi sospesi in una fase liquida, ed aventi peso specifico superiore a quello della fase liquida stessa, tendono a depositarsi per effetto della forza di gravità, con moto più o meno veloce, sul fondo del volume liquido. Negli impianti di depurazione, la sedimentazione può essere discontinua o continua. La prima consiste nell'immettere il refluo in una vasca lasciandola "riposare" finché non siano depositate tutte le sostanze sospese; successivamente, si allontana il refluo chiarificato, tramite l'utilizzo di un sifone, e si provvede anche ad asportare manualmente i fanghi sedimentati sul fondo. Nella seconda, invece, il refluo entra da un'estremità della vasca, la attraversa con moto sufficientemente lento per permettere di depositare le sostanze sospese, ed esce chiarificata dall'estremità opposta. I fanghi vengono estratti meccanicamente.

Sostanzialmente, da un punto di vista idrodinamico ed in funzione del comportamento dei solidi durante la sedimentazione, si riconoscono sostanzialmente tre modi in cui le particelle solide possono sedimentare:

- sedimentazione *discreta* o *granulosa*;
- sedimentazione *fioccosa*;
- sedimentazione *a zona*.

La sedimentazione discreta o granulosa si verifica quando ogni singola particel-

la solida sedimenta con velocità limite costante per effetto della gravità e delle forze di resistenza viscosi, senza che si verifichino sensibili interferenze ed interazioni tra particelle vicine. La sedimentazione di sabbie nell'acqua è un esempio di sedimentazione discreta.

La sedimentazione fioccosa riguarda principalmente agglomerati, appunto fioccosi, spesso di natura organica che tendono ad agglomerarsi, in virtù di forze di attrazione superficiale di tipo elettrico, in "fiocchi" sempre più voluminosi. Tali agglomerati presentano, generalmente, velocità di sedimentazione maggiori all'aumentare delle dimensioni del singolo fiocco. La sedimentazione fioccosa può riguardare, ad esempio, la sedimentazione dei solidi sospesi sedimentabili in un sedimentatore primario.

La sedimentazione a zona consiste, essenzialmente, nella sedimentazione di un sistema composto da una fase liquida contenente una sufficientemente alta presenza di solidi sospesi (ad esempio, i fiocchi di fango in arrivo dal comparto di ossidazione a fanghi attivi). In particolare, quando una quantità di solidi sospesi sedimentabili, inizialmente posta in condizioni di concentrazione uniforme in tutta la fase liquida, viene posta dentro un cilindro graduato, la fase liquida tende a muoversi verso l'alto "filtrando" tra gli interstizi formati dalle parti solide in contatto. Come conseguenza, le particelle solide in contatto tendono a sedimentare come un unico blocco, con le particelle che mantengono praticamente invariate le loro distanze relative.

Procedendo nella sedimentazione, può notarsi la formazione di una zona di acqua relativamente pulita nella parte alta del cilindro. Mentre, negli strati più bassi della zona solida avviene un processo di "consolidazione": l'acqua esce dagli interstizi e viene "strizzata" del peso sovrastante del blocco solido, diminuendone conseguentemente la sua porosità.

Pertanto, nella sedimentazione a zona si potrebbero individuare due sottotipi di sedimentazione: una sedimentazione che dipende dalla modalità con cui la fase liquida può filtrare all'interno delle masse solide, ostacolandone in parte la loro sedimentazione; e una sedimentazione per compressione (consolidazione) del blocco solido a causa dell'espulsione della fase liquida per diminuzione di porosità sotto il peso delle fasi soprastanti.

5.1.2 EQUAZIONI FONDAMENTALI DELLA SEDIMENTAZIONE DI PARTICELLE DISCRETE

Il processo della sedimentazione di particelle discrete non interagenti tra loro (particelle non fioccosi) viene analizzata dalla classica teoria della sedimentazione semplice, formulata da NEWTON e STOKES. Una particella, approssimata nella forma sferica, se immersa in una fase liquida di densità ρ_L risulta soggetta alla risultante della *forza peso* e della *spinta di Archimede* e alla risultante degli *sforzi di taglio viscosi* agenti sulla superficie della particella.

La legge di NEWTON afferma che per una particella sferica di densità ρ_p la velocità limite di sedimentazione nella fase liquida è calcolabile tramite la:

$$v_{lim} = \sqrt{\frac{4g}{3C_D} \cdot (\rho_{pL} - 1) \cdot d_p}, \quad [5.1]$$

dove:

- v_{lim} è la velocità di sedimentazione a cui tende la particella di forma sferica e densità ρ_p in seno alla fase liquida di densità ρ_L ;
- d_p è il diametro della particella che meglio approssima la forma sferica;
- C_D è il coefficiente di attrito (o di forma);
- $\rho_{pL} = \rho_p/\rho_L$ è la densità specifica della particella rispetto alla fase liquida.

Il coefficiente di attrito assume differenti valori in funzione del regime di moto (laminare o turbolento) nell'intorno della particella che sedimenta. Il coefficiente di attrito, quindi, può essere espresso in funzione dei valori assunti dal numero di REYNOLDS:

- $Re < 1$: regime laminare;
- $1 \leq Re \leq 2000$: regime di transizione;
- $Re > 2000$: regime turbolento.

Sebbene la particolare forma della particella influisce sul coefficiente di attrito C_D , per particelle approssimabili alla forma sferica può applicarsi, con sufficiente approssimazione, la seguente espressione (valida fino a valori di $Re = 10^4$):

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34. \quad [5.2]$$

Come noto, il numero di Reynolds viene definito:

$$Re = \frac{v_{lim} \cdot d_p \cdot \rho_L}{\mu_L} = \frac{v_{lim} \cdot d_p}{\nu_L}, \quad [5.3]$$

dove:

- μ_L è la viscosità dinamica della fase liquida [$N \times s/m^2$];
- ν_L è la viscosità cinematica della fase liquida [m^2/s].

Per particelle di forma non necessariamente sferica, si può sempre fare uso dell'equazione 5.1 a patto di "correggere" il coefficiente di attrito C_D introducendo un opportuno coefficiente di forma ϕ . In questo modo, la velocità limite di sedimentazione di particelle di forma qualunque in un liquido di densità ρ_L è:

$$v_{lim} = \sqrt{\frac{4g}{3C_D \cdot \phi} \cdot (\rho_{pL} - 1) \cdot d_p}, \quad [5.1_b]$$

rica tra due valori successivi della velocità limite (calcolati con la 5.1_b) risulta sufficientemente trascurabile.

La sedimentazione in regime di moto turbolento

Per valori della velocità di sedimentazione in regime di moto turbolento, la viscosità risulta trascurabile rispetto alle altre forze che intervengono durante la sedimentazione. Per maggiori valori del numero di REYNOLDS (regime turbolento: $Re > 2500$), i primi due termini dell'equazione 5.2 tendono ad essere trascurabili rispetto al terzo termine. Pertanto, se si approssima il valore del coefficiente di attrito in questo modo:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34 \approx 0,34 \approx 0,4.$$

e si sostituisce il valore calcolato C_D dentro l'equazione 5.1_b, si ottiene la seguente espressione per la velocità limite di sedimentazione:

$$v_{lim} = \sqrt{3,33 \cdot (\rho_{pL} - 1) \cdot d_p}. \quad [5.5]$$

5.2 I TEST DI SEDIMENTAZIONE NEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

5.2.1 LA SEDIMENTAZIONE DI PARTICELLE DISCRETE: IL RENDIMENTO DI UN SEDIMENTATORE PRIMARIO O DI UN DISSABBIATORE TRAMITE TEST IN LABORATORIO

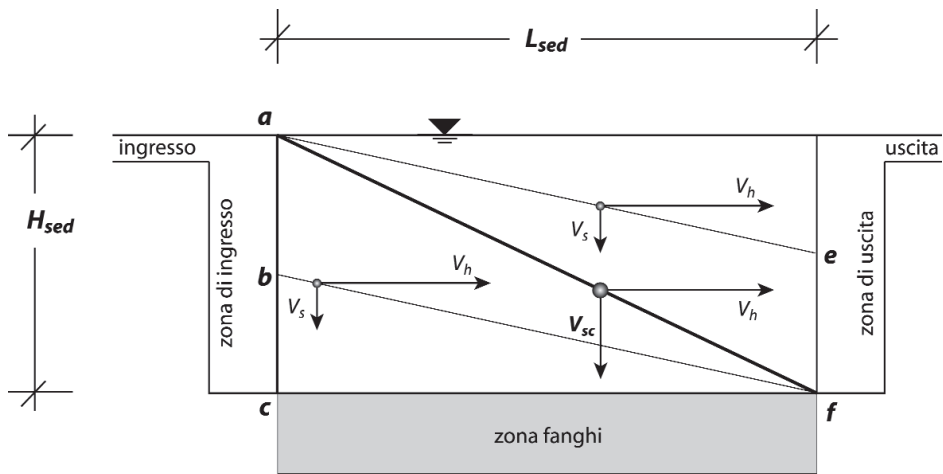
Nel dimensionamento delle vasche di sedimentazione, la procedura seguita è quella di individuare una particella con velocità limite di sedimentazione pari a v_{sc} e di dimensionare la vasca di sedimentazione in maniera tale che tutte le particelle che presentano una velocità limite di sedimentazione uguale o maggiore di v_{sc} saranno rimosse (rimozione al 100%).

Una particella che entra nella vasca di sedimentazione presenterà una componente orizzontale della velocità pari a quella media v_h di trasporto del fluido:

$$v_h = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{H_{sed} \times B_{sed}}, \quad [5.6]$$

dove:

- Q la portata liquida transitante;
- A è la sezione trasversale liquida attraverso cui transita la portata;
- H_{sed} è l'altezza liquida in vasca;
- B_{sed} è la larghezza utile della vasca (larghezza del tronco liquido che l'attraversa).



V_{sc} velocità di sedimentazione critica
 V_s velocità di sedimentazione generica particella
 V_h velocità media idraulica di trasporto singola particella

af traiettoria della particella con velocità di sedimentazione critica
 ae traiettoria della particella con velocità di sedimentazione minore della critica
 bf traiettoria della particella con velocità di sedimentazione minore della critica

Figura 5.1 – Schema delle grandezze cinematiche in un processo di sedimentazione.

Mentre presenterà, come componente verticale limite della velocità, la velocità di sedimentazione limite data dall'equazione 5.1_b.

Se una particella viene rimossa all'interno della vasca di sedimentazione, allora la sua traiettoria intercetterà la base della vasca di sedimentazione, rappresentata in figura 5.1 dal segmento cf . Dallo schema riportato nella figura stessa, si può notare anche che se una particella entrando dal punto a del sedimentatore riesce a sedimentare, allora tutte le particelle ad essa uguali, entranti a qualsiasi altezza compresa tra ac , riusciranno sicuramente a sedimentare (rimozione 100%).

A tal proposito, risulta comodo definire come *velocità limite critica* di sedimentazione v_{sc} quella particolare velocità di sedimentazione che caratterizza tutte quelle particelle che, entrando dal punto più alto a della vasca, riescono ad essere intercettate sul fondo più lontano della vasca, schematizzato dal punto f .

Ciò posto, tramite una relazione di proporzionalità tra triangoli simili (vedere dal disegno in figura: componenti delle velocità della particella critica e triangolo rettangolo adf), si può scrivere, per la particella dotata di velocità critica di sedimentazione, la seguente proporzione:

**Figura 5.10 –**

Foto di una canaletta a doppio stramazzo dell'effluente chiarificato.

$$t_{Hmin} = \frac{V}{Q_n}, \quad [5.36]$$

sia attorno alle $2 \div 3$ ore. Nel caso di vasca a pianta rettangolare, si deve verificare che la velocità media longitudinale di trasporto V_H della fase liquida, lungo la direzione maggiore L del sedimentatore, valutata in condizioni di portata massima, sia minore della velocità critica di risospensione V_k delle particelle solide sedimentate sul fondo della vasca:

$$V_H [m/h] = \frac{Q_{max} [m^3/h]}{B[m] \times h[m]} < V_k \approx 184 m/h \approx 0,05 m/s. \quad [5.37]$$

Nel caso le precedenti verifiche non dovessero essere soddisfatte in maniera accettabile, allora si dovranno variare opportunamente le dimensioni in pianta della vasca (B ed L) e fissare un tempo di detenzione idraulica t_H idoneo (eq. 5.32); e ripetere la procedura.

Verifica della portata specifica allo stramazzo

Questa verifica deve essere fatta nell'intento di evitare che un flusso troppo concentrato verso le zone in cui avviene la raccolta della fase liquida chiarificata



Figura 5.11 – Vasca di sedimentazione circolare con canalette a doppio stramazzo, disposte in senso radiale.

(stramazzi sulle canalette di raccolta, fig. 5.10) possa portare ad un richiamo troppo intenso di particelle di fango. In questo modo, “scappando” con l’effluente, talune particelle solide inficerebbero il rendimento depurativo del comparto ossidativo. In linea di massima, qualsiasi sia la fognatura, conviene non superare mai portate specifiche allo stramazzo dell’ordine di circa $8 \div 16 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{ml}$ (per metro lineare di lunghezza disponibile allo stramazzo), valutate sulla portata media giornaliera Q_n , sia per fognature separate che per fognature miste. Pertanto, detta B la larghezza utile del sedimentatore primario a pianta rettangolare, e adottando un numero n di canalette di raccolta dell’effluente, a doppio stramazzo, risulta lo sviluppo complessivo a disposizione dello stramazzo dell’effluente chiarificato pari a:

$$L_{str} = 2 \times B \times n. \quad [5.38]$$

Mentre, detto D (m) il diametro della vasca a pianta circolare, e adottando un’unica canaletta di raccolta dell’effluente, a doppio stramazzo e disposta lungo la circonferenza, risulta lo sviluppo complessivo a disposizione dello stramazzo

dell'effluente chiarificato pari a circa:

$$L_{str} \cong 2 \times (\pi \cdot D). \quad [5.38_b]$$

Adottando, invece, delle canalette a doppio stramazzo,^(5.2) disposte radialmente in numero di n_R sulla vasca circolare (fig.5.11), si ha circa:

$$L_{str} \cong \frac{D}{2} \times n_R \times 2. \quad [5.38_c]$$

In ogni caso, dovrà verificarsi che il rapporto:

$$\frac{Q_{max}}{L_{str}}$$

rientri nel limite imposto (circa $8 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2$). Se questa verifica non dovesse essere rispettata, si dovrà aumentare il numero di canalette di raccolta, se possibile; o, addirittura, aumentare la larghezza B della vasca a pianta rettangolare, e il diametro D della vasca a pianta circolare.

Rendimenti depurativi prevedibili

Rendimento di abbattimento del BOD_5 : $\eta_{BOD_5} = 30\%$;
 rendimento di rimozione solidi sedimentabili $\eta_{SS} = 90\%$.

Valutazione della quantità di fango di supero prodotta

Supposta una produzione specifica di residuo secco di circa $55 \text{ g SS/d} \times ab$, e ammesso un rendimento di abbattimento degli stessi di circa il 90% , si fissa, in via approssimata, un tenore in acqua del fango di circa $U_f(\%) = 95\%$.

La quantità giornaliera di SS si calcola in funzione del numero di abitanti equivalenti N serviti (ab):

$$P_s [\text{kg SS} / d] = (55 \text{ g SS} / d \times ab) \times N (ab) / (1000 \text{ g} / \text{kg}). \quad [5.39]$$

Pertanto, il volume giornaliero di fango V (m^3/d) può calcolarsi tramite l'espressione (vedere equazione 2.7.2 nell'esempio 2.7 a pag. 144):

$$V \approx \frac{P_s \times 100}{S \times \rho_{H_2O}} = \frac{(P_s \text{ kg SS} / d) \times 100}{(5\%) \times (1000 \text{ kg} / \text{m}^3)}; \quad [5.40]$$

dove, si ricorda, con "S" qui si intende il contenuto di solidi nel fango: $S(\%) = 100 - U_f(\%)$.

^(5.2) Ovviamente, nel caso di canalette a singolo stramazzo, la lunghezza disponibile calcolata con le equazioni 5.38, 5.38_b, 5.38_c, deve ridursi alla metà.

5.3.3 PROCEDURA DI DIMENSIONAMENTO DI UN SEDIMENTATORE SECONDARIO

Il dimensionamento vale sia per fognature separate, sia per fognature miste. Il parametro idraulico di progetto necessario è la portata massima Q_{max} (uguale alla portata di punta $Q_{punta} = k \times Q_n$ per fognature separate; e alla portata totale $Q_{tot} = (2 \div 5) \times Q_n$, per fognature miste). Come accennato al paragrafo 5.2.5, i valori dei parametri progettuali sono i seguenti:

- per le *fognature separate*, tempi di detenzione idraulica minimi di $3 \div 4$ ore, valutati in condizioni di *portata nera* Q_n ; (attorno alle quattro ore per gli impianti più piccoli);
- per le *fognature miste*, tempi di detenzione idraulica minimi di $0,5$ ore, valutati in condizioni di *portata massima* Q_{max} in tempo di pioggia; e tempi massimi fino a 4 ore, valutati in condizioni di *portata nera* Q_n .

Inoltre, i valori dei massimi carichi idraulici superficiali C_{is} , consigliati da numerosi *Standard Americani* per vasche di sedimentazione secondaria, possono così riassumersi (da valutarsi – attenzione! – secondo l'equazione 5.42):

- per fognature separate: $C_{is} = 0,6 \div 1,0 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2$, per portate Q_n fino a $50 \text{ m}^3/d$; mentre, $C_{is} = 1,0 \div 2,0 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2$, per portate Q_n maggiori di $50 \text{ m}^3/d$;
- per fognature miste: $C_{is} = 1,1 \div 1,4 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2$.

Inoltre, si devono considerare i seguenti valori limite del flusso solido totale, in mancanza di dati precisi di tipo sperimentale:

- per fognature sia separate che miste: $FS_L = 4 \div 6 \text{ kg SS}/h \times \text{m}^2$, riferito alla portata $Q_n + Q_r$; inoltre, nel caso di fognature unitarie, deve anche essere: $FS_L = 9 \text{ kg SS}/h \times \text{m}^2$, riferito alla portata $Q_{max} = (2 \div 5) \times Q_n$.

Dimensionamento geometria vasca

Si calcola la superficie minima in pianta necessaria per l'ispessimento. Si fissa, il valore massimo per il flusso solido totale, nota la concentrazione C_a del fango in aerazione, e ipotizzando un fattore medio di ricircolo pari ad $r = 1$ (100%):

$$S_{FS} = \frac{(1+r) \cdot Q_n \text{ [m}^3/h\text{]}}{FS_L \text{ [kg SS}/h \times \text{m}^2\text{]}} \times C_a \text{ [kg SS}/\text{m}^3\text{]}. \quad [5.41]$$

Si fissa, poi, un valore massimo per il carico idraulico superficiale C_{is} calcolando, così, la superficie minima in pianta necessaria per la sedimentazione S_{sed} :

$$S_{sed} \text{ [m}^2\text{]} = \frac{(1+r) \times Q_n}{C_{is} \text{ [m}^3/h \times \text{m}^2\text{]}}. \quad [5.42]$$

Si prende il valore maggiore tra i due calcolati:

5.3 Criteri pratici di dimensionamento di vasche di sedimentazione

$$S_{min} = \max\{S_{FS}; S_{sed}\}. \quad [5.43]$$

Si sceglie la sezione in pianta effettiva immediatamente superiore:

$$S \geq S_{min}. \quad [5.44]$$

E, di conseguenza, si fissano le dimensioni utili (misure interne) a seconda della geometria della vasca:

– pianta circolare di diametro utile D (m):

$$S [m^2] = \frac{\pi \cdot D^2 [m^2]}{4}, \quad [5.45]$$

– pianta rettangolare di larghezza utile B (m) e lunghezza utile L (m):

$$S [m^2] = B [m] \times L [m]. \quad [5.45_b]$$

Si assume un'altezza liquida h che rispetti il seguente vincolo:

$$h \geq 3,0 \text{ m}. \quad [5.46]$$

Si calcola, quindi, il volume utile per la vasca di sedimentazione secondaria:

$$V [m^3] = S [m^2] \times h [m]. \quad [5.47]$$

Si calcolano i seguenti tempi di residenza idraulica:

– sulla portata di tempo asciutto (Q_n):

$$t_{H \text{ medio}} = \frac{V}{Q_n}, \quad [5.48]$$

– sulla portata massima (Q_{max}):

$$t_{H \text{ min}} = \frac{V}{Q_{max}}. \quad [5.49]$$

I valori calcolati per $t_{H \text{ medio}}$ e $t_{H \text{ min}}$ devono verificare quanto già riportato precedentemente:

- per le *fognature separate* o *miste*, tempi di detenzione idraulica minimi di $3 \div 4$ ore, valutati in condizioni di *portata nera* Q_n ; (attorno alle quattro ore per gli impianti più piccoli), comunque mai oltre le $11 \div 12$ ore;
- per le *fognature miste*, tempi di detenzione idraulica minimi di $0,5$ ore, valu-

tati in condizioni di *portata massima* Q_{max} in tempo di pioggia; quest'ultima variabile, nella sezione biologica, nell'intervallo $Q_{max} = (2 \div 5) \times Q_n$.

Infine, solo nel caso in cui la rete fognante adducente all'impianto sia di tipo unitaria (mista), il valore della superficie S effettiva deve essere compatibile con il massimo flusso solido, valutato sulla portata massima $Q_{max} = (2 \div 5) \times Q_n$:

$$S [m^2] \geq \frac{Q_{max} [m^3 / h] \times C_a [kg SS / m^3]}{(9 kg SS / h \times m^2)}. \quad [5.50]$$

Se i due vincoli riportati in 5.48, 5.49, ed eventualmente la 5.50, non sono rispettati, si può intervenire variando opportunamente l'altezza liquida h (eq. 5.46) o la sezione in pianta S (eq. 5.44) del sedimentatore. È necessario notare che tempi di detenzione idraulica eccessivi sono tali da comportare il rischio di deterioramento della qualità del fango accumulato nella tramoggia della vasca, a causa degli effetti di denitrificazione o addirittura di setticizzazione anaerobica che possono instaurarsi. Questo inconveniente, nel caso di periodi di portate estremamente ridotte, può essere contrastato adottando leggermente maggiori portate di ricircolo. In ogni caso, anche l'assumere enormi portate di ricircolo risulta controproducente perché un pompaggio eccessivamente energetico tende a disturbare tutta la sedimentazione, causa l'eccessiva turbolenza che sviluppa sul fondo della vasca. Ovviamente, l'ideale è dimensionare il sedimentatore in maniera tale che i tempi di detenzione idraulica, anche durante le basse portate, non siano eccessivi.

Verifica della portata specifica allo stramazzo

Questa verifica è analoga a quella riportata per il sedimentatore primario (paragrafo 5.3.2). Nel caso del sedimentatore secondario, questa verifica risulta ancora più importante, in virtù del calo di rendimento depurativo conseguente all'eventuale fuga di solidi con l'effluente. La portata specifica allo stramazzo deve essere compresa circa tra $4 \div 6,5 m^3/h \times ml$ (per metro lineare di lunghezza disponibile allo stramazzo), valutate sulla portata media giornaliera Q_n sia per fognature separate, sia per fognature miste.

Rendimenti depurativi prevedibili e valutazione della quantità di fango prodotta

Poiché il sedimentatore secondario, dal punto di vista del rendimento depurativo, è da considerarsi intimamente connesso con la vasca di aerazione, si rimanda a quanto detto nella *Parte II* e relativi esempi^(5.3) in merito al calcolo dei rendimenti depurativi prevedibili e alla stima della quantità di fango di supero prodotta giornalmente.

^(5.3) Per un calcolo del volume del fango prodotto giornalmente si veda esempio 2.7; Per un calcolo sulla stima della quantità di fango prodotta in aerazione in un impianto a fanghi attivi, vedere esempio 2.16.

avendo considerato, per sicurezza, il valore minore del range $1,40 \div 2,00 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^2$ riportato nella tabella 5.1, in corrispondenza della colonna relativa alla portata Q_n .

Scelta del tempo di detenzione minimo in condizioni di punta

In base al vincolo 5.33, si sceglie un tempo di detenzione idraulica minimo, valutato sulla portata massima, pari a:

$$t_H = 0,8 \text{ h} \geq 0,5 \text{ h.}$$

Calcolo del volume della vasca di sedimentazione

In base all'equazione 5.34, si calcola:

$$V = t_H \times Q_{\max} = (0,8 \text{ h}) \times (120 \text{ m}^3 / \text{h}) = 96 \text{ m}^3.$$

Calcolo e verifica dell'altezza liquida effettiva

In base alle dimensioni scelte per la sezione in pianta, ed in base al minimo tempo di detenzione idraulica del refluo in condizioni di punta, l'altezza utile liquida a disposizione per la sedimentazione primaria risulta (eq. 5.35):

$$h [\text{m}] = \frac{V [\text{m}^3]}{S [\text{m}^2]} = \frac{(96 \text{ m}^3)}{(36 \text{ m}^2)} \approx 2,7 \text{ m} \geq 2,5 \text{ m.}$$

Verifica del tempo medio di detenzione idraulica per portata nera

In base all'equazione 5.36, il tempo medio di detenzione idraulica in tempo secco è:

$$t_{H \text{ min}} = \frac{V}{Q_n} = \frac{(96 \text{ m}^3)}{(40 \text{ m}^3 / \text{h})} = 2,4 \text{ h.}$$

Tale valore si trova perfettamente allineato nel range ottimo di variazione: $2 \div 3 \text{ ore}$.

Verifica velocità critica di risospensione

La velocità media del flusso della portata idraulica all'interno della vasca è (eq. 5.37):

$$V_H = Q_{\max} / [B \times h] = Q_{\max} / [(4,0 \text{ m}) \times (2,7 \text{ m})] = (120 \text{ m}^3/\text{h}) / (10,8 \text{ m}^2) \approx \\ \approx 11,1 \text{ m/h} = 3,1 \text{ mm/s} \approx 50 \text{ mm/s} = 184 \text{ m/h.}$$

In quasi tutti i casi, la verifica risulta sempre ampiamente soddisfatta. In particolare, per vasche di sezione a pianta circolare tale verifica è relativamente poco importante.

Verifica portata specifica allo stramazzo

In base all'equazione 5.38, scegliendo per la vasca a pianta rettangolare un numero di $n = 2$ canalette a doppio stramazzo, si ha:

$$L_{str} = 2 \times B \times n = 2 \times (4,0 \text{ m}) \times 2 = 16,0 \text{ ml} \text{ (di lunghezza stramazzo).}$$

La massima portata specifica effettiva allo stramazzo risulta così:

$$Q_{max}/L_{str} = (120 \text{ m}^3/\text{h})/(16,0 \text{ ml}) = 7,5 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{ml} < 8,0 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{ml}.$$

Riepilogo dimensioni (interne) vasca di sedimentazione primaria

Vasca a pianta:	<i>rettangolare (in cls armato);</i>
larghezza utile (interna):	$B = 4,0 \text{ m};$
lunghezza utile (interna):	$L = 9,0 \text{ m};$
altezza liquida in vasca:	$h = 2,7 \text{ m};$

Ingombro vasca di sedimentazione

spessore pareti vasca:	$s_p = 0,30 \text{ m};$
spessore soletta di fondazione:	$s_f = 0,40 \text{ m};$
ingombro larghezza vasca:	$B_{eff} = 4,60 \text{ m};$
ingombro lunghezza vasca:	$L_{eff} = 9,60 \text{ m};$
altezza pareti vasca:	$h_{eff} = 3,20 \text{ m};$
<i>(da estradosso soletta di fondazione)</i>	
ingombro verticale vasca	$3,80 \text{ m}.$
<i>(compreso magrone di sottofondazione)</i>	

Materiali: **Rck200 – FeB44k**

Stima armature pareti vasca (fuori terra) – valori orientativi

armatura lato interno vasca:	$1\phi 12/20 \text{ cm};$
armatura lato esterno vasca:	$1\phi 12/20 \text{ cm};$

Stima armature soletta di fondazione (vasca fuori terra) – valori orientativi

armatura corrente (entrambe le direzioni): $1 + 1\phi 12/20 \text{ cm};$
(direzione lato minore B della vasca)

armatura di ripartizione: $1 + 1\phi 12/20 \text{ cm};$
(direzione lato maggiore L della vasca)

monconi aggiuntivi (entrambe le direzioni): $1 + 1\phi 16/20 \text{ cm}.$
(in corrispondenza degli incastri con la soletta di fondazione).

ESEMPIO 5.6

Si dimensiona una vasca di sedimentazione secondaria per un impianto a fanghi attivi che presenti le medesime caratteristiche di quello dell'esempio 5.5 (fognatura mista). Inoltre, si supponga che nel dimensionare la vasca di aerazione si sia adottato il seguente parametro di progetto: concentrazione del fango nella miscela aerata pari a $C_a = 5 \text{ kg SS/m}^3$.

Soluzione. Come noto, la relazione che lega la concentrazione del fango nella miscela aerata C_a (nella vasca di ossidazione a fanghi attivi) e la massima concentrazione di fango ispessito $C_u = C_r$, nella tramoggia del sedimentatore è la seguente:

$$\frac{C_a}{C_u} = \frac{1}{1+1/r}$$

Dunque, ipotizzando un fattore di ricircolo pari al 100% della portata nera Q_n si ottiene:

$$C_u = (1+1/r) \times C_a = 2 \times (5 \text{ kg SS} / \text{m}^3) = 10 \text{ kg SS} / \text{m}^3$$

Pertanto, il sedimentatore secondario deve essere dimensionato per consentire un ispessimento del fango di almeno $C_u = 10 \text{ kg SS/m}^3$. Per sicurezza, si dimensionerà la vasca per consentire una concentrazione del fango ispessito maggiore di circa il 20% della concentrazione precedente.

Pertanto, volendo una concentrazione $C_u = 12 \text{ kg SS/m}^3$, la relativa concentrazione di progetto del fango in arrivo dalla vasca di aerazione dovrà considerarsi pari a:

$$C_a = (1/2) \times C_u = 0,5 \times (12 \text{ kg SS/m}^3) = 6 \text{ kg SS/m}^3$$

Calcolo della superficie minima in pianta per l'ispessimento

In base all'equazione 5.41, assumendo per il flusso solido limite il valore di $FS_L = 6 \text{ kg SS/h} \times \text{m}^2$ si ha:

$$S_{FS} = \frac{(1+r) \cdot Q_n [\text{m}^3 / \text{h}]}{FS_L [\text{kg SS} / \text{h} \times \text{m}^2]} \times C_a [\text{kg SS} / \text{m}^3] = \frac{(1+1) \cdot 40 \text{ m}^3 / \text{h}}{(6 \text{ kg SS} / \text{h} \times \text{m}^2)} \times (6 \text{ kg SS} / \text{m}^3) = 80 \text{ m}^2$$

Calcolo della superficie minima in pianta per la chiarificazione

In base all'equazione 5.42, avendo scelto per il massimo carico idraulico superficiale il valore $C_{is} = 1,1 \text{ m}^3 / \text{h} \times \text{m}^2$, si ha:

$$S_{sed} [\text{m}^2] = \frac{(1+r) \times Q_n [\text{m}^3 / \text{h}]}{C_{is} [\text{m}^3 / \text{h} \times \text{m}^2]} = \frac{(1+1) \times (40 \text{ m}^3 / \text{h})}{(1,1 \text{ m}^3 / \text{h} \times \text{m}^2)} \approx 73 \text{ m}^2$$

La superficie in pianta minima per il sedimentatore risulta:

$$S_{min} = \max \{ S_{FS}; S_{sed} \} = 80 \text{ m}^2.$$

Scelta dimensioni geometriche pianta sedimentatore

Scegliendo una vasca a pianta circolare di diametro $D = 10,5 \text{ m}$, risulta un'area:

$$S [\text{m}^2] = \frac{\pi \cdot D^2 [\text{m}^2]}{4} = \frac{\pi \cdot (10,5 \text{ m})^2}{4} \approx 86,5 \text{ m}^2.$$

La geometria in pianta è idonea, risultando infatti:

$$S \geq S_{min}.$$

Scelta altezza liquida utile

In base a quanto osservato al paragrafo 5.2.5, si fissa un'altezza liquida pari a:

$$h = 3,5 \text{ m}.$$

Calcolo volume utile vasca di sedimentazione secondaria

Il volume utile per la sedimentazione è:

$$V = S \times h = (86,5 \text{ m}^2) \times (3,5 \text{ m}) = 302,75 \text{ m}^3.$$

Verifica tempo medio di residenza idraulica

In base all'equazione 5.48, il tempo medio valutato con la portata di tempo secco è:

$$t_{H \text{ medio}} = \frac{V}{Q_n} = \frac{(302,75 \text{ m}^3)}{(40 \text{ m}^3 / \text{h})} \approx 7,6 \text{ h} > 4 \text{ h}.$$

Inoltre, non eccede il tempo massimo di $11 \div 12 \text{ ore}$; altrimenti vi è il pericolo della setticizzazione anaerobica o della *denitrificazione* (con "rising" del fango e conseguente uscita del fango con l'effluente) e concomitante diminuzione del rendimento depurativo in aerazione.

Verifica tempo minimo in condizioni di punta

In base all'equazione 5.49, il tempo minimo di detenzione idraulica in condizioni di punta risulta pari a:

$$t_{H \text{ min}} = \frac{V}{Q_{max}} = \frac{(302,75 \text{ m}^3)}{(120 \text{ m}^3 / \text{h})} \approx 2,5 \text{ h} > 0,5 \text{ h}.$$

5.4 CARATTERISTICHE COSTRUTTIVE DELLE VASCHE DI SEDIMENTAZIONE

5.4.1 PREMessa

I comparti per la sedimentazione sono costituiti da vasche circolari o rettangolari in calcestruzzo armato o in ferro, dotate di fondo leggermente in pendenza verso una tramoggia, dove il fango sedimentato viene convogliato mediante opportuni meccanismi raschiafanghi, e lì vengono ispessiti e successivamente estratti meccanicamente.

In impianti di depurazione molto modesti, talvolta, vengono impiegati sedimentatori a sezione circolare o quadrata sprovvisti di meccanismo raschiafanghi, ma con un fondo molto inclinato, in modo che il convogliamento dei fanghi dentro la tramoggia per l'ispessimento (generalmente situata nel centro della vasca) avvenga semplicemente per gravità. Pertanto, a causa di questa particolare conformazione, vasche relativamente più grandi dovrebbero presentare eccessive profondità con le ovvie difficoltà di realizzazione. Per questo motivo, l'uso di tali sedimentatori è limitato a piccoli impianti e, nel caso di grandi installazioni, si ricorre sempre a sedimentatori con meccanismo di raccolta fanghi.

Nelle vasche circolari, di solito, l'affluente viene immesso in un distributore posizionato al centro della vasca e l'effluente viene raccolto mediante opportuni stramazzi distribuiti lungo la periferia della vasca, oppure radialmente (fig. 5.11). Nel caso di vasche rettangolari, la distribuzione dell'influente e la raccolta dell'effluente avvengono lungo i due lati più corti *B* della vasca.

Per i sedimentatori, due sono gli elementi costruttivi di particolare importanza:

- la distribuzione del flusso liquido proveniente dalla vasca di aerazione (o dal reflu proveniente dai trattamenti meccanici preliminari) tra più sedimentatori secondari (o primari);
- il sistema di immissione e distribuzione del flusso liquido all'interno delle vasche di sedimentazione.

Per quanto riguarda la distribuzione della portata idraulica tra più vasche (di regola, poste in parallelo), si deve tenere presente che per vari motivi non risulta conveniente, sia per i sedimentatori primari che secondari, superare certe dimensioni massime. Di conseguenza, è molto frequente che, in impianti di dimensioni non trascurabili, siano presenti più vasche di sedimentazione in parallelo, sulle quali si deve partizionare, in parti uguali, la portata idraulica da trattare. Se questo non venisse realizzato correttamente, si verificherebbero notevoli disfunzioni, durante l'esercizio: alcuni sedimentatori lavorerebbero con sovraccarichi idraulici eccessivi, rispetto ai rimanenti che lavorerebbero, invece, nella condizione opposta.

Questo inconveniente può dipendere essenzialmente da questi fattori:

- lunghezza o diametri diversi delle tubazioni di collegamento;
- presenza sulle stesse tubazioni di perdite di carico distribuite e concentrate di entità diversa;
- battenti idrostatici differenti, ecc.

Di conseguenza, la progettazione idraulica del sistema di distribuzione deve essere particolarmente curata, in modo che il carico idraulico complessivo sia esattamente ripartito, (ed, assieme ad esso, il carico organico, il carico dei solidi sospesi e tutti gli altri parametri caratteristici del refluo), con i regimi variabili di portata che caratterizzano i liquami.

L'esatta ripartizione idraulica può essere effettuata in appositi manufatti (detti, appunto, "ripartitori idraulici") che creano delle perfette condizioni di simmetria idraulica del flusso. Inoltre, per l'esatta ripartizione delle sostanze solide in sospensione nella fase liquida, occorre che tali manufatti siano dotati di appositi volumi in cui far sviluppare una sufficiente turbolenza della fase liquida, immediatamente a monte della ripartizione; in modo da poter partizionare correttamente anche le parti solide trasportate dalla fase liquida.

In generale, pur supponendo un discreto funzionamento degli organi ripartitori, pratica da evitare il più possibile è quella di prevedere vasche funzionanti in parallelo, con dimensioni differenti e con portate di alimentazione differenti.

Infine, per quanto riguarda il sistema di immissione e distribuzione del flusso all'interno dei sedimentatori stessi, si deve fare riferimento all'affidabilità e all'esperienza del Costruttore.

5.4.2 TIPOLOGIE DI SEDIMENTATORI E RELATIVI ELEMENTI COSTRUTTIVI

Vasche di sedimentazione con ponte raschiatore "va e vieni". I ponti aspiranti "va e vieni" (fig. 5.12) possono essere usati in tutte quelle vasche rettangolari progettate come sedimentatori finali. Per adattarsi ai vari sistemi, nuovi od esistenti, si possono combinare ponti di varie strutture e lunghezze, con diversi sistemi di raschiatura del fango, di gruppi di trazione, di equipaggiamenti elettrici di controllo ed accessori opzionali.

A seconda dei casi, le unità possono essere usate come raschiatori a nastro o longitudinali per:

- vasche longitudinali fino ad una larghezza di 25 m;
- vasche singole, doppie o triple;
- vasche a cielo aperto o in ambienti coperti.

Possono funzionare con rotaie o, in assenza di queste, con ruote laterali di guida. Questo sedimentatore consiste in un ponte meccanico traslante, completo del sistema di trazione, di quello di rimozione del fango, dei controlli che provve-

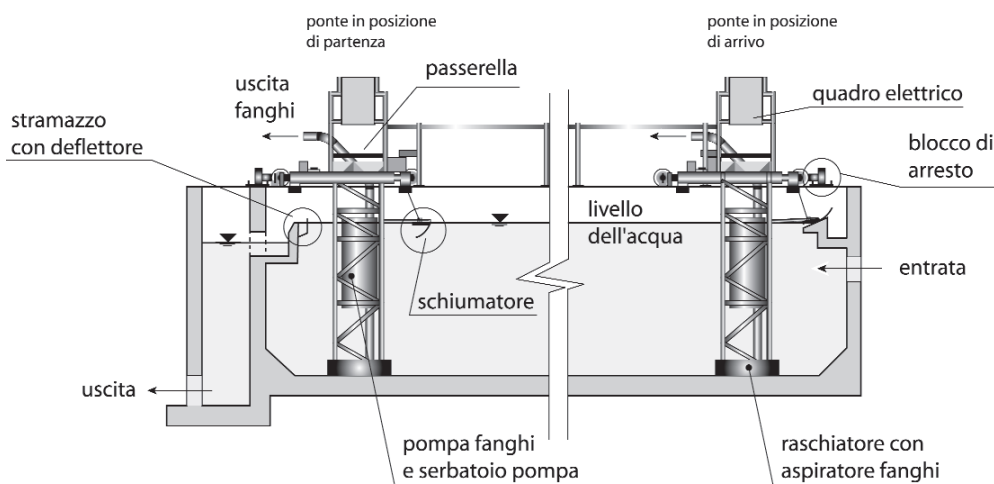


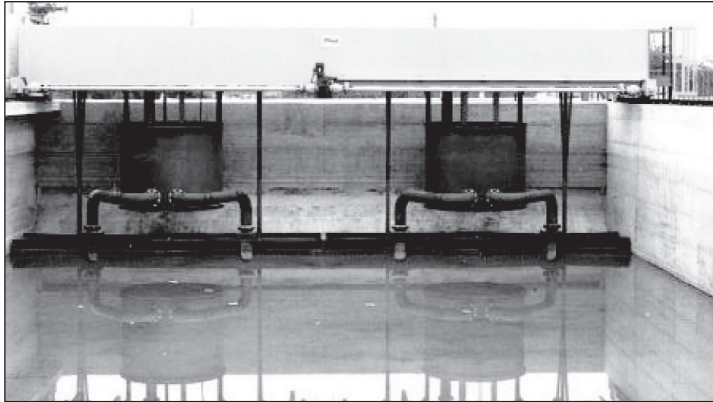
Figura 5.12 – Schema di vasca di sedimentazione rettangolare con ponte raschiatore “*va e vieni*”.
Figura riadattata elettronicamente dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

dono alle necessarie operazioni, e dei vari accessori richiesti per funzionare nella vasca rettangolare di progetto. I ponti standard a trave sono disponibili per ampiezze di vasca da 2,0 a 12,0 metri. Questi ponti sono provvisti di due grosse travi con irrigidimenti laterali e diagonali per assicurare l'integrità strutturale. I ponti a travatura reticolare sono utilizzati invece per ampiezze superiori ai 12,0 m. Il dimensionamento dei ponti a travatura reticolare dipende dall'ampiezza del bacino e dalla quantità e tipo di equipaggiamento che dovrà essere montato sul ponte stesso. Generalmente, sono presenti sufficienti irrigidimenti laterali e reticolari per assicurare l'integrità strutturale. Le ringhiere ed i grigliati sono standard sia sui ponti reticolari che in quelli a trave.

Gli equipaggiamenti posti sotto i ponti sono progettati in modo da resistere agli stress più elevati e in modo da ridurre il più possibile la manutenzione.

Il ponte consiste di una trave strutturale a ringhiera o a trave piena. La passerella del ponte è solitamente coperta con grigliati o lamiera pedonabile. Il ponte presenta ringhiere costruite con tubo da 1" e montanti verticali con passo non superiore a 1,5 metri (fig. 5.13b-c).

Il meccanismo di trazione è un motoriduttore per ruota motrice. Il ponte si sposta da una estremità all'altra del bacino con una velocità compresa da 1,0 a 2,0



a)



b)



c)

Figura 5.13 – Foto con particolari sedimentatore secondario con ponte raschiatore “*va e vieni*”. Da Ecoplants S.r.l.

m/min circa, ed è mosso da riduttori di taglia adeguata in modo da prevenire gli arresti sotto i carichi che si incontrano nel normale funzionamento. Il ponte ruota direttamente sui bordi della vasca su ruote gommate o su rotaie. L'alimentazione elettrica è a tamburo avvolgicavo motorizzato, con tamburo a molla o con cavo piatto a festone.

Il sistema aspirante è equipaggiato con *tubi aspiranti*, con *air-lift* o con *pompa*. Per fanghi secondari o estremamente leggeri si possono impiegare pompe, sifoni o *air-lift*. Questi meccanismi, solidali al ponte, provvedono a rimuovere continuamente il fango, eliminando la raschiatura di grossi volumi di fango, ed eliminando problemi di "*bulking*". Inoltre, evitano che si verifichi lo scavalcamen- to dei raschiatori da parte del letto di fango. Delle raschie rivestite di neoprene raccolgono e canalizzano il fango verso le teste aspiranti da dove il fango stesso

viene sollevato e scaricato nel truogolo di ritorno, per gravità. Il fango di ritorno può essere facilmente controllato regolando:

- il tempo di funzionamento del sistema aspirante;
- le portate delle pompe o dei sifoni;
- la velocità di traslazione del ponte e la sequenza di funzionamento del ponte.

Grazie alla rimozione del fango da parte dei sistemi aspiranti (fig. 5.13a), possono essere rimossi dal bacino, senza risospensioni, un'elevata percentuale dei solidi sedimentati. I chiarificatori aspiranti che funzionano regolarmente producono un effluente finale con solidi sedimentabili quasi nulli. Il quadro elettrico di controllo è direttamente assemblato sul ponte.

Il chiarificatore è equipaggiato completamente con i controlli necessari al funzionamento. Tali controlli sono racchiusi in un quadro montato sul ponte (fig. 5.12 e 5.13). Il pannello include un interruttore generale, teleruttori di avviamento con protezioni contro il sovraccarico e relè a ritardo, come richiesto per il funzionamento. Sono previsti dei programmatori per avere il massimo controllo sulla rimozione del fango e sul movimento del ponte. Ad entrambe le estremità della vasca il ponte si ferma automaticamente. Il tempo di sosta all'estremità della vasca può essere regolabile dall'Operatore.

Il meccanismo dello schiumatore provvede a rimuovere la schiuma. Tale meccanismo è solidale al ponte ed ha la lama che si estende per l'ampiezza del bacino. Lo schiumatore è operativo solamente quando il ponte sta viaggiando in una direzione e versa la schiuma in un truogolo di raccolta; mentre si solleva durante il viaggio di ritorno. Il sistema di schiumatura include un truogolo di raccolta della schiuma, del tipo a soglia inclinata, posto sulla parete di fondo della vasca del chiarificatore (fig. 5.12).

Ponte raschiatore “va e vieni” con raschiatore meccanico. Questa tipologia di ponti raschiatori meccanici (fig. 5.14) possono essere usati in tutte quelle vasche rettangolari progettate per funzionare come sedimentatori primari o finali. Per adattarsi ai vari sistemi, nuovi od esistenti, si possono combinare ponti di varie strutture e lunghezze, con diversi sistemi di raschiatura del fango, di gruppi di trazione, di equipaggiamenti elettrici di controllo ed accessori opzionali (fig. 5.16). A seconda dei casi, le unità possono essere usate come raschiatori a nastro o longitudinali per:

- vasche longitudinali fino ad una larghezza di 25 m;
- vasche singole, doppie o triple;
- vasche a cielo aperto o in ambienti coperti.

Possono funzionare con rotaie o, in assenza di queste, con ruote laterali di guida. Il chiarificatore consiste in un ponte meccanico traslante, completo del suo sistema di trazione, di quello di rimozione del fango, dei controlli che provvedono

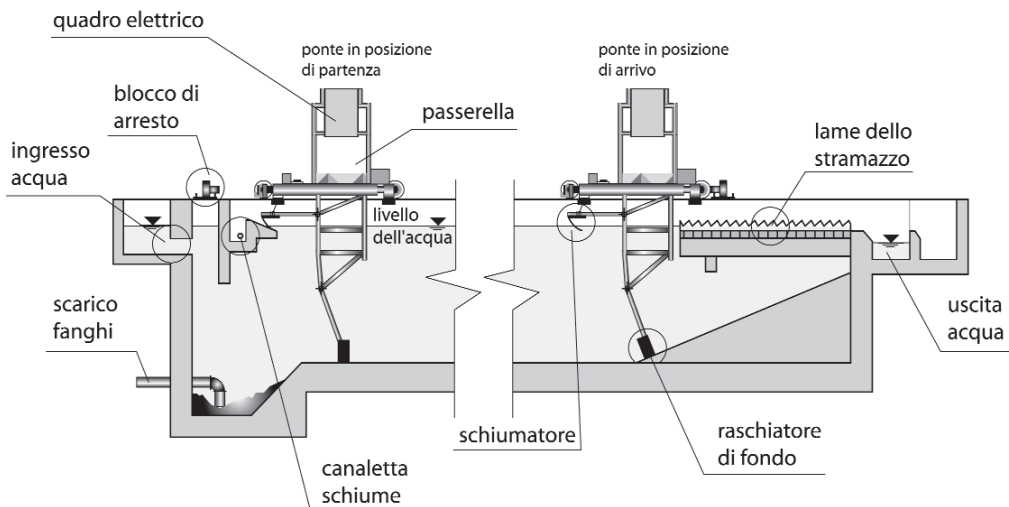


Figura 5.14 – Schema di vasca di sedimentazione con ponte chiarificatore “va e vieni” con raschiatore meccanico. Figura rielaborata elettronicamente dal Catalogo Ecoplants S.r.l.

alle necessarie operazioni, e dei vari accessori richiesti per funzionare nella vasca rettangolare di progetto. I ponti standard a trave di adattano per ampiezze di vasca da 2,0 a 12,0 metri. Questi ponti sono provvisti di due grosse travi con irrigidimenti laterali e diagonali per assicurare l'integrità strutturale. I ponti a travatura reticolare sono utilizzati, invece, per ampiezze superiori ai 12,0 m. Il dimensionamento dei ponti a travatura reticolare dipende dall'ampiezza del bacino e dalla quantità e tipo di equipaggiamento che dovrà essere montato sul ponte stesso. Generalmente, vengono utilizzati sufficienti irrigidimenti laterali e reticolari per assicurare l'integrità strutturale. Le ringhiere ed i grigliati sono standard sia sui ponti reticolari che in quelli a trave. Gli equipaggiamenti posti sotto i ponti sono progettati in modo da resistere agli stress più elevati, da richiedere solamente la minima manutenzione e da garantire un funzionamento senza problemi.

La costruzione del ponte è a trave strutturale e ringhiera o a trave piena. La passerella del ponte è coperta con grigliati o lamiera pedonabile (fig. 5.15 e fig. 5.16a-c). Il ponte ha ringhiere costruite con tubo da 1" e montanti verticali con passo non superiore a 1,5 metri. Il meccanismo di trazione è un motoriduttore per ruota motrice. Il ponte viaggia da una estremità all'altra del bacino ad una

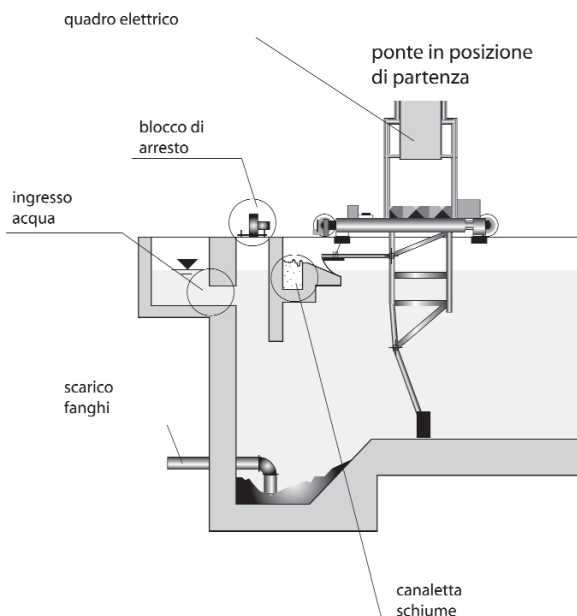


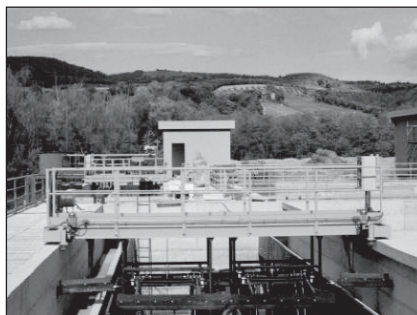
Figura 5.15 – Particolari del dispositivo raschia fondo e del dispositivo di raccolta delle schiume (da fig. 5.14).



a)



b)



c)



d)

Figura 5.16 – Foto con particolari ponte chiarificatore “va e vien” con raschiatore meccanico. Da Ecoplants S.r.l.

SELEZIONE VASCHE DI SEDIMENTAZIONE RETTANGOLARI
(PER SOSPENSIONI DI FANGO ATTIVO)

SELECTION OF RECTANGULAR SETTLING TANKS
(FOR SUSPENSIONS OF ACTIVATED SLUDGE)

MODELLO STD. SIZE	SUPERFICIE DI SEDIMENTAZIONE	PORTATA AFFLUENTE	DIMENSIONE VASCA TANK SIZE			LUNG LAMA. STRAMAZZO	POTENZA MOTORI ENGINE POWER
	SETTLING AREA	FLOW-RATE	LARG. WIDTH	LUNG. LENGTH	ALTEZ. HEIGHT	EFFLUENT WEIR LENGTH	
	m ²	m ³ /giorno - m ³ /day	m	m	m	m	kW
PAR-201	12,0	290	2,0	6,0	3,6	2,3	0,4
PAR-202	14,0	340	2,0	7,0	3,6	2,7	0,4
PAR-203	16,0	390	2,0	8,0	3,6	3,1	0,4
PAR-251	18,8	460	2,5	7,5	3,6	3,7	0,6
PAR-252	21,9	530	2,5	8,8	3,6	4,3	0,6
PAR-253	25,0	610	2,5	10,0	3,6	4,9	0,6
PAR-301	27,0	660	3,0	9,0	3,6	5,3	0,6
PAR-302	31,5	770	3,0	10,5	3,6	6,1	0,6
PAR-351	36,8	900	3,5	10,5	3,6	7,2	0,6
PAR-352	42,9	1050	3,5	12,3	3,6	8,4	0,6
PAR-401	48,0	1170	4,0	12,0	3,6	9,4	0,6
PAR-402	56,0	1360	4,0	14,0	3,6	10,9	0,6
PAR-451	60,8	1480	4,5	13,5	3,6	11,9	0,6
PAR-452	70,9	1730	4,5	15,8	3,6	13,8	0,6
PAR-453	81,0	1970	4,5	18,0	3,6	15,6	0,6
PAR-501	75,0	2140	5,0	15,0	3,5	16,0	0,6
PAR-502	87,5	2490	5,0	17,5	3,5	16,6	0,6
PAR-551	90,8	2580	5,5	16,5	3,5	17,2	0,8
PAR-601	108,0	3080	6,0	18,0	3,5	20,5	0,8
PAR-651	126,8	3610	6,5	19,5	3,5	24,1	0,9
PAR-701	147,0	4190	7,0	21,0	3,5	27,9	0,9
PAR-751	168,8	4810	7,5	22,5	3,5	32,1	0,9
PAR-801	192,0	6260	8,0	24,0	3,2	37,9	0,9
PAR-851	216,8	7060	8,5	25,5	3,2	42,8	0,9

Tabella 5.2 – Parametri di progetto per vasca di sedimentazione secondaria (a pianta rettangolare) in funzione della portata idraulica media dell'affluente. (Continua alla pagina seguente ➡).

MODELLO STD. SIZE	SUPERFICIE DI SEDIMENTAZIONE	PORTATA AFFLUENTE	DIMENSIONE VASCA TANK SIZE			LUNG. LAMA. STRAMAZZO	POTENZA MOTORI ENGINE POWER
	SETTLING AREA	FLOW-RATE	LARG. WIDTH	LUNG. LENGTH	ALTEZ. HEIGHT	EFFLUENT WEIR LENGTH	
	m ²	m ³ /giorno - m ³ /day	m	m	m	m	kW
PAR-901	243,0	7920	9,0	27,0	3,2	48,0	1,1
PAR-951	270,8	8820	9,5	28,5	3,2	53,5	1,1
PAR-1001	300,0	9780	10,0	30,0	3,2	59,3	1,1
PAR-1051	330,8	10780	10,5	31,5	3,2	65,3	1,1
PAR-1101	363,0	11830	11,0	33,0	3,2	71,7	1,1
PAR-1151	396,8	12930	11,5	34,5	3,2	78,4	1,1
PAR-1201	432,0	14080	12,0	36,0	3,2	85,4	1,7
PAR-1301	507,0	16530	13,0	39,0	3,2	100	1,7
PAR-1401	588,0	19170	14,0	42,0	3,2	116	1,7
PAR-1501	675,0	22000	15,0	45,0	3,2	133	1,7
PAR-1601	768,0	25040	16,0	48	3,2	152	2,3
PAR-1701	867,0	28260	17,0	51,0	3,2	171	2,3
PAR-1801	972,0	31690	18,0	54,0	3,2	192	2,3
PAR-1901	1083,0	35300	19,0	57,0	3,2	214	2,3
PAR-2001	1200,0	39120	20,0	60,0	3,2	237	2,3

(← Continua dalla pagina precedente).

Tabella 5.2 – Parametri di progetto per vasca di sedimentazione ie lunghezza stramazzo in funzione della portata idraulica media dell'affluente. Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

velocità da 1,0 a 2,0 m/min, mosso da riduttori di taglia adeguata a prevenire gli arresti sotto i carichi che si incontrano nel normale funzionamento. Il ponte trasla direttamente sui bordi della vasca su ruote gommate o su rotaie. L'alimentazione elettrica è con tamburo avvolgicavo motorizzato, con tamburo a molla o con cavo piatto a festone.

Il paranco per raschia di fondo è dotato di sollevamento elettrico a fune, con sollevamento indipendente per ciascuna vasca (fig. 5.15 e 5.16d).

Il quadro elettrico di controllo è direttamente assemblato sul ponte. Il sedimentatore è equipaggiato completamente con i controlli necessari al funzionamento. Tali controlli sono racchiusi in un quadro montato sul ponte. Il pannello include un interruttore generale, teleruttori di avviamento con protezioni contro il sovraccarico e relè a ritardo come richiesto per il funzionamento. Sono previsti,

inoltre, dei programmatori per avere il massimo controllo sulla rimozione del fango e sul movimento del ponte. Ad entrambe le estremità della vasca il ponte si ferma automaticamente. Il tempo di sosta all'estremità della vasca può essere regolato a piacere dall'Operatore.

Il meccanismo schiumatore è operativo solamente quando il ponte sta viaggiando in una direzione e versa la schiuma in un truogolo di raccolta, mentre si solleva durante il viaggio di ritorno. Il sistema di schiumatura include un truogolo di raccolta schiuma, del tipo a soglia inclinata, posto sulla parete di fondo della vasca del chiarificatore (fig. 5.15).

Chiarificatore circolare a ponte intero. Questa tipologia di sedimentatori (fig. 5.17) è adatta sia per la sedimentazione primaria che per la secondaria, utilizzando la forza di gravità per la rimozione dei solidi. Nel caso di sedimentazione primaria, si possono selezionare sia solidi sospesi organici che inorganici. Nel caso di sedimentazione secondaria, si possono selezionare i solidi sospesi colloidali ed impurità organiche disciolte, con il fiocco di fango attivo.

Per vasche circolari fino ad un diametro massimo di circa 17 m, per adattarsi alle varie situazioni, nuove od esistenti, si possono combinare ponti di varie strutture e lunghezze, con diversi sistemi di raschiatura del fango, di gruppi di rotazione, d'equipaggiamenti elettrici di controllo ed accessori opzionali (figure 5.18).

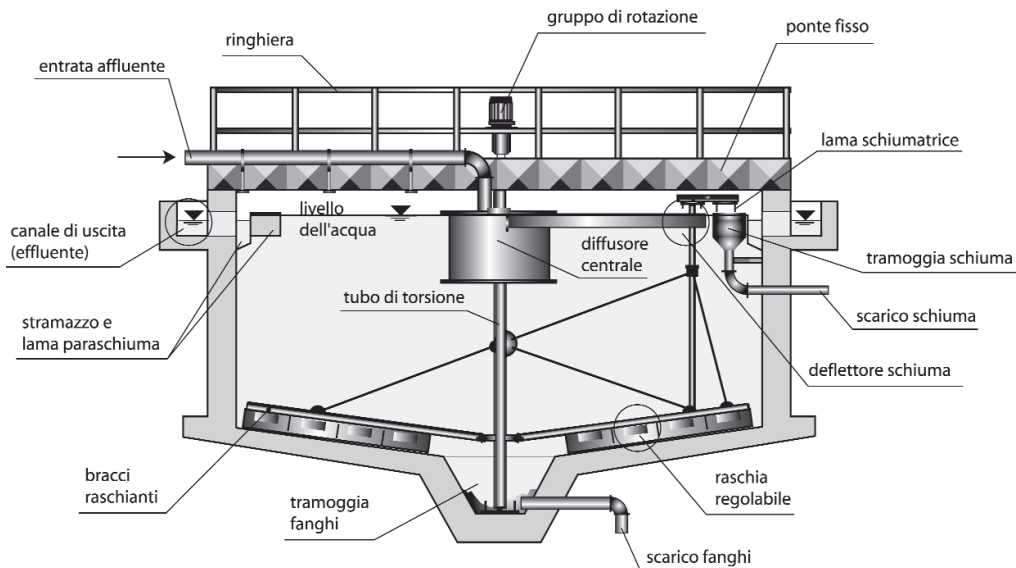


Figura 5.17 – Schema di sedimentatore circolare a ponte intero. Figura riadattata elettronicamente dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

Ogni unità di chiarificazione comprende un raschiatore di fondo, un gruppo di rotazione centrale posto sopra il livello dell'acqua, un diffusore centrale sull'affluente, un tubo di torsione, un ponte d'accesso, un supporto centrale di fondo, delle lame di sfioro per l'effluente, uno schiumatore ed, eventualmente, una vaschetta per le schiume e, infine, un sistema d'allarme per i sovraccarichi (fig. 5.18).

Il gruppo centrale di rotazione aziona il tubo di torsione al quale sono fissati i bracci raschianti di fondo (fig. 5.18a-b). La rotazione di questi bracci convoglia il fango nel pozzetto centrale dal quale parte la tubazione di estrazione del fango stesso. Il dimensionamento dei ponti a travatura reticolare dipende dal diametro del bacino e dal tipo d'equipaggiamento che dovrà essere montato sul ponte stesso. Le ringhiere ed i grigliati sono standard sia sui ponti reticolari che in quelli a trave. Gli equipaggiamenti posti sotto i ponti sono progettati in modo da resistere agli stress più elevati, in modo da ridurre il più possibile la manutenzione. La passerella del ponte è coperta con grigliati o lamiera pedonabile (fig. 5.18b). Il ponte è dotato di ringhiere costruite con tubo da 1" e montanti verticali con passo non superiore a 1,5 metri. La struttura del ponte è sostenuta dalle pareti della vasca (fig. 5.17 e 5.18b) e il gruppo di rotazione, montato sul ponte, opera al centro. Il meccanismo di rotazione è azionato da un motore raffreddato ad

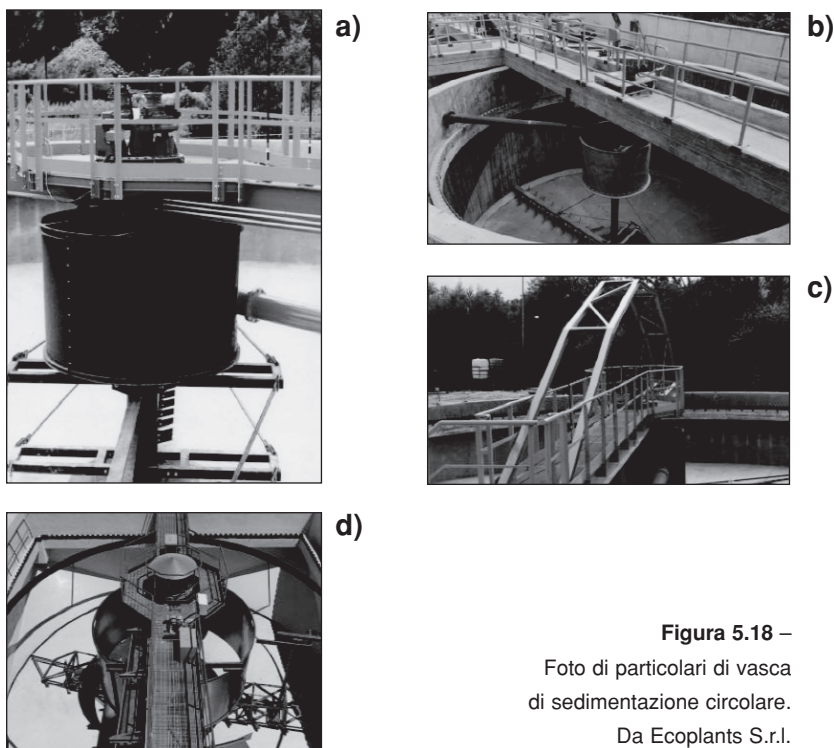


Figura 5.18 –
Foto di particolari di vasca
di sedimentazione circolare.
Da Ecoplants S.r.l.

DIMENSIONAMENTO

• Criteri di dimensionamento per la determinazione della dimensione della vasca di chiarificazione n
• Valori comunemente usati:

Tipo di fango	Tempo di detenzione ore	Carico superficiale m ³ /giorno/m ²	Portata allo stramazzo m ³ /giorno/m	Pendenza del fondo
Fango primario	2,0	36	190	1:12
Fango attivo	2,0 - 3,0	24 - 32	100 -120	1:12
Fiocco di sali di alluminio e di ferro	1,5	54	240	1:12
Precipitato di calcio	2,0	36	190	1,5:12

SELEZIONE VASCHE DI CHIARIFICAZIONE (per fango attivo)

SELECTION OF CLARIFIER TANKS (for activated sludge)

MODELLO STD. SIZE	SUPERFICIE DI SEDIMENTAZIONE	PORTATA AFFLUENTE	DIMENSIONE VASCA		m	kW
	SETTLING AREA	FLOW-RATE	m	m		
	m ²	m ³ /giorno - m ³ /day				
PRTC-30	4,7	115	3,0	3,6	1,0	0,12
PRTC-40	12,6	310	4,0	3,6	1,0	0,12
PRTC-50	19,6	480	5,0	3,6	1,0	0,12
PRTC-60	28,3	690	6,0	3,6	1,0	0,12
PRTC-70	38,5	940	7,0	3,6	1,2	0,12
PRTC-80	50,3	1230	8,0	3,6	1,4	0,12
PRTC-90	63,6	1550	9,0	3,6	1,4	0,18
PRTC-100	78,5	2240	10,0	3,5	1,6	0,18
PRTC-110	95,0	2710	11,0	3,5	1,8	0,18
PRTC-120	113,1	3220	12,0	3,5	2,0	0,25
PRTC-130	132,7	3780	13,0	3,5	2,0	0,25
PRTC-140	153,9	4390	14,0	3,5	2,2	0,25
PRTC-150	176,7	5760	15,0	3,2	2,2	0,25
PRTC-160	201,1	6550	16,0	3,2	2,4	0,37
PRTC-170	227,0	7400	17,0	3,2	2,6	0,37

Tabella 5.3 – Parametri di progetto per vasca di sedimentazione secondaria (a pianta circolare) in funzione della portata idraulica media dell'affluente. Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

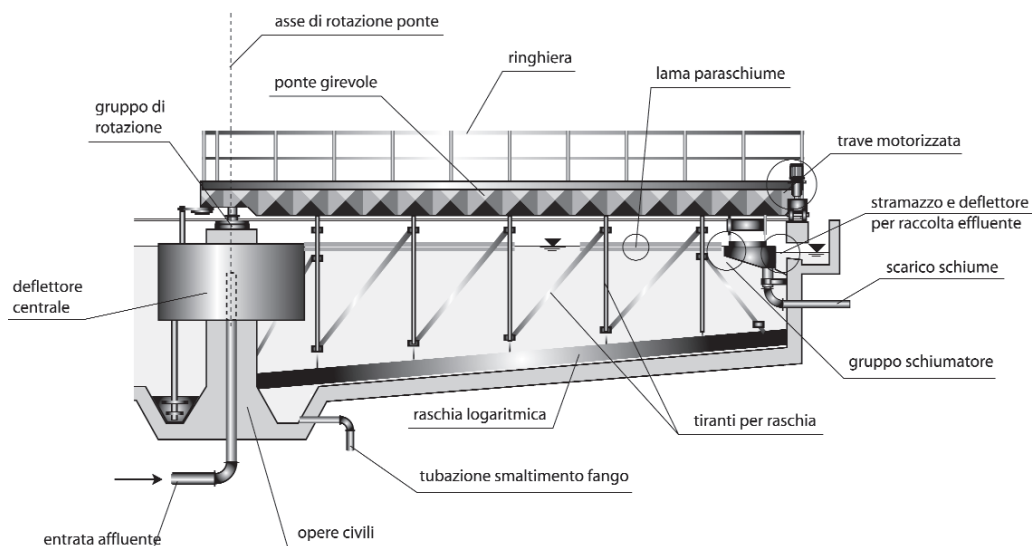


Figura 5.19 – Schema di chiarificatore circolare a trazione periferica. Figura riadattata elettronicamente dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

aria, completamente chiuso, protetto per impieghi all'aperto e collegato ad un riduttore completamente chiuso e lubrificato ad olio. L'albero di torsione verticale è stabilizzato da un cuscinetto a strisciamento di fondo che sopporta solo carichi radiali ed è dimensionato con ampio margine, per resistere a tutti i carichi torsionali. Il diffusore centrale è sostenuto dallo stesso albero e ruota con esso. La tubazione affluente è sospesa alla struttura del ponte e scarica all'interno del diffusore centrale. I bracci che sostengono le raschie sono collegati all'albero verticale e sono costruiti con adeguati rinforzi, al fine di formare una robusta costruzione resistente alla flessione ed alla torsione quando si opera sotto le condizioni di carico (fig. 5.17). Una struttura a telaio controventata e collegata all'albero rotante, sostiene le raschie di fondo disposte regolarmente (fig. 5.18). Tutti i componenti elettrici e gli equipaggiamenti che richiedono manutenzione sono posti sopra il ponte.

Chiarificatore circolare a trazione periferica. Questa tipologia di sedimentatori (fig. 5.19 e 5.20c) viene impiegata sia per la sedimentazione primaria che secondaria, utilizzando la forza di gravità per la rimozione dei solidi. Nel caso di sedimentazione primaria, si possono selezionare sia solidi sospesi organici che inorganici. Nel caso di sedimentazione secondaria, si possono selezionare i solidi sospesi colloidali ed impurità organiche disciolte, con il fiocco di fango



a)



b)



c)

Figura 5.20 – Foto con particolari di chiarificatore a trazione periferica. Da Ecoplants S.r.l.

attivo. Ogni unità di chiarificazione comprende un ponte, un gruppo di trazione periferico, un cuscinetto centrale, un gruppo di alimentazione elettrica, un diffusore centrale sull'affluente, una raschia di fondo a spirale, delle lame di sfioro per l'effluente, uno schiumatore ed, eventualmente, una vaschetta per le schiume e, infine, un sistema d'allarme per i sovraccarichi. Il ponte rotante è costruito da due travi in acciaio, irrigidito da elementi trasversali posti a distanza regolare per tutta la lunghezza, per assicurare un'integrità strutturale (fig. 5.20a-b). Le ringhiere ed i grigliati sono standard sia sui ponti reticolari che in quelli a trave. Il ponte è supportato al centro della vasca su una colonna in c.a. da un cuscinetto centrale. La tubazione verticale è inserita nella colonna centrale e distribuisce attraverso il cilindro di diffusione il flusso entrante nella vasca di sedimentazione, senza creare turbolenze (fig. 5.20 a-b). Il gruppo di trazione periferico, costituito da un motore e da un riduttore a doppio stadio, è montato sul carrello finale del ponte. Il carrello è supportato da due ruote, una motrice e l'altra trainata, intercambiabili. L'alimentazione elettrica passa in un tubo in *PVC* inserito sul

DIMENSIONAMENTO

Criteria di dimensionamento per la determinazione della dimensione della vasca di chiarificazione – Valori comunemente usati:

Tipo di fango	Tempo di detenzione ore	Carico superficiale $m^3/giorno/m^2$	Portata allo stramazzo $m^3/giorno/m$	Pendenza del fondo
Fango primario	2,0	36	190	1:12
Fango attivo	2,0 - 3,0	24 - 32	100 -120	1:12

MODELLO STD. SIZE	SUPERFICIE DI SEDIMENTAZIONE	PORTATA AFFLUENTE	DIMENSIONE VASCA		m	kW
	SETTLING AREA m^2	FLOW-RATE $m^3/giorno$ m^3/day	TANK SIZE			
PRTP-300	707	23.040	30,0	3,2	3,6	0,55
PRTP-310	755	24.600	31,0	3,2	3,8	0,75
PRTP-320	804	26.220	32,0	3,2	3,8	0,75
PRTP-330	855	27.880	33,0	3,2	4,0	0,75
PRTP-340	908	29.600	34,0	3,2	4,0	0,75
PRTP-350	962	31.360	35,0	3,2	4,2	0,75
PRTP-360	1.018	33.180	36,0	3,2	4,2	0,75
PRTP-370	1.075	35.050	37,0	3,2	4,4	0,75
PRTP-380	1.134	36.970	38,0	3,2	4,4	0,75
PRTP-390	1.195	38.940	39,0	3,2	4,6	0,75
PRTP-400	1.257	40.970	40,0	3,2	4,6	0,75

Tabella 5.4 – Dati di progetto per sedimentatore secondario a pianta circolare (modelli a trazione periferica) in funzione della portata media di affluente. (Continua alla pagina seguente ➡).

fondo della vasca e poi nella colonna centrale fino ad emergere in un collettore a spazzole. La lama di schiumatura superficiale ed un equipaggiamento automatico di raccolta schiuma, spingono la schiuma stessa in una trappola per poi scaricarla in una vaschetta, grazie ad una lama basculante, ad ogni rotazione del ponte. La passerella del ponte è coperta con grigliati o lamiera pedonabile (fig. 5.19). Il ponte presenta ringhiere costruite con tubo da 1" e montanti verticali con passo non superiore a 1,5 metri. La struttura del ponte è sostenuta dalle pare-

SELEZIONE VASCHE DI CHIARIFICAZIONE
(per fango attivo)

SELECTION OF CLARIFIER TANKS
(for activated sludge)

MODELLO STD. SIZE	SUPERFICIE DI SEDIMENTAZIONE	PORTATA AFFLUENTE	DIMENSIONE VASCA TANK SIZE			
	SETTLING AREA	FLOW-RATE				
	m ²	m ³ /giorno m ³ /day	m	m	m	kW
PRTP-50	19,6	480	5,0	3,6	1,0	0,12
PRTP-60	28,3	690	6,0	3,6	1,0	0,12
PRTP-70	38,5	940	7,0	3,6	1,2	0,12
PRTP-80	50,3	1.230	8,0	3,6	1,4	0,12
PRTP-90	63,6	1.550	9,0	3,6	1,4	0,18
PRTP-100	78,5	2.240	10,0	3,5	1,6	0,18
PRTP-110	95,0	2.710	11,0	3,5	1,8	0,18
PRTP-120	113,1	3.220	12,0	3,5	1,8	0,18
PRTP-130	132,7	3.780	13,0	3,5	2,0	0,25
PRTP-140	153,9	4.390	14,0	3,5	2,0	0,25
PRTP-150	176,7	5.040	15,0	3,5	2,2	0,25
PRTP-160	201,1	5.730	16,0	3,5	2,2	0,25
PRTP-170	227,0	7.400	17,0	3,2	2,4	0,25
PRTP-180	254,5	8.300	18,0	3,2	2,4	0,37
PRTP-190	283,5	9.240	19,0	3,2	2,6	0,37
PRTP-200	314,2	10.240	20,0	3,2	2,6	0,37
PRTP-210	346,4	11.290	21,0	3,2	2,8	0,37
PRTP-220	380,1	12.390	22,0	3,2	2,8	0,37
PRTP-230	415,5	13.540	23,0	3,2	3,0	0,37
PRTP-240	452,4	14.750	24,0	3,2	3,0	0,55
PRTP-250	490,9	16.000	25,0	3,2	3,2	0,55
PRTP-260	530,9	17.310	26,0	3,2	3,2	0,55
PRTP-270	572,6	18.660	27,0	3,2	3,4	0,55
PRTP-280	615,8	20.070	28,0	3,2	3,4	0,55
PRTP-290	660,5	21.530	29,0	3,2	3,6	0,55

Tabella 5.4 – Dati di progetto per sedimentatore secondario a pianta circolare (modelli a trazione periferica) in funzione della portata media di affluente. Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.
(← Continua dalla pagina precedente).

te della vasca e dalla colonna centrale. Il meccanismo di rotazione è azionato da un motore raffreddato ad aria, completamente chiuso, protetto per impieghi all'aperto e collegato ad un riduttore completamente chiuso e lubrificato ad olio. Il diffusore centrale è sostenuto dallo stesso ponte e ruota con esso. La tubazione affluente è inserita nella colonna centrale e scarica all'interno del diffusore centrale. I bracci telescopici che trascinano la raschia sono collegati al ponte con dei supporti snodati, mentre la raschia a spirale logaritmica è sostenuta da delle ruote con copertura in poliuretano. Ogni ruota ha dei cuscinetti lubrificabili ad acqua. Tutti i componenti elettrici e gli equipaggiamenti che richiedono manutenzione sono posti sopra il ponte (fig. 5.19).

Raschiatore a catena. Le vasche a forma rettangolare, lunghe e strette, si sono dimostrate molto efficienti come dispositivi di sedimentazione per una data capacità. Il flusso ideale è meno facilmente disturbato e i cortocircuiti sono molto meno pronunciati che nelle vasche circolari o quadrate. In molte installazioni si può realizzare un risparmio di calcestruzzo con una parete divisoria comune tra due vasche, così come si può ridurre il terreno impiegato per quegli impianti realizzati in aree ristrette o ad alto costo.

Per pulire questo tipo di vasca, si usano da molti anni con successo, raschiatori del tipo a catena e raschie. È un sistema di pulizia semplice e di facile manutenzione, ha una gran capacità di trasporto, non richiede una gran precisione d'installazione e funziona con una minima potenza. Essendo sommerso, non necessita di una ripittura annuale e non è danneggiato dal gelo o dalla neve, nella stagione invernale. I raschiatori sono costituiti da due anelli paralleli di catena con alcune pale raschianti ad essi solidali, ad intervalli di circa 3 m, e da alcune coppie di ruote dentate agli angoli della vasca.

Ogni raschiatore è poi munito di una coppia di ruote dentate e di una catena di trazione. La larghezza delle vasche varia dai 3 ai 6 m. Per larghezze superiori è consuetudine prevedere due o più raschiatori paralleli. Quando si usano unità multiple, di norma si munisce la tramoggia del fango di un raschiatore trasversale che convogli il fango in un punto centrale d'estrazione. Le raschie convogliano il fango nella tramoggia. Nei chiarificatori primari, queste raschie sono sostenute da angolari di guida e convogliano la schiuma ed il grasso superficiale all'estremità opposta della vasca.

Ogni raschiatore primario è quindi provvisto di un albero principale superiore, due alberi inferiori condotti ed un albero condotto superiore. Ogni albero è munito di due ruote dentate. La velocità lineare è di circa 60 cm/min ed il funzionamento è normalmente intermittente, mezzo giro per turno, con partenza subito dopo l'inizio del pompaggio del fango.

Nei raschiatori secondari, si omette di norma l'albero condotto superiore all'estremità della vasca, perché la schiumatura non è richiesta. La velocità lineare è di circa 60 cm/min e questi raschiatori funzionano di norma in continuo per ricir-

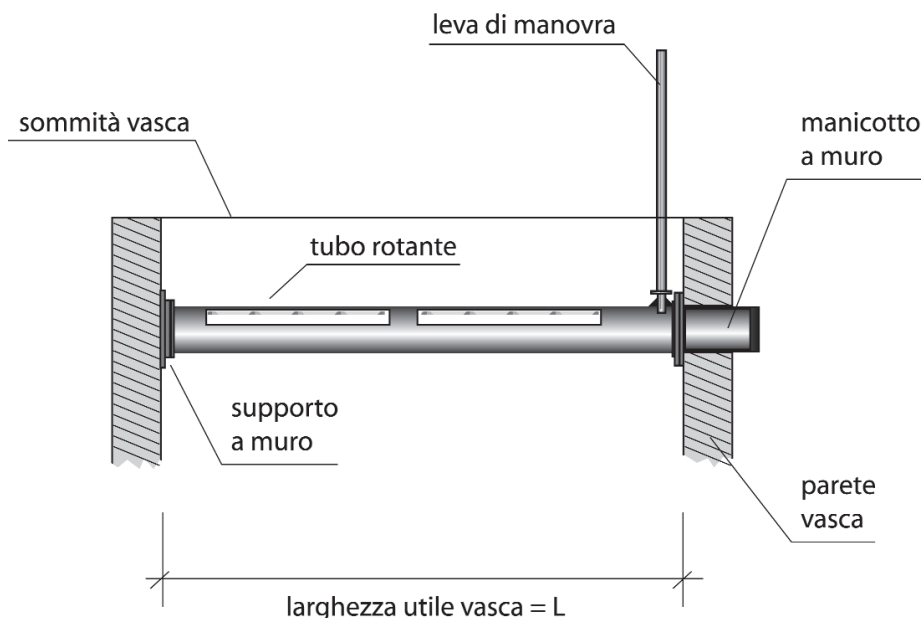


Figura 5.21 – Schema di installazione di schiumatore tubolare.

ghezza delle raschie deve essere di 50 mm inferiore alla distanza tra le pareti della vasca. Vengono fornite le guide angolari per il tratto di ritorno dei raschiatori. Queste guide sono in angolare di ferro e sono opportunamente supportate. Due rotaie per ogni raschiatore sono incassate sul fondo della vasca in accordo con i disegni delle opere civili. Le rotaie devono essere diritte ed allineate e, se necessario, giuntate. La sommità delle rotaie deve essere 5 mm al di sopra del pavimento finito.

Schiumatore tubolare. Gli schiumatori tubolari sono utilizzati per rimuovere la schiuma superficiale spinta all'estremità della vasca di sedimentazione dal movimento superficiale della lama schiumatrice. Questi schiumatori sono normalmente impiegati dove la schiuma superficiale è relativamente leggera. Lo schiumatore tubolare è, generalmente, una tubazione in acciaio zincato.

Alcune aperture di 60 gradi sono previste simmetricamente rispetto all'asse verticale del tubo, con i lati delle aperture che fungono da stramazzo regolabile, quando il tubo è ruotato. I lati delle aperture sono paralleli all'asse orizzontale del tubo. Le dimensioni del tubo variano da 150 a 600 mm nel diametro e da $3,0$ a $6,0\text{ metri}$ nella lunghezza.

Il tubo rotante è sostenuto, ad entrambe le estremità, in modo che un leggero disallineamento verticale od orizzontale non deve pregiudicare il corretto fun-

zionamento del tubo. Il tubo poggia e ruota in un cuscinetto murale che è regolabile attraverso delle rosette eccentriche. Per rendere a tenuta d'acqua il collegamento con le pareti della vasca, si installano delle guarnizioni in neoprene nei cuscinetti murali.

Lo schiumatore tubolare è azionato manualmente tramite una leva tubolare in acciaio zincato, o un volantino che comanda una vite senza fine; quest'ultimo sistema è normalmente utilizzato per i più grandi diametri e per le lunghezze maggiori. Per fissare i supporti alle pareti della vasca vengono forniti dei bulloni di ancoraggio zincati. Sono anche forniti i bulloni zincati per la flangiatura.

6.1 L'AERAZIONE NEGLI IMPIANTI

6.1.1 PREMESSA

Esistono svariate tipologie di sistemi di aerazione negli impianti di depurazione. Il particolare sistema usato dipende dal tipo di trattamento voluto, dal volume della vasca e dalla sua particolare geometria, e dal costo di installazione e di esercizio. In questa parte verranno brevemente descritti alcuni sistemi di aerazione maggiormente utilizzati negli impianti depurativi.

6.1.2 TIPOLOGIE DI SISTEMI DI AERAZIONE

Essenzialmente, si possono individuare tre differenti sistemi di aerazione:

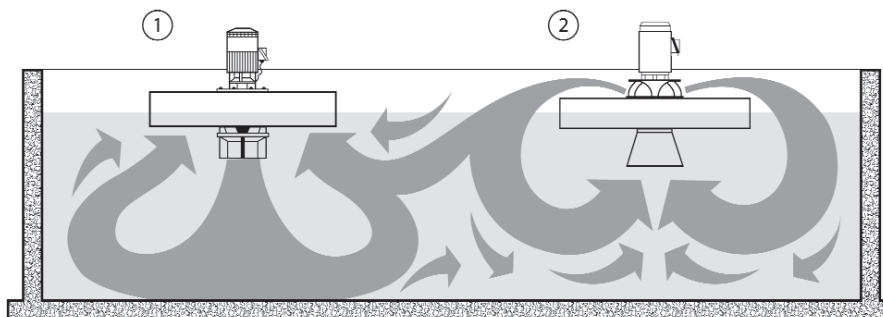
- aerazione meccanica superficiale (aerazione con turbine);
- aerazione mediante aria insufflata;
- aerazione mediante sistemi ad ossigeno puro.

Come già anticipato nella parte II, lo scopo dei sistemi di aerazione non è solamente quello di immettere nella miscela aerata quantità adeguate di ossigeno per le reazioni biologiche, ma anche quella di mantenere un'efficiente miscelazione per permettere la diffusione dell'ossigeno e del substrato in maniera più possibile uniforme su tutto il volume utile della vasca.

In ogni caso, la miscelazione (“*potenza specifica di miscelazione*”) deve essere in grado di evitare la sedimentazione delle particelle sul fondo delle vasche, e di evitare la formazione di zone di ristagno dentro la vasca. In questo modo, si evita che alcune parti del volume utile non vengano utilizzate.



Trattamento combinato ad aerazione meccanica e ad ossigeno puro:
turbina 1 con flusso liquido dalla superficie verso il fondo (miscelazione meccanica);
turbina 2 con flusso di ossigeno puro dalla superficie verso il fondo (ossigenazione con ossigeno puro dall'esterno).



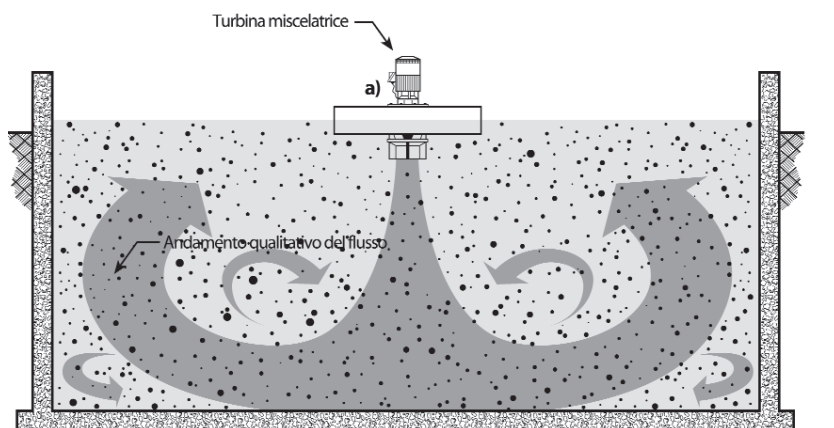
Trattamento combinato ad aerazione meccanica:
turbina 1 con flusso liquido dalla superficie verso il fondo (miscelazione meccanica);
turbina 2 con flusso liquido dal fondo verso la superficie (ossigenazione naturale).

Figura 6.1 – Turbine ad aerazione superficiale all'interno delle vasche di aerazione. Schematizzati i flussi indotti nel liquido.

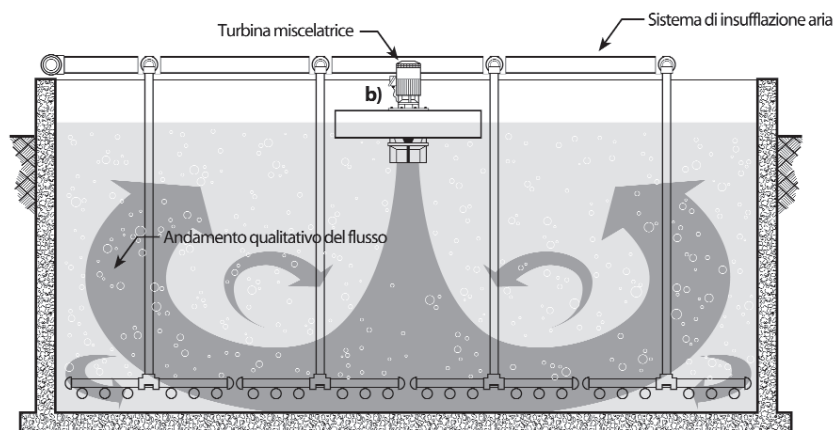
Aerazione meccanica superficiale. Il trasferimento dell'ossigeno avviene dal contatto della superficie liquida con l'atmosfera. I dispositivi meccanici (turbine), disposti in superficie, creano delle forti turbolenze che agitano il liquido aumentandone la superficie di scambio con l'aria e contribuendo a portare parti di liquido aerato dalla superficie verso il fondo, in seno alla massa liquida, e viceversa (fig. 6.1 e 6.2). I processi chimico-fisici di trasferimento dell'ossigeno dall'aria al liquido è stato trattato in dettaglio nel paragrafo 2.14. La turbina è una macchina simile ad una girante di pompa centrifuga che richia-

ma il liquame da aerare verticalmente dal fondo della vasca alla sezione di aspirazione, immersa nel liquido stesso. La macchina imprime al liquido un duplice movimento:

- un flusso a spirale (“*spiral flow*”) dal basso verso l’alto nella zona immediatamente al di sotto della bocca di aspirazione, e dall’alto verso il basso nelle zone periferiche della macchina, in vicinanza delle pareti della vasca;
- un flusso vorticoso attorno all’asse verticale della macchina, dovuto alla rotazione impressa al liquido adiacente alla girante e a quello proiettato.



a) miscelatore a turbina per compartimenti anaerobici.



b) turbina miscelatrice con sistema di aerazione ad aria insufflata

Figura 6.2 – a) turbina superficiale per miscelazione in compartimenti anaerobici; b) turbina per miscelazione in vasche con aerazione tramite insufflazione d’aria.

La risultante di questi due movimenti assicura un moto risultante centrifugo sulla superficie e centripeto sul fondo della vasca. La macchina, nella sua parte superiore non a contatto con il liquido, è munita di particolari aperture attraverso le quali viene aspirata l'aria esterna. Durante l'aspirazione, l'aria richiamata per depressione si miscela con il liquame che, di conseguenza, viene portato energicamente in contatto con l'aria e quindi arricchito di ossigeno. Successivamente, il liquido aerato viene proiettato con violenza dal diffusore della macchina, per effetto della forza centrifuga. Nello stesso tempo, il moto di ricircolo impresso alla massa del liquame, porta le bollicine d'aria in sospensione a raggiungere le zone più profonde della vasca, dove, sotto l'azione di mescolamento della macchina, trasferiscono ulteriormente ossigeno al liquame non a contatto con l'aria (fig. 6.1). All'atto pratico, la turbina superficiale si comporta come una vera e propria pompa centrifuga che solleva la massa liquida dal fondo per proiettarla in superficie.

Le turbine presentano velocità di rotazione massime di 60 giri/min , con velocità tanto più basse quanto maggiore è il diametro adottato per la girante. In questo modo, la velocità periferica della girante risulta al più 5 m/s . Questo provvedimento è necessario – come anticipato nella Parte II – per non danneggiare la struttura fioccosa del fango attivo. Inoltre, per velocità periferiche sensibilmente maggiori di 5 m/s , i rendimenti di trasferimento dell'ossigeno dalla fase aeriforme alla fase liquida diminuiscono rapidamente. In particolare, i ren-

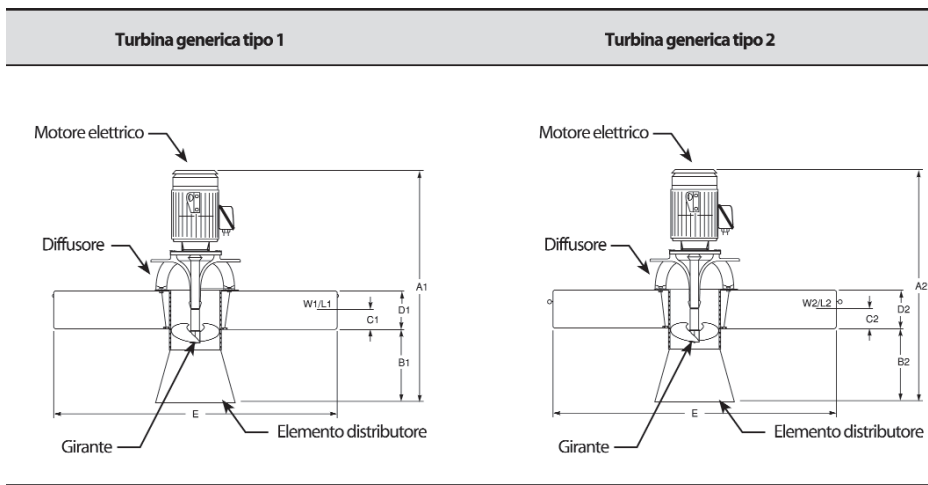


Figura 6.3 – Dimensioni fondamentali riportate nei Cataloghi delle Ditte Costruttrici per i vari modelli di turbine impiegabili. Riportate due generiche turbine del tipo “ad alta velocità”.

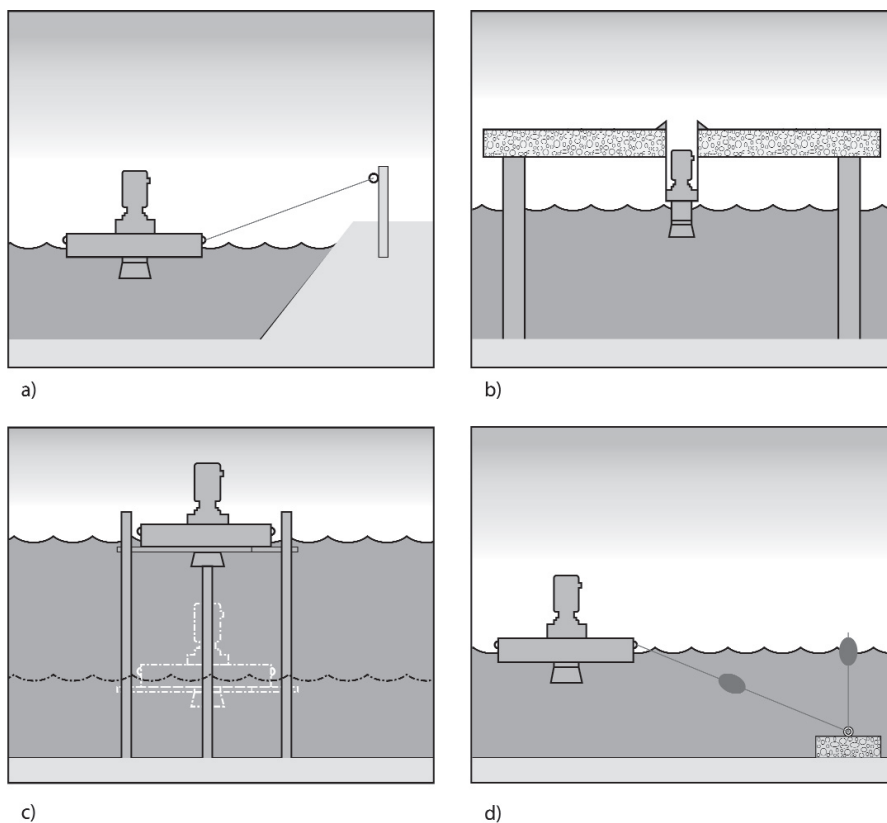


Figura 6.4 – Turbine superficiali per impianti a fanghi attivi a livello variabile o stagni aerati (aerobi-co-anaerobico o aerobico). Figure b) e c): aeratori variabili solo verticalmente con il battente liquido; figure a) e d): aeratori galleggianti.

menti più elevati di trasferimento di ossigeno si ottengono con velocità di rotazione della girante di circa 35 giri/min . Turbine superficiali che presentino queste caratteristiche sono dette di “*tipo lento*”, cioè la velocità del motore elettrico di azionamento è regolata opportunamente mediante un *riduttore*. Ovviamente, la riduzione necessaria, per ottenere i vincoli sulle velocità precedentemente citate, richiede delle doppie o triple riduzioni. Pertanto, è necessario impiegare dei riduttori di buona qualità, del tipo “*ad ingranaggi elicoidali*”, con motori di azionamento di tipo stagno.

Turbine “*ad alta velocità*” sono quei particolari aeratori (fig. 6.3) che si usano negli stagni aerati, costituite da vere e proprie eliche di tipo marino collegate

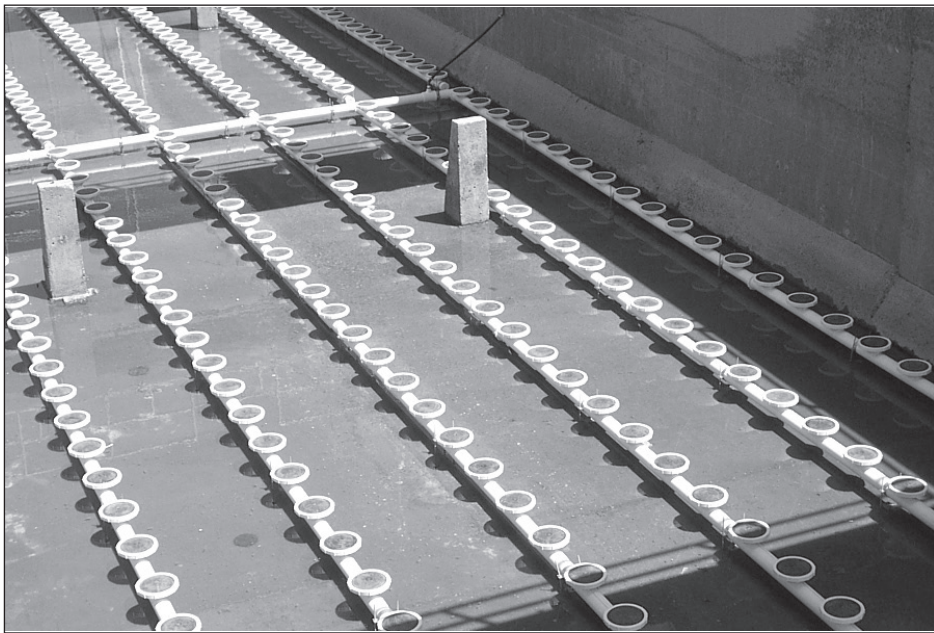


Figura 6.5 – Particolari della linea di diffusione dell'aria, durante l'installazione in vasca.

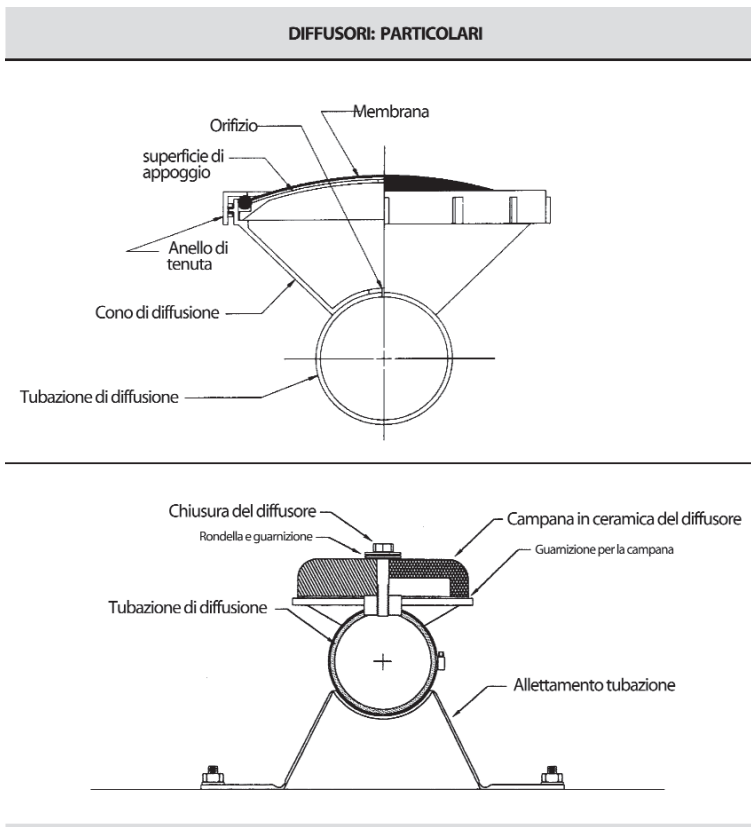


Figura 6.6 – Particolari dei diffusori: disco in ossido di alluminio e in ceramica porosa.

– per la formazione di incrostazioni di fango sui pori delle superfici dei diffusori, dovute alla pressione idrostatica sui diffusori stessi durante i periodi di interruzione dell’aerazione.

Si è inoltre constatato, soprattutto nei diffusori di tipo ceramico a bolle fini, che i maggiori intasamenti avvengono in presenza di sali di ferro nel liquame (sia se presenti all’origine, sia se aggiunti come coagulanti per la defosfatazione). Infatti, i sali di ferro tendono a formare dei fiocchi e a “precipitare” quando il pH della soluzione in cui sono presenti è basica ($\text{pH} > 7$). A tal proposito, è stato osservato che il campo di variabilità entro il quale possono operare i sistemi a fanghi attivi varia dal $\text{pH} = 5$ a $\text{pH} = 9$. In particolare, gli effetti del pH sui processi biologici sono normalmente dovuti all’azione che essi svolgono sulle velocità delle reazioni enzimatiche; ciò perché ogni enzima ha un suo *optimum* di attività ad un determinato pH. Si è visto che, nel caso di reflui contenenti acidi

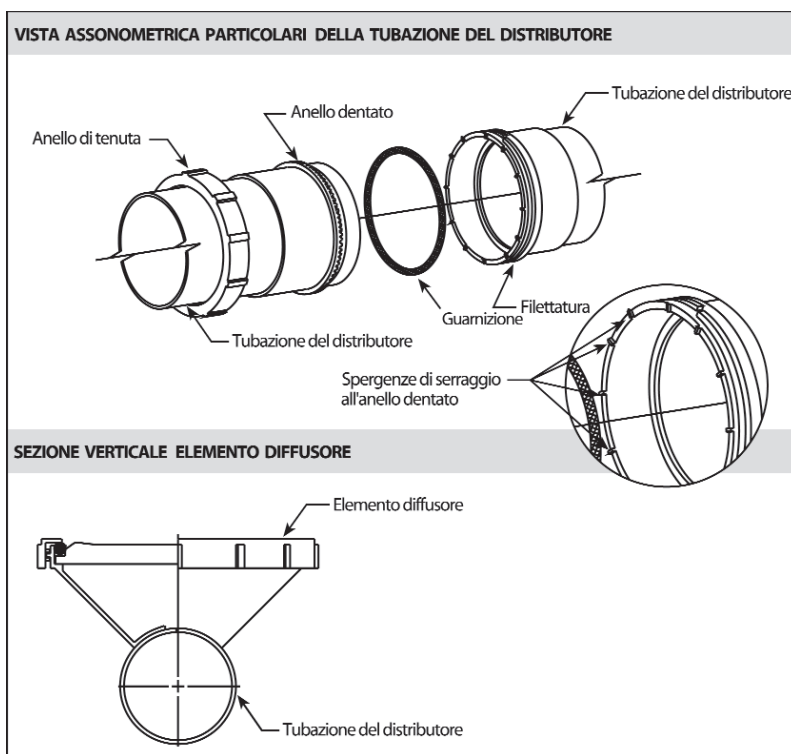


Figura 6.7 – Particolari del diffusore e della tubazione di distribuzione.

o basi minerali di origine industriale, i fanghi attivi possiedono quella che viene chiamata dai biologi la “*capacità tampone*” dei fanghi; ovvero, la capacità chimico-biologica di avvicinare il pH alla neutralità. Si è visto, più precisamente, che in molti sistemi a fanghi attivi, il pH tende al valore 8 (basico), che corrisponde alla massima capacità dell’effetto tampone. In queste circostanze, la presenza di sali di ferro – prescindendo dall’azione bioflocculatoria dei fanghi attivi – tende a formare degli aggregati che, sedimentando, si posano sugli ugelli dei diffusori, intasandoli via via col tempo.

In linea del tutto generale, è possibile fare questa distinzione:

- diffusori a “*bolle fini*”, quando le superfici diffusive presentano un diametro medio dei pori minore dei 3 mm;
- diffusori a “*bolle grosse*”, quando presentano diametro dei pori maggiore dei 3 mm.

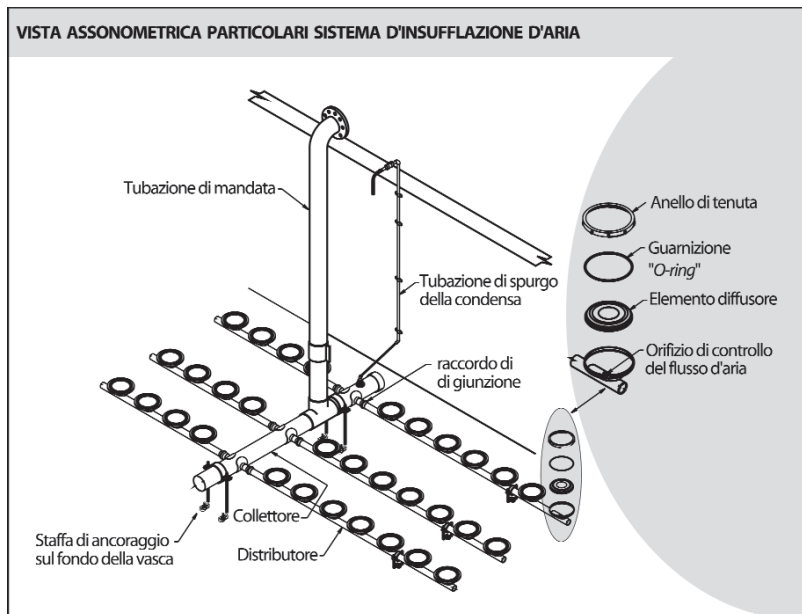


Figura 6.8 – Particolari del circuito di insufflazione dell'aria all'interno della vasca di aerazione.

In generale, per qualsiasi tipo di diffusore è opportuno che i tubi collettori dell'aria per le singole rampe di aerazione (fig. 6.8) siano conformati in maniera tale da poterli sollevare assieme alle rampe per controlli e per l'eventuale manutenzione, senza dover necessariamente svuotare la vasca. Sulla sommità della tubazione di mandata (fig. 6.8) viene installata una valvola di regolazione del flusso dell'aria, in modo da poter equilibrare tra loro tutte le rampe di aerazione. Tali valvole risultano assolutamente indispensabili se si vuole evitare che alcuni diffusori lavorino sovraccaricati, mentre altri lavorino con portate d'aria quasi nulle. Per le tubazioni delle mandate è opportuno evitare tubazioni con bitumature e verniciature interne, per scongiurare il pericolo di intasamento dei pori dei diffusori.

6.1.3 DIMENSIONAMENTO DELLE TUBAZIONI DI MANDATA PER IL CIRCUITO DI INSUFFLAZIONE DELL'ARIA

Per il dimensionamento delle tubazioni di mandata dell'aria si consigliano velocità di 14 m/sec nei tubi orizzontali di distribuzione, e di 10 m/sec nei tubi verticali. Le perdite di carico distribuite possono valutarsi in base ai grafici e alle

tabelle riportate sui normali manuali tecnici o sui cataloghi stessi del Costruttore. Le perdite di carico in aspirazione, prima dell'entrata nel compressore, possono così valutarsi^(6.1):

- filtri: $0,05 \text{ m c.a.}$;
- valvola: $0,05 \text{ m c.a.}$

A valle del compressore, oltre alle perdite di carico nelle tubazioni e nelle valvole, si devono computare le perdite di carico nei collettori di adduzione alle rampe dei diffusori, e le perdite di carico concentrate sui diffusori stessi. Nel tratto di circuito compreso tra la flangia di uscita dal compressore e l'entrata nel corpo diffusore, la perdita di carico totale non deve superare i $0,04 \text{ m c.a.}$

Per quanto riguarda, invece, le perdite di carico totali nei collettori di adduzione, si deve fare in modo che siano le più contenute possibile, in modo che la pressione dell'aria sulle singole rampe sia il più possibile uniforme (massimo una differenza relativa di 3 cm c.a. tra le estremità del collettore).

Il diffusore deve essere montato orizzontalmente con tolleranza di 5 mm fra le estremità, per portata pari o superiore a quella nominale. Per portata inferiore a quella nominale è bene ridurre la tolleranza al valore di $2,5 \text{ mm}$. Per diffusori montati in batteria sul medesimo tubo, il dislivello, rispetto al piano orizzontale, tollerato fra il primo e l'ultimo diffusore, è il seguente:

- per portate inferiori a $8 \text{ m}^3/\text{h}$: 5 mm ;
- per portate superiori a $8 \text{ m}^3/\text{h}$: 10 mm .

Il tubo di distribuzione d'aria deve essere provvisto di un sistema di scarico per l'acqua di condensa nel punto più basso (fig. 6.8). È consigliabile che ciascun tubo di mandata a servizio di una batteria di ossigenatori sia provvisto di valvola di regolazione. Per impianti di trattamento funzionanti a cicli è importante che la mandata dei compressori sia provvista di valvola di ritengo a chiusura rapida per evitare che il violento ritorno dell'acqua nei tubi trascini particelle colloidali all'interno del diffusore. Anche in questi impianti è comunque preferibile che avviamenti e arresti siano ridotti al minimo. La vita dell'ossigenatore dipende, infatti, dalla frequenza di queste sollecitazioni. Normalmente, sono tollerati $10 \div 15 \text{ avviamenti/giorno}$, senza sensibili riduzioni di durata.

Se la distribuzione d'aria risulta irregolare o l'efficienza ridotta, è necessario controllare l'impianto di distribuzione principale, quindi le singole batterie, in particolare nei punti dove si nota un eccesso o carenza di aerazione. Il funzionamento difettoso può essere causato da ostruzioni dei tubi o da danneggiamen-

^(6.1) Per maggiori dettagli sul dimensionamento idraulico della linea di diffusione e del compressore fare riferimento a quanto riportato negli esempi 2.34 e 2.35.

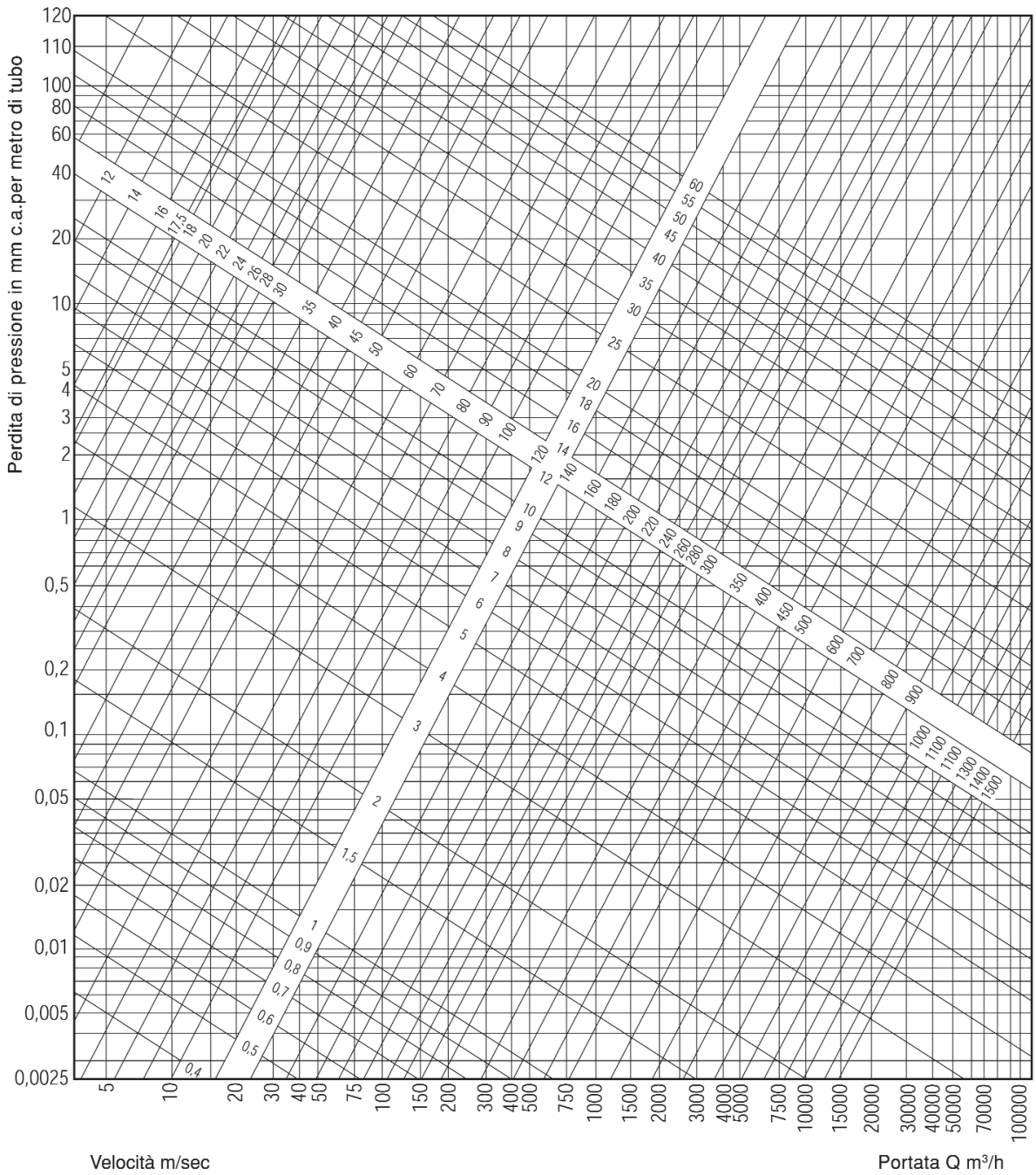


Figura 6.9 – Abaco per il calcolo delle perdite di carico nelle tubazioni per aria compressa (Flygt).

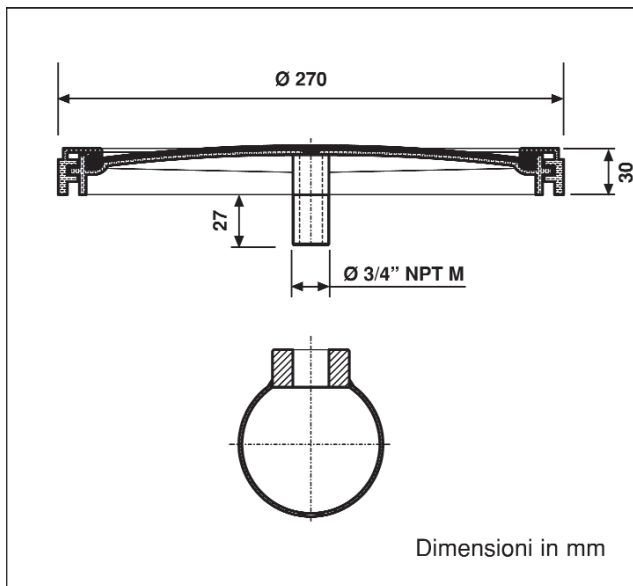


Figura 6.10 – Sezione di diffusore a disco avvitabile.

to dei singoli blocchi di ossigenazione o da spostamento dal piano orizzontale delle batterie di ossigenatori. L'ossigenatore deve sempre essere lasciato immerso in acqua. In caso di svuotamento per il controllo dell'impianto, limitare al minimo l'esposizione all'aria dell'ossigenatore in quanto i fanghi potrebbero seccare, chiudendo i fori del diffusore. Appena eseguito il controllo, è opportuno riempire nuovamente la vasca con $40 \div 50$ cm di acqua pulita.

6.1.4 ALCUNE TIPOLOGIE DI DIFFUSORI

Diffusore a disco avvitabile. I diffusori avvitabili a membrana sono particolarmente adatti per impianti di dimensioni medio-piccole. Questi diffusori sono composti di tre parti: corpo diffusore, membrana e ghiera di serraggio. Il piatto di sostegno della membrana è integrato nel corpo del diffusore stesso. Sul fondo del corpo diffusore è presente un attacco filettato per il fissaggio meccanico al sistema di distribuzione dell'aria. Questo tipo di diffusore provvede ad una distribuzione uniforme del flusso d'aria e delle bolle fini su tutta la superficie. La ghiera superiore di fissaggio assicura una chiusura ermetica tra la flangia di supporto e il diffusore con guarnizione integrata nella membrana stessa. La crescente pressione dell'aria comporta un effetto di ulteriore tenuta. La ghiera, il diffusore con piatto di supporto integrato e la membrana sono adat-

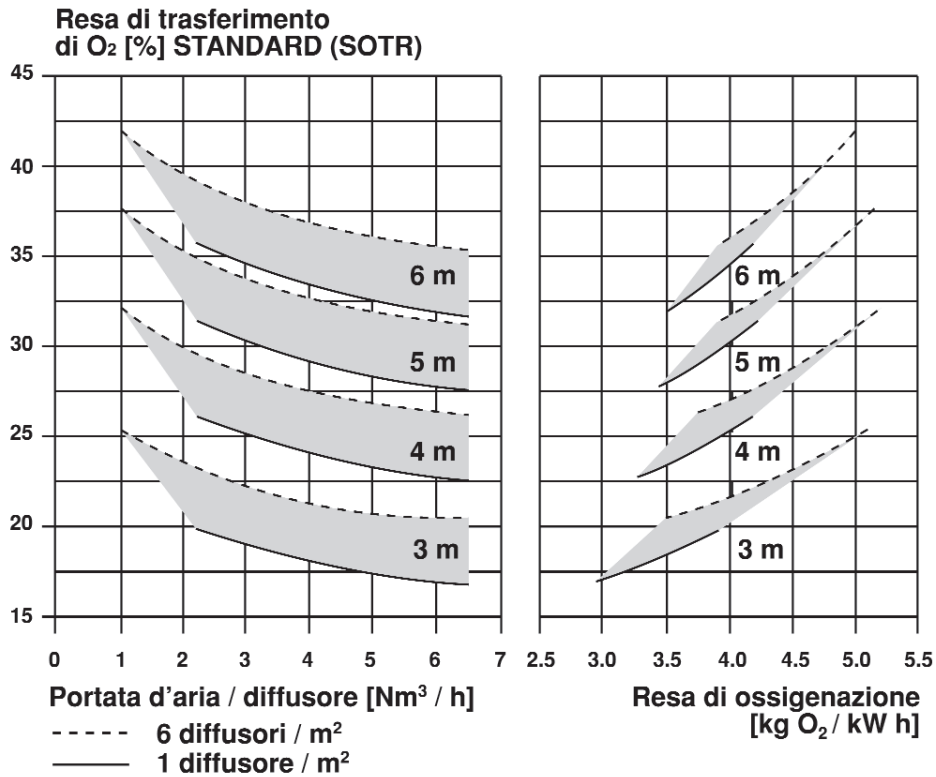


Figura 6.11 – Esempio di diagrammi operativi per diffusori a disco avvitabile. Immersione 3, 4, 5, 6 m (doc. Flygt).

ti a prevenire perdite d'aria e penetrazione del liquame nel diffusore. I fori calibrati sono praticati perpendicolarmente alla direzione della grana della membrana per assicurare una maggiore resistenza agli sforzi di trazione. Quando l'impianto viene fermato, la zona centrale priva di fori si abbassa repentinamente chiudendo il foro di passaggio dell'aria situato sul piatto di supporto, comportandosi in pratica, come una valvola di ritegno integrata nel diffusore stesso.

La membrana è sostenuta da un supporto integrato nel diffusore che ne impedisce l'afflosciamento. Quando il flusso si interrompe, la membrana si abbassa sulla piastra di sostegno chiudendo automaticamente i fori di passaggio dell'aria, impedendo così il riflusso dei liquami all'interno dei condotti di distribuzione dell'aria. La membrana è realizzata in una speciale miscela di gomma sintetica EPDM appositamente studiata per l'impiego nella depurazione dei liquami.

pianta rettangolare, con conseguente funzionamento della stessa “a pistone”; in maniera tale che il cibo in arrivo dalla vasca di denitrificazione non viene subito completamente miscelato in tutta la vasca: in questo modo si limita enormemente il fenomeno del bulking del fango. A causa di questo fenomeno infatti, il fango tende a sedimentare meno facilmente e tende a sfuggire nell’effluente dal sedimentatore secondario. Pertanto, perdendosi del fango con l’effluente, diminuisce la concentrazione C_a anche in vasca e quindi aumenta il valore effettivo del fattore di carico organico F_c con cui lavora l’impianto, diminuendo così il rendimento depurativo.

7.4 LAY-OUT DI IMPIANTI A FILTRI PERCOLATORI

Questo genere di impianti differisce dagli impianti a fanghi attivi per il fatto che il “supporto” dove si sviluppano e si fanno avvenire le reazioni biologiche non è più la superficie dei fiocchi di fango stesso ma è una vera e propria massa materiale, generalmente costituita da pietrisco, pezzi di carbone coke, materiali plastici, ammassati assieme dentro un’apposito volume (fig. 7.12). Questo volume, così riempito, viene chiamato filtro percolatore (o, con terminologie analoghe, “biofiltro” o “letto batterico”) ed è alto, generalmente $2 \div 3$ metri.

Il processo depurativo, per questo tipo d’impianti, è attuato facendo “percolare” il liquame, precedentemente chiarificato, per gravità all’interno della massa del

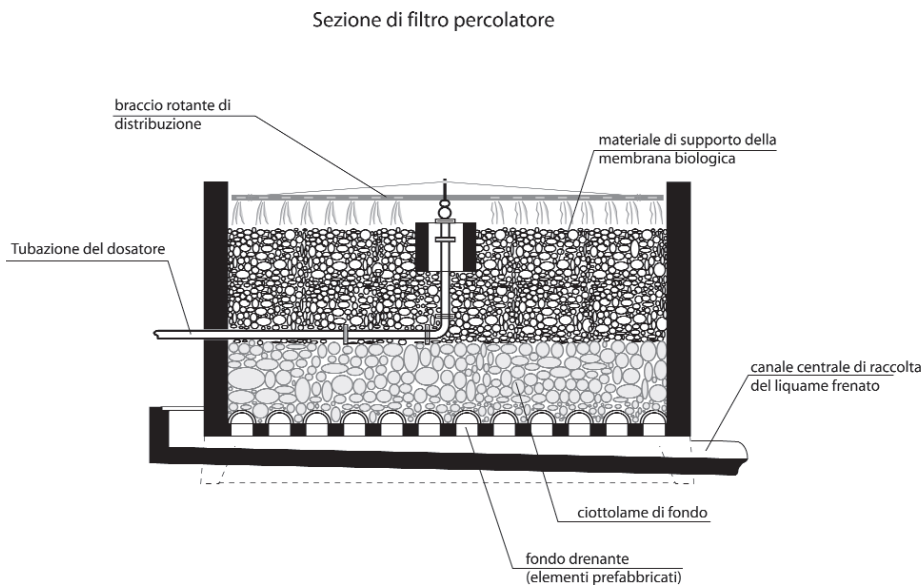


Figura 7.12 – Sezione di un filtro percolatore con irrorazione del liquame mediante dosatore idraulico rotante “ad azione”.

filtro. Il volume del filtro presenta un'abbondante "porosità" al suo interno: le masse di supporto per la massa batterica, anche se in contatto tra di loro, lasciano per forza di cose adeguati spazi per la circolazione dell'aria esterna, condizione fondamentale per l'aerazione delle masse batteriche, che in questo modo avviene in maniera spontanea, senza la necessità di macchine di aerazione esterne. Infatti, in questo tipo d'impianti l'aerazione avviene per effetto di tiraggio naturale: la circolazione d'aria si attiva a causa della variazione di temperatura che subisce l'aria che entra in contatto con la massa filtrante bagnata dal liquame, rispetto all'ambiente esterno.

In particolare, durante l'estate, l'aria esterna è più calda del liquame e quindi, venendo a contatto con il pietrisco, si raffredda e aumenta di densità tendendo a defluire verso il basso, con una circolazione d'aria dall'alto verso il basso, con uscita attraverso le aperture apposite sistemate nel fondo; durante l'inverno si verificherà l'opposto: circolazione d'aria dal basso verso l'alto. In particolare, gli elementi di supporto della massa biologica presentano una pezzatura uniforme con dimensioni fra i 2 e i 10 cm di diametro; in questo modo, si cerca di rendere possibile la presenza all'interno di un'elevata percentuale di vuoti per consentire una più efficiente circolazione dell'aria all'interno, evitando gli intasamenti con vuoti troppo piccoli. L'utilizzo, infatti, di pietrisco di pezzatura più minuta, che consentirebbe una maggiore superficie di "appoggio" per le masse batteriche, non viene adottata proprio per evitare intasamenti e, conseguentemente, una circolazione dell'aria più difficoltosa. I supporti di materiale filtrante sono poggiati sul fondo, costituito con elementi perforati, in maniera tale da raccogliere la fase liquida del liquame, evitando invece il passaggio del materiale di supporto. Lo strato inferiore del filtro è, pertanto, costituito da ciottolame di pezzatura maggiore (diametro 10 cm circa) in modo da costituire un vero e proprio dreno finale che impedisca ulteriormente il passaggio del materiale di supporto nel sottofondo di drenaggio. Il liquame viene convogliato sulla parte alta del filtro, o per gravità o per pompaggio, e lì uniformemente distribuito lungo l'intera superficie, in modo da poter poi percolare al suo interno per semplice gravità. Dopo qualche settimana di applicazione del liquame, sulle superfici dei supporti di riempimento si notano delle vere e proprie "pellicole" o "membrane". Queste sono degli strati mucilluginosi di sostanza biologica dello spessore di circa qualche millimetro, costituito da batteri facoltativi, funghi, protozoi, alghe, e anche organismi più complessi come vermi ed insetti che si sviluppano aderenti al materiale di supporto. Gli organismi che costituiscono la pellicola che ricopre i supporti adsorbono e degradano, con processi biologici essenzialmente aerobi, le sostanze organiche nutritive disciolte e colloidali che sono presenti nei liquami. Le sostanze organiche vengono, infatti, intrappolate per assimilazione diretta, e per adsorbimento vengono intrappolate anche eventuali sostanze organiche non biodegradabili e sostanze inorganiche. Fra l'am-

ESEMPIO 7.4

Determinare le dimensioni di un contattore biologico rotante (RCB) per trattare un refluo civile proveniente da un sedimentatore primario e caratterizzato da un BOD_5 di 130 mg/litro. La portata nera di progetto è pari a $Q_n = 1000 \text{ m}^3/\text{d}$ e la temperatura di esercizio è di circa $T = 10^\circ\text{C}$. L'effluente deve avere un BOD_5 massimo di 20 mg BOD_5 /litro.

Soluzione. Secondo quanto riportato nel paragrafo 7.6, il carico organico specifico (medio) di progetto, alla temperatura standard di $T = 13^\circ\text{C}$, risulta di:

$$f_M = 15 \text{ g } BOD_5/\text{d} \times \text{m}^2 \text{ (per } \text{m}^2 \text{ di superficie di RCB);}$$

pari, quindi, a:

$$f_M = (15 \text{ g } BOD_5/\text{d} \times \text{m}^2)/(1000 \text{ g/kg}) = 0,015 \text{ kg } BOD_5/\text{d} \times \text{m}^2.$$

Di conseguenza, la superficie necessaria dell'RCB, rapportata alla temperatura standard di 13°C , si calcola:

$$S_{RCB}^{(13^\circ\text{C})} = \frac{[BOD_5](\text{mg } BOD_5 / \text{l}) \times Q_n[\text{m}^3 / \text{d}] \times (1000 \text{ l} / \text{m}^3)}{(10^6 \text{ mg} / \text{kg}) \times f_M[\text{kg } BOD_5 / \text{d} \times \text{m}^2]}$$

$$S_{RCB}^{(13^\circ\text{C})} = \frac{[(130 \text{ mg } BOD_5 / \text{l})] \times [(1000 \text{ m}^3 / \text{d}) \times (1000 \text{ l} / \text{m}^3)]}{(10^6 \text{ mg} / \text{kg}) \times (0,015 \text{ kg } BOD_5 / \text{d} \times \text{m}^2)} \approx 8670 \text{ m}^2.$$

Considerando che l'incremento di superficie necessario per ogni $2,8^\circ\text{C}$ ($\sim 3^\circ\text{C}$) in meno dalla temperatura di riferimento (posta pari a 13°C) è dell'ordine del 15% (infatti, la temperatura di esercizio è di $10^\circ\text{C} = 13^\circ\text{C} - 3^\circ\text{C} \approx 13^\circ\text{C} - 2,8^\circ\text{C}$), allora la superficie utile della sezione a dischi biologici risulta:

$$S_{RCB}^{(10^\circ\text{C})} = S_{RCB}^{(13^\circ\text{C})} \times 1,15 = (8670 \text{ m}^2) \times 1,15 \approx 10000 \text{ m}^2. \quad [7.4.1]$$

Si deve, pertanto, usare un'unità RCB con una superficie nominale di $10'000 \text{ m}^2$, che deve essere montata in un contenitore a setti. In generale, supponendo per ogni singolo disco un'area complessiva utile di circa 10 m^2 (2 facce con diametro medio di circa $2 \div 3 \text{ m}$), e supponendo per ogni metro di unità RCB la presenza di 30 dei suddetti dischi; allora, la lunghezza complessiva dell'albero rotante dell'unità RCB si calcola:

$$L_{RCB}[\text{m}] = \frac{S_{RCB}^{(10^\circ\text{C})}[\text{m}^2]}{(10 \text{ m}^2 / \text{disco}) \times (30 \text{ dischi} / \text{m})}$$

quindi, sostituendo i valori numerici, pari a:

$$L_{RCB}[m] = \frac{(10000 \text{ m}^2)}{(10 \text{ m}^2 / \text{disco}) \times (30 \text{ dischi} / \text{m})} \approx 35 \text{ m.}$$

Potendo, però, utilizzare alberi con lunghezza massima di $L_{RGB \text{ max}} = 7,0 \text{ m/stadio}$, ed essendo sempre opportuno prevedere due linee in parallelo, si disporranno:

$$10000 \text{ m}^2 / (2 \text{ linee}) = 5000 \text{ m}^2 / \text{linea.}$$

Pertanto, per ciascuna linea sarà necessaria una lunghezza totale dell'albero di:

$$L_{RCB \ 1/2}[m] = \frac{(10000 \text{ m}^2) / (2 \text{ linee})}{(10 \text{ m}^2 / \text{disco}) \times (30 \text{ dischi} / \text{m})} \approx 17,5 \text{ m} / \text{linea.}$$

Questo significa che, per ciascuna delle 2 linee in parallelo, si dovranno prevedere $n_s = 3 \text{ stadi in serie}$ per ogni linea, con singoli alberi da $L_{RGB \text{ max}} = 7,0 \text{ m/stadio}$. Infatti:

$$\begin{aligned} L_{RGB \ 1/2 \text{ eff}} [m/\text{linea}] &= n_s \times L_{RGB \text{ max}} = \\ &= (3 \text{ stadi/linea}) \times (7,0 \text{ m/stadio}) = 21,0 \text{ m/linea} > 17,5 \text{ m/linea.} \end{aligned}$$

Fango giornaliero prodotto. Per questo tipo d'impianti, si può supporre orientativamente una produzione di fango di circa $0,65 \text{ litri/d} \times ab$, con un'umidità media di circa $U\% = 96\%$ (e, quindi, una percentuale di secco di $S\% = 100\% - 96\% = 4\%$).

Calcolo della potenza da installare. In linea di massima, ogni albero richiede, per essere mosso, una potenza installata che oscilla tra $0,5 \div 1,0 \text{ W/ab}$, a seconda delle dimensioni ($1,0 \text{ W/ab}$ per il caso di alberi di $7,0 \text{ m}$).

Rendimento BOD_5 prevedibile. Per il computo del rendimento di abbattimento del BOD_5 risulta comoda la seguente espressione che esprime la concentrazione di BOD_5 all'uscita di ogni stadio n :

$$[BOD_5]_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (S_{RBC \text{ stadio } n} / Q_n \text{ linea})} \times [BOD_5]_{n-1}}{2 \times 0,00974 \times (S_{RBC \text{ stadio } n} / Q_n \text{ linea})}. \quad [7.4.2]$$

Dove:

– $[BOD_5]_n$ è la concentrazione immediatamente a valle dello stadio "n", in termini di $mg \text{ } BOD_5 / \text{litro}$;

- $S_{RBC \text{ stadio } n}$ è la superficie complessiva dei dischi dello stadio “ n ”, in termini di m^2 ;
- $Q_{n \text{ linea}}$ la portata idraulica (portata nera) relativa alla singola linea eventualmente in parallelo, in termini di m^3/d .

I dati di progetto per la singola linea e per il singolo stadio sono i seguenti:

- $Q_{n \text{ linea}} = Q_n/n_{\text{linee}} = (1000 \text{ m}^3/d)/(2 \text{ linee}) = 500 \text{ m}^3/d \times \text{linea}$;
- $S_{RBC \text{ stadio } n} = (7,0 \text{ m/stadio}) \times (10 \text{ m}^2/\text{disco}) \times (30 \text{ dischi}/m) = 2100 \text{ m}^2/\text{stadio}$;
- numero linee in parallelo: $n_{\text{linee}} = 2$;
- primo stadio: $n = 1$; secondo stadio $n = 2$; terzo ed ultimo stadio $n = 3$;
- concentrazione BOD_5 in ingresso 1° stadio: $[BOD_5]_0 = 130 \text{ mg } BOD_5/\text{litro}$.

La concentrazione di BOD_5 all'uscita del 1° stadio si calcola:

$$[BOD_5]_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (S_{RBC \text{ stadio } n} / Q_{n \text{ linea}}) \times [BOD_5]_0}}{2 \times 0,00974 \times (S_{RBC \text{ stadio } n} / Q_{n \text{ linea}})}$$

Ovvero, sostituendo i valori numerici, si ottiene:

$$[BOD_5]_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times [(2100 \text{ m}^2 / \text{stadio}) / (500 \text{ m}^3 / d \times \text{linea})] \times (130 \text{ mg } BOD_5 / l)}}{2 \times 0,00974 \times [(2100 \text{ m}^2 / \text{stadio}) / (500 \text{ m}^3 / d \times \text{linea})]} =$$

$$[BOD_5]_1 \approx 46 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}.$$

Analogamente, la concentrazione di BOD_5 in uscita dal secondo stadio si calcola:

$$[BOD_5]_2 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (S_{RBC \text{ stadio } n} / Q_{n \text{ linea}}) \times [BOD_5]_1}}{2 \times 0,00974 \times (S_{RBC \text{ stadio } n} / Q_{n \text{ linea}})}$$

Sostituendo i valori numerici si ottiene:

$$[BOD_5]_2 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times [(2100 \text{ m}^2 / \text{stadio}) / (500 \text{ m}^3 / d \times \text{linea})] \times (46 \text{ mg } BOD_5 / l)}}{2 \times 0,00974 \times [(2100 \text{ m}^2 / \text{stadio}) / (500 \text{ m}^3 / d \times \text{linea})]} =$$

$$[BOD_5]_2 \approx 24 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}.$$

Infine, la concentrazione di BOD_5 all'uscita dal 3° stadio risulta di:

$$[BOD_5]_3 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times [(2100 \text{ m}^2 / \text{stadio}) / (500 \text{ m}^3 / d \times \text{linea})] \times (24 \text{ mg } BOD_5 / l)}}{2 \times 0,00974 \times [(2100 \text{ m}^2 / \text{stadio}) / (500 \text{ m}^3 / d \times \text{linea})]} =$$

$$[BOD_5]_3 \approx 15 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro.}$$

Poiché la massima concentrazione di BOD_5 ammessa a valle della sezione RCB è stata supposta pari a $20 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}$, la proposta di progetto presentata può ritenersi soddisfacente, con coefficiente di sicurezza pari a:

$$FS = (20 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}) / (15 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}) \approx 1,3.$$

Osservazioni. Si vuole far notare che sarebbe stato sufficiente calcolare la superficie utile complessiva della sezione a dischi biologici (eq. 7.4.1) se la massima concentrazione ammessa allo scarico fosse stata al più pari a $30 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}$; in quanto, come riportato alla fine del paragrafo 7.6, i parametri di progetto consigliati assicurano effluenti con concentrazioni di BOD_5 e di solidi sospesi inferiori a $30 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}$.

Nel caso dell'esempio proposto, invece, volendo allo scarico una concentrazione al più di $20 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro} < 30 \text{ mg } BOD_5 / \text{litro}$, risulta necessario calcolare nel dettaglio (tramite l'eq. 7.4.2) le varie concentrazioni di BOD_5 a valle di ogni stadio.^(†)

[†] Per maggiori informazioni circa il progetto dei biodischi si consigliano i seguenti testi:

"*Depurazione biologica*"; Renato Vismara; Hefli; (terza edizione, al paragrafo 5.4);

"*Wastewater Engineering Treatment and Reuse*"; Metcalf&Eddy; McGraw Hill; (quarta edizione; al paragrafo 9-3);

"*Manuale di tecnologia dell'acqua*"; Giovanni Bearzi e Riccardo Castiglioni; Tecniche Nuove; (al paragrafo 11-6);

7.7 LE FOSSE IMHOFF

7.7.1 PREMESSA

Le fosse Imhoff sono i primi impianti compatti per la depurazione delle acque di rifiuto (brevettate nel 1904 dal tecnico tedesco di nome IMHOFF). In una fossa Imhoff è possibile distinguere due zone (fig. 7.15):

- una zona superiore di *sedimentazione e chiarificazione*;
- una zona sottostante di *accumulo e digestione anaerobica*.

I solidi sedimentati precipitano attraverso due fessure laterali che mettono in comunicazione il comparto di sedimentazione con il comparto di digestione. Nel comparto di digestione, i solidi sedimentati subiscono una fermentazione anaerobica.

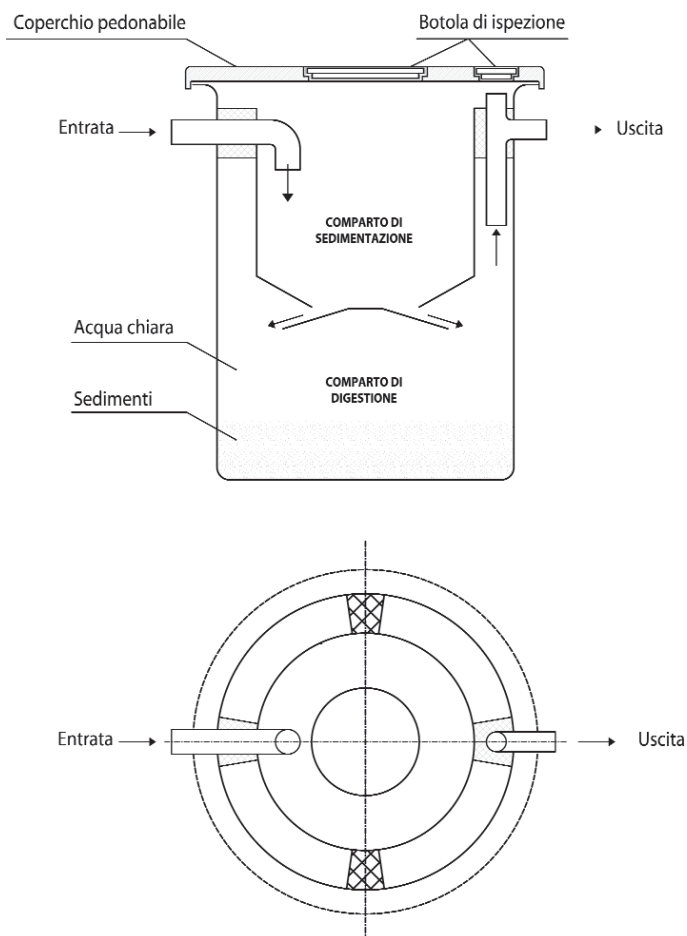


Figura 7.15 – Schema di fossa Imhoff (<http://www.oppo.it>).

robica e conseguente stabilizzazione che consente poi ai fanghi di poter essere successivamente prelevati e manipolati senza inconvenienti.

Il processo di digestione anaerobica trasforma parte delle sostanze organiche sedimentate in acqua, anidride carbonica e gas metano (gas biologico). La geometria della fossa Imhoff è ideata appositamente per evitare che il gas che si forma nella zona di digestione possa interferire con il comparto in cui avviene la sedimentazione.

Bisogna dire che, a differenza di quanto avviene nelle *fosse settiche*^(7.6), i liquami che attraversano le fosse Imhoff escono sufficientemente chiarificati, senza che si siano instaurati dei fenomeni putrefattivi.

7.7.2 DATI FONDAMENTALI PER IL DIMENSIONAMENTO E LA COSTRUZIONE DI UNA FOSSA IMHOFF

La costruzione, l'ubicazione, il proporzionamento e l'esercizio delle vasche di tipo Imhoff, nei casi in cui siano ammesse dalla legge provinciale e dal regolamento, devono essere effettuati nel rispetto delle indicazioni di seguito riportate, con l'avvertenza che nelle vasche stesse non potranno essere immesse acque di pioggia.

◇ Costruzione

- a) di norma sono cilindriche, a pianta circolare, costruite con elementi anulari, in cemento armato, prefabbricati o montati in sito (fig. 7.16); poco convenienti quelle a pianta rettangolare (anche per le vasche di maggiori dimensioni) costruite in muratura o in cemento armato sul posto;
- b) sono suddivise in due comparti comunicanti a mezzo di una feritoia; uno disposto nella parte superiore ed attraversato dal liquame; l'altro per l'intera altezza destinato inferiormente alla raccolta del materiale che sedimenta (fango) e superiormente (per la parte non occupata dal comparto di sedimentazione) all'acqua di copertura;
- c) consigliabile un tirante d'acqua sul fondo di almeno 3 metri;
- d) indispensabile adottare accorgimenti per impedire il passaggio di bolle di gas

^{7.6} Le fosse settiche costituiscono uno dei più antichi impianti di depurazione biologica dei liquami domestici (le prime fosse settiche risalgono al 1871 circa, dovute all'inventore JEAN LOUIS MOURRAS DE VESOUL). I fenomeni biologici e chimico-fisici che avvengono all'interno di una fossa settica sono essenzialmente delle fermentazioni anaerobiche di tipo acido, quindi settiche. Il risultato delle reazioni chimiche e biologiche producono non solo fanghi sedimentati sul fondo, ma anche delle vere e proprie croste galleggianti (schiume consolidate). Essendo le fermentazioni di tipo settico, all'interno delle fosse settiche si producono dei gas nauseabondi e potenzialmente esplosivi (metano e idrogeno solforato) che devono essere dispersi mediante opportune colonne di ventilazione, simili alle colonne di ventilazione delle condotte di scarico dei sanitari, presenti in un'abitazione. Le fosse settiche non sono adatte per ricevere anche acque bianche di pioggia, in quanto esse

nel comparto di sedimentazione, nonché il formarsi della crosta nello stesso (travetto di protezione, denti sporgenti, ecc.);

e) tenuta assicurata da accurata sigillatura dei giunti tra i vari elementi prefabbricati; per le fosse in cemento armato o muratura, intonaco di cemento a doppio, ed eventuale verniciatura interna protettiva;

f) completamente interrate; accesso dall'alto a mezzo di apposito vano a livello del piano di campagna, con chiusino a tenuta e sigillato;

g) ingresso del liquame grezzo ed uscita di quello chiarificato a mezzo di tubo a "T" (con bocche inferiori apertisi $20 \div 30$ cm al di sotto del pelo libero), o con paraschiuma di protezione, per trattenere le sostanze galleggianti; diametro dei pezzi a "T": $15 \div 20$ cm;

h) tubo di ventilazione con bocca inferiore al di sopra del pelo libero e bocca superiore apertisi al di sopra della copertura dell' edificio.

◇ Ubicazione

a) mai sottostanti ai fabbricati, ma esterne ad essi; distanti almeno 1 m dal filo esterno dei muri di fondazione ed indipendenti da questi;

b) a non meno di 10 m da qualunque condotta o serbatoio, destinati ad uso potabile;

c) disposizione planimetrica nei riguardi di fabbricati ed aree frequentate tale, che le operazioni di estrazione dei residui non rechino fastidi, o risultino sgradevoli alla vista.

◇ Dimensionamento

a) compartimento di sedimentazione: il volume del comparto di sedimentazione deve risultare corrispondente a circa $t_H = 4 \div 5$ ore di detenzione con la portata nera nel caso di $N < 100$ ab (mentre, per $N > 100$ ab deve essere: t_H minimo 2 ore). Consigliabili valori più elevati per le vasche più piccole; aggiungere $10 \div 15$ litri a persona per le sostanze galleggianti;

b) valori medi del comparto di sedimentazione $40 \div 50$ litri per utente; in ogni caso, anche per le vasche più piccole, mai meno di $250 \div 300$ litri complessivi;

c) compartimento del fango: $100 \div 200$ litri per persona servita, se si effettuano

provocherebbero un rapido dilavamento e trasporto con l'effluente dei solidi sedimentati sul fondo. I rendimenti di depurazione delle fosse settiche sono molto limitati (al più un 30 % del BOD_5) e sono quindi teoricamente adatte per utenze molto limitate (qualche abitante equivalente) dislocate in zone rurali o suburbane, quale trattamento preliminare prima della dispersione nel terreno. In linea di massima, una formula per dimensionare il volume V di una fossa settica è la seguente: $V [\text{litri}] = 200 \times N + 12 \times m \times N$. Dove N è il numero di utenti da soddisfare, ed m è il numero di mesi fissati fra due successivi espurghi della fossa. In ogni caso, per ulteriori informazioni sul come dimensionare una fossa settica si rimanda al testo: "La depurazione delle acque"; di L. MASOTTI; Calderini; al paragrafo 8.1.2.

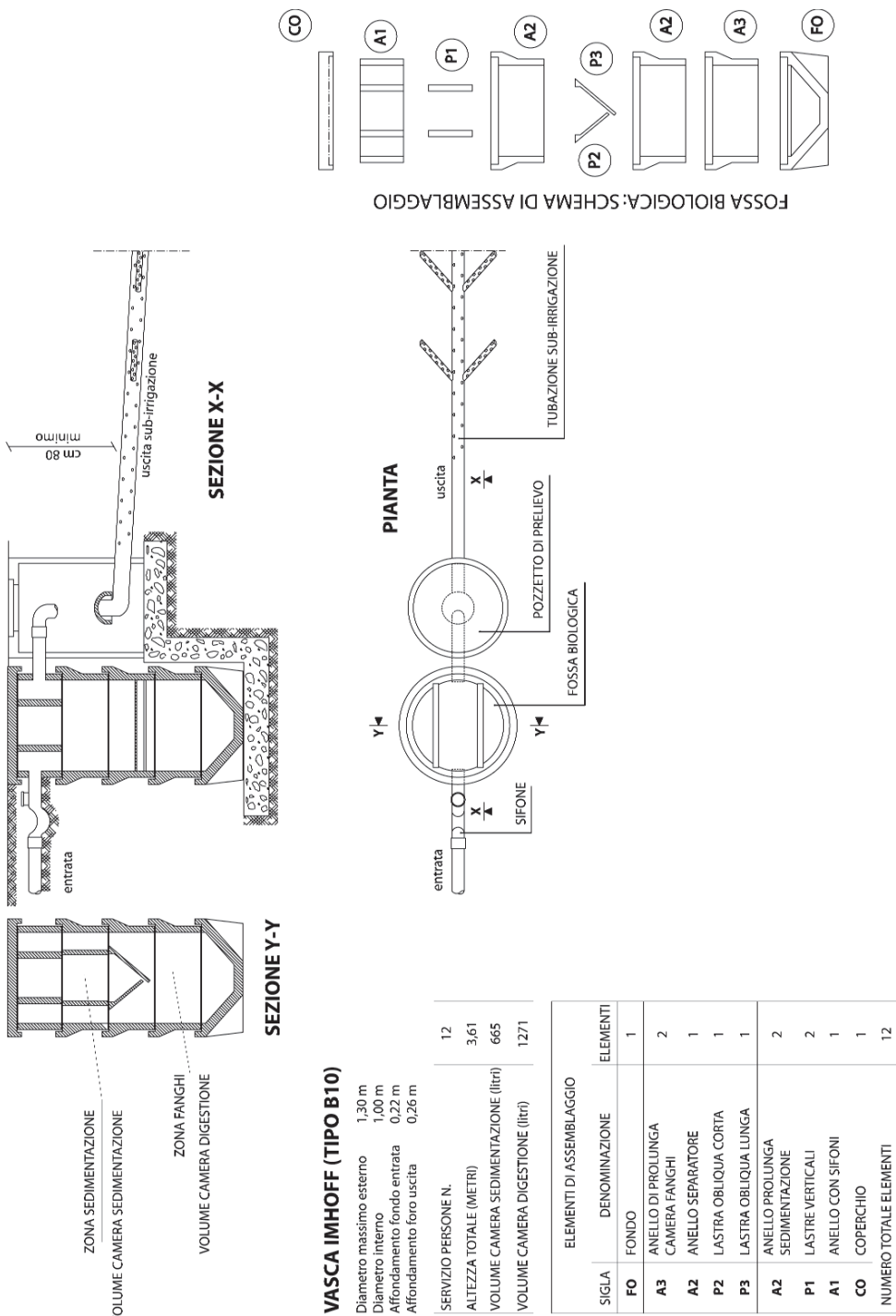


Figura 7.16 – Schema di fossa Imhoff con smaltimento tramite sub-irrigazione. Volumi delle camere di sedimentazione e di digestione in litri.
 (da <http://www.oppo.it>)

POZZETTO IMHOFF E LETTO BATTERICO

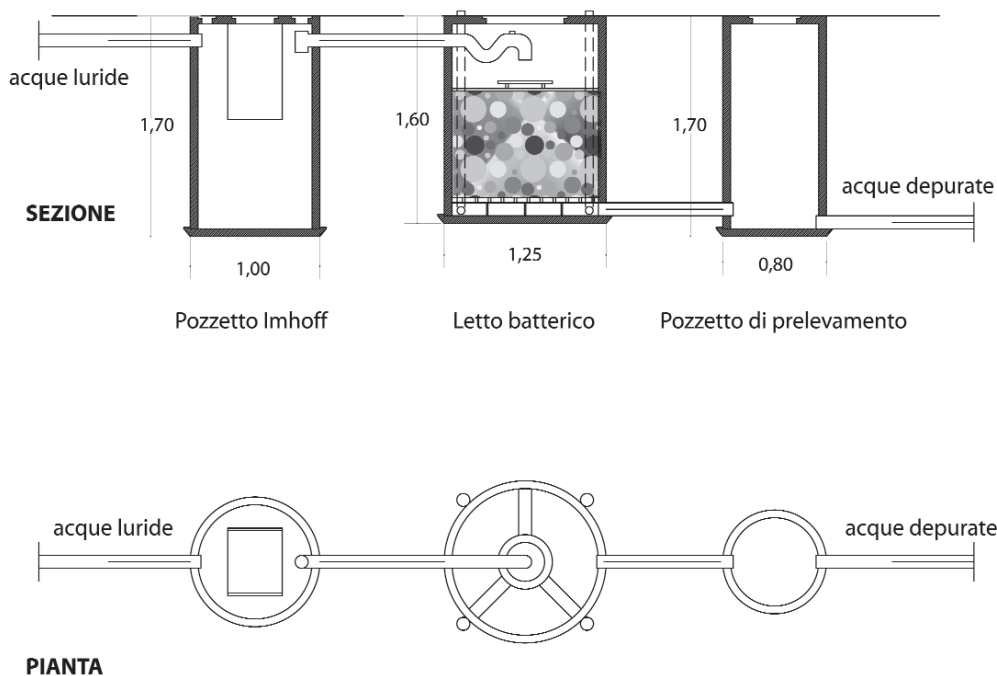


Figura 7.17 – Esempio di fossa Imhoff in serie con un filtro percolatore. (da <http://www.oppo.it>).

almeno due estrazioni l'anno; la capacità si valuta fino a $25 \div 30 \text{ cm}$ al di sotto del punto più basso della feritoia di passaggio del materiale che sedimenta; per le vasche più piccole è consigliabile adottare $180 \div 200 \text{ litri}$ per persona ed effettuare un'estrazione all'anno;

d) per i complessi produttivi con limitata presenza delle persone servite, il compartimento di sedimentazione dovrà tener conto delle portate di punta conseguenti all' uniformità di orario, in modo da assicurare non meno di 3 ore di detenzione; il comparto del fango potrà ridursi a circa la metà ($60 \div 80 \text{ litri}$ per persona servita);

e) dimensioni massime delle vasche prefabbricate: diametro $2,50 \text{ m}$, altezza $4,00 \text{ m}$; per cubature maggiori si possono impiegare più unità in parallelo.

◇ **Esercizio**

- prima dell'inizio del funzionamento la vasca deve venire riempita d'acqua;
- immissione di calce nel comparto del fango, in sede di avviamento, per otte-

- nere la fermentazione metanica o digestione del fango;
- c) entrata del liquame grezzo con continuità ed uscita di quello chiarificato nella stessa misura (trascurabile la parte di acqua che proviene dall' addensamento del fango);
- d) estrazione del fango digerito da una a quattro volte l'anno; l'estrazione viene praticata mediante tubo flessibile, introdotto attraverso il vano accesso, e che si fa pescare al fondo dalla vasca; non va estratto tutto il fango; se ne lascia una parte pari a circa il $25 \div 30\%$;
- e) asportazione della crosta superiore al comparto del fango e dei materiali galleggianti e pulizia dei paraschiuma del comparto di sedimentazione, ogniqualvolta si effettua l'estrazione del fango.

Lo smaltimento nel suolo di acque di rifiuto, nei casi in cui sia ammessa dalla legge e dal regolamento e fatti salvi i trattamenti prescritti, deve essere effettuato secondo le norme di seguito riportate, che non prevedono l'immissione di acque di pioggia.

Per queste ultime, se necessario, lo smaltimento nel suolo dovrà di norma essere effettuato con sistemi di dispersione indipendenti.

7.8 I POZZI DISPERDENTI

7.8.1 PREMESSA

I pozzi di dispersione (o pozzi assorbenti) sono costituiti da un vero e proprio pozzo praticato nel terreno. Le pareti di detto pozzo sono provviste di fenestrate, per consentire la dispersione del liquame nei vari strati profondi del terreno. Ovviamente, un tale sistema di smaltimento può essere previsto solo quando le oscillazioni della falda siano sempre di almeno un paio di metri al di sotto della base del pozzo. In linea generale, l'utilizzo di pozzi assorbenti per lo smaltimento delle acque di pioggia, non inquinate, non presenta alcun problema.

Teoricamente, i pozzi assorbenti possono essere presi in considerazione solo quando non ci siano aree sufficienti di terreno disponibili; oppure quando il terreno è sufficientemente permeabile solo a certe profondità dal piano campagna.

7.8.2 DATI FONDAMENTALI PER IL DIMENSIONAMENTO E LA COSTRUZIONE DI UN POZZO DI DISPERSIONE

◇ Costruzione

- a) di forma cilindrica (fig. 7.18), con diametro interno di almeno *1 metro*; in muratura di pietrame, di mattoni o in calcestruzzo; privi di platea; nella parte inferiore che attraversa il terreno permeabile, si praticano feritoie nelle pareti o si costruisce la parte in muratura a secco;
- b) strato di pietrame e pietrisco al fondo, al posto della platea; spessore di circa $40 \div 50 \text{ cm}$;

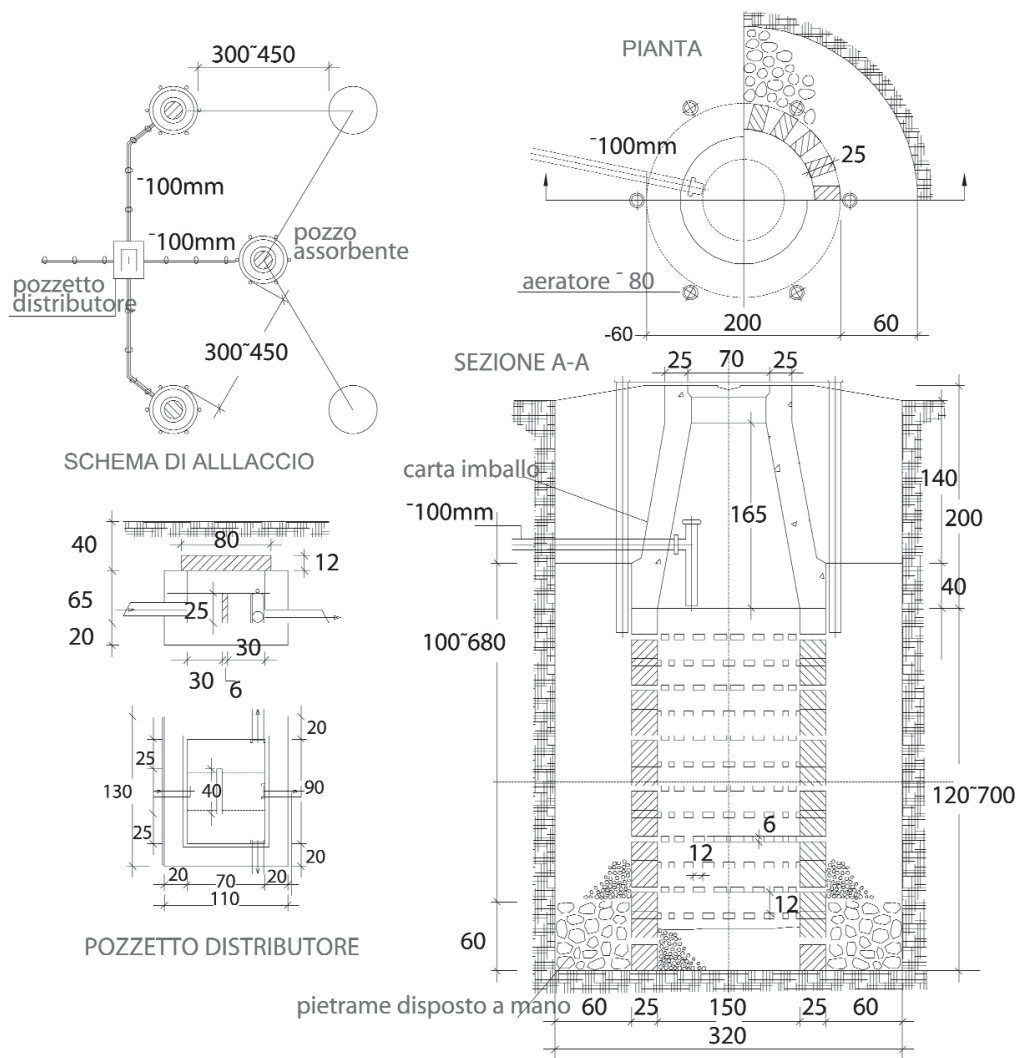


Figura 7.18 – Particolari di un pozzo disperdente (dal *Manuale dell'Architetto*; Consiglio Nazionale delle Ricerche).

- c) strato di pietrisco ad anello esternamente, intorno alla parte di parete con feritoie; dimensioni medie del pietrisco $4 \div 8$ cm; spessore orizzontale $40 \div 50$ cm; in prossimità delle feritoie ed alla base dello strato di pietrisco, pietrame di dimensioni medie $8 \div 12$ cm; disposto con cura, possibilmente a mano;
- d) copertura del pozzo con voltina o con piastra in calcestruzzo, semplice od

DATI DIMENSIONAMENTO ALTEZZA POZZO	
Natura del terreno	Sviluppo lineare della parete
Sabbia grossa o pietrisco o ghiaia o misti	1,0 m/ab
Sabbia fine	1,5 m/ab
Sabbia o ghiaia o pietrisco con limo	2,5 m/ab
Argilla o limi con molta sabbia o pietrisco	4,0 m/ab
Argilla o limo con poca sabbia o pietrisco	8,0 m/ab
Argilla compatta impermeabile	non adatto

Tabella 7.1 – Valori indicativi per il dimensionamento dell'altezza della parete del pozzo.

armato, a profondità non inferiore a $60 \div 70$ cm; sulla copertura pozzetto di accesso con chiusino;

e) al di sopra della copertura del pozzo e del pietrisco che lo circonda, strato di terreno ordinario, con soprassesto per evitare che, con il riassetto, si manifesti un avvallamento; sul pietrisco carta catramata o carta di imballo robusta, per non avere penetrazione di terreno (prima dell' assestamento) nei vuoti del pietrisco stesso sottostante;

f) tubi di areazione, dal piano di campagna, penetranti per almeno un metro nello strato di pietrisco; diametro $10 \div 12$ cm.

◇ Ubicazione

a) lontani da fabbricati, aie, aree pavimentate e sistemazioni, che ostacolino il passaggio dell' aria nel terreno; condotta di adduzione a tenuta;

b) fondo del pozzo non inferiore a 2 m, rispetto al livello superiore della falda; in nessun caso la falda può essere utilizzata per usi potabili o domestici, o per irrigazione di prodotti da mangiare crudi, a meno di accertamenti microbiologici e chimici caso per caso da parte dell' autorità sanitaria;

c) evitare pozzi perdenti in presenza di roccia fratturata o fessurata; o in zone carsiche;

d) distanza di almeno 50 m da qualunque condotta, serbatoio o altra opera destinata al servizio potabile.

◇ Dimensionamento

a) sviluppo della parete perimetrale in funzione della natura del terreno, come da tabella 7.1, riferita agli scarichi domestici. Per le attività industriali, artigianali, commerciali ed agricole, con scarichi di tipo civile la tabella si applica con l'e-

quivalenza seguente:

$$1 \text{ addetto} = 0,5 \text{ abitanti.}$$

Per gli scarichi industriali, nei casi ammessi, lo sviluppo della parete dovrà essere valutato caso per caso, secondo criteri da approvarsi da parte dell'Ufficio tutela risorse naturali;

b) capacità utile non inferiore a quella della vasca di chiarificazione che precede il pozzo;

c) consigliabile disporre almeno due pozzi con funzionamento alterno; in tal caso occorre un pozzetto di deviazione con paratoie, per inviare il liquame all'uno o all'altro pozzo; distanza tra gli assi dei pozzi non inferiore a quattro volte il diametro dei pozzi.

◇ **Esercizio**

Non richiedono conduzione; si controllerà di tanto in tanto che non vi sia accumulo di sedimenti o di fanghiglia nel pozzo, o intasamento del pietrisco e terreno circostante; controllo nel tempo del livello massimo della falda; se i pozzi sono due, si alterna il funzionamento ogni $4 \div 6$ mesi.

7.9 LA SUB-IRRIGAZIONE

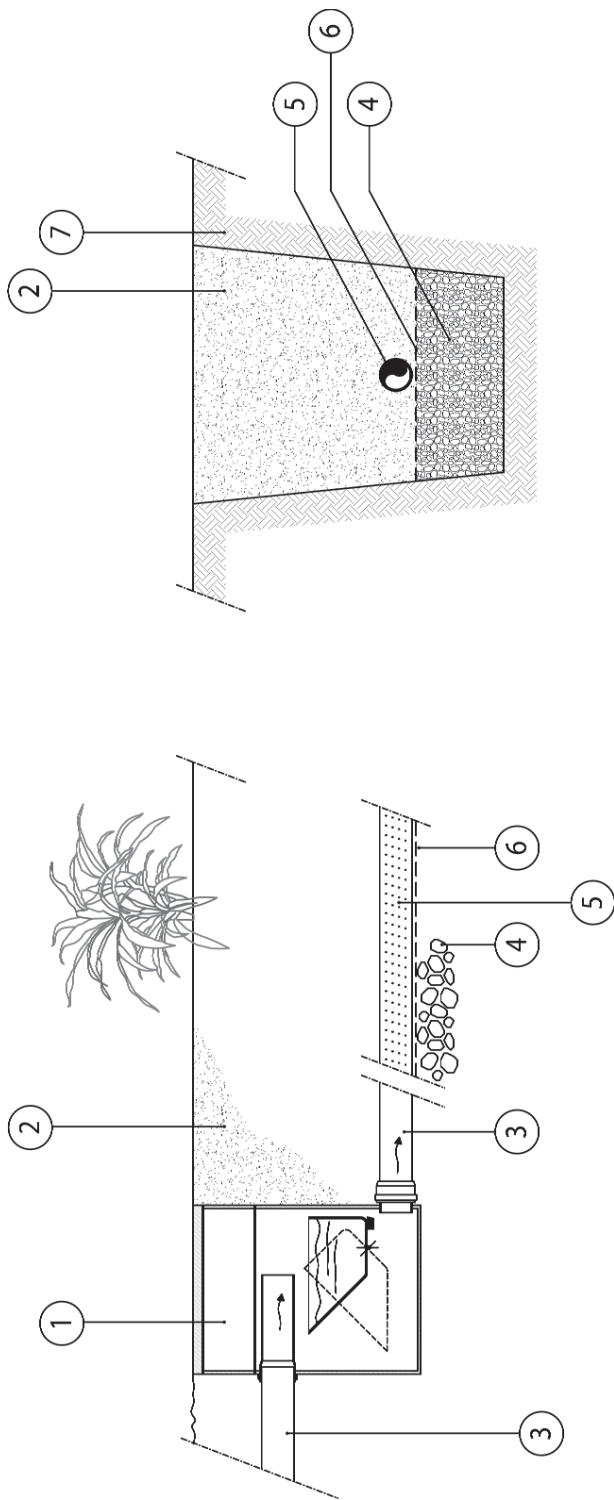
7.9.1 PREMESSA

La sub-irrigazione rappresenta, almeno teoricamente, il trattamento secondario per un liquame uscente dalla fossa settica, quando vi sia spazio abbondante presso l'utenza da soddisfare, e quando le oscillazioni della fanda idrica siano alquanto profonde. La sub-irrigazione semplice consiste nell'immissione di liquame proveniente dalla fossa imhoff in una rete variamente ramificata di tubi distributori in calcestruzzo o in grès o in cemento amianto, disposti a circa $0,50 \div 0,70$ m di profondità, in trincee scavate nel terreno (fig. 7.16 e 7.19) e circondati da strati di ghiaia, in modo da evitare l'intasamento per via della terra. I tubi sono lievemente accostati l'uno all'altro e la zona di giunzione viene coperta da manicotti di protezione. Il liquame si distribuisce e si disperde quindi nel terreno ossidandosi completamente. La rete di canali distributori è alimentata mediante un sifone di cacciata del tipo di quelli normalmente adottati nelle fognature.

7.9.2 DATI FONDAMENTALI PER IL DIMENSIONAMENTO E LA COSTRUZIONE DI UNA TRINCEA DI SUB-IRRIGAZIONE

◇ **Costruzione**

a) trincea profonda $60 \div 70$ cm, larga alla base almeno 40 cm, con inclinazione delle pareti secondo la natura del terreno; parte inferiore dello scavo riempita di



LEGENDA

- 1 Pozzetto di cacciata e ispezione
- 2 Terreno di riporto
- 3 Tubo in PVC
- 4 Ghiaia
- 5 Tubo disperdente
- 6 Membrana geotessile
- 7 Terreno

Figura 7.19 – Semplice schema di sub-irrigazione nel terreno (<http://www.oppo.it>).

pietrisco, di dimensioni $3 \div 6$ cm, per un' altezza di circa 30 cm; nel mezzo del corpo di pietrisco viene disposta la condotta disperdente; al di sopra del pietrisco il cavo viene riempito con il terreno proveniente dallo scavo (fig. 7.19);

b) condotta disperdente, disposta come sopra, costituita da elementi tubolari di cotto, di gres, di calcestruzzo o di cementoamianto, di diametro di $10 \div 12$ cm e lunghezza $30 \div 50$ cm, con estremità tagliate diritte e distanziate di $1 \div 2$ cm, coperte superiormente da tegole o elementi di pietrame per impedire l' entrata del pietrisco; pendenza della condotta tra 0,2% e 0,5%; c) pietrisco di cui sopra vagliato e disposto accuratamente nello scavo per strati: carta catramata, o carta da imballo robusta, interposta tra il pietrisco ed il terreno da reinterro, per non avere penetrazione di terreno (prima dell'assestamento) nei vuoti del sottostante pietrisco; al terreno di reinterro si assegna un sovrassesto, per evitare che con l' assestamento si formi un avvallamento sopra la trincea;

d) vaschetta in muratura o in calcestruzzo, a tenuta, con sifone di cacciata, all' inizio della condotta o rete disperdente; pozzetto di accesso con chiusino, di dimensioni adatte all' introduzione e posa in opera del sifone; sifone del tipo per percolatrice, con vani di passaggio ampi, adatto al liquame di fogna; e) trincea con condotta disperdente su una fila; o su una fila con ramificazione; o su più file; se il terreno ha per sua natura notevole pendenza, la trincea segue l' andamento delle curve di livello, con tornanti, in modo da non superare le pendenze idonee.

◇ Ubicazione

a) trincee con condotte disperdenti lontane da fabbricati, aie, aree pavimentate o altre sistemazioni che ostacolano il passaggio dell' aria nel terreno; condotte di adduzione sino al sistema di dispersione, a tenuta;

b) distanza tra il fondo della trincea ed il livello superiore della falda, non inferiore ad un metro; in nessun caso la falda può essere utilizzata a valle per uso potabile o domestico, o per irrigazione di prodotti mangiati crudi, a meno di accertamenti chimici o microbiologici caso per caso da parte dell' autorità competente;

c) distanza di almeno 30 m da qualunque condotta, serbatoio o altra opera destinata al servizio potabile.

◇ Dimensionamento

Sviluppo di condotta disperdente in funzione della natura del terreno, come da tabella 7.2, riferita agli scarichi civili. Per gli scarichi industriali, nei casi ammessi, lo sviluppo di condotta disperdente dovrà essere valutato caso per caso, secondo criteri da approvarsi da parte dell' Ufficio tutela risorse naturali. In ogni caso, la fascia di terreno impegnata, o la distanza tra due condotte disperdenti, dovrà essere di circa 30 metri.

DATI DIMENSIONAMENTO TUBAZIONI SUB-IRRIGAZIONE	
Natura del terreno	Sviluppo lineare della parete
Sabbia fine, materiale leggero permeabile	2 m/ab
Sabbia grossa e pietrisco o ghiaia o misti	3 m/ab
Sabbia fine con argilla o limo	5 m/ab
Argilla o limo con un po' di sabbia	10 m/ab
Argilla compatta	non adatto

Tabella 7.2 – Valori indicativi per il dimensionamento della lunghezza dei tubi distributori.

◇ **Esercizio:**

Non richiede conduzione; si controllerà di tanto in tanto che non vi sia intasamento del pietrisco e del terreno circostante, che non si manifestino impaludamenti superficiali, che il sifone funzioni regolarmente; controllo nel tempo del livello massimo della falda.

7.9.3 LA SUB-IRRIGAZIONE DRENATA^(†)

Se il terreno risulta poco permeabile, si può adottare – quando possibile – il sistema della sub-irrigazione drenata, situando nella trincea, al di sotto della tubazione immittente, una seconda tubazione di minore diametro che raccoglie il residuo liquame non disperso per convogliarlo, alla fine, in un pozzo disperdente o in un solco del terreno. Lo scavo della trincea deve presentare un'altezza media di circa 1,50 m con la base di alloggiamento larga almeno 0,60 m. Il fondo dello scavo deve essere rivestito con uno strato di argilla dello spessore di circa 10 cm sul quale adagiare la *condotta drenante*, circondata da pietrisco grosso (6 ÷ 8 cm) per un'altezza di circa 60 cm. Su questo strato si stende un ulteriore strato di pietrisco di pezzatura minore (3 ÷ 6 cm) per uno spessore di 50 cm, nel centro del quale si sistema la seconda condotta (*condotta disperdente*). Poi si stende del cartone catramato e si riempie la trincea con terreno dello scavo. La condotta disperdente deve avere una lunghezza di circa 2 ÷ 4 m/ab e deve essere tappata all'estremità almeno 5 metri prima dello sbocco della condotta drenante. La condotta drenante deve essere più lunga di quella disperdente di almeno 5 m e deve recapitare il refluo in rivoli, alvei o impluvi.

[†] Maggiori dettagli sulla sub-irrigazione drenata e semplice nel testo: “La depurazione delle acque di fognatura”; FULVIO DURANTE; Hoepli; al capitolo 5.

ESEMPIO 7.3

Si valuti il volume utile per una fossa settica per un'abitazione rurale di massimo 10 abitanti, nell'ipotesi di effettuare lo svuotamento del fango sedimentato una volta l'anno.

Soluzione. In base a quanto riportato nella nota a piè di pagina n. 7,6 a pag. 640, una formula empirica per valutare il volume utile V di una fossa settica è la seguente:

$$V = 200 \times N + 12 \times m \times N,$$

dove:

- N è il numero di utenti da soddisfare $N = 10$ ab;
- m è il numero di mesi fra due successivi espurghi del fango $m = 12$ mesi (1 anno);

Pertanto, sostituendo i valori numerici si ottiene:

$$\begin{aligned} V &= 200 \times N + 12 \times m \times N = 200 \times (10 \text{ ab}) + 12 \times (12 \text{ mesi}) \times (10 \text{ ab}) = \\ &= 3440 \text{ litri} = \\ &= (3440 \text{ litri}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = \\ &= 3,44 \text{ m}^3 \approx \\ &\approx 3,5 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

Assumendo un'altezza liquida di circa $h_w = 1,50$ m, la fossa settica deve presentare una superficie in pianta (interna) di almeno:

$$S_{\text{settica}} = V/h_w = (3,5 \text{ m}^3) / (1,50 \text{ m}) \approx 2,4 \text{ m}^2.$$

In particolare, si adotta una fossa settica a 2 camere di larghezza interna $B_w = 1,0$ m, con la prima camera lunga (internamente) il doppio della seconda. Pertanto, dette con L_1 ed L_2 le lunghezze della prima e seconda camera, rispettivamente, si ha:

$$\begin{aligned} S_{\text{settica eff}} &= (B_w \times L_1) + (B_w \times L_2) = (1,0 \text{ m} \times 1,60 \text{ m}) + (1,0 \text{ m} \times 0,80 \text{ m}) = \\ &= 1,60 \text{ m}^2 + 0,80 \text{ m}^2 = \\ &= 2,40 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

Si adotta inoltre:

- un'altezza di circa $h_g = 30$ cm = 0,30 m tra l'intradosso della soletta di copertura della fossa e il livello liquido in essa presente;
- uno spessore della soletta di copertura di circa $s_{\text{cop}} = 10$ cm = 0,10 m;

- uno spessore della soletta di fondazione di circa $s_{fond} = 30 \text{ cm} = 0,30 \text{ m}$;
- magrone di fondazione: $s_m = 10 \text{ cm} = 0,10 \text{ m}$;
- uno spessore delle pareti della fossa di circa $s_{parete} = 25 \text{ cm} = 0,25 \text{ m}$.

In questo modo, gli ingombri effettivi della fossa sono:

- altezza complessiva (dall'intradosso della soletta di fondazione all'estradosso della soletta di copertura): $H_{tot} = s_m + s_{fond} + h_w + h_g + s_{cop} = 0,10 \text{ m} + 0,30 \text{ m} + 1,50 \text{ m} + 0,30 \text{ m} + 0,10 \text{ m} = 2,30 \text{ m}$;
- lunghezza complessiva: $L_{tot} = 2 \times s_{parete} + \text{setto divisorio (15 cm)} + L_1 + L_2 = 2 \times 0,25 \text{ m} + 0,15 \text{ m} + 1,60 \text{ m} + 0,80 \text{ m} = 3,05 \text{ m}$;
- larghezza complessiva di: $B_{tot} = 2 \times s_{parete} + B_w = 2 \times (0,25 \text{ m}) + 1,0 \text{ m} = 1,50 \text{ m}$.

In linea di massima, utilizzando la medesima procedura per un numero di persone massimo di 25 – impiegando sempre fosse settiche a due camere e con prelievo annuale del fango – si può costruire la seguente tabella:

FOSSIE SETTICHE A DUE CAMERE

$N [ab]$	$H_{tot} [m]$	$B_{tot} [m]$	$L_{tot} [m]$	$L_1 [m]$	$L_2 [m]$	$h_w [m]$	$B_w [m]$
10	2,30	1,50	3,05	1,60	0,80	1,50	1,0
15	2,30	1,50	3,50	1,90	0,95	1,50	1,0
20	2,40	1,60	4,25	2,40	1,20	1,60	1,1
25	2,40	1,60	4,55	2,60	1,30	1,60	1,1

Osservazioni. Una fossa settica con più di due camere non porta apprezzabili miglioramenti nella qualità dell'effluente. Inoltre, è importante disporre una colonna di scarico per la ventilazione esterna, per poter allontanare i gas potenzialmente esplosivi che si producono durante la digestione.

Particolare attenzione va poi posta ai deflettori di entrata e di uscita del flusso, curando che siano sempre immersi per almeno 30 cm dentro la fase liquida, in modo da non incanalare la crosta superficiale galleggiante.

È più opportuno adottare, per le fosse settiche, del calcestruzzo cementizio; evitando, se possibile, i prefabbricati metallici a causa delle corrosioni.

Per ulteriori precisazioni in merito alla possibilità di utilizzo delle fosse settiche, si rimanda alle normative vigenti in materia.

ESEMPIO 7.4

Si dimensiona una vasca Imhoff per un'utenza di 10 persone. Si ipotizzi che, nella zona in questione, sia possibile smaltire il refluo nel terreno, mediante sub-irrigazione. Il terreno è schematizzabile come sabbia fine permeabile in cui sono presenti delle lenti di sabbia fine con limo.

Soluzione. Come riportato nel paragrafo 7.7.2, il dimensionamento di una vasca Imhoff può effettuarsi in funzione della portata nera e dell'entità dell'utenza. In questo caso, essendo l'utenza molto limitata, risulta difficile delineare il valore della portata di punta, essendo questa molto variabile e sensibile per piccole utenze. Si preferisce, pertanto, dimensionare i volumi della vasca impiegando i dati riportati in letteratura, in termini di litri per abitante servito. Si prevede, quindi, in questo caso di $N = 10$ utenti, un:

- compartimento di sedimentazione per la chiarificazione: 50 litri/utente;
- comparto di sedimentazione per le sostanze galleggianti: 15 litri/utente;
- comparto di digestione: 150 litri/utente, con almeno 2 estrazioni di fango l'anno.

Risultano, quindi, i seguenti volumi:

- sedimentazione (chiarificazione + sostanze galleggianti):

$$V_{sed} = (65 \text{ litri/utente}) \times (10 \text{ utenti}) = 650 \text{ litri} = (650 \text{ litri}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = 0,65 \text{ m}^3;$$

- digestione:

$$V_{dig} = (150 \text{ litri/utente}) \times (10 \text{ utenti}) = 1500 \text{ litri} = (1500 \text{ litri}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = 1,5 \text{ m}^3.$$

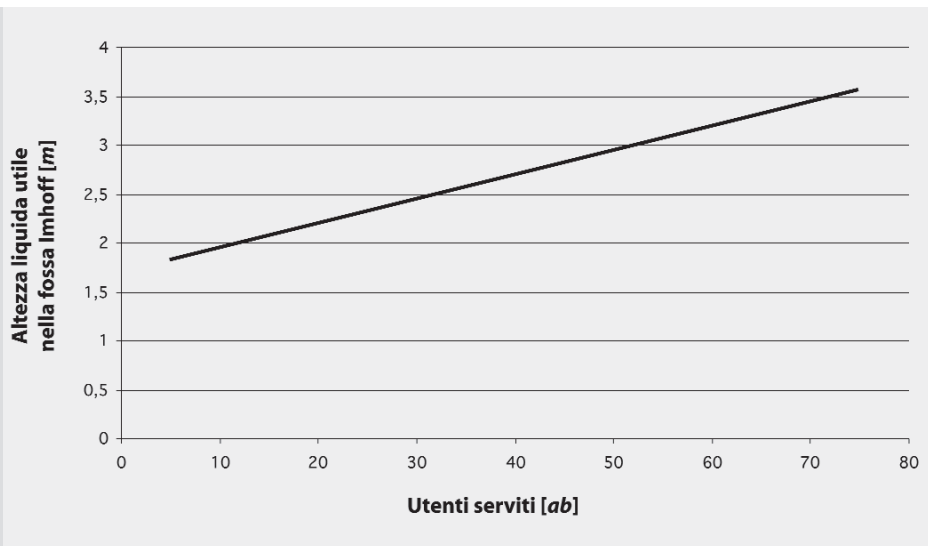
Il volume utile della vasca Imhoff risulta:

$$V_{utile} = V_{sed} + V_{dig} = (0,65 \text{ m}^3) + (1,5 \text{ m}^3) = 2,15 \text{ m}^3.$$

Per un dimensionamento di massima della vasca Imhoff, lo scrivente propone una procedura di dimensionamento che si basa sull'utilizzo di un semplice grafico empirico, riportato nella pagina seguente. La suddetta procedura è utilizzabile solo per un numero di utenze fino ad 80 unità, e per vasche Imhoff ad elementi prefabbricati ad anello. Dal suddetto grafico, per un numero di utenti pari a 10, si deduce che il battente idrico previsto è di circa $h_w = 1,90 \div 2,0$ m (dall'estradosso del fondo vasca). Adottando il valore medio di $h_w = 1,95$ m, si ricava per la vasca Imhoff una superficie in pianta (interna) di:

$$S = V_{utile} / h_w = (2,15 \text{ m}^3) / (1,95 \text{ m}) \approx 1,10 \text{ m}^2.$$

Adottando una vasca con elementi prefabbricati ad anelli di calcestruzzo armato, di sezione circolare, risulta un diametro interno almeno di $D_{int\ min} = (4\pi)^{1/2} \times S^{1/2} \approx 1,19$ m.



Si utilizza, quindi, tra i diametri commerciali disponibili ($\phi_{int} = 80; 100; 125; 150; 200; 235; 350; 500$) quello immediatamente superiore a quello minimo calcolato:

$$\phi_{int} = 1,25 \text{ m} > D_{int \text{ min}} = 1,19 \text{ m}.$$

La superficie in pianta (interna) effettiva è:

$$S_{int} = (\pi/4) \times \phi_{int}^2 \approx 1,23 \text{ m}^2 > 1,10 \text{ m}^2.$$

Si prevede, inoltre, un franco di circa $f = 0,30 \text{ m}$ tra la superficie del liquido in vasca e l'intradosso del coperchio della vasca Imhoff. Di conseguenza, l'altezza h_u tra l'intradosso del coperchio e l'estradosso del fondo risulta di:

$$h_u = f + h_w = 0,30 \text{ m} + 1,95 \text{ m} = 2,25 \text{ m}.$$

Utilizzando degli anelli prefabbricati ad incastro (analoghi a quelli riportati in figura 7.16) ciascuno di altezza $0,50 \text{ m}$, risulta che sono necessari:

$$n \times 0,50 = 2,25 \text{ m} \quad \rightarrow \quad n = (2,25 \text{ m}) / (0,50) = 4,5 \text{ anelli}.$$

Si adottano, quindi, $n = 4$ anelli da 50 cm e 1 anello di chiusura per il fondo (vedere figura 7.16 a pag. 642); quest'ultimo a pareti laterali inclinate.

Ad ogni anello compete una quota parte del volume utile pari approssimativamente a:

$$V_{1 \text{ anello}} = (h_w \times S_{int}) / n = [(1,95 \text{ m}) \times (1,23 \text{ m}^2)] / (4,5 \text{ anelli}) \approx 0,54 \text{ m}^3.$$

Ipotizzando per la sedimentazione, per ogni singolo anello $V_{1 \text{ anello}}$ messo a disposizione, un volume utile $V_{1 \text{ anello sed}}$ pari a circa la metà di $V_{1 \text{ anello}}$, si può scrivere:

$$V_{1 \text{ anello sed}} = V_{1 \text{ anello}}/2$$

Di conseguenza, il comparto di sedimentazione interesserà un numero di anelli pari a:

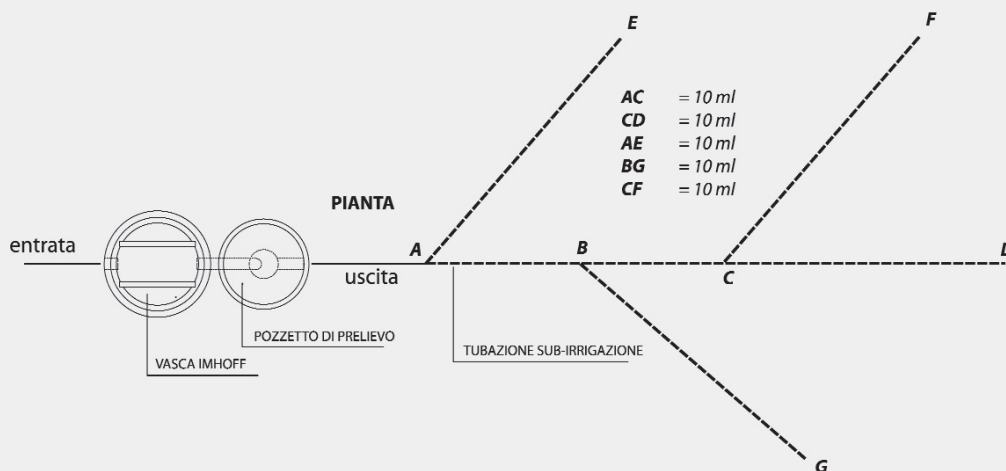
$$n_{\text{sed}} = V_{\text{sed}}/[V_{1 \text{ anello sed}}] = V_{\text{sed}}/[V_{1 \text{ anello}}/2] = (0,55 \text{ m}^3)/[(0,54 \text{ m}^3)/2] \approx 2 \text{ anelli};$$

quindi, un'altezza liquida di circa 1 m. Pertanto, le lastre oblique (vedere elementi **P2** e **P3** in figura 7.16 a pag. 642) andranno posizionate sotto i primi due anelli, a partire dal coperchio della vasca stessa.

Per il dimensionamento delle tubazioni di distribuzione (sub-irrigazione), si può fare riferimento ai dati riportati in tabella 7.2. In particolare, il terreno in oggetto è stato schematizzato come un terreno costituito da sabbia fine permeabile con intercalate delle lenti di sabbia fine con limo. Assumendo, per sicurezza, un terreno costituito da sabbia fine con argilla o limo, risultano necessari 5 metri di sviluppo lineare di tubazioni per singolo utente. La lunghezza lineare complessiva risulta dunque:

$$L_{\text{tot}} = (5 \text{ ml/utente}) \times (10 \text{ utenti}) = 50 \text{ ml di tubazioni.}$$

Una disposizione in pianta che si può adottare è la seguente:



ESEMPIO 7.6

Si dimensiona la sezione Imhoff (vasca primaria) di un impianto a filtri percolatori a "basso carico", che debba soddisfare un'utenza di circa $N = 2000$ abitanti. Il lay-out dell'impianto presenti come schema base quello illustrato nella figura 7.13 a pag. 610: in particolare, si preveda di ricircolare, periodicamente in testa alla sezione Imhoff primaria, solamente il fango prelevato dalla sedimentazione secondaria (flusso discontinuo). Si assume che l'impianto sia alimentato da una fognatura separata (solo acque nere).

I dati di progetto sono i seguenti:

- | | |
|---|---|
| – carico organico specifico: | $C_o = 65 \text{ g BOD}_5/d \times ab$; |
| – carico idraulico specifico: | $C_{idr} = 200 \text{ litri/d} \times ab$; |
| – coefficiente di punta sulla portata nera: | $k = 2$; |
| – coefficiente di afflusso in fognatura: | $\Psi = 0,8$. |

Soluzione. Per utenze maggiori del centinaio di abitanti serviti, la vasca Imhoff risulta un vero e proprio decantatore-digestore. Generalmente, esso è costituito da una parte interrata a sezione tronco-conica e da una parte fuori terra, realizzata con anelli prefabbricati in calcestruzzo armato (vasche fino anche a 15 m di diametro).

In questo caso, visto che la vasca Imhoff è parte di un impianto a filtri percolatori (fig. 7.13), si ritiene opportuno adottare due linee in parallelo, limitate ad un'unica linea per i trattamenti preliminari (grigliatura, dissabbiatura e disoleazione) che, in caso di avaria o manutenzione, possono essere temporaneamente by-passati.

Calcolo della portata nera totale. La portata nera complessiva da trattare si calcola:

$$\begin{aligned}
 Q_n &= \Psi \times (N \times C_{idr}) = 0,8 \times (2000 \text{ ab} \times 200 \text{ litri/d} \times ab) = \\
 &= 320'000 \text{ litri/d} = \\
 &= (320'000 \text{ litri/d}) / (1000 \text{ l/m}^3) \\
 &= 320 \text{ m}^3/\text{d} \\
 &= (320 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ h/d}) \approx \\
 &\approx 13,5 \text{ m}^3/\text{h}.
 \end{aligned}$$

Calcolo della portata massima (di punta). La portata massima, nel caso di fognatura separata, si esprime come:

$$\begin{aligned}
 Q_{max} &= k \times Q_n = 2 \times (13,5 \text{ m}^3/\text{h}) = \\
 &= 27 \text{ m}^3/\text{h}.
 \end{aligned}$$

Calcolo della portata di BOD₅ entrante. La portata complessiva di sostanza organica in arrivo al comparto Imhoff si calcola:

$$\begin{aligned} Q_{BOD_5} &= C_o \times N = (65 \text{ g BOD}_5/\text{d} \times ab) \times (2000 \text{ ab}) = 130'000 \text{ g BOD}_5/\text{d} = \\ &= (130'000 \text{ g BOD}_5/\text{d})/(1000 \text{ g/kg}) = 130 \text{ kg BOD}_5/\text{d} = \\ &= (130 \text{ kg BOD}_5/\text{d})/(24 \text{ h/d}) \approx 5.5 \text{ kg BOD}_5/\text{h}. \end{aligned}$$

Calcolo concentrazione in ingresso BOD₅. La concentrazione di sostanza organica in arrivo al comparto Imhoff si calcola:

$$\begin{aligned} [BOD_5]_{in} &= \frac{Q_{BOD_5} [\text{kg BOD}_5 / \text{h}] \times (10^6 \text{ mg / kg})}{Q_n [\text{m}^3 / \text{h}] \times (1000 \text{ litri / m}^3)} \\ [BOD_5]_{in} &= \frac{(5,5 \text{ kg BOD}_5 / \text{h}) \times (10^6 \text{ mg / kg})}{(13,5 \text{ m}^3 / \text{h}) \times (1000 \text{ litri / m}^3)} \approx 410 \text{ mg BOD}_5 / \text{l}. \end{aligned}$$

Calcolo vasca Imhoff: comparto di sedimentazione. Adottando numero $n = 2$ linee di trattamento, si disporranno in particolare $n = 2$ vasche Imhoff funzionanti in parallelo. Supponendo di partizionare la portata complessiva in arrivo in due parti sempre uguali, si potrà ragionare direttamente sulla singola vasca. Di conseguenza, le portate di progetto per ciascuna vasca Imhoff sono:

$$\begin{aligned} - Q_{n/2} &= Q_n/n = (13,5 \text{ m}^3/\text{h})/(2 \text{ vasche}) = 6,75 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}; \\ - Q_{max/2} &= Q_{max}/n = (27 \text{ m}^3/\text{h})/(2 \text{ vasche}) = 13,5 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}. \end{aligned}$$

La portata di inquinante in arrivo a ciascuna vasca è:

$$\begin{aligned} Q_{BOD_5, 1/2} &= (Q_{BOD_5})/(2 \text{ vasche}) = (130 \text{ kg BOD}_5/\text{d})/(2 \text{ vasche}) = \\ &= 65 \text{ kg BOD}_5/\text{d} \times \text{vasca} = \\ &= (65 \text{ kg BOD}_5/\text{d} \times \text{vasca})/(24 \text{ h/d}) \approx \\ &\approx 2,7 \text{ kg BOD}_5/\text{h} \times \text{vasca}. \end{aligned}$$

Il volume del comparto di sedimentazione (singola vasca Imhoff) si dimensiona per poter assorbire una portata nera per un tempo di $t = 3 \text{ ore} > 2 \text{ h}$ sulla portata nera ($N > 100 \text{ ab}$):

$$V_{sed 1/2} = t \times Q_{n/2} = (3 \text{ h}) \times (13,5 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}) = 40,5 \text{ m}^3/\text{vasca}.$$

Ammettendo che, durante la sedimentazione, si arrivi al più ad un rendimento di abbattimento del BOD₅ pari al 30% (0,30), si ha che la portata e la concentrazione di inquinante in arrivo a ciascun filtro percolatore sono, rispettivamente:

$$\begin{aligned}
 Q_{BOD_5 \ 1/2 \ filtri} &= (1 - 0,30) \times Q_{BOD_5 \ 1/2} = 0,70 \times (65 \text{ kg } BOD_5/d \times \text{filtro}) = \\
 &= 45,5 \text{ kg } BOD_5/d \times \text{filtro} = \\
 &= (45,5 \text{ kg } BOD_5/d \times \text{filtro})/(24 \text{ h/d}) \approx \\
 &\approx 2 \text{ kg } BOD_5/h \times \text{filtro}.
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 [BOD_5]_{\text{filtro}} &= (1 - 0,30) \times [BOD_5]_{in} = 0,70 \times (410 \text{ mg } BOD_5/\text{litro}) = \\
 &= 287 \text{ mg } BOD_5/\text{litro}.
 \end{aligned}$$

Calcolo volume comparto di digestione. Per il dimensionamento del volume del comparto di digestione, si considera un valore orientativo di circa *120 litri/utente*. Avendo supposto due linee di trattamento parallele, si potrà supporre di far assorbire (teoricamente) metà utenza ad una linea e metà all'altra. Di conseguenza, il volume del comparto di digestione della singola vasca Imhoff si calcola:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{dig } 1/2} &= (120 \text{ litri/utente}) \times (2000 \text{ utenti}/2 \text{ vasche}) = 120'000 \text{ litri/vasca} = \\
 &= (120'000 \text{ litri/vasca})/(1000 \text{ litri/m}^3) = 120 \text{ m}^3/\text{vasca}.
 \end{aligned}$$

Riepilogo vasche Imhoff:

- numero vasche in parallelo: $n = 2 \text{ vasche};$
- volume sedimentazione singola vasca: $V_{\text{sed } 1/2} = 81 \text{ m}^3/\text{vasca};$
- volume digestione singola vasca: $V_{\text{dig } 1/2} = 120 \text{ m}^3/\text{vasca}.$

Dati di progetto filtri percolatori:

- numero di filtri in parallelo: $n_f = 2 \text{ filtri};$
 - portata BOD_5 in arrivo al singolo filtro: $Q_{BOD_5 \ 1/2 \ filtri} = 45,5 \text{ kg } BOD_5/d \times \text{filtro} = \approx 2 \text{ kg } BOD_5/h \times \text{filtro};$
 - $Q_{n \ 1/2} = Q_n/n = (13,5 \text{ m}^3/h)/(2 \text{ filtri}) = 6,75 \text{ m}^3/h \times \text{filtro};$
 - $Q_{\text{max } 1/2} = Q_{\text{max}}/n = (27 \text{ m}^3/h)/(2 \text{ filtri}) = 13,5 \text{ m}^3/h \times \text{filtro}.$
 - concentrazione BOD_5 all'ingresso di ogni singolo filtro: $[BOD_5]_{\text{filtro}} = 287 \text{ mg } BOD_5/\text{litro}.$
-

Osservazioni. Per potenzialità dell'impianto maggiori di circa *2000 ab*, conviene sostituire alla vasca Imhoff una vera e propria vasca di sedimentazione primaria (vedere Parte V); provvedendo alla stabilizzazione del fango in un'apposita "linea fanghi", tramite l'utilizzo di una digestione anaerobica.

ESEMPIO 7.7

Si dimensiona la sezione dei filtri percolatori del medesimo impianto ipotizzato nell'esempio 7.8. Si dimensiona, inoltre, la sezione di sedimentazione secondaria e si valuta la produzione giornaliera di fango di supero.

Soluzione. Come anticipato al paragrafo 7.4 (pag. 608), il parametro fondamentale di progetto di un filtro percolatore è il cosiddetto "fattore di carico volumetrico", quasi analogo a quello analizzato nel paragrafo 2.12 per gli impianti a fanghi attivi.

La differenza fondamentale – si ricorda – sta nel fatto che, nei filtri percolatori, il volume dell'aerazione si sostituisce con il volume della massa filtrante di contatto; intesa praticamente come il volume utile dell'intero filtro.

Avendo adottato l'ipotesi di filtri a "basso carico", si fissa un valore del fattore di carico volumetrico di progetto pari a:

$$F_{cv} = 0,20 \text{ kg BOD}_5 / d \times m^3.$$

Di conseguenza, il volume utile di ciascuno dei due filtri in parallelo si calcola (vedere dati riassuntivi esempio 7.6):

$$V_{1/2 \text{ filtro}} [m^3 / \text{filtro}] = \frac{Q_{BOD_5 \ 1/2 \ \text{filtro}} [kg \ BOD_5 / d \times \text{filtro}]}{F_{cv} [kg \ BOD_5 / d \times m^3]}$$

$$V_{1/2 \ \text{filtro}} [m^3 / \text{filtro}] = \frac{(45,5 \text{ kg BOD}_5 / d \times \text{filtro})}{(0,20 \text{ kg BOD}_5 / d \times m^3)} \approx 228 \text{ m}^3 / \text{filtro}.$$

Prevedendo un'altezza utile della massa filtrante di ciascun filtro pari a $h_{\text{filtro}} = 2,50 \text{ m}$, risulta una superficie in pianta (interna) pari ad almeno:

$$S_{\min \ 1/2} = V_{1/2 \ \text{filtro}} / h_{\text{filtro}} = (228 \text{ m}^3 / \text{filtro}) / (2,50 \text{ m}) = 91,2 \text{ m}^2 / \text{filtro}.$$

Adottando filtri a pianta circolare, scegliendo un diametro interno pari a $D_{\text{int}} = 11,0 \text{ m}$, si ottiene per ciascun filtro la superficie in pianta (interna) effettiva di:

$$S_{1/2 \ \text{eff}} = (\pi/4) \times D_{\text{int}}^2 \approx 95 \text{ m}^2 / \text{filtro} > 91,2 \text{ m}^2 / \text{filtro}.$$

Il materiale di contatto (materiale di riempimento del filtro) verrà scelto adottando della ghiaia con pezzatura media di $5 \div 7 \text{ cm}$.

Il valore del carico idraulico superficiale con cui lavora ogni singolo filtro risulta (vedere

dati riassuntivi esempio 7.6):

$$C_{is} [m^3 / h \times m^2] = \frac{Q_{n1/2} [m^3 / h \times filtro]}{S_{1/2\text{eff}} [m^2 / filtro]}$$

$$C_{is} [m^3 / h \times m^2] = \frac{(6,75 m^3 / h \times filtro)}{(95 m^2 / filtro)} \approx 0,07 m^3 / h \times m^2.$$

Il valore calcolato rientra nei limiti di corretto funzionamento per filtri a “*basso carico*” (vedere paragrafo 7.4 a pag. 608): $C_{is} = 0,05 \div 0,40 m^3/h \times m^2$.

Ovviamente, con questo carico, il mulinello idraulico di dosaggio non è in grado di funzionare con continuità; per cui, nel caso di filtri a “*basso carico*” l'irrorazione del filtro con il liquame deve avvenire mediante un *sifone dosatore* autoadescante; che, a seconda della portata idraulica affluente, si carica permettendo al liquido di essere dosato sulla superficie superiore del filtro.

Dimensionamento comparto di sedimentazione. Il dimensionamento della sezione di sedimentazione secondaria è meno restrittivo dell'analogia per impianti a fanghi attivi (parte V). Infatti, il fango che si forma negli impianti a fanghi attivi differisce notevolmente dal fango prodotto nei filtri percolatori. In questi ultimi, il fango non è altro che la sostanza solida derivante dal distacco della membrana biologica che riveste i “supporti” presenti all'interno della vasca del filtro (in questo caso, ciottolame di ghiaia). Inoltre, si è visto che tali sostanze solide di distacco presentano migliori caratteristiche di sedimentabilità rispetto ai fiocchi di fango degli impianti a fanghi attivi.

In linea teorica, per i filtri del tipo a “*basso carico*” non è necessario prevedere un ricircolo dell'effluente. Infatti, i contenuti valori del carico idraulico superficiale C_{is} con cui possono lavorare questo tipo di filtri non necessitano di prelevare della portata liquida reimmettendola in testa all'impianto.

C'è da dire, però, che è sempre prudente prevedere la possibilità di adottare un minimo di ricircolo dell'effluente. Infatti, anche l'impianto a “*basso carico*” potrebbe, in alcuni momenti, lavorare sovraccaricato. Inoltre, soprattutto per impianti con utenze molto limitate, durante i periodi notturni, caratterizzati da una portata idraulica quasi nulla, è opportuno ricircolare l'effluente (tramite una pompa comandata automaticamente) per evitare che la flora batterica della membrana biologica risenta dei danni causati dall'assenza di alimentazione.

Il dimensionamento della sezione di sedimentazione secondaria, per un impianto a filtri percolatori a “*basso carico*”, va fatto considerando le sole portata nera e portata di punta, considerando assente la portata di ricircolo. In particolare, il volume della vasca si calcola imponendo un tempo di detenzione idraulico medio di circa $t_H = 3 \text{ ore}$ sulla portata nera. Per quanto riguarda il dimensionamento della superficie in pianta della vasca, esso va

Produzione giornaliera del fango di supero. Per una stima di massima della produzione giornaliera del fango di supero, si può adottare una portata specifica di sostanza secca nel fango pari a:

$$\Delta x = 15 \text{ g SS/d} \times ab,$$

con un tenore in secco del $S\% = 6\%$ (0,06); quindi, un'umidità del $U\% = (100 - 6)\% = 94\%$. Risulta, di conseguenza, una produzione giornaliera di sostanze secche pari a:

$$\Delta X [\text{kg SS/d}] = \frac{\Delta x [\text{g SS/d}] \times N [\text{ab}]}{(1000 \text{ g/kg})}$$

$$\Delta X [\text{kg SS/d}] = \frac{(15 \text{ g SS/d}) \times (2000 \text{ ab})}{(1000 \text{ g/kg})} = 30 \text{ kg SS/d}.$$

Il volume giornaliero del fango si calcola (vedere esempio 2.7, eq. 2.7.2 a pag. 144):

$$V [\text{m}^3/\text{d}] \cong \frac{\Delta X [\text{kg SS/d}] \times 100}{S\% \times (1000 \text{ kg/m}^3)}$$

$$V [\text{m}^3/\text{d}] \cong \frac{(30 \text{ kg SS/d}) \times 100}{6\% \times (1000 \text{ kg/m}^3)} \approx 0,5 \text{ m}^3/\text{d}.$$

Rendimenti depurativi prevedibili. Il minimo rendimento depurativo del BOD_5 può valutarsi – in condizioni invernali di minime velocità di “assimilazione” delle biocenosi – mediante l'equazione 7.3 (pag. 615). Avendo assunto un fattore di carico volumetrico di progetto pari a $F_{cv} = 0,20 \text{ kg } BOD_5/\text{d} \times \text{m}^3$, il rendimento minimo prevedibile nei filtri risulta:

$$\eta_{BOD_5} = 92 - 85 \cdot F_{cv}^2 = 92 - 85 \cdot (0,20 \text{ kg } BOD_5/\text{d} \times \text{m}^3)^2 \approx 88,5\%.$$

La concentrazione di BOD_5 in arrivo ai filtri è stata calcolata nell'esempio 7.6: $[BOD_5]_{\text{filtro}} = 287 \text{ mg } BOD_5/\text{litro}$. Di conseguenza, la concentrazione di BOD_5 a valle del filtro è:

$$[BOD_5]_{\text{out}} = [(100 - 88,5)\%/100] \times [BOD_5]_{\text{filtro}} = (0,115) \times 287 \text{ mg } BOD_5/\text{litro} \approx 33 \text{ mg } BOD_5/\text{litro}.$$

Pertanto, il rendimento complessivo dell'impianto si calcola direttamente come:

$$\eta_{\text{imp}} = \frac{[BOD_5]_{\text{in}} - [BOD_5]_{\text{out}}}{[BOD_5]_{\text{in}}} = \frac{(410 - 33) \text{ mg } BOD_5/\text{l}}{(410 \text{ mg } BOD_5/\text{l})} \approx 0,92 (92\%).$$

Si noti che il rendimento complessivo dell'impianto si sarebbe potuto calcolare anche sfruttando l'equazione 2.2 (parte II, esempio 2.3 a pag. 135), una volta noti il rendimento nella sezione di sedimentazione primaria e nei filtri.

Per filtri percolatori del tipo a "basso carico", il rendimento totale di abbattimento dei solidi sospesi può stimarsi pari al 90%.

ESEMPIO 7.8

Si considerino le medesime condizioni dell'esempio 7.7. Si dimensionino, però, l'impianto nel caso si volessero impiegare dei filtri percolatori del tipo ad "alto carico". Si adotti, in particolare, lo schema d'impianto riportato nella figura 7.13 (pag. 610), considerando sia il flusso discontinuo del fango dal sedimentatore secondario, sia il flusso continuo della frazione di effluente ricircolato dai filtri.

Soluzione. Come anticipato alla fine del paragrafo 7.4, i filtri percolatori del tipo ad "alto carico" lavorano con valori del carico idraulico superficiale variabili all'interno dell'intervallo $0,60 \div 1,50 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^2$. Di conseguenza, per assicurare l'elevato carico idraulico necessario, si è costretti ad effettuare un continuo ricircolo dell'effluente dei filtri percolatori (fig. 7.13) in testa alla sezione di sedimentazione primaria. In linea di massima, si è visto che conviene dimensionare la sezione di ricircolo per valori della portata ricircolata di effluente pari a $2 \div 3$ volte la portata nera in arrivo al singolo filtro. Valori maggiori si sono dimostrati inutili e antieconomici. Si adotta, dunque, un valore del fattore di ricircolo pari a $R = 2$. Di conseguenza, per ciascun filtro risulta $R = Q_{r\ 1/2}/Q_{n\ 1/2} = 2$. Pertanto (vedere dati riassuntivi esempio 7.6), la portata di effluente ricircolata da ciascun filtro in testa alla relativa vasca Imhoff risulta:

$$\begin{aligned} Q_{r\ 1/2} &= R \times Q_{n\ 1/2} = (2) \times (6,75 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}) = \\ &= 13,5 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}. \end{aligned}$$

Di conseguenza, la portata idraulica media complessiva che interessa ciascun filtro si calcola semplicemente:

$$\begin{aligned} Q_{\text{tot}\ n\ 1/2} &= Q_{n\ 1/2} + Q_{r\ 1/2} = (6,75 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}) + (13,5 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}) = \\ &= 20,25 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{vasca}. \end{aligned}$$

Dimensionamento vasca Imhoff primaria. Per il dimensionamento della vasca Imhoff primaria si può adottare la medesima procedura di calcolo proposta nell'esempio 7.6, a patto di considerare ora anche la portata di ricircolo dell'effluente dei filtri. Quindi, la por-

tata idraulica complessiva in arrivo in testa alla singola vasca Imhoff è:

$$Q_{tot\ n\ 1/2} = 20,25\ m^3/h \times vasca.$$

Analogamente, verrà assegnato un tempo di detenzione idraulica di circa $2 \div 3$ ore sulla portata di progetto $Q_{tot\ n\ 1/2}$ per calcolare il volume del comparto di sedimentazione; e verrà assegnato un volume di circa 150 litri/utente per il calcolo del comparto di digestione. Per la relativa procedura di calcolo si rimanda all'esempio 7.6. Anche in questo caso, può ritenersi un rendimento di abbattimento del BOD_5 pari al 30%.

Dimensionamento filtri percolatori. Avendo ipotizzato dei filtri ad "alto carico" si fissa un valore del fattore di carico volumetrico di progetto pari a:

$$F_{cv} = 0,75\ kg\ BOD_5/d \times m^3.$$

Di conseguenza, il volume utile di ciascuno dei due filtri in parallelo si calcola (vedere dati riassuntivi esempio 7.6):

$$V_{1/2\ filtro}[m^3 / filtro] = \frac{Q_{BOD_5\ 1/2\ filtro}[kg\ BOD_5 / d \times filtro]}{F_{cv}[kg\ BOD_5 / d \times m^3]}$$

$$V_{1/2\ filtro}[m^3 / filtro] = \frac{(45,5\ kg\ BOD_5 / d \times filtro)}{(0,75\ kg\ BOD_5 / d \times m^3)} \approx 61\ m^3 / filtro.$$

Prevedendo un'altezza utile della massa filtrante di ciascun filtro pari a $h_{filtro} = 2,5\ m$, risulta una superficie in pianta (interna) pari ad almeno:

$$S_{min\ 1/2} = V_{1/2\ filtro}/h_{filtro} = (61\ m^3/filtro)/(2,5\ m) = 24,4\ m^2/filtro.$$

Adottando filtri a pianta circolare, scegliendo un diametro interno pari a $D_{int} = 6,0\ m$, si ottiene per ciascun filtro la superficie in pianta (interna) effettiva di:

$$S_{1/2\ eff} = (\pi/4) \times D_{int}^2 \approx 28,27\ m^2/filtro > 24,4\ m^2/filtro.$$

Il materiale di contatto (materiale di riempimento del filtro) verrà scelto adottando della ghiaia con pezzatura media di $5 \div 7\ cm$.

Il valore del carico idraulico superficiale effettivo con cui lavora ogni singolo filtro risulta (vedere dati riassuntivi esempio 7.6):

$$C_{is\ eff} [m^3 / h \times m^2] = \frac{Q_{tot\ n\ 1/2} [m^3 / h \times filtro]}{S_{sed\ 1/2\ eff} [m^2 / filtro]}$$

$$C_{is\ eff} [m^3 / h \times m^2] = \frac{(20,25\ m^3 / h \times filtro)}{(28,27\ m^2 / filtro)} \approx 0,72\ m^3 / h \times m^2.$$

Il valore calcolato rientra nell'intervallo di corretto funzionamento per filtri ad "alto carico" (vedere paragrafo 7.4 a pag. 608): $C_{is} = 0,60 \div 1,50\ m^3/h \times m^2$.

Portata di effluente da sollevare. La stazione di pompaggio per il ricircolo dell'effluente deve essere in grado di pompare, con adeguata prevalenza, una portata complessiva per singolo filtro pari a:

$$\begin{aligned} Q_{r\ 1/2} &= R \times Q_{n\ 1/2} = 13,5\ m^3/h \times vasca = \\ &= (13,5\ m^3/h \times vasca) \times (1000\ litri/m^3) = 13'500\ litri/h \times vasca = \\ &= (13'500\ litri/h \times vasca)/(3600\ s/h) = 3,75\ litri/s. \end{aligned}$$

Il dislivello geodetico sarà da computarsi in funzione del livello idrico nella vasca Imhoff e in funzione del minimo livello idrico ammesso nella vasca di aspirazione, a valle della vasca di sedimentazione secondaria. Per i calcoli idraulici delle stazioni di sollevamento, si rimanda a quanto esposto nella Parte IV e relativi esempi.

Dimensionamento sedimentazione secondaria. Il lay-out dell'impianto è proprio quello riportato nella figura 7.13. Si può notare, in particolare, che la sezione di sedimentazione secondaria non è interessata dal ricircolo. Infatti, la vasca di aspirazione è ubicata a monte della sezione di sedimentazione. Si ritengono, pertanto, validi i calcoli effettuati nell'esempio 7.7, in funzione della sola portata nera in arrivo alla singola vasca: $Q_{n\ 1/2}$.

Calcolo del fango di supero prodotto giornalmente. Nel caso di filtri ad "alto carico", può considerarsi una produzione specifica di circa $25\ g\ SS/d \times d$ con una percentuale in secco $S\% = 4\%$, e quindi un'umidità del $U\% = (100 - 4)\% = 96\%$. Il calcolo della portata giornaliera $\Delta X [kg\ SS/d]$ e del volume $V [m^3/d]$ dei solidi è analogo a quello dell'esempio 7.7.

Calcolo del rendimento. Per il calcolo del rendimento di abbattimento del BOD_5 , si può utilizzare il procedimento esposto nell'esempio 7.7. Infine, per filtri percolatori del tipo ad "alto carico" il rendimento globale di abbattimento dei solidi sospesi è attorno all'85%.

CAPITOLO VIII

Impianti di trattamento di tipo naturale

8.1 LA FITODEPURAZIONE

8.1.1 LA FITODEPURAZIONE IN EUROPA E IN ITALIA: ORIGINI E SITUAZIONE ATTUALE

Le prime applicazioni della fitodepurazione come metodo di trattamento delle acque reflue risalgono alla fine degli anni '70, e sono state realizzate in Germania ad opera dei ricercatori SEIDEL e KICKUTH, oggi considerati i due principali fondatori della fitodepurazione a livello nazionale e mondiale. Il successo che ha avuto questa tecnica in Germania è testimoniato dal sorgere negli anni '80 e '90 di numerosi impianti di varie dimensioni, soprattutto in Baviera e Bassa Sassonia, dove si è avuta una crescita esponenziale nell'ultimo decennio. Si stima che in Germania siano operativi circa 6'000 impianti di fitodepurazione (dati relativi al 1998). La tecnica della fitodepurazione si è sviluppata in tutta Europa, in particolare nei paesi nordici (Regno Unito, Danimarca, Paesi Bassi, Austria, Svezia) a partire dalla metà degli anni '80, ed è in fase di espansione e oggetto di numerosi studi volti all'affinamento delle tecniche esistenti (es. ricerca di nuove soluzioni impiantistiche, nuovi materiali, nuove specie vegetali). La tabella 8.1 fornisce una stima approssimativa della quantità di impianti presenti nei paesi europei in cui questa tecnica ha avuto maggiore successo per la depurazione delle acque di scarico di varia natura, ed è relativa alla situazione nel 1998. Si evidenzia comunque che la fitodepurazione ha conosciuto un enorme successo anche negli USA, dove si è imposta come tecnologia efficace nella soluzione di molti problemi relativi al trattamento delle acque. In Italia, così come nei paesi mediterranei, la fitodepurazione non è stata inizialmente consi-

Stato	Numero impianti (stima)
<i>Austria</i>	<i>300</i>
<i>Danimarca</i>	<i>250</i>
<i>Francia</i>	<i>300</i>
<i>Germania</i>	<i>6'000</i>
<i>Svizzera</i>	<i>200</i>
<i>Paesi Bassi</i>	<i>200</i>
<i>Regno Unito</i>	<i>1'000</i>

Tabella 8.1 – Impianti di fitodepurazione in Europa (VYMAZAL et al., 1998).

derata, mentre a partire dai primi anni '90 ha iniziato ad essere sperimentata. I successi ottenuti nei primi anni di sperimentazione in Italia, hanno spinto varie aziende operanti nel settore delle acque ad entrare nel mercato offrendo anche questo tipo di prodotto, non sempre però con le dovute conoscenze tecnico-pratiche. Tuttavia, la fitodepurazione è stata oggetto di studio e ricerca in ambito universitario con investimenti in parte provenienti anche da aziende private, ed è oggi considerata una ottima tecnica alternativa ai tradizionali impianti a fanghi attivi e alla subirrigazione per le piccole e medie comunità. Ciò è testimoniato dalla comparsa della fitodepurazione come tecnica consigliata per la depurazione delle acque reflue nel D.Lgs. 152/99 (aggiornato col D.Lgs. 258/2000), con alcune disposizioni correttive ed integrative che danno ancora maggiore importanza alla fitodepurazione, ponendola realmente alla pari con le più tradizionali tecniche di depurazione delle acque reflue (per impianti a servizio di comunità medio-piccole). Nel decreto si parla inoltre di fitodepurazione come tecnica da associare ai fanghi attivi e ad altri metodi di depurazione biologica (anche recenti, es. bireattori a membrana), per comunità medio-piccole, fino a 25'000 a.e.

8.1.2 INSERIMENTO DELLA FITODEPURAZIONE NEL CONTESTO NORMATIVO ATTUALE

Nel d.lgs. 152/99 (e d.lgs. 258/00), il riferimento alla tecnica della fitodepurazione è esplicito, in particolare nei casi previsti dall'art.27, comma 4, in cui si fa riferimento a trattamenti appropriati per la depurazione di scarichi prodotti da piccole comunità (fino a 2'000 a.e.).

Si citano pertanto alcuni estratti della normativa, in particolare dall'allegato 5 (“*Limiti di emissione degli scarichi idrici*”), in cui si parla espressamente di fitodepurazione:

– Allegato 5, Capo 3:

“I punti di scarico degli impianti di trattamento delle acque reflue urbane devono essere scelti, per quanto possibile, in modo da ridurre al minimo gli effetti sulle acque recettrici.

Tutti gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane, con potenzialità superiore a 2'000 a.e., ad esclusione degli impianti di trattamento che applicano tecnologie depurative di tipo naturale, quali la fitodepurazione e il lagunaggio, dovranno essere dotati di un trattamento di disinfezione...

I trattamenti appropriati di cui all'art.31, comma 2, devono essere individuati con l'obiettivo di:

- a) rendere semplice la manutenzione e la gestione;*
- b) essere in grado di sopportare adeguatamente forti variazioni del carico idraulico ed organico;*
- c) minimizzare i costi gestionali.*

Questa tipologia di trattamento può equivalere ad un trattamento primario o secondario a seconda della soluzione tecnica adottata e dei risultati depurativi raggiunti.

Per tutti gli agglomerati con popolazione equivalente compresa tra 50 e 2'000 a.e., si ritiene auspicabile il ricorso a tecnologie di depurazione naturale quali il lagunaggio o la fitodepurazione, o tecnologie come i filtri percolatori o impianti a ossidazione totale.

Peraltro tali trattamenti possono essere considerati adatti, se opportunamente dimensionati... anche per tutti gli agglomerati in cui la popolazione equivalente fluttuante sia superiore al 30% della popolazione residente e laddove le caratteristiche territoriali e climatiche lo consentano. Tali trattamenti si prestano, per gli agglomerati di maggiori dimensioni con popolazione equivalente compresa tra 2'000 e 25'000 a.e., anche a soluzioni integrate con impianti a fanghi attivi o a biomassa adesa, a valle del trattamento, con funzione di affinamento.”

È proprio nell'allegato 5, il cuore della 152/99 sui limiti di emissione degli scarichi, che si evidenzia per la prima volta nella legislazione in materia, la possibilità del ricorso alla fitodepurazione come tecnica di depurazione per piccole e medie comunità, dalla singola abitazione, fino a 2'000 a.e. in alternativa ai più tradizionali filtri percolatori e impianti a ossidazione totale, anzi, in questi casi è preferibile in quanto soddisfa pienamente i punti a), b), c) di cui sopra. Per utenze più consistenti, la fitodepurazione diventa una tecnica piuttosto dispendiosa, sia in termini di superfici che economici; è comunque importante la possibilità che possa essere abbinata ai trattamenti a fanghi attivi, come affinamento finale, contenendo così costi e spazi.

8.1.3 TIPOLOGIE IMPIANTISTICHE

I metodi di trattamento delle acque mediante aree umide artificiali, nel nostro paese definiti impianti di fitodepurazione, sono sistemi ingegnerizzati, progettati e costruiti per riprodurre i naturali processi autodepurativi in un ambiente maggiormente controllabile. Tre sono le componenti che giocano un ruolo fondamentale e che consentono la depurazione, anche molto spinta, del refluo:

- la *vegetazione*;
- il *suolo*;
- l'*idrologia*.

L'adozione di questi sistemi è efficace sia per il trattamento secondario che terziario, con percentuali di rimozione medie dei principali parametri illustrate in tabella 8.2, i cui valori sono relativi ai rendimenti medi degli impianti in Europa (circa 5'000 monitorati fra quelli della tabella 8.1). Nell'ambito dei sistemi di trattamento, sia secondario che terziario, numerosi sono i vantaggi della fitodepurazione rispetto ai trattamenti tradizionali in gran parte rappresentati dalle tecnologie a fanghi attivi (impianti ad ossidazione totale nel caso delle utenze inferiori a 2'000 abitanti equivalenti, come evidenziato dalla 152/99):

- semplicità costruttiva;
- consumi energetici generalmente modesti o assenti;
- impatto ambientale qualificato;
- semplicità di gestione e manutenzione;
- costi di gestione molto bassi;
- insensibilità alle variazioni di carico idraulico ed organico, anche stagionali;
- assenza di odori e rumori molesti.

Per contro si hanno anche alcuni limiti, quali:

- necessità di spazi disponibili;
- progettazione mirata;

Sostanza	Percentuale di rimozione
<i>BOD₅</i>	70 ÷ 90
<i>SS</i>	70 ÷ 90
<i>Azoto</i>	50 ÷ 80
<i>Fosforo</i>	30 ÷ 50
<i>Batteri</i>	90 ÷ 99

Tabella 8.2 – Rendimenti depurativi dei principali inquinanti (VYMAZAL, 1998).

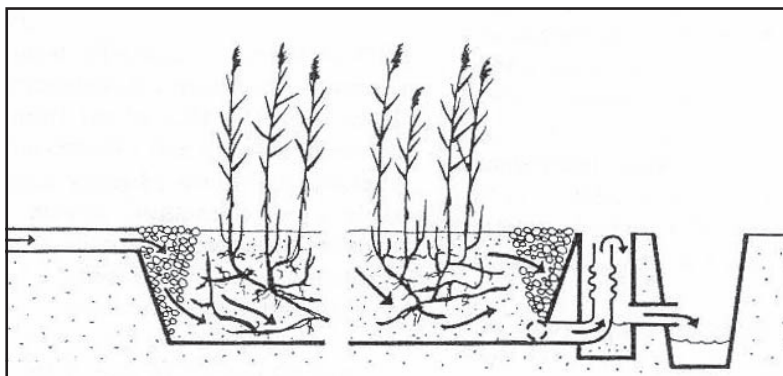


Figura 8.1 – Sistema di fitodepurazione a flusso subsuperficiale orizzontale (SFS-h) (da BRIX 1993)

- raggiungimento graduale delle condizioni di funzionamento a regime (ca. 10 ÷ 15 mesi).

All'interno dei sistemi di fitodepurazione, esistono soluzioni diverse, per il tipo di vegetazione utilizzata, per le modalità di scorrimento dell'acqua, per il mezzo di riempimento. Le specie generalmente adottate sono:

- *Phragmites Australis* (canna di palude);
- *Typha Latifolia* (mazza sorda);
- *Scirpus Lacustris* (giunco di palude);
- *Iris Pseudacorus* (giglio giallo);
- *Juncus Effusus*;
- *Carex Aquatilis*.

Le tipologie impiantistiche più comunemente adottate sono illustrate schematicamente nelle figure 8.1 e 8.2; in entrambe il flusso scorre sotto la superficie del terreno (flusso sommerso o subsuperficiale), con benefici ulteriori rispetto ai tradizionali impianti di depurazione a fanghi attivi, quali:

- buona protezione termica del liquame in inverno;
- assenza di proliferazione di insetti;
- calpestabilità della zona adibita ad impianto.

La figura 8.1 illustra il sistema di fitodepurazione a flusso sommerso orizzontale (SFS-h), ossia la soluzione impiantistica più sperimentata in Europa e che rappresenta il compromesso migliore fra semplicità di gestione ed efficacia depurativa.

La vasca, impermeabilizzata sul fondo, (fig. 8.3) è riempita di materiale inerte, in prevalenza ghiaia, con due zone di pietrisco in corrispondenza dell'ingresso e della raccolta dell'effluente, con granulometria prescelta al fine di garantire una adeguata conducibilità idraulica e un buon drenaggio; detto materiale rappresenta il supporto su cui si sviluppano le radici delle macrofite emergenti (*Phragmites*, *Scirpus*, *Typha*). Il flusso di acqua rimane costantemente al di sotto della superficie del letto e scorre in senso orizzontale grazie ad una leggera pendenza del fondo (circa 1%); il livello idrico all'interno del bacino può essere regolato per mezzo di una tubazione speciale posizionata nel pozzetto in uscita. La figura 8.2 illustra il sistema a flusso sommerso verticale (SFS-v), che si differenzia dal precedente sia per il mezzo di riempimento (sabbia, limo, ghiaia, disposti su più strati), sia per le modalità di scorrimento del refluo, che segue un andamento prevalentemente verticale, con drenaggio sul fondo. Il sistema di adduzione è in questo caso distribuito sulla superficie, in modo uniforme. Un'alternativa è rappresentata dagli impianti a flusso superficiale (*free water surface FWS*), di cui esistono due tipologie:

- sistema a flusso superficiale a macrofite radicate emergenti (fig. 8.4);
- sistema a flusso superficiale a macrofite galleggianti (analogo alla fig. 8.4).

Le specie vegetali usate nel sistema di figura 8.4 sono le stesse del flusso subsuperficiale, cui se ne aggiungono altre adatte a vivere perennemente sommerse (es. *Carex aquatilis*); il flusso è orizzontale ed il bacino (in questo caso spesso si parla di canale, in quanto si adottano forme allungate e strette) è profondo al massimo 40 cm. Il terreno circostante e in particolare la falda devono essere protetti, per cui il bacino deve comunque essere impermeabilizzato. Questi sistemi hanno una minore efficienza depurativa rispetto ai subsuperficiali, quindi richie-

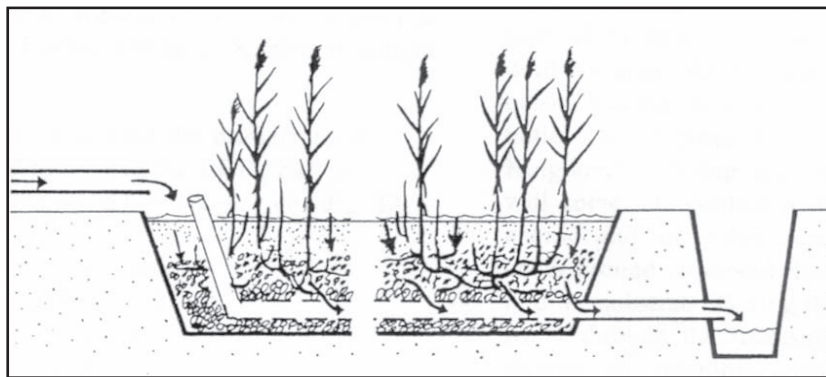


Figura 8.2 – Sistema di fitodepurazione a flusso subsuperficiale verticale (SFS-v); (da Brix 1993).



Figura 8.3 –

Foto con particolari di tipici impianti di fitodepurazione: dalla preparazione del fondo impermeabilizzato della vasca, alla sistemazione delle macrofite emergenti (*Phragmites*, *Scirpus*, *Typha*).

Per gentile concessione della:
Intram Impresa Italia S.r.l.

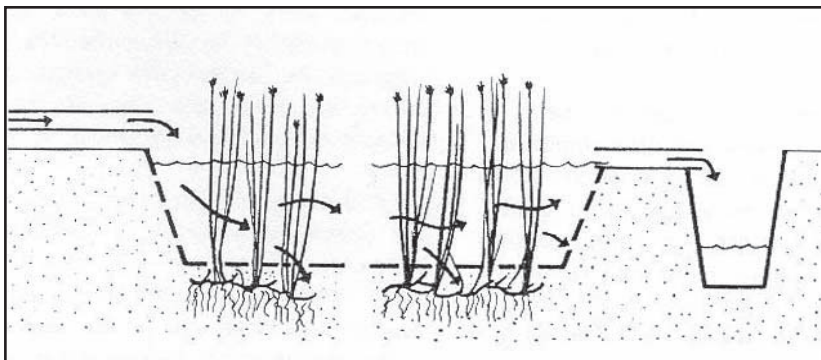


Figura 8.4 – Sistema di fitodepurazione a flusso superficiale (FWS): sistema a macrofite radicate emergenti; (da BRIX 1993).

dono spazi assai maggiori. Il sistema a flusso superficiale è indicato, per uno o più dei seguenti motivi:

- questi impianti riproducono un'area umida naturale, perciò hanno una valenza significativa dal punto di vista naturalistico: i bacini, se ben inseriti nel contesto ambientale, esaltano l'architettura del paesaggio e favoriscono la biodiversità;
- consentono una buona disinfezione del refluo, in quanto si hanno tempi di permanenza elevati, bassa profondità, e una esposizione costante alla radiazione solare;
- consentono una buona rimozione dell'azoto;
- quando è richiesto un trattamento di affinamento, ovvero quando l'acqua in ingresso è già stata parzialmente depurata, ad esempio con un sistema a flusso subsuperficiale: in questo caso si contengono gli spazi, e non vi sono rischi di odori molesti né di proliferazione di insetti nella zona circostante.

8.1.4 MECCANISMI DI RIMOZIONE DEGLI INQUINANTI E RUOLO DELLE SPECIE VEGETALI

Pur essendo molteplici i fattori chimici, fisici e biologici che contribuiscono alla depurazione del refluo, in un impianto di fitodepurazione il ruolo principe è svolto dai batteri, che trovano le condizioni ideali per lo sviluppo, sia per l'abbondanza di substrato organico, che per le grandi superfici a disposizione (materiale inerte e radici delle piante) che fungono da supporto di adesione. In questo senso la fitodepurazione è simile ai tradizionali processi a biomassa adesa, ovvero i *filtri percolatori* e i *biodischi*, con la differenza che questi ultimi necessita-

INQUINANTE	MECCANISMI DI RIMOZIONE
Solidi sospesi	Sedimentazione ^(a) Filtrazione
Solidi colloidali	Metabolismo batterico ^(a) Adsorbimento Filtrazione
BOD₅	Metabolismo batterico ^(a) Sedimentazione
Azoto	Metabolismo batterico ^(a) Assorbimento delle piante Sedimentazione
Fosforo	Adsorbimento ^(a) Metabolismo batterico Precipitazione Assorbimento delle piante Sedimentazione
Batteri e virus	Decadimento naturale ^(a) Metabolismo delle piante Sedimentazione

(a) Effetto primario.

Tabella 8.3 – Meccanismi di rimozione dei principali inquinanti tramite fitodepurazione.

no di energia meccanica aggiunta per l'ossigenazione della biomassa. Nella fitodepurazione sono le piante che consentono il trasferimento dell'ossigeno dall'atmosfera al liquido (in questo caso il refluo), grazie alle ottime capacità di trasporto dei gas dalle parti aeree alle radici e ai rizomi (parti sommerse), tipiche delle specie vegetali utilizzate; dall'apparato radicale l'ossigeno si diffonde poi in parte nelle zone circostanti, venendo così a contatto con il liquido. La diffusione tuttavia non è così spinta, cosicché parte del terreno e quindi del liquido rimangono carenti di ossigeno; ciò non è negativo in quanto queste zone sono sede di sviluppo di molti ceppi batterici anaerobi che, come noto, giocano un ruolo molto importante nei processi di depurazione. La tabella 8.3 illu-

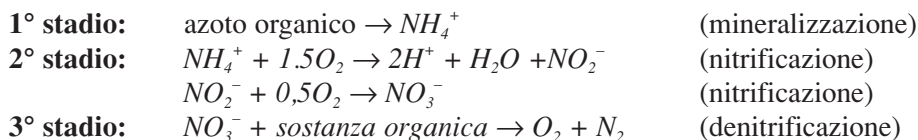
stra schematicamente i meccanismi di rimozione dei principali inquinanti.

I *solidi sospesi* vengono filtrati e sedimentano nella zona dell'impianto vicina all'ingresso. In un refluvo civile parte del materiale in sospensione è organico, per cui viene trasformato in sostanza inerte e gassosa dai batteri, ed in parte viene assorbito dalle piante; c'è comunque una certa tendenza ad accumulo dei solidi in testa all'impianto, quindi, per evitare l'intasamento del letto è importante che in entrata sia presente una zona di pietrisco (granulometria più grossolana della ghiaia).

Il *fosforo* viene rimosso principalmente per adsorbimento, complessazione e precipitazione, processi influenzati pesantemente da molti fattori (tipo di terreno, pH, potenziale redox ecc.). L'adsorbimento è un processo elettrostatico in cui il fosforo (sotto forma di ione fosfato) si lega a un metallo (spesso ferro o alluminio) o al carbonato di calcio presenti su una particella solida (in un sistema di fitodepurazione è il medium di riempimento del bacino).

Le argille hanno una ottima capacità di adsorbimento, mentre nei terreni ghiaiosi questa capacità è in genere più limitata. La capacità di adsorbimento di un terreno tende comunque ad esaurirsi se sottoposto a contatto continuo con acque contenenti fosfati, e questo avviene quando tutti i siti disponibili sono esauriti (non sono più disponibili ioni *Fe* e *Al* per la formazione dei precipitati fosfato di ferro e fosfato di alluminio). Il metabolismo batterico e l'assorbimento da parte delle piante, anche se presenti, contribuiscono in modo ridotto alla rimozione del fosforo, e così si spiega come i rendimenti di depurazione difficilmente superano il 50%, almeno dopo i primi anni di vita dell'impianto.

Le *sostanze organiche* (BOD_5) vengono degradate in parte dai batteri aerobi eterotrofi presenti intorno all'apparato radicale e rizomatoso, e in parte da batteri anaerobi e batteri facoltativi (questi ultimi vivono sia in presenza che in assenza di ossigeno libero) presenti nelle zone più distanti dalle radici e dai rizomi. I processi aerobi sono fondamentali, anche se localizzati in zone circoscritte all'interno di un sistema di fitodepurazione, in quanto sono molto più rapidi di quelli anaerobi. Questo perché la degradazione anaerobia è un processo multistadio (fermentazione) che ha come passaggio intermedio la formazione di acido lattico, metanolo e etanolo. L'azoto nelle acque reflue si trova prevalentemente in forma ammoniacale (ione ammonio NH_4^+) quale prodotto di demolizione delle proteine, e in forma organica (amminoacidi, urea, particolato organico, ecc.). In minima parte, può essere presente sotto forma di nitrato (NO_3^-) ovvero nella forma ossidata, però generalmente l'azoto nitrico in ingresso al sistema di depurazione è trascurabile. Il processo principale di rimozione dell'azoto avviene in più fasi successive, che si possono così riassumere, a partire dall'azoto organico:



Questi processi avvengono ad opera di microrganismi specializzati, quindi nei sistemi di fitodepurazione è parte della biomassa adesa che agisce nei confronti dell'azoto. Vi sono, comunque, altre meccaniche di rimozione dell'azoto, quali ad esempio la volatilizzazione dell'ammoniaca (lo ione ammonio passa in forma gassosa e viene strappato in atmosfera), l'assorbimento da parte delle piante e l'adsorbimento dell'ammonio da parte del medium di riempimento.

L'alternanza nel medium di filtrazione di zone aerobie ed anaerobie (con prevalenza delle ultime) contribuisce anche all'abbattimento dei batteri patogeni e dei virus, sottoposti a stress dal continuo passaggio attraverso queste due condizioni. Le essenze vegetali del tipo *Phragmites*, *Scyrpus*, *Typha* ecc., sono indicate per le seguenti caratteristiche:

- buona capacità di crescita in terreni di varia natura e granulometria, in differenti condizioni climatiche;
- buona resistenza a carichi organici elevati;
- notevole sviluppo dell'apparato radicale e rizomatoso che fornisce un'ampia superficie di contatto con il refluo;
- grossi vasi interni per il trasporto di ossigeno dalle parti aeree alle radici e ai rizomi (parti sommerse).

Gli ultimi due punti sono molto importanti, in quanto la presenza di ossigeno sulle radici e nelle zone esterne immediatamente adiacenti consente l'adesione di una biomassa aerobia, operando una degradazione della sostanza organica più rapida e anche una parziale nitrificazione.

Occorre evidenziare che, nei sistemi a flusso subsuperficiale, all'interno del medium di filtrazione esistono zone dove vi è una minore diffusione di ossigeno, per cui si verificano condizioni anaerobie (i principali meccanismi di rimozione delle sostanze organiche sono di tipo fermentativo); i processi anaerobi sono però più lenti di quelli aerobi, per cui la presenza, anche se limitata, di ossigeno intorno alle radici contribuisce ad accelerare la trasformazione delle sostanze organiche.

Nel medium di filtrazione si alternano così zone aerobie ed anaerobie (con prevalenza delle ultime), e ciò contribuisce anche all'abbattimento dei batteri patogeni, sottoposti a stress nel continuo passaggio attraverso queste due condizioni. I sistemi radicali rilasciano poi, oltre all'ossigeno, altre sostanze, fra cui antibiotici, in grado di agire ulteriormente sui patogeni.

8.1.5 ALTRE FUNZIONI DELLE SPECIE VEGETALI

Le piante, oltre a giocare un ruolo primario nei processi depurativi mediante l'assorbimento e il trasporto dei gas attraverso i tessuti dall'atmosfera al refluo e viceversa, hanno anche altre funzioni, meno dirette ma ugualmente importanti nel determinare il buon funzionamento di un sistema di fitodepurazione.

Tessuti aerei della pianta. L'importanza delle parti emergenti, che nella *Phragmites Australis* possono raggiungere i 3 metri di altezza, è legata alla protezione che queste offrono al medium di riempimento e quindi al refluo che scorre al suo interno; di seguito se ne riassumono i benefici:

- attenuazione della velocità del vento: diminuisce i rischi di risospensione, in particolare nei sistemi **FWS**;
- attenuazione dei picchi di temperatura: è benefica sia perché evita shock alle popolazioni batteriche dovuti a sbalzi improvvisi, sia perché offre una protezione termica in inverno, per cui il sistema opera a temperature superiori a quelle esterne, anche di $7 \div 8^{\circ}\text{C}$, mantenendo l'attività batterica efficiente;
- attenuazione dell'intensità della luce: è benefica nei sistemi **FWS** in quanto riduce la crescita di fitoplancton e quindi diminuisce i rischi di proliferazione algale, anche se una maggiore incidenza della luce consentirebbe una migliore disinfezione del refluo.

Tessuti sommersi. Le parti sommerse contribuiscono, insieme al medium di riempimento (nei sistemi **SFS**), alla filtrazione delle sostanze in sospensione. Nei sistemi **FWS** le parti immerse nell'acqua riducono la velocità della corrente aumentando la sedimentazione ed evitando rischi di risospensione.

Le radici e i rizomi hanno un effetto stabilizzante sul medium di riempimento, riducendo i rischi di erosione e la formazione di vie preferenziali. Inoltre nei sistemi **SFS-v** è dimostrato che prevengono l'intasamento del medium di riempimento; altrettanto non si può affermare con certezza per gli altri sistemi di fitodepurazione.

8.1.6 IL DIMENSIONAMENTO DEGLI IMPIANTI A FLUSSO SUBSUPERFICIALE (SFS)

Gli impianti di fitodepurazione, come si vede nelle fig.8.1, 8.2, 8.3, 8.4 sono costruiti in loco, all'aperto e richiedono superfici maggiori rispetto ai corrispondenti impianti a fanghi attivi o a quelli tradizionali a biomassa adesa (biodischi e filtri percolatori). Numerose sono le esperienze mondiali nel campo della fitodepurazione, in particolare europee (tab. 8.1), americane e australiane, soprattutto per i sistemi a flusso subsuperficiale (**SFS**). Molti sono stati i tentativi, soprattutto negli ultimi dieci anni, di standardizzazione nel dimensionamento di questi sistemi, così come accade ad esempio per gli impianti a fanghi attivi. Alcuni organi nazionali hanno steso delle linee guida, fra cui si distinguono quelle fornite dall'EPA (Environmental Protection Agency) e dall'ATV. Senza entrare nel dettaglio, si può affermare che per un impianto **SFS-h** (fig. 8.1) che tratta liquami di origine civile, una superficie intorno a 4 mq/a.e. garantisce nella maggior parte dei casi il rispetto dei limiti della normativa europea sugli scarichi civili (direttiva CEE 271/91).

È importante sottolineare che una superficie pari a 4 mq/a.e. si riferisce a un trattamento secondario dei reflui, ovvero sostitutivo dei fanghi attivi, e che tale metodica di dimensionamento porta spesso a sovrastimare la superficie realmente richiesta, con sprechi di spazio e denaro. Tutto ciò è confermato dai risultati a livello mondiale su impianti di tutte le taglie, la cui disomogeneità non ha consentito finora la standardizzazione dei metodi di progettazione. La ragione principale di quanto visto sopra sta nel grande numero di fattori chimici, fisici e biologici che intervengono e nell'influenza che hanno su di essi le condizioni climatiche circostanti. Di seguito si espongono i principali fattori esterni che influenzano il comportamento e quindi le prestazioni di un sistema di fitodepurazione:

- *evapotraspirazione*: esprime le perdite di acqua nell'aria dovute a evaporazione dalla superficie e alla traspirazione delle piante. Ciò porta a diminuzioni delle portate in uscita dall'impianto, in particolare nei sistemi FWS collocati in climi ventosi e secchi.
- *vento*: contribuisce all'evapotraspirazione e alla diffusione dell'ossigeno all'interno del liquame, soprattutto nei sistemi FWS.
- *radiazione solare*: contribuisce all'evaporazione, alla diffusione dell'ossigeno, e inoltre è determinante per la fotosintesi, quindi per l'attività delle piante.
- *precipitazioni*: le acque di pioggia che cadono sulla superficie del bacino di fitodepurazione entrano nel sistema, per cui essendo molto estese le superfici in rapporto ai volumi, nei climi piovosi si dovrà stimare quanto detti apporti influenzano le prestazioni, tenendone conto nel dimensionamento. Se vi sono precipitazioni nevose poi, il manto che si forma sulla superficie del bacino (nei sistemi **SFS-h**) ha effetti benefici in quanto isola il liquame dalle rigide temperature esterne.
- *temperatura*: si tratta di quella esterna che, qui ancora più che negli impianti a fanghi attivi, determina conseguenti variazioni sulla temperatura del liquame influenzando l'attività batterica responsabile della rimozione degli inquinanti.

Oltre ai fattori ambientali esterni ve ne sono alcuni intrinseci al sistema e dai quali non si può prescindere, come la scelta del medium di riempimento, da cui dipende la conducibilità idraulica e la porosità (sistemi **SFS**); quest'ultima determina il volume utile, quindi i tempi di detenzione; inoltre varia la superficie utile per l'adesione della biomassa. La scelta del medium di filtrazione varia da sabbia a ghiaia grossolana in relazione al sistema scelto e alla particolare applicazione.

I principali responsabili della degradazione delle sostanze organiche e azotate sono i batteri (biomassa adesa), quindi nel dimensionamento di un sistema di

La costante K_T dipende dalla temperatura secondo la seguente equazione:

$$K_T = K_{20} \cdot \vartheta^{(T-20)}, \quad [8.2]$$

dove:

- K_{20} è la costante cinetica a 20°C , pari a 1.104;
- ϑ è pari a 1,06;
- T è la temperatura di esercizio ($^\circ\text{C}$).

L'espressione da cui si ricava K_T è valida per i sistemi a biomassa adesa e per gli stagni di ossidazione nella valutazione della rimozione del BOD_5 e per questo, data la similitudine dei processi, è stata applicata da REED quantificandone i valori delle costanti da risultati sperimentali.

Dalle eq. 8.1 e 8.2, sostituendo il valore di K_T , del tempo di detenzione, ed esplicitando l'equazione 8.1 in funzione della superficie del sistema, si ricava la seguente equazione di progetto:

$$A_s = \frac{Q \cdot (\ln C_i - \ln C_u)}{K_T \cdot y \cdot n}, \quad [8.3]$$

dove:

- A_s è la superficie sistema fitodepurazione (m^2);
- Q è la portata idraulica (m^3/d);
- n è la porosità medium di filtrazione (%);
- y è l'altezza media livello liquido ($metri$).

Quanto visto è solo un esempio di dimensionamento preliminare in relazione al BOD_5 ; è comunque possibile adottare tecniche analoghe riferendosi ad altre sostanze soggette a limiti di legge, come ad esempio l'azoto. Non sempre un impianto dimensionato per rispettare i limiti sul BOD_5 o sul COD riesce a rientrare in quelli per le sostanze azotate, in particolare per l'ammonio, e ciò non sorprende se si pensa ai loro processi di rimozione (paragrafo 8.1.4).

Si tratta, infatti, di una catena di passaggi, in cui i microrganismi responsabili della depurazione sono spesso incompatibili (ad esempio, i nitrificanti vivono in presenza di ossigeno, mentre i denitrificanti operano in assenza di ossigeno).

Non si esegue mai il dimensionamento sui solidi sospesi, sia perché il principale meccanismo di rimozione è la filtrazione e sia perché un impianto che riesce a rientrare nei limiti tabellari sul BOD_5 , rispetta anche quelli sui solidi sospesi. Per i rapporti dimensionali *lunghezza/larghezza* si fa riferimento alla legge di filtrazione di DARCY (moto ideale di un fluido in un mezzo poroso) per verificare che la larghezza della sezione del bacino sia sufficiente affinché il refluo scorra senza riaffiorare in superficie:

$$Q = k_s \cdot A_T \cdot i. \quad [8.4]$$

dove:

- Q è la portata idraulica attraverso il mezzo poroso;
- k_s è la conducibilità idraulica del mezzo in direzione perpendicolare allo scorrimento del flusso;
- i è il gradiente idraulico del sistema;
- A_T è la sezione perpendicolare alla direzione di scorrimento del flusso.

La legge di DARCY, benché rigorosamente valida sotto determinate ipotesi, approssima in modo adeguato il comportamento del refluo nel passaggio attraverso il fitodepuratore.

In un sistema SFS–h, è possibile ottenere il gradiente idraulico richiesto (pendenza motrice), agendo su uno dei seguenti fattori, o anche su entrambi:

- pendenza della superficie del fondo del bacino di fitodepurazione;
- dislivello idrico fra ingresso e uscita del refluo.

In pratica, il gradiente idraulico del sistema deve essere tale che le perdite di carico dovute allo scorrimento del refluo nel mezzo poroso non siano causa di possibile innalzamento del livello liquido sopra la superficie del bacino.

I sistemi SFS–h utilizzati come trattamento terziario risultano meno caricati, e pertanto le superfici specifiche diminuiscono; è stato inoltre verificato che le cinetiche batteriche sono più rapide, pertanto i valori di K_T sono più elevati; per reflui civili si adottano superfici variabili tra 0.7 e 1 mq/a.e.

Ovviamente, detti valori non sono tassativi, in quanto dipendono in buona parte dall'efficienza del trattamento secondario. I sistemi a flusso verticale (SFS–v) sono oggetto di studio, perciò vi sono al momento tecniche di dimensionamento empiriche, basate su esperienze pratiche, ma comunque non univoche.

La maggiore efficacia di questa tipologia rispetto ai SFS–h, sta nell'ossigenazione spinta del letto poroso, dovuta allo scorrimento verticale del refluo, ma soprattutto all'alimentazione discontinua. L'ossigeno pertanto entra nel sistema per convezione e diffusione in quantità consistente, stimata intorno a $30 \div 40 \text{ g } O_2/m^2 \times d$, secondo studi eseguiti da JOHANSEN e BRIX (Danimarca, 1996).

Secondo altri autori (PLATZER, 1998), l'ossigenazione dipende dal numero e dalla durata dei carichi giornalieri, e comunque i valori che se ne ricavano sono dell'ordine di grandezza di quelli sopra citati.

Metodo di dimensionamento di Johansen – Brix. Si basa sulla richiesta di ossigeno (BOD_5 e $N-NH_4^+$), sull'efficienza di rimozione richiesta, e su una capacità di ossigenazione pari a $30 \text{ g } O_2/m^2 \times d$:

$$S = \frac{OD}{OI} = \frac{BOD_{in} + 4.3 \cdot TKN_{in} - 4.3 \cdot N(NH_4)_{out}}{30} + 25\% \quad [8.5]$$

dove:

- S è la superficie sistema SFS–v;
- OD è la richiesta di ossigeno (*oxygen demand*);
- OI è l'ossigeno in ingresso al sistema;
- BOD_{in} è il BOD_5 ingresso al sistema;
- TKN_{in} è l'azoto ammoniacale + azoto organico ingresso al sistema;
- $N(NH_4)_{out}$ è l'azoto ammoniacale ammesso in uscita dal sistema;
- 4.3 sono grammi di ossigeno richiesti per la nitrificazione di 1 grammo di azoto;
- 25% è il fattore di sicurezza.

Generalmente si adottano superfici di $1.5 \div 2 \text{ mq/a.e.}$, anche se si evidenzia che i sistemi a flusso verticale sono spesso associati ad altri trattamenti, come gli SFS–h, oppure come terziario a valle di un sistema a fanghi attivi. Inoltre, vi sono linee guida che consigliano dimensionamenti diversi: è il caso delle ONORM B2505 (Austria), che consigliano una superficie di 5 mq/a.e. In Austria, attualmente, vi sono molti impianti a flusso verticale dimensionati secondo questo criterio.

8.1.7 SCHEMI D'IMPIANTO

Si possono adottare diversi schemi impiantistici, che prevedono l'uso di più sistemi di fitodepurazione combinati, in relazione agli obiettivi allo scarico e alla qualità del refluo in ingresso:

– rimozione di COD , BOD_5 , SS :

si fa riferimento ai parametri di tab.3, all.5 (152/99), per il cui abbattimento è sufficiente un unico stadio, preferibilmente del tipo a flusso subsuperficiale (SFS–h o SFS–v). È comunque possibile adottare sistemi a flusso superficiale, anche se le superfici necessarie sono maggiori, e maggiori sono anche i rischi di diffusione di odori e insetti.

Si evidenzia che è necessario un adeguato pretrattamento di sedimentazione (per piccole utenze in genere fosse a due/tre camere o fosse Imhoff), in grado di agire sui materiali in sospensione, in particolare i più grossolani, responsabili del possibile intasamento del letto (sistemi SFS) sul lungo periodo.

I sistemi a flusso verticale richiedono superfici minori, però sono a maggiore rischio di intasamento in quanto il medium di riempimento è stratificato e costituito in parte da sabbia (primo strato).

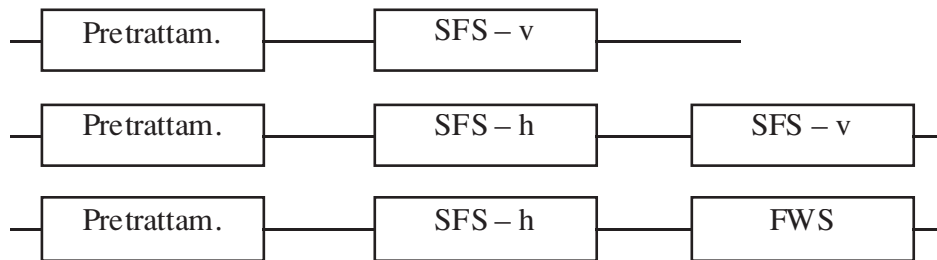


Figura 8.5 – Tipiche tipologie di impianto adottate in fitodepurazione, per la rimozione di *COD*, *BOD₅*, *SS*; con nitrificazione spinta.

– Rimozione di *COD*, *BOD₅*, *SS* e nitrificazione spinta

Esistono tre tipologie di schema possibili, di seguito schematizzate nella figura 8.5. La seconda soluzione risulta la più affidabile, in quanto dopo un trattamento a flusso orizzontale in grado di rimuovere il *BOD₅* (circa 70%), si passa ad un verticale in cui l’ossigeno può essere sfruttato quasi completamente per la nitrificazione (buone condizioni di adattamento per i batteri nitrificanti).

– Rimozione di *COD*, *BOD₅*, *SS*, nitrificazione e denitrificazione

È il trattamento più completo perciò il più articolato dal punto di vista impiantistico. I due schemi (riportati nella figura 8.6) prevedono una post-denitrificazione mediante un sistema a flusso orizzontale, indicato soprattutto per le condizioni anossiche che ivi prevalgono.

Le piante sono in grado tuttavia di sopperire alla scarsità di substrato carbonioso tipico della post-denitro, in quanto rilasciano dalle radici parte del carbonio organico fissato durante la fotosintesi. Questo carbonio può costituire una risorsa per i nitrificanti, anche se non è chiaro in che misura.

Altre varianti impiantistiche possono prevedere la possibilità di ricircoli interni, la riossigenazione del liquame oppure la disposizione di by-pass intermedi con possibilità di regolare e ripartire i flussi sulle varie unità.

8.1.8 APPLICABILITÀ

La fitodepurazione è una tecnica che riproduce in un ambiente circoscritto i meccanismi del decadimento naturale all’interno del terreno; ciò significa che per ottenere i rendimenti depurativi citati in precedenza (tabella 8.2), è necessario che il refluo presenti caratteristiche di buona degradabilità.

Un requisito indispensabile per la funzionalità di un sistema di fitodepurazione

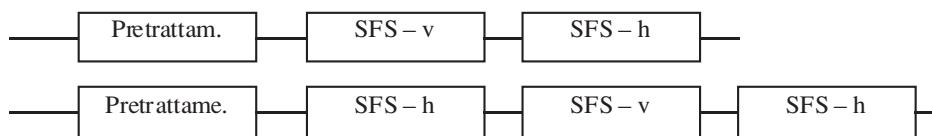


Figura 8.6 – Tipiche tipologie di impianto adottate in fitodepurazione, per la rimozione di COD , BOD_5 , SS ; con nitrificazione e denitrificazione.

è un buon pretrattamento, col duplice scopo di rimuovere dal refluo i solidi sospesi sedimentabili e gli oli e grassi, con rendimenti almeno del $40 \div 60\%$; generalmente si usano fosse settiche o Imhoff.

Di seguito si riassumono le tipologie di scarico che possono prevedere l'uso della fitodepurazione:

- trattamento acque reflue civili a servizio di piccole e medie comunità: non c'è un limite minimo (singola abitazione), mentre il limite superiore, per ragioni di spazio, è intorno ai $1'500 \div 2'000$ abitanti equivalenti (a.e.); tuttavia detto limite non è definito in modo rigoroso, in quanto la composizione del refluo e la morfologia del territorio possono favorire l'uso di questa tecnica anche per popolazioni maggiori;
- attività a carattere stagionale o temporaneo: rientrano in questa categoria molte attività ricettive (es. alberghi, campeggi, agriturismi) e insediamenti per attività provvisorie;
- scarichi caratterizzati da grandi fluttuazioni di portata, di natura settimanale, mensile o annuale. Un esempio tipico è dato dai piccoli centri turistici, molto numerosi in Italia; molte sono poi le attività che fanno parte di questa categoria, ricettive e ricreative (es. ristoranti, musei, scuole, centri sportivi);
- scarichi provenienti da attività artigianali, con spiccata biodegradabilità (es. cantine vinicole, industrie agroalimentari, allevamenti).
- trattamento di affinamento terziario (es. a valle di un impianto a fanghi attivi o di un processo chimico - fisico) per tutti i tipi di scarico di cui ai punti a - d; in più aumentano i limiti sugli abitanti equivalenti serviti (fino a $25'000 \div 30'000$). In questo caso lo scopo può essere duplice:
 - rispetto dei limiti tabellari in periodo di sovraccarico idraulico e/o

-
- organico dell'impianto a fanghi attivi (es. centri turistici);
- – necessità di riuso dell'acqua per scarsità di risorse idriche nella zona (es. scopi irrigui).
-

Si ritiene che nei casi sopracitati l'uso dei sistemi di fitodepurazione sia più idoneo rispetto ai tradizionali impianti a fanghi attivi e a conferma, il nuovo testo unico sulla tutela delle acque dall'inquinamento (d.lgs.152/99), cita la fitodepurazione come tecnologia di depurazione naturale auspicabile per insediamenti con popolazione tra 50 e 2'000 a.e. (All.5, Par.3). Le ragioni che spostano l'ago della bilancia dalla parte della fitodepurazione, si riassumono in 3 punti:

- impatto ambientale molto limitato: il sistema ha un ottimo inserimento nel paesaggio, in genere rurale e non dà luogo a odori molesti né rumori. Inoltre, una volta cessata l'attività, l'impianto può essere abbandonato senza deturpare l'ambiente circostante, in quanto l'area tenderà in breve tempo ad essere colonizzata dalla vegetazione locale;
- operazioni di gestione e manutenzione ridotte al minimo; in genere non sono presenti parti elettromeccaniche, per cui la gestione consiste nel controllo dei livelli idrici e della crescita delle piante, operazione che non richiede personale tecnico specializzato. Lo sfalcio delle piante si esegue molto di rado, generalmente ogni 2 o 3 anni, tuttavia alcuni autori consigliano di lasciare che le piante concludano il loro ciclo vitale senza procedere a sfalcio, a meno che non siano presenti erbacce.
- sostanziale insensibilità a variazioni di carico idraulico e organico, tipiche di molti scarichi e causa di sofferenza per impianti a fanghi attivi. In questo caso, invece, l'adattabilità delle piante palustri e della biomassa adesa, consentono di mantenere rese depurative buone, anche alla ripresa dell'attività.

8.1.9 ASPETTI PROGETTUALI

Si evidenziano in alcuni punti i principali requisiti per una buona progettazione di un sistema di fitodepurazione, prendendo in esame i sistemi a macrofite radicate:

Sistemi a flusso superficiale (FWS):

- pretrattamento: almeno primario (sedimentazione ed eventuale grigliatura e disoleatura);
- tempo di detenzione: 5 ÷ 15 giorni (tempi minori per trattamenti terziari, massimi per trattamenti secondari in cui è richiesta la nitrificazione);
- rapporto *lunghezza/larghezza*: > 10 : 1 (favorisce il flusso a pistone, perciò l'uniformità del tempo di contatto);

- profondità bacino: $0.2 \div 0.4$ m (valori superiori non consentono la sopravvivenza della vegetazione);
- pendenza del fondo: $0.1 \div 0.5\%$ (favorisce il deflusso);
- suolo: sono necessari circa $20 \div 30$ cm sopra il manto impermeabile, per l'attecchimento delle macrofite (radici e rizomi);
- vegetazione: *scirpus*, *typha*, *phragmites*.

Sistemi a flusso subsuperficiale orizzontale (SFS-h):

- pretrattamento: almeno primario (sedimentazione ed eventuale grigliatura e disoleatura);
- tempo di detenzione: > 4 giorni (BOD_5), > 6 giorni (azoto);
- rapporto lunghezza/larghezza: $0,4:1 \div 3:1$. Spesso sono necessarie sezioni piuttosto larghe, tali che il rapporto lunghezza/larghezza risulta molto basso: in tal caso si suddivide il sistema su due o più unità in parallelo, in modo tale che la somma delle sezioni trasversali sia pari a quella calcolata;
- mezzo di riempimento: ghiaia lavata, diametro nominale nel range $5 \div 15$ mm. Una buona conducibilità idraulica è garantita da un adeguato coefficiente di uniformità ($d_{60}/d_{10} < 6$) e dall'assenza di impurezze (lavaggio del materiale); pietrisco lavato nelle zone di entrata e di uscita, diametro $40 \div 70$ mm;
- conducibilità idraulica: $10^{-2} \div 5 \times 10^{-2}$ m/sec (ghiaia pulita);
- profondità del letto di filtrazione: $50 \div 80$ cm. È funzione della profondità di penetrazione delle radici: le *phragmites*, preferite ad altre specie anche per la ottima penetrazione delle radici, arrivano fino a $60 \div 70$ cm di profondità;
- porosità del mezzo di riempimento: $0.3 \div 0.45$
- pendenza del fondo: $0.2 \div 1\%$;
- impermeabilizzazione: PVC (spessore $1 \div 2$ mm);
- vegetazione: *phragmites*, *typha*, *scirpus*.

Sistemi a flusso subsuperficiale verticale (SFS-v):

- pretrattamento: almeno primario (sedimentazione ed eventuale grigliatura e disoleatura);
- mezzo di riempimento: stratificato con materiale di granulometria crescente dall'alto verso il fondo (da sabbia a pietrisco). Non c'è un criterio uniforme, né sulla stratificazione, né sulla profondità del letto.
 - profondità del letto: $0.6 \div 1.5$ m;
 - sistema di distribuzione refluo sopra il letto con distribuzione uniforme su tutta la superficie: si ottiene mediante una rete di tubi con punti di scarico di densità $1 \div 5$ mq;
 - alimentazione discontinua: $2 \div 6$ carichi/giorno. Frequenze maggiori sono di

- tura in opera. La membrana impermeabile è protetta da uno strato di tessuto – non tessuto a contatto col mezzo filtrante (funzione di ripartizione dei carichi concentrati). Talvolta si interpone tra il terreno (fondo scavo) e la membrana uno strato di sabbia (circa 5 cm), in modo da fornire una ulteriore protezione e per uniformare ed agevolare la creazione della pendenza del fondo.
- *distribuzione e raccolta refluo*: il refluo deve essere distribuito e raccolto nel modo più uniforme possibile su tutta la larghezza del lato più corto, in modo da evitare cortocircuiti e la formazione di vie preferenziali. Si usano tubazioni in PVC.
 - *inerti di riempimento bacino*: è importante che la ghiaia sia stata preventivamente lavata e che la pezzatura sia uniforme ($d_{60}/d_{10} < 6$). Si predilige una forma dei grani rotonda, anche se questo requisito non è tassativo. Nelle zone di ingresso e uscita dal bacino (SFS-h), in corrispondenza dei tubi di distribuzione e raccolta, si usa pietrisco, col duplice scopo di favorire il drenaggio e di limitare lo sviluppo della vegetazione vicino ai tubi.
 - *specie vegetali*: si predilige la *Phragmites australis*, sia per le ottime caratteristiche di adattabilità a condizioni di stress (es. periodici sovraccarichi, scarico occasionale di sostanze tossiche, siccità), sia per la buona profondità di penetrazione dell'apparato radicale, sia per lo sviluppo piuttosto rapido. Non si esclude comunque la possibilità di utilizzare *Scirpus*, *Typha*, *Carex*, *Iris*. Il periodo ideale per la piantumazione, nonché la densità iniziale sono funzione della tecnica adottata:
 - trapianto con piantine con pani di terra: è la tecnica più diffusa e dà ottimi risultati se si esegue a primavera. Si ha un rapido sviluppo già dalla prima stagione (maggio – settembre) con le piante che possono raggiungere altezze di 1.5 metri in settembre. La densità ideale è di 1-3 piantine/mq;
 - trapianto con talee: è molto semplice, in quanto si tratta di tagliare e trapiantare una parte dello stelo di una pianta adulta. I risultati di attecchimento sono peggiori, perciò sono necessarie almeno 8 ÷ 10 talee/mq;
 - interrimento di cespi o rizomi: dà ottimi risultati in quanto intorno al cespo rimane il substrato atto allo sviluppo iniziale della piantina. Densità: 2 cespi/mq. Periodo migliore: autunno;
 - semina diretta: necessita di condizioni di umidità e temperatura idonee, pertanto difficili da controllare in un sistema di fitodepurazione. Non si usa quasi mai, se non in serra per far crescere le piantine.

Si illustrano alcuni particolari accessori di contorno alla realizzazione di un impianto di fitodepurazione, indispensabili per una buona gestione:



- *by-pass*: come per tutti gli impianti di depurazione è importante che tutto l'impianto sia by-passabile, in modo da consentire lo scarico anche nel caso si debba procedere ad un'operazione di manutenzione straordinaria (es. svuotamento del bacino).
- *canali di allontanamento acque piovane*: è importante che il sistema di fitodepurazione non sia sovraccaricato dal punto di vista idraulico in quanto minori tempi di detenzione causano perdite di efficacia nei processi depurativi. La configurazione dei canali e la loro lunghezza dipende dalla morfologia del territorio (acclività e direzioni di scorrimento). In alternativa o in aggiunta si possono realizzare degli arginelli di guardia alti circa 20 cm rispetto al piano campagna.
- *opere a verde*: oltre ai canali è importante che l'area adiacente al bacino/i sia vegetata nel più breve tempo possibile, in modo da rendere stabile il terreno. Si deve infatti evitare che durante piogge molto intense il ruscellamento provochi l'ingresso nel bacino di materiale terroso. A tale scopo si può procedere alla semina diretta di erba e/o arbusti, proteggendo eventualmente il terreno con materiali stabilizzanti.

8.1.11 Costi

Si evidenziano le principali voci di costo relative ad un impianto di fitodepurazione, con riferimento ai sistemi a flusso subsuperficiale (SFS-h e SFS-v):

- *progettazione* (mirata in base agli obiettivi, alla tipologia impiantistica ecc.);
- *sistema di trattamento primario* (se la fitodepurazione è utilizzata come trattamento secondario);
- *scavi* (bacino/i, tubazioni ecc.);
- *riempimento con inerti* (mezzo di filtrazione);
- *rivestimenti interni* (membrana impermeabile e tessuto-non tessuto);
- *specie vegetali* (macrofite e specie erbacee);
- *materiali accessori* (pozzetti, tubazioni, eventuali pompe ecc.);

Si evidenzia che l'onere più rilevante è costituito dal riempimento con il materiale inerte (acquisto, trasporto, posa), che incide generalmente per il 25 ÷ 30% sul totale.

Gli scavi sono una voce importante, anche se molto dipende dalla natura e morfologia del territorio (es. in presenza di trovanti rocciosi il costo aumenta): incidono per il 10 ÷ 25% sul totale.

I rivestimenti hanno un costo variabile in funzione dei materiali utilizzati e vanno ad incidere per un 10 ÷ 20%.

CAPITOLO IX

Trattamenti chimici delle acque e dei fanghi

9.1 TRATTAMENTI CHIMICI DEI REFLUI

9.1.1 PREMESSA

I liquami trattati negli impianti di depurazione possono subire generalmente tre tipi di trattamento chimico:

- eventuale trattamento di *neutralizzazione* prima della fase ossidativa, per evitare di mettere in contatto le biocenosi, addette alla depurazione, con reflui fortemente basici o acidi;
- *eliminazione dell'eccesso di sali nutritivi*, quali composti a base di azoto, fosforo e potassio;
- *disinfezione* per l'eliminazione di quella quota parte di microrganismi patogeni che il trattamento biologico-ossidativo non è stato in grado di abbattere.

Generalmente, negli impianti di depurazione per acque reflue di tipo civile, i trattamenti chimici sui liquami si possono ridurre a:

- disinfezione tramite *clorazione* o tramite *ozonizzazione*;
- rimozione dell'eccesso dei composti al fosforo tramite *defosfatizzazione*;
- eliminazione dell'azoto mediante: *strippaggio* dell'aria; *clorazione* al punto di rottura; *scambio ionico*.

9.1.2 LA CLORAZIONE

La clorazione è un particolare trattamento di *disinfezione* dei liquami mirato a distruggere la carica microbica presente nel refluo o ad inibirne l'attività. Questo

trattamento differisce dal trattamento di *sterilizzazione*, in quanto, tramite quest'ultimo si vuole la completa eliminazione di tutti i microrganismi presenti, anche quelli non patogeni.

In particolare, la clorazione viene utilizzata per:

- abbattere i *colifecali*, i *colitotali* e gli *streptococchi* dall'effluente trattato nella linea acque prima dell'immissione nel corpo idrico ricettore;
- contrastare gli odori per setticizzazione del liquame nella sezione di sedimentazione primaria e per contrastare l'aumento di concentrazione di microrganismi filamentosi;
- contrastare gli odori che si formano nei processi di putrefazione dei fanghi nei digestori, prima del loro invio ai letti di essiccamento;
- eliminare il disturbo degli insetti nei filtri percolatori e per evitare anche la proliferazione superficiale di alghe.

La clorazione delle acque reflue può avvenire mediante l'utilizzo di:

- *cloro gassoso*;
- *ipocloriti*.

Il cloro gassoso liquefa a $34 \div 35^{\circ}\text{C}$ e viene conservato allo stato liquido in speciali bombole di acciaio. In tale stato presenta una densità relativa pari a 1,5. Gli ipocloriti, invece, si trovano sia sotto forma liquida che solida e sono maggiormente impiegati. Si utilizzano, infatti, i seguenti sali:

- *ipoclorito di calcio* $\text{Ca}(\text{OCl})_2$, in forma di cristalli solidi;
- *ipoclorito di potassio* KOCl , in forma liquida;
- *ipoclorito di sodio* NaOCl , in forma liquida.

L'ipoclorito di sodio è il composto maggiormente impiegato, ed è disponibile sul mercato in soluzioni contenenti circa il 12 ÷ 13% di cloro attivo. Poiché l'acido ipocloroso HClO è un acido chimicamente "debole" ($K^{(25^{\circ}\text{C})} \approx 3 \times 10^{-8}$), quando si portano in soluzione gli ipocloriti, questi risultano fortemente idrolizzati secondo la seguente reazione:



L'idrolisi viene favorita dalla CO_2 contenuta nell'aria, che reagisce con gli ioni OH^- secondo la reazione:



spostando la reazione 9.1 verso destra. Il potere disinfettante degli ipocloriti in soluzione è in gran parte dovuto all' HClO formato per idrolisi (eq. 9.1). Infatti,

quando in soluzione si forma $HOCl$, questi grazie anche all'azione della luce si decompone secondo queste due reazioni chimiche:



Ossigeno O_2 e cloro Cl_2 nascenti sono fortissimi ossidanti, e quindi conferiscono all'ipoclorito le suddette proprietà disinfettanti.

È molto importante sottolineare che, immettendo dei composti a base di cloro in un'acqua, si ottengono sempre vari composti "residui", quali cloro-ammine (composti di cloro e azoto) e cloro residuo Cl_2 . Quest'ultima molecola risulta, però, molto tossica per gli organismi acquatici (pesci, crostacei, ecc.). Pertanto, i procedimenti che si devono adoperare nell'ambito del trattamento devono evitare che si riversino eccessivi quantitativi di cloro residuo (Cl_2). Oltre a ciò, è stato dimostrato che la presenza di molecole Cl_2 e $HOCl$, in un corpo idrico ricettore, possa generare, se in contatto con particolari sostanze organiche, dei composti estremamente nocivi. Alcuni tra i più noti sono gli *alogenoderivati*, in particolare i *trialometani*^{9.1)}. Inoltre, si sospetta la presenza di tantissimi altri composti, alcuni addirittura cancerogeni.

Per tali motivi, la disinfezione delle acque tramite clorazione è un argomento tutt'ora molto delicato e molto discusso; in quanto, all'inquinamento "naturale" organico riversato nell'ambiente, si paventa – a modesto parere dello scrivente – un ulteriore inquinamento di tipo chimico, causato dall'impianto stesso.

A valle di queste considerazioni, alcuni studiosi ritengono che una clorazione dell'effluente si rende sicuramente necessaria in alcuni casi:

- quando il refluo proviene da ospedali, sanatori, ecc.;
- quando l'effluente dell'impianto interessi un corso d'acqua che possa venire in contatto con acque utilizzate per la balneazione;
- quando l'effluente viene riutilizzato per usi industriali e sottoposto a manipolazioni da parte degli addetti al ciclo produttivo.

Il trattamento di clorazione dell'effluente di un impianto di depurazione si articola, essenzialmente, in due fasi distinte:

- miscelazione dell'ipoclorito in una vaschetta (a *miscelazione rapida*) con l'effluente trattato;
- mantenimento del contatto tra ipoclorito e refluo per un tempo sufficiente al necessario sviluppo delle reazioni e alla conseguente disinfezione.

^{9.1)} Trialometani sono dei derivati alogenati del metano; ad esempio, cloroformio.

In particolare, il dimensionamento della vaschetta di miscelazione rapida viene condotto in funzione dei seguenti parametri di progetto:

- massima portata idraulica Q_{max} trattata nell'impianto;
- dosaggio massimo di cloro attivo nella vaschetta di miscelazione;
- tempo di contatto t_H di circa $30 \div 40$ secondi riferito alla portata idraulica massima;
- potenza specifica di miscelazione attorno a $100 \div 150$ W/m^3 di vasca.

Di conseguenza, il volume utile della vaschetta di miscelazione, di pianta quadrata, si calcola per mezzo della seguente relazione:

$$V_{misc} [m^3] = \frac{Q_{max} [m^3/h] \times t_H [s]}{(3600 s/h)} \quad [9.5]$$

Per stabilire il dosaggio di cloro attivo necessario, si può fare riferimento ai dati riportati nella tabella 9.1, che si riferiscono ai grammi m_{Cl} di cloro attivo Cl_2 da miscelare per ogni singolo metro cubo di portata idraulica transitante. Di conseguenza, nota la portata massima transitante Q_{max} , il dosaggio complessivo di cloro attivo si calcola:

$$M_{Cl} [g Cl_2/h] = m_{Cl} [g Cl_2/m^3] \times Q_{max} [m^3/h] \quad [9.6]$$

In particolare, adottando una soluzione commerciale di ipoclorito di sodio al

DOSAGGI m_{Cl} DI CLORO ATTIVO PER IMPIANTI DI DEPURAZIONE	
Tipo di liquame da disinfettare	Dosaggio Cl_2 [$g Cl_2/m^3$]: m_{Cl}
liquami grezzi	6 ÷ 12
liquami grezzi settici	15 ÷ 25
liquami sedimentati	5 ÷ 10
liquami sedimentati settici	12 ÷ 40
effluenti di precipitazioni chimiche	3 ÷ 10
effluenti di letti percolatori	3 ÷ 10
effluenti di fanghi attivi	2 ÷ 8

(Fonte) Dati ricavati dal testo: "La depurazione delle acque di fognatura"; FULVIO DURANTE; Hoepli.

Tabella 9.1 – Dosaggi di cloro attivo in funzione della portata idraulica transitante ed in funzione della tipologia dei liquami da disinfettare.



Figura 9.1 – Vasca di contatto a “serpentina” per la clorazione dell’effluente: reattore tipo “plug-flow”.

12% (in peso di cloro attivo), la portata massima di tale soluzione da immettere dentro la vaschetta di miscelazione si calcola:

$$Q_{Cl_{12\%}} [\text{litri soluzione} / h] = \frac{M_{Cl} [g Cl_2 / h] \times (1 \text{ litro sol} / 1000 g \text{ sol})}{(12 / 100) [g Cl_2 / g \text{ soluzione}]} \quad [9.7]$$

Amnesso, poi, di voler diluire la soluzione commerciale, in modo da dosare il prodotto in una percentuale in volume di cloro attivo del $\beta\%$, per ogni litro di ipoclorito al 12% dosato corrisponderebbero $V_{\beta\%}$ litri di soluzione al $\beta\%$ pari a:

$$V_{\beta\%} [l / h] = \frac{12\%}{\beta\%} \times Q_{Cl_{12\%}} [l / h]. \quad [9.8]$$

Pertanto, le pompe dosatrici dovranno essere dimensionate per erogare nella vaschetta di contatto, con sufficiente margine di sicurezza, una portata massima superiore a $V_{\beta\%}$.

Mentre, il dimensionamento della vasca per il mantenimento del contatto tra ipoclorito e refluo (fig. 9.1) viene attuato assumendo un tempo di contatto di almeno $t_c = 15 \div 20$ minuti sulla portata massima Q_{max} prevedibile. Di conseguenza il volume utile della vasca di contatto si calcola:

$$V_{cont} [m^3] = \frac{t_c [min] \times Q_{max} [m^3 / h]}{(60 min / h)} \quad [9.9]$$

Generalmente, si fissa un valore dell'altezza liquida media h_w e si adotta una vasca a serpentina costituita da n canali affiancati (fig. 9.1), ciascuno di lunghezza interna L e larghezza interna B . Perciò, la sezione utile in pianta, per n canali affiancati risulta:

$$S_{cont} [m^2] = (n \times B [m]) \times L [m]. \quad [9.10]$$

In linea di massima, si consigliano rapporti $L/B = 20/1$ circa. La sezione trasversale liquida A_{cont} all'interno della vasca di contatto si calcola:

$$A_{cont} [m^2] = B [m] \times h_w [m]. \quad [9.11]$$

Per ogni valore della portata transitante ($Q_n \leq Q \leq Q_{max}$) bisognerebbe garantire una velocità media orizzontale del flusso di almeno $1,5 \div 4,5 m/min$ per evitare deposizione di solidi sul fondo della vasca di contatto. All'atto pratico, però, si accetta una sedimentazione dei solidi adottando velocità attorno a $0,4 \div 1,5 m/min$, accettando vasche più contenute. La velocità media del flusso si calcola:

$$v_{min} [m / min] = \frac{Q_n [m^3 / h]}{(60 min / h) \times A_{cont} [m^2]}. \quad [9.12]$$

I contenitori di stoccaggio dell'ipoclorito o del cloro (fig. 9.2) devono essere resistenti alla corrosione e collocati in luogo fresco. Le pompe dosatrici nella vaschetta di miscelazione possono avere capacità fino a $50 litri/h$, regolabili per valori inferiori, in base alla portata entrante ed, eventualmente, alla misura del cloro residuo ($< 0,2 mg Cl_2/l$).

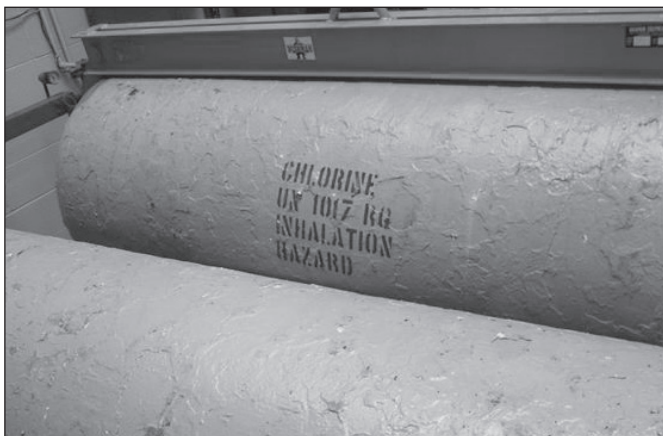


Figura 9.2 –
 Contenitori di stoccaggio
 cloro.

ESEMPIO 9.1

Dimensionare la sezione di clorazione di un effluente di un impianto a fanghi attivi che presenti i seguenti dati di progetto:

- refluo di tipo: urbano;
- portata nera: $Q_n = 20 \text{ m}^3/\text{h}$;
- portata massima: $Q_{max} = 60 \text{ m}^3/\text{h}$.

Soluzione. In base ai dati riportati nella tabella 9.1 a pag. 702, essendo la portata da trattare un effluente di fanghi attivi, si adotta un dosaggio specifico (medio) di cloro attivo di:

$$m_{Cl} = 3,0 \text{ g } Cl_2/\text{m}^3.$$

Il massimo dosaggio di cloro si calcola mediante l'eq. 9.6:

$$\begin{aligned} M_{Cl} [\text{g } Cl_2/\text{h}] &= m_{Cl} [\text{g } Cl_2/\text{m}^3] \times Q_{max} [\text{m}^3/\text{h}] = \\ &= (3,0 \text{ g } Cl_2/\text{m}^3) \times (60 \text{ m}^3/\text{h}) = \\ &= 180 \text{ g } Cl_2/\text{h} \text{ (di cloro attivo)}. \end{aligned}$$

Si prevede di adottare una soluzione commerciale al 15% in peso di cloro attivo. Di conseguenza, la portata massima di tale soluzione da immettere dentro la vaschetta di miscelazione si calcola (eq. 9.7):

$$Q_{Cl\ 15\%} [\text{litri soluzione} / \text{h}] = \frac{M_{Cl} [\text{g } Cl_2 / \text{h}] \times (1 \text{ litro sol} / 1000 \text{ g sol})}{(15 / 100) [\text{g } Cl_2 / \text{g soluzione}]}$$

$$Q_{Cl\ 15\%} [\text{litri soluzione} / \text{h}] = \frac{(180 \text{ g } Cl_2 / \text{h}) \times (1 \text{ litro sol} / 1000 \text{ g sol})}{(15 / 100) [\text{g } Cl_2 / \text{g soluzione}]} \approx 1,2 \text{ litri} / \text{h}.$$

Ammetto, poi, di voler diluire la soluzione commerciale, in modo da dosare il prodotto in una percentuale in volume di cloro attivo del 4%, per ogni litro di ipoclorito al 15% dosato corrisponderebbero $V_{4\%}$ litri di soluzione al 4% pari a:

$$\begin{aligned} V_{4\%} [\text{litri/h}] &= (15\%/4\%) \times Q_{Cl\ 15\%} = 3,75 \times (1,2 \text{ litri/h}) \approx \\ &\approx 4,5 \text{ litri/h}. \end{aligned}$$

Si adottano $n. 2$ pompe dosatrici con una portata massima ciascuna di 5 litri/h, di cui una di riserva. Il funzionamento sia automatizzato e settato in funzione della concentrazione di cloro attivo misurato all'uscita della vasca di contatto. In particolare, si programmino le

pompe in modo che la concentrazione di cloro residuo all'uscita dall'impianto sia sempre al di sotto dei $0,2 \text{ mg Cl}_2/\text{litro}$.

Per il contenitore del serbatoio di stoccaggio della soluzione di ipoclorito, si stabilisca di programmare il rifornimento di ipoclorito per un ciclo di 6 mesi . Il volume necessario per lo stoccaggio risulta:

$$\begin{aligned} V_{\text{stoc}} [\text{litri/ciclo}] &= Q_{\text{Cl } 15\%} [\text{litri/h}] \times (24 \text{ h/d}) \times (30 \text{ d/mese}) \times (6 \text{ mesi/ciclo}) = \\ &= (1,2 \text{ litri/h}) \times (24 \text{ h/d}) \times (30 \text{ d/mese}) \times (6 \text{ mesi/ciclo}) = \\ &= 5184 \text{ litri/ciclo}. \end{aligned}$$

Si prevede, quindi, di adottare 2 serbatoi da 3000 litri/cad in vetroresina (6000 litri totali).

Dimensionamento vaschetta di miscelazione. In base all'eq. 9.5, fissando un tempo minimo di miscelazione di circa $t_H = 30 \text{ secondi}$ sulla portata massima, si calcola:

$$\begin{aligned} V_{\text{misc}} [\text{m}^3] &= \frac{Q_{\text{max}} [\text{m}^3/\text{h}] \times t_H [\text{s}]}{(3600 \text{ s/h})} \\ V_{\text{misc}} [\text{m}^3] &= \frac{(60 \text{ m}^3/\text{h}) \times (30 \text{ s})}{(3600 \text{ s/h})} \approx 0,5 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

Si assume una superficie interna a pianta quadrata delle dimensioni $0,80 \text{ m} \times 0,80 \text{ m}$ e con altezza liquida pari a $0,80 \text{ m}$, (con altezza della vasca di $1,20 \text{ m}$). Risulta un volume utile di:

$$V_{\text{misc eff}} = 0,80 \text{ m} \times 0,80 \text{ m} \times 0,80 \text{ m} = 0,512 \text{ m}^3 > 0,5 \text{ m}^3.$$

Il tempo effettivo di contatto risulta: $t_{H \text{ eff}} = (0,512 \text{ m}^3) \times (3600 \text{ s/h}) / (60 \text{ m}^3/\text{h}) \approx 31 \text{ min}$.

Dimensionamento dispositivo di miscelazione. Per il dimensionamento del dispositivo di miscelazione si fissa una potenza specifica di miscelazione di 150 W/m^3 . Risulta:

$$\begin{aligned} \mathcal{P}_{\text{utile}} &= (150 \text{ W/m}^3) \times V_{\text{misc eff}} = (150 \text{ W/m}^3) \times (0,512 \text{ m}^3) \approx \\ &\approx 77 \text{ W}. \end{aligned}$$

Si prevede di installare una potenza di:

$$\mathcal{P}_{\text{inst}} = 1,4 \times \mathcal{P}_{\text{utile}} = 1,4 \times (77 \text{ W}) = 108 \text{ W} \approx 0,11 \text{ kW}.$$

Dimensionamento vasca di contatto. Si assume un tempo di detenzione minimo di circa $t_{cont} = 20 \text{ min}$ sulla portata massima prevedibile. Di conseguenza, risulta (eq. 9.9):

$$V_{cont} [m^3] = \frac{t_c [min] \times Q_{max} [m^3 / h]}{(60 \text{ min} / h)}$$

$$V_{cont} [m^3] = \frac{(20 \text{ min}) \times (60 \text{ m}^3 / h)}{(60 \text{ min} / h)} = 20 \text{ m}^3.$$

Tramite l'eq. 9.12, si fissa una velocità minima di riferimento di circa $v_{min} = 0,4 \text{ m/min}$, ottenendo una superficie trasversale liquida di:

$$A_{cont} [m^2] = \frac{Q_n [m^3 / h]}{(60 \text{ min} / h) \times v_{min} [m / min]};$$

sostituendo i valori numerici si ottiene:

$$A_{cont} [m^2] = \frac{(20 \text{ m}^3 / h)}{(60 \text{ min} / h) \times (0,4 \text{ m} / \text{min})} \approx 0,84 \text{ m}^2.$$

Si adotta, quindi, una larghezza interna $B = 0,80 \text{ m}$ (pari alla larghezza della vasca di miscelazione rapida) e un'altezza liquida di $h_w = 1,00 \text{ m}$. Risultando, quindi, una sezione liquida effettiva di:

$$A_{cont \text{ eff}} = B \times h_w = (0,80 \text{ m}) \times (1,00 \text{ m}) = 0,80 \text{ m}^2,$$

a cui corrisponde una velocità minima di trasporto pari a:

$$v_{min \text{ eff}} [m / min] = \frac{Q_n [m^3 / h]}{A_{cont \text{ eff}} [m^2] \times (60 \text{ min} / h)} = \frac{(20 \text{ m}^3 / h)}{(0,80 \text{ m}^2) \times (60 \text{ min} / h)} \approx 0,42 \text{ m} / \text{min} > 0,40 \text{ m} / \text{min}.$$

La superficie in pianta della vasca di contatto si calcola:

$$S_{cont} [m^2] = V_{cont} [m^3] / h_w = (20 \text{ m}^3) / (1,00 \text{ m}) = 20 \text{ m}^2.$$

Si prevedono 2 canali affiancati ciascuno di larghezza interna calcolata $B = 0,80 \text{ m/canale}$. Si ha:

$$\begin{aligned} S_{cont} [m^2] &= (2 \text{ canali}) \times B [m/canale] \times L [m] = \\ &= (2 \text{ canali}) \times (0,80 \text{ m/canale}) \times L [m] = \\ &= 20 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

Da cui si ricava, per ciascun canale, una lunghezza interna di:

$$L = (20 \text{ m}^2) / [(2 \text{ canali}) \times 0,80 \text{ m}] \approx 12,5 \text{ m}.$$

Si adotta $L = 15 \text{ m}$; quindi, risultando: $L/B = 15 \text{ m} / 0,80 \text{ m} \approx 19$, le dimensioni in pianta della vasca si possono considerare ben proporzionate. Il volume utile della vasca di contatto risulta:

$$V_{\text{cont eff}} [\text{m}^3] = (2 \text{ canali}) \times (0,80 \text{ m/canale}) \times (15 \text{ m}) \times (1,00 \text{ m}) = 24 \text{ m}^3.$$

Il tempo di contatto effettivo risulta:

$$t_{H \text{ eff}} [\text{min}] = \frac{V_{\text{cont eff}} [\text{m}^3] \times (60 \text{ min} / \text{h})}{(60 \text{ m}^3 / \text{h})} = \frac{(24 \text{ m}^3) \times (60 \text{ min} / \text{h})}{(60 \text{ m}^3 / \text{h})} = 24 \text{ min}.$$

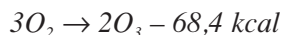
Osservazioni. Nei casi in cui il depuratore sia ubicato a sufficienti distanze dal corpo idrico ricettore (qualche centinaio di metri), si può tentare di prendere in considerazione l'attuazione della clorazione direttamente all'interno della tubazione (o del canale) che porta l'effluente verso lo scarico naturale; evitando così di dotare l'impianto della vasca di contatto. Ovviamente, una tale scelta deve essere avvalorata dalla reale possibilità di garantire un adeguato tempo di contatto all'interno della tubazione o del canale.

9.1.3 L'OSONIZZAZIONE

L'ossigeno O_2 può presentarsi in una forma molecolare O_3 anch'essa gassosa: l'*ozono*. Questo gas è una specie chimica instabile e molto più reattiva dell'ossigeno. Infatti, il valore del potenziale di ossidazione standard (a 25°C) dell'ossigeno ($E_{O_2} = 1,229 \text{ V}$) è alquanto minore di quello dell'ozono ($E_{O_3} = 2,07 \text{ V}$); essendo, rispettivamente:



L'ozono può prepararsi dall'ossigeno fornendo a questo l'energia necessaria per la reazione:



o sotto forma di scariche elettriche oscure, in opportuni apparecchi (*ozonizzatori*) che danno miscele di ossigeno ozonizzato contenenti il $5 \div 10\%$ di O_3 , o

mediante radiazioni ultraviolette con lunghezza d'onda di circa $\lambda \approx 2000 \text{ \AA}$. Dall'ossigeno ozonizzato si può ottenere O_3 puro per raffreddamento a -120°C circa. Infatti, a tale temperatura liquefa O_3 ma non l' O_2 . Poiché, però, O_3 liquido è altamente esplosivo, si preferisce separare O_3 da O_2 facendolo adsorbire su *gel di silice*. Gli ozonizzatori industriali operano con campi elettrici alternati (50 o 60 periodi) a $30'000 \div 40'000 \text{ V/cm}$, e impiegano ossigeno oppure aria. Nel primo caso, la resa di ozono è di circa $120 \text{ g } O_3/\text{kWh}$ nel secondo di $50 \text{ g } O_3/\text{kWh}$. Il dosaggio di ozono ($\text{mg } O_3/\text{litro}$) per litro di soluzione da trattare, viene computato utilizzando la seguente formula:

$$[O_3]_{dos} (\text{mg } O_3 / \text{litro}) = \alpha \times (N_m^{(out)} / N_m^{(in)})^{-1/m} \quad [9.13]$$

dove:

- $N_m^{(in)}$ è il numero di microrganismi patogeni prima della disinfezione (N_0); in termini di *most probable number*^(9.2) per *ml* di soluzione da trattare: (MPN/ml);
- $N_m^{(out)}$ è il numero di microrganismi patogeni dopo il trattamento di disinfezione (N), sempre in termini di MPN/ml ;
- α ed m sono dei particolari parametri – valutabili in sede di analisi di laboratorio – legati alla cosiddetta “domanda iniziale di azoto”.

In particolare, si prelevano dei campioni di vari tipi di acque, contenenti differenti concentrazioni di microrganismi patogeni. Si sistemano i campioni prelevati in n contenitori da 100 ml ciascuno. Su ciascun contenitore si misura l'iniziale concentrazione di microrganismi patogeni (MPN/litro). Successivamente, su ciascun contenitore, viene eseguito un singolo test consistente nel trasferire una nota concentrazione di azoto ($\text{mg } O_3/\text{litro}$) e, dopo un certo tempo, di misurare la relativa concentrazione finale dei microrganismi patogeni (in termini di MPN/litro). Questo test viene condotto su ciascuno degli n contenitori, aumentando di volta in volta, su ognuno, il dosaggio di ozono. Si ottiene, pertanto, una tabella simile alla tabella 9.2, riportata come esempio.

Si considera, poi, il piano cartesiano così definito:

- asse delle ascisse: $[O_3]_{trasf}$. Con $[O_3]_{trasf}$ in termini di $\text{mg } O_3/\text{litro}$ trasferito nel singolo contenitore, durante il test *i-esimo*;
- asse delle ordinate: valori di $-\log(N/N_0)$ calcolati in ciascun test.

Si otterranno, quindi, n coppie di valori ($[O_3]_{trasf}$; $-\log(N/N_0)$), con andamento quasi lineare nel suddetto piano. Trovata poi, sul grafico, la retta che meglio

^{9.2)} Il *MPN* (*most probable number*) identifica il numero di colonie batteriche più probabile presenti in un campione. È, ovviamente, un valore estrapolabile da prove di laboratorio su più campioni. Vedere a pag. 27 alla voce “Indici di inquinamento batterico”.

ESEMPIO 9.2

Calcolare il dosaggio stechiometrico ed effettivo di ozono per la disinfezione di un effluente da un sedimentatore secondario di un impianto a fanghi attivi, che presenti una concentrazione media di microrganismi patogeni di circa 1×10^6 MPN/100 ml. Si assuma un rendimento di trasferimento dell'ozono pari a $\eta_{\text{ozono}} = 0,80$, e una concentrazione finale dei microrganismi di circa 200 MPN/100 ml. Come risultati dei test di laboratorio, si utilizzino i valori riportati nella tabella 9.2.

Soluzione. Dai dati riportati nella tabella 9.2, si tracci la retta (eq. 9.14) che meglio approssima le coppie dei seguenti punti:

Ozono trasferito [mg/l]	$-\log[N/N_0]$
1,0	1,80
2,0	2,59
5,0	3,68
7,5	4,03
15,0	5,00

Dall'andamento della retta (eq. 9.14), come già anticipato, si legge:

- coefficiente angolare retta: $m = 2,78$;
- intercetta sulle ascisse: $\alpha = 0,23 \text{ mg } O_3/\text{litro}$.

A questo punto, sfruttando l'equazione 9.13_b, e tenendo conto che si ha:

- $N_m^{(in)} = N_0 = 1 \times 10^6 \text{ MPN}/100 \text{ ml}$;
- $N_m^{(out)} = N = 200 \text{ MPN}/100 \text{ ml}$.

Sostituendo i valori numerici, si ottiene:

$$[O_3]_{\text{dos}} (\text{mg } O_3 / \text{litro}) = (0,23 \text{ mg } O_3 / \text{litro}) \times (N_m^{(out)} / N_m^{(in)})^{-1/2,78}$$

$$[O_3]_{\text{dos}} (\text{mg } O_3 / \text{litro}) = (0,23 \text{ mg } O_3 / \text{litro}) \times (200 / 10^6)^{-1/2,78} \approx 5 \text{ mg } O_3 / \text{litro}.$$

Avendo ipotizzato un rendimento di circa $\eta_{\text{ozono}} = 0,80$, si risale al dosaggio effettivo sull'effluente in questione (eq. 9.15):

$$[O_3]_{\text{dos eff}} (\text{mg } O_3 / \text{litro}) = \frac{100}{80\%} \times (5 \text{ mg } O_3 / \text{litro}) \approx 6,3 \text{ mg } O_3 / \text{litro}.$$

9.1.4 LA DEFOSFATIZZAZIONE

Le forme sotto le quali il fosforo può presentarsi nelle acque di scarico sono:

- gli ortofosfati ($PO_4^{=}$);
- i polifosfati (polimeri dell'acido fosforico: H_3PO_4) ed i fosfati di natura organica.

I polifosfati si idrolizzano in maniera graduale in soluzione acquosa, trasformandosi in ortofosfati solubili. Poiché, però, la maggior parte dei composti del fosforo risulta solubile in acqua, la rimozione per sedimentazione è del tutto inefficace. I trattamenti biologici eliminano il fosforo tramite reazioni biologiche e la quantità di fosforo rispetto all'azoto ed al carbonio nelle acque reflue è sempre superiore alle necessità della sintesi biologica. È per questo motivo che un trattamento di tipo convenzionale riesce ad eliminare al più un 25% circa della quantità del fosforo presente nelle acque da trattare.

In linea di massima, ogni abitante equivalente servito dall'impianto immette in fognatura una quantità annua di fosforo pari mediamente a 1,6 kg P, che contribuisce, nell'affluente dell'impianto, ad una concentrazione media di 10 mg P/l. Circa il 60% dei fosfati presenti deriva dai detersivi per uso domestico, mentre il restante 40% deriva da scarichi prettamente sanitari.

L'effetto principale del fosforo sulle acque di superficie è il cosiddetto fenomeno dell'*eutrofizzazione*. Infatti, essendo il fosforo il principio attivo che regola in natura la crescita dei vegetali nelle acque, lo scarico di acque con eccessiva presenza di fosfati solubili può indurre ad una crescita spropositata della vegetazione acquatica con i seguenti inconvenienti:

- abnorme crescita di alghe;
- riduzione di ossigeno disciolto;
- intorbidimento delle acque;
- sviluppo di odori sgradevoli;
- scomparsa di alcune specie ittiche pregiate;
- proliferazione di erbacce e tendenza del corpo idrico a stagnare.

Il rimedio più razionale consiste, quindi, nel controllare la qualità degli scarichi adottando e rispettando i vincoli imposti per legge. In linea di massima, la quantità di fosforo presente nella flocculazione che si forma nei processi di trattamento a fanghi attivi corrisponde all'un percento del carico del BOD_5 . È per questo motivo che, dopo tali trattamenti, il contenuto del fosforo negli effluenti trattati riesce a diminuire da circa 9 mg P/l a 8 mg P/l. In totale, quindi, considerando anche l'eventuale sedimentazione, il risultato finale di un trattamento convenzionale a fanghi attivi + sedimentazione porta la concentrazione del fosforo da 10 mg P/l a non meno di 8 mg P/l.

In generale, l'eliminazione del fosforo negli impianti di depurazione avviene per

via chimica (*precipitazione chimica*), impiegando particolari reattivi chimici: coagulanti a base di *ferro* e *alluminio*. A tutt'oggi, le reazioni chimiche di *coagulazione* sono abbastanza complesse e solo parzialmente capite. Infatti, pare che l'azione principale, durante tali reazioni, consista nella combinazione tra gli ortofosfati ed i cationi metallici. I polifosfati ed i composti organici del fosforo molto probabilmente vengono eliminati o perché intrappolati nei flocculi, o perché assorbiti da questi ultimi. L'abbattimento del fosforo tramite sali di alluminio (*solfato di alluminio*) interessa essenzialmente due reazioni:



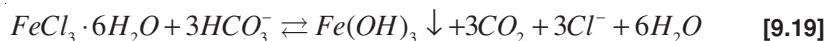
La reazione 9.16 interessa direttamente la rimozione del fosforo; mentre, la reazione 9.17 è da considerarsi una reazione “collaterale” conseguente alla combinazione del sale di alluminio con l'alcalinità naturale dell'acqua. Questo significa che, se si vogliono ottenere abbattimenti del 75%; 85%; 95% del fosforo presente, occorre effettuare dosaggi caratterizzati da rapporti ponderali tra allume e fosforo, rispettivamente, pari a 13:1; 16:1; 22:1. In particolare, per ottenere un abbattimento del fosforo pari a circa l'85%, da acque di scarico che ne contengono 10 mg P/l, occorrono 16 mg $Al_2(SO_4)_3$ per 1 mg P; (rapporto 16: 1):

$$(16 \text{ mg } Al_2(SO_4)_3 / \text{mg P}) \times (10 \text{ mg P} / l) = 160 \text{ mg } Al_2(SO_4)_3 / l.$$

L'abbattimento del fosforo tramite coagulanti a base di ferro (*cloruro ferrico*) inducono la precipitazione degli ortofosfati combinandoli con gli ioni ferrici con un rapporto molare 1:1, secondo la seguente reazione:



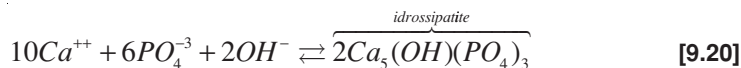
Analogamente a quanto accade con i sali di alluminio, esiste anche la seguente reazione “collaterale” con l'alcalinità naturale dell'acqua:



Anche in questo caso, per raggiungere rendimenti di abbattimento attorno al 75% e il 95% risulta necessario un dosaggio caratterizzato da rapporti ponderali tra $FeCl_3$ e P attorno a 3:1 ÷ 9:1. Per esempio, per un rendimento attorno all'85 ÷ 95%, su acque di scarico con 10 mg PO_4^-/l , risultano necessari circa:

$$(9 \text{ mg } FeCl_3 / \text{mg P}) \times (10 \text{ mg P} / l) = 90 \text{ mg } FeCl_3 / l.$$

La precipitazione del fosforo è anche ottenuta mediante l'utilizzo dell'idrossido di calcio $Ca(OH)_2$. La reazione di base è la seguente:



Anche in questo caso, la quantità di idrossido di calcio necessario non corrisponde a quella stechiometrica, sulla base del solo fosforo da precipitare. Infatti, intervengono altre reazioni, quale quella con i carbonati, che concorrono in maniera rilevante al consumo totale di calcio. In linea di massima, il dosaggio di idrossido di calcio varia tra i $200 \div 350 \text{ mg } Ca(OH)_2/\text{litro}$.

Nel dosaggio di sali di alluminio il pH ottimale di esercizio è compreso tra $5,5 \div 6,5$; mentre, nel dosaggio di sali di ferro (Fe^{+3}) i risultati migliori si ottengono per valori del pH compresi tra $4,5 \div 5$ che, nel caso di acque reflue urbane, è un valore difficilmente raggiungibile o poco compatibile con i trattamenti biologici. Dosaggi di idrossido di calcio, invece, raggiungono rimozioni molto elevate per valori del pH attorno a 9.

I sali di allume, di ferro e di calcio possono essere aggiunti direttamente durante la fase del processo biologico (*precipitazione contemporanea o coprecipitazione*), oppure venire immessi negli effluenti di tale processo prima che vengano avviati alla fase di sedimentazione finale (*postprecipitazione*). Nei processi di aerazione dei fanghi attivi, il coagulante può essere aggiunto durante la fase d'aerazione dei liquami miscelati. Sebbene il contenuto di protozoi nella flocculazione sia inferiore, il rendimento di abbattimento del BOD_5 non subisce alcuna influenza negativa. Nei filtri percolatori o nei trattamenti con contattori rotanti (dischi biologici), il coagulante viene solitamente miscelato agli effluenti prima della sedimentazione secondaria.

Nei trattamenti biochimici, la produzione di fanghi anidri è, a seconda del trattamento, del $30 \div 60\%$ superiore a quella che si registra senza aggiunta di additivi chimici. Un siffatto incremento è in parte dovuto all'aumentata purificazione degli effluenti, che avviene in virtù della coagulazione. Mentre, il volume dei fanghi aumenta di poco a causa della più elevata densità dei fanghi di natura biochimica. È per questo motivo che la precipitazione del fosforo richiede sempre un'attenta verifica, soprattutto per il dimensionamento dei reattori della linea fanghi a trattare tale carico aggiuntivo di solidi. In particolare, dall'esperienza sulla condizione di impianti di depurazione risulta che:

- il fango primario può peggiorare le sue caratteristiche di ispessimento per la presenza del precipitato di fosfato di alluminio;
- la presenza di sali di ferro o alluminio provoca una significativa riduzione della trattabilità per via anaerobica dei fanghi di supero;
- la disidratazione meccanica del fango di supero non sembra essere sostan-

Tipo di coagulante β :	Dosaggio [$mg\beta/litro$] (per rendimenti <i>abbattimento 85 ÷ 95%</i>)	pH ottimale	Dosaggio ^a [$mg\beta/mg P$] (per rendimenti <i>abbattimento 85 ÷ 95%</i>)
$Al_2(SO_4)_3$	130 ÷ 220	5,5 ÷ 6,5	13 ÷ 22
$FeCl_3$	30 ÷ 90	4,5 ÷ 5	3 ÷ 9
$Ca(OH)_2$	200 ÷ 350	+ 9	20 ÷ 35

^a Dosaggio [$mg \beta / mg P$] relativo a concentrazioni di fosforo da trattare di circa 10 $mg P/litro$.

Tabella 9.3 – Dosaggi orientativi [mg coagulante/ $mg P$] e pH ottimali per la rimozione del fosforo.

- zialmente influenzata dalla presenza di precipitati del fosforo;
- l'utilizzo di calce come agente precipitante comporta migliori caratteristiche di ispessimento e disidratazione dei fanghi; però, l'uso della calce comporta la formazione di incrostazioni di carbonato di calcio nelle tubazioni e nelle vasche di contatto e sugli stramazzi dei sedimentatori.

Riassumendo, i dosaggi e i valori del pH ottimali per i più comuni sali utilizzati per la rimozione del fosforo sono riassunti nella tabella 9.3.

Il trattamento di *postprecipitazione* presenta i più elevati rendimenti nella rimozione del fosforo (oltre il 95%), con concentrazioni di fosforo residuo di circa 0,5 $mg P/litro$. Inoltre, si ha il vantaggio di una notevole rimozione dei solidi sospesi che sfuggono dalla sezione di sedimentazione finale. I costi d'impianto risultano, però, elevati per la costruzione dei vari macchinari di miscelazione e per la presenza di vasche per la flocculazione e la sedimentazione.

Il trattamento di *precipitazione contemporanea* risulta agevolato dal continuo ricircolo dei fanghi dal sedimentatore secondario alla vasca a fanghi attivi. In questo modo, si può anche ridurre il consumo di reattivi chimici di circa la metà rispetto al trattamento di postprecipitazione. La miscelazione e la flocculazione dei reagenti è attuata direttamente nella vasca di ossidazione dagli stessi aeratori presenti. In questo caso, l'utilizzo dei coagulanti (solitamente alluminio o ferro) viene associato all'utilizzo di calce unicamente come correttivo del pH per non interferire con gli equilibri tra le biocenosi imputate al processo depurativo. I costi di impianto sono, pertanto, relativamente minori; ma i rendimenti di rimozione ottenibili sono più bassi (non oltre l'85%) di quelli della postprecipitazione, con concentrazioni residue di fosforo nell'effluente di circa 1 $mg P/litro$.

Inoltre, con la postprecipitazione si possono mantenere separati i fanghi biologici da quelli chimici, con il vantaggio di poterli trattare diversamente nelle sezioni di impianto successive. Nel caso della precipitazione contemporanea,

invece, i fanghi risultano miscelati e non possono essere trattati separatamente. Alcuni studiosi hanno messo in evidenza che il trattamento di precipitazione contemporanea, realizzabile senza problemi negli impianti a fanghi attivi di tipo classico, risulta più delicato quando si ha a che fare con impianti ad aerazione prolungata. Infatti, in tali impianti, a causa dei lunghi tempi di residenza idraulica e del ricircolo favorirebbero la risolubilizzazione dei fosfati di ferro e di alluminio dentro le vasche stesse. Pertanto, per ottenere i voluti rendimenti di abbattimento del fosforo, è necessario adottare le seguenti direttive:

- o maggiorare il dosaggio di reagenti chimici;
- o aumentare la frequenza di spillamento del fango di supero;
- o adottare direttamente il trattamento di postprecipitazione.

ESEMPIO 9.3

Si dimensiona la sezione di trattamento chimico per la rimozione del fosforo per un impianto di depurazione a fanghi attivi. Si ipotizzi che la concentrazione di fosforo, misurata nel refluo in arrivo dal condotto fognante, sia di 12 mg P/litro, tenendo conto anche delle punte. Si ipotizzi, inoltre, che da analisi chimiche su un impianto analogo esistente, sia risultato che il dosaggio di cloruro ferrico $FeCl_3$ (necessario per ottenere nell'effluente una concentrazione residua di fosforo dell'ordine di 1 mg P/litro) sia, nel peggiore dei casi, di 3 mg Fe^{+3} /mg P. Si utilizzi il trattamento di "postprecipitazione". I dati di progetto idraulici sono i seguenti:

- portata nera: $Q_n = 20 \text{ m}^3/\text{h}$;
- portata massima: $Q_{max} = 3 \times Q_n = 60 \text{ m}^3/\text{h}$.

Soluzione. Occorre dimensionare la fase di *miscelazione rapida*, la fase di *flocculazione* e la fase di *sedimentazione*. Utilizzando reagenti di tipo metallico (ferro e alluminio) la massima efficacia coagulante si ottiene quando i reagenti chimici vengono messi a contatto con la fase liquida per un tempo attorno ai 20 ÷ 60 secondi. Oltre i due minuti circa, si ottiene l'effetto opposto, perché i fiocchi già formati tendono a disgregarsi.

Calcolo vasca di miscelazione rapida. Si adotta un tempo medio di circa $t_H = 20 \text{ s}$ sulla portata idraulica massima prevedibile:

$$\begin{aligned} V_{misc} [m^3] &= t_H [s] \times Q_{max} [m^3/h] / (3600 \text{ s/h}) = \\ &= (20 \text{ s}) \times (60 \text{ m}^3/h) / (3600 \text{ s/h}) \approx \\ &\approx 0,34 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

Si adotta una vasca a pianta quadrata (miscelazione completa) delle seguenti dimensioni interne $0,70\text{ m} \times 0,70\text{ m}$ e con un'altezza liquida di $0,70\text{ m}$. Risulta, quindi, un volume utile pari a:

$$V_{\text{misc eff}} [\text{m}^3] = 0,70\text{ m} \times 0,70\text{ m} \times 0,70\text{ m} = 0,343\text{ m}^3 > 0,24\text{ m}^3.$$

Il tempo effettivo di miscelazione risulta, sulla portata massima:

$$\begin{aligned} t_{H \text{ eff min}} [\text{s}] &= V_{\text{misc eff}} [\text{m}^3] \times (3600\text{ s/h}) / Q_{\text{max}} [\text{m}^3/\text{h}] = \\ &= (0,343\text{ m}^3) \times (3600\text{ s/h}) / (60\text{ m}^3/\text{h}) = \\ &\approx 21\text{ s}. \end{aligned}$$

Il tempo effettivo di miscelazione, sulla portata nera, risulta:

$$\begin{aligned} t_{H \text{ eff medio}} [\text{s}] &= V_{\text{misc eff}} [\text{m}^3] \times (3600\text{ s/h}) / Q_n [\text{m}^3/\text{h}] = \\ &= (0,343\text{ m}^3) \times (3600\text{ s/h}) / (20\text{ m}^3/\text{h}) = \\ &\approx 62\text{ s}. \end{aligned}$$

Entrambi i tempi di contatto sono accettabili; quindi, in tutto il campo di variazione della portata, il comparto di miscelazione rapida può considerarsi ben proporzionato. Il tempo medio di miscelazione può considerarsi pari a $(21\text{ s} + 62\text{ s})/2 \approx 41\text{ s}$.

Dimensionamento dei miscelatori meccanici. Per il dimensionamento dei miscelatori si possono considerare i seguenti dati di riferimento, dedotti dall'esperienza:

Tempo medio di contatto in miscelazione (<i>secondi</i>)	Potenza specifica W/m^3 ($10^\circ\text{C} \div 20^\circ\text{C}$)
20	950 ÷ 1400
30	800 ÷ 1200
40	500 ÷ 700
> 40	400 ÷ 550

Per sicurezza, adottando un tempo di miscelazione medio di $30 \div 40$ secondi, in base ai valori riportati in tabella, si può assumere una potenza specifica di miscelazione variabile tra:

$$p = 500 \div 1200\text{ W/m}^3.$$

Per cui la potenza di miscelazione trasmessa alla massa liquida da trattare risulta compresa tra i seguenti valori:

$$\begin{aligned} P_u &= (500 \div 1200 \text{ W/m}^3) \times V_{\text{misc eff}} [\text{m}^3] = \\ &= (500 \div 1200 \text{ W/m}^3) \times (0,343 \text{ m}^3) \approx 172 \div 412 \text{ W} = \\ &= 0,17 \div 0,41 \text{ kW}. \end{aligned}$$

AmMESSO un rendimento del gruppo motore-riduttore di circa lo 0,80, la potenza elettrica assorbita ai morsetti del motore risulta compresa tra:

$$\begin{aligned} P_{\text{eff}} &= P_u / 0,80 = (0,17 \div 0,41 \text{ kW}) / (0,80) \approx \\ &\approx 0,21 \div 0,51 \text{ kW}. \end{aligned}$$

Per sicurezza, quindi, si prevede una potenza installata pari a:

$$P_{\text{inst}} = 1,4 \times P_{\text{eff}} = 1,4 \times (0,51 \text{ kW}) \approx 0,71 \text{ kW}.$$

Una tale potenza installata permette all'agitatore di soddisfare anche l'esigenza di una miscelazione in condizioni di punta (portata massima con temperatura minima di 10°C). Infatti, in tali condizioni si rende necessaria una potenza utile trasmessa al liquido pari a (vedere dati riportati in tabella):

$$\begin{aligned} P_{\text{utile punta}} &= (1400 \text{ W/m}^3) \times V_{\text{misc eff}} [\text{m}^3] = \\ &= (1400 \text{ W/m}^3) \times (0,343 \text{ m}^3) \approx 480 \text{ W} = \\ &\approx 0,5 \text{ kW}. \end{aligned}$$

Con rendimento 0,80 del motore-riduttore, la potenza installata può assorbire la potenza necessaria in condizioni di punta:

$$P_{\text{ass punta}} = P_{\text{utile punta}} / 0,80 = (0,5 \text{ kW}) / (0,80) = 0,625 \text{ kW} < P_{\text{inst}} = 0,71 \text{ kW}.$$

Dosaggio reagenti chimici. Il dosaggio di reagente chimico, ricavato da prove di laboratorio su impianti analoghi, è stato fissato pari a:

$$3 \text{ mg Fe}^{+3} / \text{mg P}.$$

Essendo, la concentrazione di fosforo nel refluo pari a: 12 mg P/litro, si deve dosare un quantitativo di reagente pari a (3 parti di Fe⁺³ per 1 parte di fosforo):

$$Q_{\text{Fe}} [\text{mg/l}] = (3 \text{ mg Fe}^{+3} / \text{mg P}) \times (12 \text{ mg P/litro}) = 36 \text{ mg Fe}^{+3} / \text{litro}.$$

In termini di $kg Fe^{+3}/d$ si ha:

$$Q_{Fe} [kg Fe^{+3}/d] = [(36 \text{ mg } Fe^{+3}/litro) \times (10^6 \text{ mg/kg})^{-1}] \times (1000 \text{ litri/m}^3) \times Q_n [m^3/d];$$

ovvero, sostituendo i valori numerici:

$$Q_{Fe} [kg Fe^{+3}/d] = [(36 \text{ mg } Fe^{+3}/litro) \times (10^6 \text{ mg/kg})^{-1}] \times (1000 \text{ litri/m}^3) \times (20 \text{ m}^3/h) = 0,72 \text{ kg } Fe^{+3}/d.$$

Considerando che, dal punto di vista stechiometrico, ad 1 kg di Fe^{+3} corrispondono 2,90 kg di $FeCl_3$, la relativa portata di cloruro ferrico puro (reagente chimico) risulta:

$$Q_{FeCl_3} [kg/d] = (2,90 \text{ kg di } FeCl_3/1 \text{ kg di } Fe^{+3}) \times (0,72 \text{ kg } Fe^{+3}/d) \approx 2,1 \text{ kg di } FeCl_3/d.$$

Nota: si potevano utilizzare direttamente – per una stima di massima – i valori di riferimento riportati nella tabella 9.3. Infatti, valutata la portata complessiva di fosfati da trattare:

$$Q_P [kg P/d] = [(12 \text{ mg } P/litro) \times (10^6 \text{ mg/kg})^{-1}] \times (1000 \text{ litri/m}^3) \times Q_n [m^3/d] = [(12 \text{ mg } P/litro) \times (10^6 \text{ mg/kg})^{-1}] \times (1000 \text{ litri/m}^3) \times (20 \text{ m}^3/h) = 0,24 \text{ kg } P/d.$$

si rende necessario (da tabella) un dosaggio di $FeCl_3$ puro (comprese le punte) pari a:

$$Q_{FeCl_3} [kg/d] = (9 \text{ kg } FeCl_3/1 \text{ kg } P) \times (0,24 \text{ kg } P/d) \approx 2,16 \text{ kg di } FeCl_3/d.$$

Impiegando una soluzione commerciale di $FeCl_3$ al 40% in peso, risulta un consumo giornaliero di tale soluzione pari a:

$$Q_{sol\ 40\%} = Q_{FeCl_3} [kg/d] \times (40 \text{ kg } FeCl_3/100 \text{ kg soluzione})^{-1} = (2,1 \text{ kg } FeCl_3/d)/(40 \text{ kg } FeCl_3/100 \text{ kg soluzione}) \approx 5,3 \text{ kg soluzione/d}.$$

In termini di litri/h risulta:

$$Q_{sol\ 40\%} = (5,3 \text{ kg soluzione/d})/(1 \text{ litro/kg}) = 5,3 \text{ litri/d} = (5,3 \text{ litri/d})/(24 \text{ h/d}) \approx 0,22 \text{ litri/h}.$$

I dispositivi dosatori dovranno essere settati in funzione dell'entità della portata in arrivo, in modo da distribuire in maniera opportuna i reagenti.

Dimensionamento vasca di flocculazione. Nella fase di flocculazione, quando si utilizzino reagenti con ioni metallici (ferro o alluminio) si adottano tempi di detenzione idraulica di circa $20 \div 30$ minuti, valutati sulla portata massima (portata di punta). Se come reagente si usa la calce, la fase di flocculazione può anche mancare. In tal caso, si adotta un'unica vasca per miscelazione rapida e coagulazione con tempi di detenzione attorno ai $5 \div 10$ minuti, valutati sulla portata massima.

Adottando un tempo di detenzione idraulica di circa $t_H = 25$ min, risulta un volume utile:

$$\begin{aligned} V_{floc} [m^3] &= t_H [min] \times Q_{max} [m^3/h] / (60 \text{ min/h}) = \\ &= (25 \text{ min}) \times (60 \text{ m}^3/h) / (60 \text{ min/h}) = \\ &= 25 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

Si adotta una vasca a pianta quadrata – per impianti molto grandi la vasca viene suddivisa, al suo interno, in un numero sufficiente di sottovasche in serie (stadi) con possibilità di parzializzazione – con altezza liquida di circa $h_w = 3,0$ m. Risulta una superficie interna in pianta di:

$$S_{floc} [m^2] = V_{floc} [m^3] / h_w = (25 \text{ m}^3) / (3,0 \text{ m}) \approx 8,34 \text{ m}^2.$$

Si adotta un lato interno di $3,0$ m, ottenendo una superficie in pianta (interna) di:

$$S_{floc \text{ eff}} [m^2] = 3,0 \text{ m} \times 3,0 \text{ m} = 9,0 \text{ m}^2.$$

Il volume utile effettivo risulta:

$$V_{floc \text{ eff}} [m^3] = S_{floc \text{ eff}} [m^2] \times h_w = (9,0 \text{ m}^2) \times (3,0 \text{ m}) = 27,0 \text{ m}^3.$$

Il relativo tempo di detenzione idraulica in vasca, sulla portata di punta, risulta:

$$\begin{aligned} t_{H \text{ eff}} [min] &= (60 \text{ min/h}) \times V_{floc \text{ eff}} [m^3] / Q_{max} [m^3/h] = \\ &= (60 \text{ min/h}) \times (27,0 \text{ m}^3) / (60 \text{ m}^3/h) = \\ &= 27 \text{ min}. \end{aligned}$$

Calcolo potenza di miscelazione. Le potenze di miscelazione nella fase di flocculazione risultano minori rispetto a quelle della fase di miscelazione rapida. In linea di massima, si adottano valori di circa $1,5 \text{ W/m}^3$, con reagenti metallici; mentre, si arriva fino a

circa 9 W/m^3 quando si utilizza la calce. La potenza utile di miscelazione risulta, quindi:

$$\mathcal{P}_{misc} = (1,5 \text{ W/m}^3) \times V_{floc\text{ eff}} [\text{m}^3] = (1,5 \text{ W/m}^3) \times (27,0 \text{ m}^3) = 40,5 \text{ W}.$$

La potenza installata è:

$$\mathcal{P}_{inst} = 1,4 \times \mathcal{P}_{misc} = 1,4 \times (40,5 \text{ W}) = 57 \text{ W} \approx 0,057 \text{ kW}.$$

Dimensionamento fase di sedimentazione. La fase di sedimentazione dei solidi coagulati dipende dal tipo di reagenti utilizzati. In generale, in linea orientativa, si possono considerare i seguenti carichi idraulici superficiali massimi, valutati facendo riferimento alla portata idraulica massima:

Tipo di reagente utilizzato:	Carico idraulico superficiale max [m/h] (sulla portata max)
Sali di alluminio	0,80
Sali di ferro	1,20
Calce	2,40

La profondità media del liquido in vasca si aggira attorno ai $2,50 \div 4,50 \text{ m}$. I tempi di detenzione idraulici, sulla portata di punta, sono compresi fra le $2 \div 4 \text{ ore}$. La portata specifica allo stramazzo, con riferimento alla portata di punta, deve presentare valori attorno a $4 \div 25 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{ml}$. Valori alti per la portata specifica allo stramazzo sono ammessi solo se, nel trattamento, si è utilizzata la calce.

Si fissi un tempo di detenzione idraulico, sulla portata di punta, pari a $t_H = 2,5 \text{ h}$. Il volume utile per la vasca di sedimentazione risulta:

$$V_{sed} [\text{m}^3] = t_H [\text{h}] \times Q_{max} [\text{m}^3/\text{h}] = (2,5 \text{ h}) \times (60 \text{ m}^3/\text{h}) = 150 \text{ m}^3.$$

Avendo utilizzato sali di ferro, si adotta un carico idraulico superficiale massimo di circa:

$$C_{is\ max} = 1,10 \text{ m/h} = 1,10 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^2 < 1,20 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^2 \text{ (tabella in alto)}.$$

La superficie minima in pianta (interna) risulta:

$$S_{min} [\text{m}^2] = Q_{max} [\text{m}^3/\text{h}] / C_{is\ max} [\text{m}^3/\text{h} \times \text{m}^2] = (60 \text{ m}^3/\text{h}) / (1,10 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^2) = 54,55 \text{ m}^2.$$

Si utilizza una vasca a pianta circolare di diametro interno pari a:

$$D_{int} [m] = 8,50 m$$

risulta una superficie in pianta (interna) effettiva di:

$$S_{eff} [m^2] = (\pi/4) \times D_{int}^2 = 56,72 m^2 > 54,55 m^2.$$

Adottando un'altezza liquida $h_w = 3,0 m$, il relativo volume effettivo (utile) risulta:

$$V_{sed\ eff} [m^3] = S_{eff} [m^2] \times h_w [m] = (56,72 m^2) \times (3,0 m) = 170,16 m^3 > 150 m^3.$$

L'effettivo tempo di residenza idraulica sulla portata massima risulta:

$$t_{H\ eff} [h] = V_{sed\ eff} [m^3] / Q_{max} [m^3/h] = (170,16 m^3) / (60 m^3/h) \approx 2,8 h.$$

Tale valore si mantiene nell'intervallo di tempo consigliato di $2 \div 4 h$.

Verifica portata specifica allo stramazzo. Coerentemente con quanto visto a proposito della sedimentazione (Parte V), si fissa un valore massimo della portata specifica allo stramazzo pari a $q_{stram} = 7 m^2/h \times ml$. Risulta una lunghezza complessiva dello stramazzo di:

$$L_{stram} = Q_{max} [m^3/h] / q_{stram} = (60 m^3/h) / (7 m^2/h \times ml) \approx 8,57 ml.$$

Si utilizza una singola canaletta, disposta radialmente dal centro della vasca verso la periferia, (lunghezza di circa $4,25 ml$) e a doppio stramazzo. Risulta una lunghezza lineare disponibile allo stramazzo di:

$$L \approx (4,25 ml) \times (2\ stramazzi/canaletta) = 8,50 ml/canaletta.$$

La lunghezza disponibile si ritiene sufficientemente accettabile.

9.1.5 LA PRODUZIONE DI FANGO DI SUPERO CON I TRATTAMENTI CHIMICI

L'utilizzo dei reagenti chimici comporta un enorme aggravio dei solidi nel fango di supero, rispetto ai soli trattamenti biologici. Questo è dovuto principalmente a due motivi:

- ai solidi presenti originariamente nei liquami si aggiungono i solidi presenti nei reattivi chimici utilizzati;
- a causa degli effetti chimici dei reattivi nel refluo, le sostanze organiche presenti nei liquami grezzi non subiscono interamente quelle reazioni metaboliche tipiche dei processi biologici.

All'atto pratico, è abbastanza difficile fare delle previsioni sui quantitativi di fango prodotti in un impianto con trattamenti chimici. In ogni caso, si possono utilizzare, come puro orientamento, i dati riportati nella tabella 9.4 che riporta il valore del contenuto percentuale di solidi totali nel fango prodotto.

Una valutazione precisa della quantità di solidi prodotta può essere effettuata solo a valle di prove sperimentali con impianto pilota. In linea di massima, per un dimensionamento in sicurezza dei reattori della linea fanghi, si può assumere un incremento della produzione dei fanghi, per trattamento chimico, pari al 40% ÷ 60% di quello prodotto senza l'utilizzo di reagenti chimici.

In generale, dimensionare i digestori tenendo conto di buoni margini di sicurezza sulle punte di fango prevedibili non contrasta mai con la buona efficienza del processo di stabilizzazione. Infatti, un'adeguata capacità di accumulo dei fanghi risulta sempre di grande utilità durante l'esercizio dell'impianto.

Parametro di riferimento		Tipo di trattamento			
		Sedimentazione semplice	Trattamento chimico		
			mg/l di $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 30 ÷ 500	mg/l di Al^{+++} 12 ÷ 25	mg/l di Fe^{+++} 20 ÷ 30
Contenuto % solidi	Valore medio	5,25	11,1	1,2	2,25
	Campo variazione	5,0 ÷ 5,5	3,0 ÷ 19,5	0,4 ÷ 2,0	1,0 ÷ 4,5
% fango sul liquido trattato	Valore medio	0,44	0,89	2,3	2,2
	Campo variazione	0,36 ÷ 0,50	3,0 ÷ 19,5	1,0 ÷ 3,6	0,9 ÷ 3,8

(Fonte) Dati dal testo: "Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal"; U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, TECHNOLOGY TRANSFER.

Tabella 9.4 – Stime produzione fango di supero di trattamenti chimici rispetto a vasche a semplice sedimentazione.

ESEMPIO 9.4

Valutare l'ordine di grandezza della produzione di fango di supero dell'impianto considerato nell'esempio 9.3.

Soluzione. Come puro orientamento, si possono utilizzare i dati riportati nella tabella 9.4. Il reagente utilizzato è il cloruro ferrico $FeCl_3$. Il dosaggio di $FeCl_3$ utilizzato (esempio 9.3) è di circa: $Q_{Fe} = 36 \text{ mg } Fe^{+3}/\text{litro}$. Si ritengono validi i dati riportati nella tabella 9.4. Pertanto, si adottano i seguenti dati di progetto:

- volume del fango di supero pari al: 2,2% del volume liquido trattato;
- contenuto di solidi nel fango: 2,25%.
- la portata idraulica (media) trattata è: $Q_n = 20 \text{ m}^3/\text{h}$.

In virtù dei dati orientativi in tabella, il volume del fango di supero prodotto risulta:

$$V_{fango} [m^3 / d] = \frac{2,2\%}{100} \times Q_n [m^3 / h] \times (24 \text{ h} / d)$$

sostituendo i valori numerici:

$$V_{fango} [m^3 / d] = \frac{2,2\%}{100} \times (20 \text{ m}^3 / h) \times (24 \text{ h} / d) \approx 11 \text{ m}^3 / d.$$

Con un contenuto in solidi nel fango $S\%$ del 2,25%, risulta un peso di solidi prodotto giornalmente pari a:

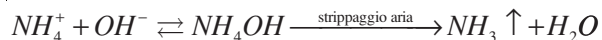
$$P_{fango} [kg \text{ SS} / d] = \frac{V_{fango} [m^3 / d] \times S\% \times (1000 \text{ kg} / m^3)}{100}$$

$$P_{fango} [kg \text{ SS} / d] = \frac{(11 \text{ m}^3 / d) \times 2,25\% \times (1000 \text{ kg} / m^3)}{100} \approx 250 \text{ kg SS} / d.$$

Osservazioni. Tramite i dati riportati nella tabella 9.4, la produzione di fango risulta direttamente dipendente dalla portata liquida trattata e quindi dal valore del carico idraulico specifico adottato (C_{is} [litri/d \times ab]).

9.1.6 ELIMINAZIONE CHIMICA DELL'AZOTO PER STRIPPAGGIO MEDIANTE ARIA

L'ammoniaca può estrarsi dal refluo mantenendo il pH di quest'ultimo su valori attorno ad 11, mediante la reazione:



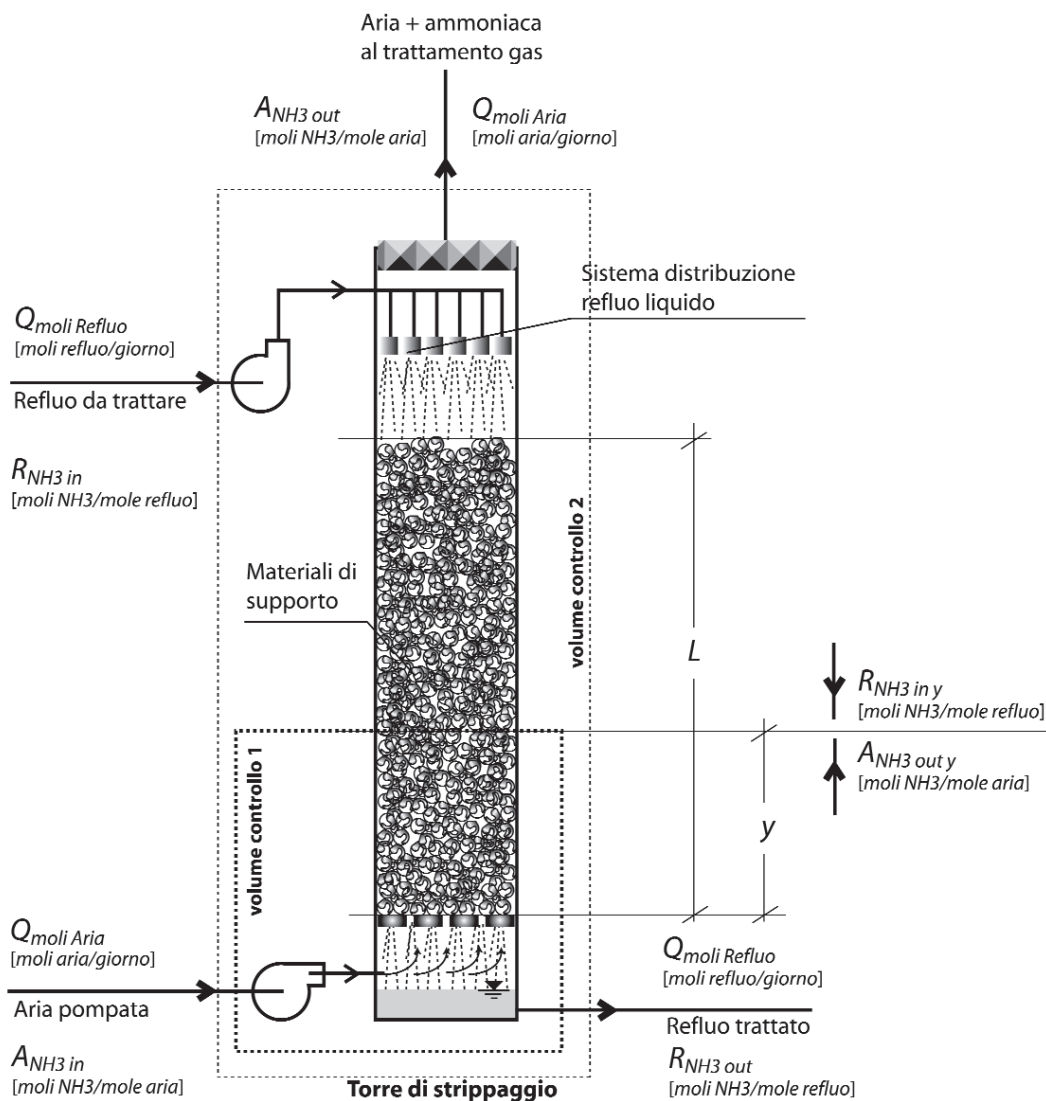
Dopo la precipitazione mediante aggiunta di calce, il refluo viene pompato all'interno di una torre di raffreddamento per essere poi portato a contatto, contro corrente, con un'opportuna portata di aria, allo scopo di estrarre l'ammoniaca dalla fase liquida. In generale, se si mantiene una pH di circa 11,5 e le condizioni si mantengono favorevoli, trattando $1 m^3$ di refluo con circa $2'000 \div 4'000 m^3$ di aria è possibile ottenere dal processo di "strippaggio" rendimenti di eliminazione dell'azoto ammoniacale che possono raggiungere anche un 95%. Tramite lo strippaggio con aria, si riesce ad eliminare dalle acque anche alcuni composti organici di natura volatile.

Il processo di strippaggio con aria presenta tuttavia alcune difficoltà di ordine tecnico che ne riducono le possibilità di applicazione. L'esperienza accumulata usando torri di raffreddamento ha permesso di focalizzare due grossi problemi di funzionamento:

- con basse temperature della fase liquida trattata, il rendimento di abbattimento dell'ammoniaca diminuisce in virtù della sua maggiore solubilizzazione e conseguenti incrostazioni sulle parti interne della torre;
- formazione di ghiaccio, durante i periodi invernali.

La procedura per il calcolo della portata d'aria necessaria per lo strippaggio dell'ammoniaca da un refluo si ricava per mezzo delle equazioni di conservazione delle masse (aria e refluo) che entrano in contatto all'interno della torre. Come riportato nella figura 9.3, il processo di trattamento interessa una portata di aria e una portata di refluo. In particolare, una corrente ascensionale di aria (aria ambiente) viene pompata all'interno dei meati esistenti per la presenza dei materiali di supporto sintetici. All'interno di questi meati e sui supporti stessi avviene, per gradi, la diffusione dell'ammoniaca dal refluo liquido all'aria. Il refluo, durante il trattamento, percola per gravità lungo i materiali di supporto fino alla vasca di raccolta, sul fondo della torre. Viceversa l'aria, durante il suo moto ascensionale, si arricchisce di ammoniaca fino alla saturazione; accumulandosi sulla sommità della torre da dove viene, poi, incanalata in una tubazione che la porta nella sezione di trattamento dei gas esausti.

Dallo schema di figura 9.3, se si immagina di "tagliare" la torre ad un'altezza "y" del mezzo di supporto e si considera l'equazione di bilancio delle masse (in termini di moli) che entrano in contatto, si può osservare che deve essere:



Bilancio masse volume controllo 1: **MASSE IN INGRESSO** = **MASSE IN USCITA**

$Q_{\text{moli Aria}} \times A_{\text{NH}_3 \text{ in}} + Q_{\text{moli Refluo}} \times R_{\text{NH}_3 \text{ in } y} =$
$= Q_{\text{moli Aria}} \times A_{\text{NH}_3 \text{ out } y} + Q_{\text{moli Refluo}} \times R_{\text{NH}_3 \text{ out}}$

Figura 9.3 – Schema di torre di stripping dell'ammoniaca da un refluo.

$$\text{Masse in ingresso} = \text{Masse in uscita.} \quad [9.20]$$

Ovvero tradotta in termini di moli di ammoniaca entranti e uscenti, si ha:

$$\begin{aligned} & \overbrace{Q_{\text{moli Aria}}^{\text{[moli aria/d]}}} \times \overbrace{A_{\text{NH}_3 \text{ in}}^{\text{[moli NH}_3\text{/moli aria]}}} + \overbrace{Q_{\text{moli Refluo}}^{\text{[moli refluo/d]}}} \times \overbrace{R_{\text{NH}_3 \text{ in y}}^{\text{[moli NH}_3\text{/moli refluo]}}} = \\ & = \overbrace{Q_{\text{moli Aria}}^{\text{[moli aria/d]}}} \times \overbrace{A_{\text{NH}_3 \text{ out y}}^{\text{[moli NH}_3\text{/moli aria]}}} + \overbrace{Q_{\text{moli Refluo}}^{\text{[moli refluo/d]}}} \times \overbrace{R_{\text{NH}_3 \text{ out}}^{\text{[moli NH}_3\text{/moli refluo]}}} \end{aligned} \quad [9.21]$$

Analogamente, considerando il bilancio della massa di ammoniaca (in termini di moli entranti e uscenti dal volume di controllo 2), si può scrivere:

$$\begin{aligned} & (Q_{\text{moli Aria}} \times A_{\text{NH}_3 \text{ in}}) + (Q_{\text{moli Refluo}} \times R_{\text{NH}_3 \text{ in}}) = \\ & = (Q_{\text{moli Aria}} \times A_{\text{NH}_3 \text{ out}}) + (Q_{\text{moli Refluo}} \times R_{\text{NH}_3 \text{ out}}). \end{aligned} \quad [9.22]$$

Se si ipotizza che la concentrazione di ammoniaca nell'aria entrante sia nulla (aria pulita, prelevata dall'ambiente esterno), allora si dovrà porre:

$$A_{\text{NH}_3 \text{ in}} = 0 \text{ moli NH}_3 / \text{moli aria.} \quad [9.23]$$

Sostituendo l'equazione 9.23 nell'equazione 9.22 si ottiene la relazione:

$$A_{\text{NH}_3 \text{ out}} = \frac{Q_{\text{moli Refluo}}}{Q_{\text{moli Aria}}} \times (R_{\text{NH}_3 \text{ in}} - R_{\text{NH}_3 \text{ out}}). \quad [9.24]$$

In condizioni stazionarie, si può supporre che la concentrazione di ammoniaca presente nel refluo all'entrata della torre ($R_{\text{NH}_3 \text{ in}}$) sia in equilibrio con la concentrazione di ammoniaca nell'aria saturo che esce dalla torre ($A_{\text{NH}_3 \text{ out}}$). Infatti, si può supporre l'equilibrio chimico, in condizioni stazionarie, perché il refluo entrante e l'aria uscente sono tra loro in continuo contatto, nella parte sommitale della torre. Pertanto, sfruttando la nota *legge di Henry*, si può scrivere:

$$A_{\text{NH}_3 \text{ out}} = \frac{H_{\text{NH}_3}(T^\circ\text{C})}{P_{\text{tot}}} \times R_{\text{NH}_3 \text{ in}}; \quad [9.25]$$

dove:

- H_{NH_3} è la costante di *Henry* dell'ammoniaca, il cui valore dipende dalla particolare temperatura di esercizio $T^\circ\text{C}$;
- P_{tot} è la pressione totale (assoluta) all'interno dei meati della torre: solitamente pari proprio alla pressione atmosferica: $1,0 \text{ atm}$.

Combinando assieme le equazioni 9.24 e 9.25 si ottiene la seguente relazione:

$$\frac{Q_{\text{moli Aria}}}{Q_{\text{moli Refluo}}} = \frac{P_{\text{tot}}}{H_{\text{NH}_3}(T^{\circ}\text{C})} \times \frac{R_{\text{NH}_3 \text{ in}} - R_{\text{NH}_3 \text{ out}}}{R_{\text{NH}_3 \text{ in}}} \quad [9.26]$$

Quest'ultima equazione – nota la portata (molare) del reflu, la temperatura di esercizio, e le concentrazioni (molari) di ammoniaca nel reflu, in entrata e in uscita dalla torre – permette di valutare il minimo rapporto tra le portate molari (per unità di tempo) necessarie per il processo. Questo equivale ad aver considerato un rendimento di processo pari al 100%. In realtà, a parità di portata molare di reflu, la relativa portata molare di aria risulterà maggiore, in virtù del rendimento effettivo del processo ($\eta < 100\%$).

ESEMPIO 9.5

Determinare la quantità minima (teorica) di aria alla temperatura di esercizio, necessaria in una torre di strippaggio, per ridurre in un reflu la concentrazione di ammoniaca (NH_3) da 35 mg NH_3 /litro a 1 mg NH_3 /litro. Si adottino i seguenti dati di progetto:

- portata idraulica media del reflu liquido: $Q_n = 3500 \text{ m}^3/\text{d};$
- pH mantenuto chimicamente nel reflu pari a: $\text{pH} \approx 11;$
- pressione totale assoluta nella torre di strippaggio: $P_{\text{tot}} = 1,0 \text{ atm};$
- temperatura media di esercizio: $T = 20^{\circ}\text{C};$
- costante di Henry a 20°C per NH_3 : $H_{\text{NH}_3} = 0,75 \text{ (atm)} \times \text{(moli H}_2\text{O/mole aria)}.$

Si valuti, inoltre, la portata di aria supponendo che il rendimento effettivo del processo all'interno della torre sia pari al 75%.

Soluzione. Come si è visto al paragrafo 9.1.6, i bilanci delle masse entranti ed uscenti dalla torre sono espressi in termini di portate molari e frazioni molari. A tal proposito, si approfitta nel ricordare che la “frazione molare di un composto” è una particolare unità di concentrazione, indipendente dalla temperatura.

La frazione molare esprime il rapporto fra il numero di moli^(9.3) rispettivamente del soluto (in questo caso, NH_3) e del solvente (in questo caso, aria o reflu liquido) e il numero di moli totali (moli solvente + moli soluto). Il numero di moli n_A di un composto “A” si calcola, invece, da rapporto dei grammi del composto “A” per il suo relativo peso molecolare (in grammi). Ad esempio, la massa (in grammi) di 1 mole di NH_3 (peso molecolare di NH_3

^{9.3} Una “mole” di un composto contiene $6,02 \times 10^{23}$ unità elementari. La massa (in grammi) di una mole di un dato composto “A” è uguale al peso molecolare (espresso in grammi) del composto “A”. Il composto “A” può essere un'atomo, uno ione, una molecola.

in grammi) si calcola come:

$$\begin{aligned} 1 \text{ mole di } NH_3 &= \{[(\text{peso atomico } N) + 3 \times (\text{peso atomico } H)] \text{ g/mole}\} \times (10^3 \text{ mg/g}) = \\ &= \{[(14 \text{ g}) + 3 \times (1 \text{ g})] \text{ g/mole}\} \times 10^3 \text{ mg/g} = \{17 \text{ g/mole}\} \times 10^3 \text{ mg/g} = \\ &= 17 \times 10^3 \text{ mg/mole}. \end{aligned}$$

I milligrammi di ammoniaca che entrano giornalmente nella torre, in soluzione con il refluo liquido, sono per ipotesi:

$$Q_{NH_3} [\text{mg/d}] = 35 \text{ mg } NH_3/\text{litro}.$$

Pertanto, il numero di moli $(n_{NH_3})_{in}$ dell' NH_3 nel refluo, che entrano giornalmente nella torre, si calcola:

$$(n_{NH_3})_{in} = \frac{(35 \text{ mg } NH_3 / l)}{(17 \times 10^3 \text{ mg / mole})} \approx 2,059 \times 10^{-3} \text{ moli / l}.$$

Analogamente, le moli di acqua, in arrivo con il refluo, si calcolano sapendo che 1 mole di H_2O corrisponde a 18 g, e che in 1 litro di acqua ci sono 1000 g di H_2O . Di conseguenza, le moli di acqua in 1 litro di refluo sono:

$$n_{H_2O} = \frac{(1000 \text{ g } H_2O / l)}{(18 \text{ g / mole})} \approx 55,56 \text{ moli / l}.$$

Pertanto, per definizione di frazione molare con solvente la fase acquosa del refluo, si ha (caso particolare dell' NH_3):

$$R_{NH_3} = \frac{n_{NH_3}}{n_{tot}} = \frac{n_{NH_3}}{n_{H_2O} + n_{NH_3}}.$$

Tramite questa espressione, si calcolano le concentrazioni molari dell'ammoniaca nel refluo liquido all'entrata e all'uscita della torre. Risulta, rispettivamente:

molli di ammoniaca entranti per mole di refluo liquido

$$\begin{aligned} R_{NH_3, in} &= \frac{(n_{NH_3})_{in}}{n_{H_2O} + (n_{NH_3})_{in}} = \\ &= \frac{2,059 \times 10^{-3} \text{ moli / l}}{(55,56 \text{ moli / l}) + (2,059 \times 10^{-3} \text{ moli / l})} \approx 3,71 \times 10^{-5} \text{ moli } NH_3 / \text{mole } H_2O. \end{aligned}$$

Trasformando le moli dell'aria e dell'acqua, rispettivamente, in termini di litri aria e acqua si ha:

– per l'aria a $T = 20^{\circ}\text{C}$:

$$1,3 \text{ mole aria} \times (24,1 \text{ litri aria/mole aria}) = 31,33 \text{ litri aria};$$

– per l'acqua:

$$(1,0 \text{ mole } \text{H}_2\text{O}) \times (18 \text{ g } \text{H}_2\text{O/mole } \text{H}_2\text{O}) / (10^3 \text{ g } \text{H}_2\text{O/litro } \text{H}_2\text{O}) = 0,018 \text{ litri } \text{H}_2\text{O}.$$

Trasformando il rapporto delle portate molari in portate volumiche (in termini di litri) si ha:

$$\frac{Q_{\text{Aria}}}{Q_{\text{Refluo}}} = \frac{31,33 \text{ litri aria}}{0,018 \text{ litri acqua}} \approx 1741 \frac{\text{litri aria}}{\text{litri acqua}} = 1741 \frac{\text{m}^3 \text{ aria}}{\text{m}^3 \text{ acqua}}.$$

Essendo la portata di acqua reflua pari a $Q_n = 3500 \text{ m}^3 \text{ acqua/d}$, la portata d'aria minima è:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Aria}} &= \left(1741 \frac{\text{m}^3 \text{ aria}}{\text{m}^3 \text{ acqua}} \right) \times Q_{\text{Refluo}} = \\ &= \left(1741 \frac{\text{m}^3 \text{ aria}}{\text{m}^3 \text{ acqua}} \right) \times \frac{(3500 \text{ m}^3 \text{ acqua} / \text{d})}{(1440 \text{ min} / \text{d})} \approx 4232 \text{ m}^3 \text{ aria} / \text{min}. \end{aligned}$$

Questo valore della portata d'aria è il minimo quantitativo d'aria necessaria per un rendimento del processo pari al 100%. Assumendo,^(†) come supposto, un rendimento di processo del 75%, la portata effettiva di aria da pompare nella torre è:

$$Q_{\text{Aria eff}} = \frac{Q_{\text{Aria}}}{\eta} = \frac{4232 \text{ m}^3 \text{ aria} / \text{min}}{0,75} \approx 5650 \text{ m}^3 \text{ aria} / \text{min}.$$

Osservazioni. Nel computo delle moli di ammoniaca presenti nel refluo, all'entrata e all'uscita della torre, ci si è espressi in termini di "moli NH_3 /mole di H_2O "; in quanto, le moli totali ($n_{\text{tot}} = n_{\text{H}_2\text{O}} + n_{\text{NH}_3}$), in questo esempio, coincidono praticamente con le moli della sola acqua del refluo. Infatti:

$$n_{\text{H}_2\text{O}} \gg n_{\text{NH}_3 \text{ in}} > n_{\text{NH}_3 \text{ out}}.$$

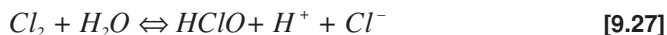
E quindi si può ritenere, senza sensibili errori: $n_{\text{tot}} \approx n_{\text{H}_2\text{O}}$.

^(†) Per ulteriori dettagli sul dimensionamento dell'altezza "L" della torre (fig. 9.3), consultare il testo: "Hazardous Waste Management"; LAGREGA; BUCKINGAM; EVANS; MacGraw Hill; 1994; (Capitolo 9 "Physico-Chemical Processes").

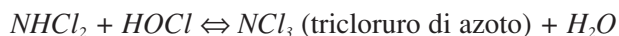
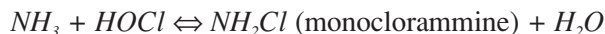
9.1.7 CLORAZIONE AL PUNTO DI SCISSIONE (“BREAK POINT”)

La dizione di “*clorazione al break point*” viene utilizzata per descrivere quel particolare processo chimico che si verifica quando un sufficiente dosaggio di cloro molecolare Cl_2 viene somministrato per ossidare completamente tutte le sostanze chimicamente ossidabili presenti in una data soluzione.

In generale, quando in una soluzione di acqua pulita viene dosato del cloro gassoso (Cl_2), questo dà luogo a due reazioni:



In particolare, quando in soluzione c'è dell'ammoniaca, l'aggiunta di cloro libero provoca le seguenti reazioni consecutive:



Queste reazioni dipendono dal valore del pH, dalla temperatura, dal tempo di contatto e dal rapporto ponderale $M_{Cl/N}$ tra cloro e azoto in soluzione.

Al punto di rottura, ulteriori somministrazioni di cloro molecolare Cl_2 rimangono in soluzione, parte sotto forma idrolizzata in *acido ipocloroso* $HOCl$, e parte sotto forma ionizzata H^+ e OCl^- : tutta l'ammoniaca presente è stata ossidata!

La chimica della clorazione al “break point”, a tutt'ora, non è del tutto chiara. Si pensa, però, che la reazione totale più probabile sia la seguente:



Ad esempio, in base all'equazione 9.27, risulta che da 1 mole di Cl_2 si forma 1 mole di $HClO$. Mentre, dall'equazione 9.28 risulta che, 1,5 moli di $HClO$ reagiscono con 1 mole di NH_4^+ . In sostanza, quindi, 1,5 moli di Cl_2 reagiscono con 1 mole di N . Pertanto, in virtù della reazione 9.28, il rapporto ponderale $M_{Cl/N}$ tra cloro Cl_2 e azoto N risulta: $M_{Cl/N} = 1,5 \text{ moli } Cl_2 / 1 \text{ mole } N$. Ovvero:

$$M_{Cl/N} = \frac{(1,5 \text{ moli } Cl_2)}{(1 \text{ mole } N)} \times \frac{(2 \text{ moli } Cl / \text{mole } Cl_2) \times (35,45 \text{ g } Cl / \text{mole } Cl)}{(14 \text{ g } N / \text{mole } N)} \approx 7,60 \text{ g } Cl / \text{g } N.$$

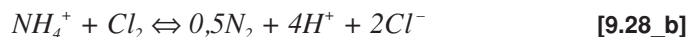
Praticamente, si raggiunge il punto di rottura quando i rapporti ponderali tra il cloro Cl_2 e l'azoto ammoniacale N variano tra 8 ÷ 10 g Cl_2 /g N circa.

Prodotti chimici impiegati	Aumento di solidi disciolti
<i>parti per 1 parte di N ossidata</i>	
Break point con cloro Cl_2	6,2 : 1
Break point con $NaClO$	7,1 : 1
Break point con cloro Cl_2 + neutralizzazione acidità con CaO	12,2 : 1
Break point con cloro Cl_2 + neutralizzazione acidità con $NaOH$	14,8 : 1

(Fonte) Tabella dal testo: "Wastewater Engineering"; METCALF&EDDY; MacGraw Hill.

Tabella 9.5 – Aumenti specifici di solidi disciolti nella clorazione al "break point".

Riformulando la reazione 9.28 in termini di cloro Cl_2 , si può scrivere la seguente reazione semplificata:



Come si può notare, al "break point" la reazione del cloro (Cl_2) con lo ione ammonio (NH_4^+) porta alla formazione di ioni idrogeno (H^+), con conseguente diminuzione del pH della soluzione.

Di conseguenza, per "tamponare" la soluzione, viene addizionato in soluzione dell'ossido di calcio ("calce viva") che, in soluzione acquosa, si ionizza nel seguente modo:



La precedente reazione (eq. 9.29) afferma che da 2 moli di CaO si formano 4 moli di ioni idrossido OH^- . Di conseguenza, in virtù della reazione 9.28_b, si evince che per ogni singola mole di azoto ossidato dal cloro (al break point), bisogna dosare 2 moli di CaO per tamponare i 4 ioni idrogeno H^+ (della reazione 9.28_b).

Durante il dosaggio di cloro per la riduzione dell'ammoniaca, è necessario che il pH nella fase liquida venga mantenuto attorno alla neutralità (pH = 7), per mantenere elevata la velocità delle reazioni di ossidazione e, inoltre, per evitare

che si formino eccessive quantità di prodotti di reazione odoriferi e tossici; quale, ad esempio, il tricloruro di azoto (NCl_3), particolarmente volatile. Pertanto, l'alcalinità specifica A_{ik} richiesta per tamponare la soluzione al "break point" risulta:

$$A_{ik} = \frac{g \text{ CaCO}_3}{g \text{ N}} = \frac{(2 \text{ mole CaO})}{(1 \text{ mole N})} \times \frac{(1 \text{ mole Ca} / \text{mole CaO}) \times (100 \text{ g CaCO}_3 / \text{mole Ca})}{(14 \text{ g N} / \text{mole N})} \approx 15 \text{ g CaCO}_3 / \text{g N}. \quad [9.31]$$

Al punto di rottura, per ogni *grammo* di ione ammonio ossidato, è necessario dosare *15 grammi* di *alcalinità* come $CaCO_3$.

Per la miscelazione e il contatto, si utilizzano le medesime procedure viste per la disinfezione tramite clorazione. In particolare, il dosaggio è attuato in modo automatico, in funzione della concentrazione di acido ipocloroso e del valore del pH. La formazione di solidi (cloruri) derivanti dalle reazioni al "break point", in funzione dei vari composti al cloro e gli eventuali sali per il tamponamento della soluzione sono riassunti nella tabella 9.5.

I principali inconvenienti della clorazione al punto di rottura – che ne limita l'applicazione ai casi nei quali non è possibile il ricorso ad altri processi di trattamento quali la nitrificazione biologica o lo strippaggio mediante aria – sono l'elevato costo dei reagenti e la presenza nelle acque trattate di composti di sostituzione del cloro potenzialmente tossici per la vita acquatica.

Generalmente, la clorazione al "break point" viene utilizzata per il trattamento stagionale di rimozione dei composti di azoto per quegli impianti che, soprattutto durante il periodo estivo, registrano un afflusso di abitanti fluttuanti percentualmente rilevante rispetto agli abitanti residenti.

9.1.8 DECLORAZIONE

In particolare, in quei casi in cui i livelli di cloro residuo dovessero risultare eccessivi, si provvede a declorare l'effluente mediante il *biossido di zolfo* o il *metabisolfito di sodio*, o mediante adsorbimento su *carboni attivi*. Le reazioni chimiche tra i composti al cloro e gli ossidi di zolfo sono le seguenti:



In pratica, si è osservato per dechlorare il cloro residuo ($HOCl$) tramite il biossido di zolfo SO_2 sono necessari dosaggi di circa $1,0 \div 1,2 \text{ mg } SO_2/\text{mg } Cl_2$. Inoltre, poiché le reazioni chimiche tra il biossido di zolfo, le cloroammine e il tricloro di azoto sono pressoché istantanee, il tempo di contatto non è un parametro di progetto rilevante. Di conseguenza, non viene prevista una vasca di miscelazione rapida, ma piuttosto si rileva fondamentale una pronta miscelazione nel momento del dosaggio in soluzione.

Bisogna, inoltre, osservare che un eccesso di dosaggio di SO_2 porta in soluzione alla presenza di questa reazione:



Il risultato della reazione è la riduzione dell'ossigeno disciolto contenuto nel refluo. La conseguenza è un aumento del BOD e del COD ed una diminuzione del pH. Questo vuol dire che anche la dechlorazione con SO_2 deve essere un processo controllato e ben dosato.

La dechlorazione viene anche effettuata dosando i seguenti reagenti:

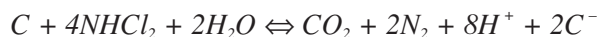
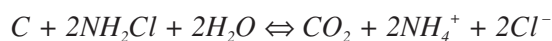
- solfito di sodio: Na_2SO_3 ;
- bisolfito di sodio: $NaHSO_3$;
- tiosolfato di sodio: $Na_2S_2O_3$;
- metabisolfito di sodio: $Na_2S_2O_5$.

I dosaggi effettivi di questi reagenti (in termini di mg) per singolo $mg/litro$ di cloro residuo sono rispettivamente:

- per il solfito di sodio: $1,8 \div 2,0 \text{ mg } Na_2SO_3/(mg \text{ } Cl_2/litro)$;
- per il bisolfito di sodio: $1,5 \div 1,7 \text{ mg } NaHSO_3/(mg \text{ } Cl_2/litro)$;
- per il tiosolfato di sodio: $0,6 \div 0,9 \text{ mg } Na_2S_2O_3/(mg \text{ } Cl_2/litro)$;
- per il metabisolfito di sodio: $1,4 \div 1,6 \text{ mg } Na_2S_2O_5/(mg \text{ } Cl_2/litro)$.

L'uso del tiosolfato di sodio per la dechlorazione negli impianti non è conveniente in quanto, la reazione chimica con il cloro residuo può essere valutata stechiometricamente solo per valori del pH attorno a 2. In tutti gli altri campi del pH, la valutazione del dosaggio è abbastanza incerta.

Infine, tramite la dechlorazione per adsorbimento su carboni attivi, si verificano le seguenti reazioni chimiche:



ESEMPIO 9.6

Si dimensioni la sezione per il trattamento dei soli composti azotati per un impianto che debba servire, durante tutto il periodo invernale, un'utenza di abitanti fissi di circa $N_{fissi} = 5'000$ ab; e che debba assorbire, nel periodo estivo di massima affluenza, una popolazione fluttuante di circa $N_{flut} = 20'000$ ab. Come dati di progetto si assumano i seguenti:

- carico idraulico specifico: $C_{idr} = 250$ litri/d \times ab;
- carico specifico composti azotati: $C_{TKN} = 10$ g TKN/d \times ab;
- limite massimo azoto nell'effluente: $C_{TKN adm} = 10$ mg TKN/litro.

Soluzione. Il periodo maggiormente critico per la rimozione dell'azoto dal refluo è il periodo estivo. L'utenza complessiva, nel suddetto periodo estivo, è la seguente:

$$N_{tot} = N_{fissi} + N_{flut} = (5'000 \text{ ab}) + (20'000 \text{ ab}) = 25'000 \text{ ab.}$$

La portata idraulica media, nel periodo estivo, è:

$$\begin{aligned} Q_n &= C_{idr} \times N_{tot} = (250 \text{ litri/d} \times \text{ab}) \times (25000 \text{ ab}) = 6'250'000 \text{ litri/d} = \\ &= (6'250'000 \text{ litri/d}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = \\ &= 6250 \text{ m}^3/\text{d.} \end{aligned}$$

La portata dei composti azotati prevedibili all'impianto è:

$$\begin{aligned} Q_{TKN} &= C_{TKN} [g \text{ TKN/d} \times \text{ab}] \times N_{tot} [\text{ab}] = (10 \text{ g TKN/d} \times \text{ab}) \times (25'000 \text{ ab}) = \\ &= 250'000 \text{ g TKN/d} = \\ &= (250'000 \text{ g TKN/d}) / (1000 \text{ g/kg}) = \\ &= 250 \text{ kg TKN/d.} \end{aligned}$$

La concentrazione di composti azotati in arrivo nel refluo è:

$$[TKN]_{in} = Q_{TKN} / Q_n = (250 \text{ kg TKN/d}) / (6250 \text{ m}^3/\text{d}) = 0,04 \text{ kg TKN/m}^3;$$

pari a:

$$[TKN]_{in} = (0,04 \text{ kg TKN/m}^3) = 40 \text{ g TKN/m}^3 = 40 \text{ mg TKN/litro.}$$

I milligrammi di TKN da rimuovere per ogni litro di refluo è:

$$[TKN]_{rim} = [TKN]_{in} - [TKN]_{adm} = (40 - 10) \text{ mg TKN/litro} = 30 \text{ mg TKN/litro.}$$

Il rendimento di rimozione dei composti azotati deve essere:

$$\eta_N = [(40 - 10) \text{ mg TKN/litro}] / (40 \text{ mg TKN/litro}) = 0,75 \text{ (75\%)}$$

La portata di composti azotati da rimuovere giornalmente deve essere:

$$\begin{aligned} Q_{\Delta TKN} &= 0,75 \times Q_{TKN} = 0,75 \times (250 \text{ kg TKN/d}) \approx 188 \text{ kg TKN/d} = \\ &= (188 \text{ kg TKN/d}) / (24 \text{ h/d}) = \\ &= 7,8 \text{ kg TKN/h} \end{aligned}$$

Supposto un coefficiente di punta dei composti azotati pari a circa 2, risulta una portata oraria da rimuovere pari a:

$$Q_{\max \Delta TKN} = 2 \times Q_{\Delta TKN} = 2 \times (7,8 \text{ kg TKN/h}) \approx 16 \text{ kg TKN/h} = 16 \text{ kg N/h}$$

Si prevede di utilizzare un trattamento chimico mediante clorazione al “**break point**” (vedere equazione 9.28). In particolare, si fissa un rapporto ponderale di progetto, tra cloro Cl_2 e azoto N da rimuovere, pari a 9:

$$M_{Cl/N} = 9 \text{ mg } Cl_2 / \text{mg } N = 9 \text{ kg } Cl_2 / \text{kg } N$$

Il consumo medio orario di cloro Cl_2 risulta:

$$\begin{aligned} Q_{Cl_2} &= M_{Cl/N} \times Q_{\max \Delta TKN} = (9 \text{ kg } Cl_2 / \text{kg } N) \times (16 \text{ kg N/h}) = \\ &= 144 \text{ kg } Cl_2 / \text{h} \end{aligned}$$

Utilizzando cloro gassoso, e prevedendo di tamponare la fase liquida del refluo trattato mediante l'aggiunta di calce viva (CaO), l'aumento prevedibile dei solidi disciolti risulta di circa (tabella 9.5):

$$\begin{aligned} \Delta X_{Cl+CaO} &= (12,2 \text{ kg } SS_{disc} / \text{kg } N) \times Q_{\max \Delta TKN} = \\ &= (12,2 \text{ kg } SS_{disc} / \text{kg } N) \times (16 \text{ kg N/h}) = \\ &= 195,2 \text{ kg } SS_{disc} / \text{h} = \\ &= (195,2 \text{ kg } SS_{disc} / \text{h}) \times (24 \text{ h/d}) \approx \\ &\approx 4690 \text{ kg } SS_{disc} / \text{d} \end{aligned}$$

In base all'equazione 9.31, la quantità di alcalinità richiesta per tamponare la soluzione al “**break point**” è:

$$A_{ik} = 15 \text{ g } CaCO_3 / \text{g } N = 15 \text{ kg } CaCO_3 / \text{kg } N$$

Risulta, quindi, una portata di alcalinità pari a:

$$\begin{aligned}
 Q_{CaCO_3} &= (15 \text{ kg } CaCO_3/\text{kg N}) \times Q_{\max \Delta TKN} = \\
 &= (15 \text{ kg } CaCO_3/\text{kg N}) \times (16 \text{ kg N/h}) = \\
 &= 240 \text{ kg } CaCO_3/\text{h} = \\
 &= (240 \text{ kg } CaCO_3/\text{h}) \times (24 \text{ h/d}) = \\
 &= 5760 \text{ kg } CaCO_3/\text{d}.
 \end{aligned}$$

Per il dimensionamento della vasca di miscelazione rapida e della vasca di contatto, si rimanda agli esempi 9.1 e 9.3.

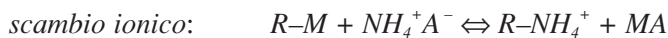
9.1.9 LO SCAMBIO IONICO

Nelle acque di scarico lo ione ammonio NH_4^+ , relativamente agli altri tipi di ioni, è presente in concentrazioni piuttosto basse. Per poter fare in modo che l'eliminazione dell'azoto mediante scambio ionico sia un processo economicamente proponibile è necessario che la *resina* adottata abbia una selettività relativamente alta verso gli ioni ammonio; in quanto, l'eliminazione di altri ioni, diminuisce l'efficienza del processo. Una resina che si è dimostrata abbastanza selettiva verso gli ioni ammonio è la *clinoptiolite* di *zeolite inorganica*.

Il pretrattamento, prima dello scambio ionico, consiste in:

- sedimentazione + coagulazione;
- filtrazione.

Per trasformare l'ammoniaca (NH_3) in ioni ammoniaci (NH_4^+) è necessario mantenere il pH attorno ad un valore di 6,5; in quanto, l'ammoniaca non ionica non riesce a dare luogo ad uno scambio ionico con la clinoptiolite. Una volta esaurita, la resina viene rigenerata mediante contatto con una soluzione salina. L'ammoniaca viene, quindi, recuperata sotto forma di solfato di ammonio $(NH_4)_2SO_4$ per mezzo di un processo di strippaggio ed adsorbimento a circuito chiuso. In sintesi, le reazioni che interessano una resina durante il "sequestro" dell'azoto e durante la rigenerazione possono così essere sintetizzate:



Nelle reazioni a scambio ionico il pH è spesso un fattore di estrema importanza, per cui deve essere accuratamente tenuto sotto controllo durante tutto il processo. Nonostante i vantaggi apparenti, il processo di scambio ionico e di rigenerazione delle resine usate è ancora in fase sperimentale.

9.2 TRATTAMENTI CHIMICI DEI FANGHI

9.2.1 PREMESSA

I fanghi di supero prodotti dalla linea acque possono essere sottoposti a particolari trattamenti chimici per migliorarne, essenzialmente, la disidratabilità. Questo tipo di trattamento viene detto, appunto, “*condizionamento chimico*”.

9.2.2 IL CONDIZIONAMENTO CHIMICO

Si consideri un volume iniziale di fango del peso complessivo di circa 2000 kg , che contenga 100 kg SS . Il contenuto di solidi del fango sia $S = 5\%$ (e quindi presenti inizialmente un'umidità $U = 95\%$). Si si ipotizza che il fango venga disidratato, portando il contenuto di umidità al 60% (quindi con un contenuto di sostanze secche $S = 40\%$), il peso complessivo del volume di fango considerato si riduce da 2000 kg a soli 250 kg , con ovvia diminuzione di volume. Ovvero, un decremento di poco più del 35% del suo contenuto d'acqua comporta una diminuzione del peso del fango di oltre l' 85% . Da quanto riportato, si comprende quale possa essere il vantaggio di una sufficiente disidratazione, anche dal punto di vista delle economie di trasporto.

Inoltre, alcuni tipi di trattamento finale del fango (ispessimento, centrifugazione, filtrazione, ecc.) possono essere attuati solo su un fango a basso contenuto di umidità. Inoltre, soprattutto qualora sia necessario stoccare del fango in aree limitate, la riduzione del volume ottenibile con la disidratazione diventa indispensabile. In particolare, nel processo di disidratazione viene separata dal fango una quota parte di fase liquida, più o meno concentrata di sostanze inquinanti, che viene reimpressa in testa all'impianto e sottoposta all'intero ciclo biologico. L'effetto del condizionamento chimico sul fango è quello di ottenere la coagulazione dei colloidali presenti, aventi dimensioni di circa $10^{-2} \div 10\ \mu$, che presentano la caratteristica di rimanere in sospensione conferendo torbidità alla fase liquida ed andando ad interferire con i processi di separazione solido-liquido. Tre sono, essenzialmente, i meccanismi che stanno alla base del condizionamento chimico:

- compressione della zona di cariche elettriche sulla superficie esterna delle particelle;
- neutralizzazione delle cariche elettriche sulla superficie;
- unione di particelle singole mediante delle strutture a “fiocco”, veri e propri “ponti” di unione tra singole particelle.

Le sostanze chimiche, utilizzate per lo scopo, sono in grado di destabilizzare elettricamente il colloide, tramite adsorbimento e conseguente neutralizzazione, e di creare delle connessioni che “impacchettano” le varie particelle tra di loro. I primi condizionanti chimici utilizzati sono stati i sali trivalenti di ferro e di

alluminio. In funzione del pH della fase liquida, si formano delle molecole particolari denominate *idrosso-complessi polinucleati*, quali ad esempio $Al_{13}(OH)_{34}^{5+}$ e $Fe_3(OH)_4^{+5}$.

Affinché si ottengano i suddetti effetti di condizionamento chimico, il pH deve mantenersi attorno a valori di $6 \div 7$ per i sali di ferro, e attorno a $4,5 \div 5,5$ per i sali di alluminio. I principali reagenti chimici impiegati sono:

- *solfo di alluminio*: $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$
- *poli cloruro di alluminio*: $[Al(OH)_{1,5}(SO_4)_{0,125}Cl_{1,25}]_n$
- *cloruro di alluminio*: $AlCl_3 \cdot 6H_2O$
- *solfo ferrico*: $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 8H_2O$
- *cloruro ferrico*: $FeCl_3$
- *polielettroliti* (monomero utilizzato: *acrilammide* $CH_2=CH-CO-NH_2$).

Il *solfo di alluminio* è reperibile in forma solida con Al_2O_3 in percentuali di circa il 16%, o in soluzione al 50% (con Al_2O_3 in percentuali attorno all'8%). Il *poli cloruro di alluminio* è costituito da *cloruro di alluminio* parzialmente idrolizzato con una piccola percentuale di solfo, ed è reperibile in soluzione al 10% di Al_2O_3 . Il *cloruro di alluminio* si può reperire in soluzioni al 20% di Al_2O_3 con $pH = 2,3$. Il *solfo ferrico* si trova facilmente sia in forma liquida che solida. Il *cloruro ferrico* è disponibile in concentrazioni comprese tra il 35% e il 45%.

I fanghi, nel trattamento chimico, vengono precedentemente miscelati ed omogeneizzati o nella vasca di digestione stessa, o in una vasca di stabilizzazione chimica, o in una vasca di ispessimento. Vengono, successivamente, messi in contatto con i reagenti chimici. Il tempo di contatto del fango con le sostanze chimiche è attorno ai *10 minuti*, per permettere la coagulazione delle particelle di fango. Successivamente, si porta il fango trattato all'interno di una vasca per permettere che si attui la "maturazione"; ovvero, la flocculazione e l'ingrossamento dei fiocchi di fango (fase di condizionamento).

Il tempo di detenzione medio, in questo caso, è di circa *20 ÷ 40 minuti*, valutati sulla portata del fango da trattare. Con il condizionamento chimico, quindi, si indeboliscono le intense forze di attrazione molecolare che legano parte dell'acqua presente alle particelle solide del fango. Successivamente, il fango può essere sottoposto a successive disidratazioni – questa volta puramente meccaniche – che permettono di separare agevolmente la quota parte dell'acqua che non risente delle forze di attrazione molecolare.

9.2.3 LA STABILIZZAZIONE CHIMICA

Tramite questo processo si impedisce l'instaurarsi di fenomeni putrefattivi del fango, mediante la somministrazione di sostanze chimiche che porta il pH del fango a valori per i quali non è più possibile la sopravvivenza dei batteri presenti. In generale, i reagenti chimici sono diversi, uno dei più noti ed usati è la

Tipo di fanghi	g $Ca(OH)_2$ /kg solidi secchi
Fanghi primari	100 ÷ 150
Fanghi da fosse settiche	100 ÷ 300
Fanghi si supero (da impianto a fanghi attivi)	300 ÷ 500
Fanghi da precipitazione chimica con Al^{+++}	400 ÷ 600
Fanghi da precipitazione chimica con Fe^{+++}	350 ÷ 600

Tabella 9.6 – Dosaggi di calce necessari per mantenere vari tipi di fanghi a $pH > 11$, per almeno due settimane a $20^\circ C$. Da: “Manuale di conduzione degli impianti di depurazione delle acque”; ROBERTO PASSINO; Zanichelli/Esac.

calce. Dosando la calce ($Ca(OH)_2$), si porta il valore del pH fino a valori di 12,5 per un periodo di tempo sufficiente per causare la distruzione della carica batterica, e per cambiare alcune caratteristiche chimico-fisiche del fango, derivanti dalle reazioni che in esso avvengono durante il trattamento.

Questo processo presenta un esercizio molto semplice, oltre ad un relativamente basso costo del reagente. Viceversa, presenta l'inconveniente di un aggravio della quantità di solidi formati, a causa delle reazioni della calce, e la possibilità che, in seguito all'abbassamento del pH per reazione della calce con la CO_2 , si possa riformare la flora batterica. I principali parametri di processo sono:

- il pH;
- il tempo di contatto;
- il dosaggio di calce.

Risultati sperimentali hanno dimostrato che basta mantenere il valore del pH su valori superiori a 12 per almeno 2 ore per ottenere un fango sufficientemente stabilizzato. La riduzione di carica batterica ottenibile risulta superiore al 99,9% per i *coliformi fecali* e gli *streptococchi fecali*. La tabella 9.6 riporta i dosaggi di calce necessari per i vari tipi di fanghi per mantenere il pH a valori superiori ad 11 per un periodo di almeno 2 settimane. Come si può notare, i dosaggi variano da un minimo del 10% (fanghi primari) ad un massimo del 60% (fanghi trattati con ioni Fe^{+3}) del peso del fango. Si tratta, quindi, di quantitativi abbastanza rilevanti, soprattutto su impianti con utenze molto grandi.

I principali macchinari utilizzati nel trattamento sono quelli per dosare la calce e per la miscelazione del fango addittivato con calce. Il sistema di miscelazione è costituito da due vasche disposte in serie. La prima vasca attua un'agitazione molto veloce per creare la necessaria turbolenza e deve consentire un tempo

medio di residenza di circa *30 minuti*. Mentre, la seconda vasca, deve consentire un tempo di residenza di minimo *2 ore*, attuando una miscelazione abbastanza lenta. Il trasferimento del fango fresco dalla prima alla seconda vasca avviene utilizzando una coclea, per permettere contemporaneamente il completo mescolamento tra fanghi e calce. I miscelatori meccanici devono presentare velocità di rotazione attorno ai $500 \div 100 \text{ giri/min}$ e devono essere facilmente regolabili. La potenza specifica, per metro cubo utile di vasca, deve essere attorno ai $100 \div 300 \text{ W/m}^3$ (miscelatori meccanici); mentre, nel caso di miscelazione con aria insufflata si devono adottare diffusori a bolle grosse con portate d'aria di circa $9 \div 15 \text{ m}^3 \text{ aria/h} \times \text{m}^2$.

Il processo di stabilizzazione chimica del fango si differenzia da quello relativo di condizionamento per il fatto che, nel trattamento di stabilizzazione, sono necessari maggiori quantitativi di calce e maggiori tempi di contatto tra fango e reattivo chimico. Il trattamento di stabilizzazione con calce è positivo nei seguenti casi:

- in piccoli impianti, quando il fango debba essere stoccato giusto per il tempo necessario intercorrente tra due successivi prelievi, per lo smaltimento in un impianto centralizzato;
- come trattamento di emergenza, nel caso il reattore di stabilizzazione biologica (aerobica o anaerobica) interrompesse temporaneamente l'esercizio;
- nel caso di impianti che, stagionalmente, presentino un aumento percentualmente rilevante di abitanti fluttuanti rispetto agli abitanti fissi; e si rendesse quindi necessario un potenziamento (stagionale) della stabilizzazione del fango prodotto.

Alcuni studi ipotizzano che il trattamento di stabilizzazione chimica sia economicamente e tecnicamente da preferire rispetto al trattamento di stabilizzazione mediante digestione biologica, soprattutto anaerobica; vista la maggiore complessità di gestione. Il fango di supero proveniente da trattamenti chimici con sali di ferro e alluminio può essere inviato e trattato nelle vasche di stabilizzazione aerobica o anaerobica del fango, in quanto le concentrazioni dei sali di metalli nel fango risultano sufficientemente contenute e non inducono processi di inibizione dei processi biologici. Qualche attenzione in più necessita la sezione di stabilizzazione anaerobica. Infatti, è necessario controllare che il pH tendente al campo acido dei fanghi – conseguente all'aggiunta di sali metallici nel precedente trattamento chimico del refluo – non sposti le reazioni di digestione anaerobiche nel campo acido. Se questo avvenisse si avrebbe l'inibizione di una parte delle reazioni di stabilizzazione (fermentazione metanica). Quando, invece, un fango è già stato trattato con calce e presenti valori del pH molto alti (attorno ad *11*) non ha senso inviarli in digestione perché, dato l'elevato pH, le reazioni biologiche risultano praticamente impossibili.

ESEMPIO 9.7

Dimensionare un impianto di stabilizzazione chimica per mezzo di calce viva (CaO) per un impianto a fanghi attivi che presenti portate giornaliere di fanghi di supero così distribuite:

- fanghi da sedimentatore primario: $P_{sed I^o} = 400 \text{ kg SS/d}$;
- fanghi da sedimentatore secondario: $P_{sed II^o} = 290 \text{ kg SS/d}$;
- umidità fanghi primari + secondari (miscelati): $U_{II} = 96\% (S\% = 100\% - 96\%)$.

Soluzione. La sezione di stabilizzazione chimica del fango verrà attuata impiegando una sola vasca in cui avverrà il contatto e poi la miscelazione. Si prevede, quindi, il:

- dimensionamento della vasca di contatto e miscelazione;
- dimensionamento della fase di miscelazione (dimensionamento dispositivi di miscelazione);
- calcolo del dosaggio di calce $Ca(OH)_2$.

Calcolo volume giornaliero totale di fango. Il residuo totale di secco presente nel fango miscelato (primario + secondario) si calcola:

$$\Delta X_{tot} = P_{sed I^o} + P_{sed II^o} = (400 \text{ kg SS/d}) + (290 \text{ kg SS/d}) = 690 \text{ kg SS/d}.$$

In base all'eq. 2.7.2 (esempio 2.7) risulta un volume giornaliero di fango misto:

$$V_{I^o+II^o} \cong \frac{P_s \times 100}{S\% \times \rho_{H_2O}} = \frac{(690 \text{ kg SS/d}) \times 100}{4\% \times (1000 \text{ kg/m}^3)} \approx 17,25 \text{ m}^3/\text{d}.$$

Calcolo volume vasca di contatto e miscelazione. Per il volume utile della vasca di contatto e miscelazione, si adotta un tempo di detenzione idraulica di circa $t_H = 30 \text{ min}$:

$$V_{misc} = t_H \times V_{I^o+II^o} = (30 \text{ min}) \times (1 \text{ h}/60 \text{ min}) \times (17,25 \text{ m}^3/\text{d}) \approx 8,63 \text{ m}^3.$$

Si adotta una superficie in pianta quadrata di dimensioni (interne) di $2,10 \text{ m} \times 2,10 \text{ m}$. Fissando un'altezza liquida pari a $h_w = 2,0 \text{ m}$, si ottiene un volume utile di:

$$V_{misc \text{ eff}} = 2,10 \text{ m} \times 2,10 \text{ m} \times 2,0 \text{ m} = 8,82 \text{ m}^3 > 8,63 \text{ m}^3.$$

Inoltre, volendo affidare alla vasca anche la funzione di “polmone” per l'alimentazione

continua del fango da stabilizzare e per effettuare anche un minimo ispessimento, si adotta una superficie in pianta (interna) di $2,50\text{ m} \times 2,50\text{ m}$. Con un volume utile di $12,50\text{ m}^3$ e un tempo di detenzione effettivo $t_{H\text{ eff}} \approx 43\text{ min}$.

Calcolo dei dispositivi di miscelazione. Si adottano dei miscelatori meccanici con potenza specifica di 200 W/m^3 . La potenza assorbita nella vasca risulta:

$$\mathcal{P} = (200\text{ W/m}^3) \times (12,50\text{ m}^3) = 2500\text{ W} = 2,5\text{ kW}.$$

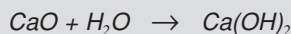
La potenza installata è:

$$\mathcal{P}_{inst} = 1,3 \times \mathcal{P} = 1,3 \times (2,5\text{ kW}) = 3,25\text{ kW}.$$

Calcolo dosaggio calce. In base ai dati riportati in tabella 9.6, si stima un consumo di circa 150 g di $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{kg SS}$ per i fanghi primari e circa 400 g di $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{kg SS}$ per i fanghi secondari (da trattamento biologico). Il consumo giornaliero di $\text{Ca}(\text{OH})_2$ risulta quindi:

$$\begin{aligned} Q_{\text{CaOH}} &= (150\text{ g di Ca(OH)}_2/\text{kg SS}) \times (P_{\text{sed I}}) + \\ &\quad + (400\text{ g di Ca(OH)}_2/\text{kg SS}) \times (P_{\text{sed II}}) = \\ &= (150\text{ g di Ca(OH)}_2/\text{kg SS}) \times (400\text{ kg SS/d}) + \\ &\quad + (400\text{ g di Ca(OH)}_2/\text{kg SS}) \times (290\text{ kg SS/d}) = \\ &= (60'000 + 116'000)\text{ g di Ca(OH)}_2/\text{d} = \\ &= 176'000\text{ g di Ca(OH)}_2/\text{d} = \\ &= 176\text{ kg di Ca(OH)}_2/\text{d}. \end{aligned}$$

Poiché 1 mole di CaO (56 g/mole) reagisce con l'acqua dando 1 mole di $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (74 g/mole) secondo la reazione:



allora, per ogni 176 kg di $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{d}$ in soluzione, è necessario immettere un dosaggio di calce viva (CaO) pari a:

$$\begin{aligned} Q_{\text{CaO}} &= (56\text{ g CaO}/74\text{ kg Ca(OH)}_2) \times Q_{\text{CaOH}} = \\ &= (56\text{ g CaO}/74\text{ kg Ca(OH)}_2) \times (176\text{ kg di Ca(OH)}_2/\text{d}) \approx \\ &\approx 134\text{ kg CaO/d}. \end{aligned}$$

Trattamenti meccanici dei fanghi

Da: "Costruzione degli impianti per il trattamento delle acque di rifiuto" – Parte III; Gastone Avolio De Martino

10.1 DISIDRATAZIONE DEI FANGHI

10.1.1 PREMessa

Il fango che ha subito un trattamento di digestione (aerobica o anaerobica) ha l'aspetto di un liquido torbido e denso, a causa dell'elevato contenuto percentuale di acqua ($88 \div 90\%$) che ancora possiede. Per questo motivo, a valle del trattamento di digestione si attua un ulteriore trattamento – di disidratazione, appunto – sia per ridurre il volume, sia per poterlo facilmente avviare allo smaltimento finale. Come anticipato nel capitolo precedente, la disidratazione può ottenersi per via chimica (addizione di condizionanti chimici), per via naturale (essiccamento all'aria) o tramite macchine (filtri-prensa, filtri a vuoto, centrifughe, ecc.). Il ricorso all'essiccamento per via termica risulta più problematico, perché potrebbe rivelarsi economicamente non conveniente.

L'essiccazione all'aria aperta non comporta consumi di energia, ma richiede che siano disponibili notevoli aree di terreno adatte allo scopo. In particolare, per impianti con utenze fino a $20'000 \div 30'000$ abitanti, l'essiccamento all'aria risulta conveniente; mentre, per impianti con utenze maggiori (attorno e oltre i $200'000$ abitanti) la convenienza dipende non solo dalla disponibilità di ampie aree di terreno adatte, ma anche dalle reali difficoltà di gestione a causa dei collegamenti, dei lunghi percorsi per la distribuzione, della sistemazione del fango digerito e dei macchinari necessari per la raccolta del fango essiccato. In questi casi, quindi, può risultare opportuno prendere in considerazione un essiccamento tramite mezzi meccanici.

Nella disidratazione di un fango, qualsiasi sia il trattamento impiegato, è necessario provvedere alla destinazione delle acque del fango separate nel trattamento (che possono presentare concentrazioni di BOD_5 di circa $6'000 \div 8'000 \text{ mg } BOD_5/l$ ed avere un'elevata putrescibilità). In fase di progettazione, va tenuto in considerazione anche la particolare destinazione del fango disidratato.

10.1.2 L'ESSICCAMENTO NATURALE: LETTI DI ESSICCAMENTO

L'essiccamento per via naturale si ottiene portando il fango digerito su apposite aie drenanti dette "letti di essiccamento" (fig. 10.1), dove l'acqua del fango viene in parte assorbita dal fondo e in parte evapora. Con l'essiccamento, l'umidità del fango si riduce a circa il 70% ed il volume a circa $1/3$ di quello estratto dai digestori. Il fango risulta solido e può essere raccolto con la pala; e il suo aspetto (fig. 10.2) è simile all'humus e mostra una superficie con fratture e caratteristiche simili all'argilla secca. Il tempo richiesto per un'essiccamento naturale può variare dai 10 ai 30 giorni, in quanto è fortemente condizionato dal clima. In linea di massima, si fissa $0,15 \text{ m}^2/ab$ (metri quadri di terreno per abitante servito), quando il fango proviene dalla sola sedimentazione primaria, e $0,30 \text{ m}^2/ab$, quando il fango proviene dalla sedimentazione primaria e secondaria miscelati assieme. Per fanghi digeriti da filtri percolatori si assume $0,16 \text{ m}^2/ab$; infine, per



Figura 10.1 – Preparazione di un'area di terreno per l'essiccamento naturale del fango. Letti di essiccamento vuoti.



Figura 10.2 – Aie drenanti. Fango con il tipico aspetto di humus con superficie fratturata, dall'aspetto simile all'argilla secca.

fanghi primari e secondari digeriti e trattati chimicamente si assume $0,25 \text{ m}^3/\text{ab}$. I letti di essiccamento sono costituiti, generalmente, da strati di pietrisco di dimensioni decrescenti dal fondo verso l'alto, e da uno strato di sabbia superiore. Gli strati di pietrisco devono presentare uno spessore complessivo di circa $15 \div 20 \text{ cm}$ e sono formati da elementi di dimensioni medie tra i 10 e i 15 cm . Lo strato di sabbia deve presentare uno spessore compreso tra i $5 \div 10 \text{ cm}$. Il pietrisco poggia su un fondo impermeabile formato da argilla e calcestruzzo (fig. 10.1), in modo da proteggere il terreno e la falda freatica sottostante da infiltrazioni dell'acqua del fango. Il piano di appoggio del pietrisco viene configurato con una pendenza di circa il $10 \div 15\%$ così da costituire degli impluvi nei quali vengono poste delle tubazioni di drenaggio di argilla o di cemento del diametro medio di circa 100 mm e costituiti da elementi lunghi ciascuno $40 \div 50 \text{ cm}$, semplicemente accostati. I letti di essiccamento sono, generalmente, a pianta rettangolare allungata, di larghezza tra i $4 \div 8 \text{ m}$ e di lunghezza tra i $15 \div 20 \text{ m}$, disposti affiancati secondo i lati lunghi e superati da muretti o da arginelli (fig. 10.1). Su uno dei canali viene fatto passare il canale distributore, con le bocche di immissione del fango digerito unite da paratoie o saracinesche, sul lato opposto sono praticati i vani che vengono aperti quando si penetra nel letto per estrarre il fango secco. I letti di essiccamento vengono riempiti di fango per uno spess-

re di circa $30 \div 40$ cm; salvo riempimenti maggiori in periodi piovosi. La canaletta di adduzione e distribuzione si dispone con il fondo a quota superiore al massimo livello di riempimento del letto, le paratoie vengono, in genere, manovrate a mano e quella che viene aperta trova posto in gargami predisposti per sbarrare trasversalmente il canale, affinché il fango in arrivo si sversi nelle unità da riempire.

È opportuno far seguire, alle bocche di immissione, uno scivolo sagomato in modo da accompagnare il fango in arrivo ed evitare che cadendo provochi l'erosione degli strati di sabbia e di pietrisco. Anche delle piastre disposte al di sotto delle bocche possono evitare o ridurre questo inconveniente. L'estrazione del fango può praticarsi mediante l'utilizzo di pale meccaniche o nastri trasportatori montati su carrelli che lo sversano sui mezzi di trasporto per l'allontanamento. Nei grandi impianti, alla raccolta del fango essiccato può provvedersi con particolari attrezzature, come ad esempio carrelli che scorrono su rotaie fisse che provvedono meccanicamente alla raccolta del fango e al suo sversamento nei camion che lo allontanano; alcune di queste attrezzature consentono anche di lasciare dei solchi nel fango durante l'essiccamento, facilitando così l'evaporazione dell'acqua contenuta nel fango. Tuttavia, la notevole superficie richiesta dall'essiccamento naturale fa sì che nei grandi impianti questo sistema viene raramente adottato, preferendo ricorrere all'essiccazione mediante mezzi meccanici. In zone particolarmente piovose, si adotta la copertura dei letti (fig. 10.2)

ESEMPIO 10.1

Determinare l'area di terreno occorrente per disidratare, tramite letti di essiccamento, un fango di supero di un impianto a fanghi attivi che presenti le seguenti caratteristiche:

- numero di abitanti equivalenti serviti: $N = 5'000$ ab;
- tipo di digestione adottata: anaerobica;
- produzione sostanze secche in uscita dal digestore: $P_s = 300$ kg SS/d;
(peggiori condizioni di esercizio)
- concentrazione di sostanze secche nel fango stabilizzato: $S = 2\%$

Soluzione. Come riportato al paragrafo 10.1.2, trattando solo fanghi miscelati provenienti sia dal sedimentatore primario che dal secondario, si assume un'area specifica di terreno pari a:

$$A_N = 0,30 \text{ m}^2/\text{ab.}$$

L'area di terreno necessaria risulta:

$$A_{tot} [m^2] = A_N [m^2/ab] \times N [ab] = (0,30 m^2/ab) \times (5'000 ab) = 1500 m^2.$$

Volendo, inoltre, dotare l'impianto di una buona elasticità nello smaltimento del fango, si adotta una superficie effettiva di $A_{tot\ eff} [m^2] = 2'000 m^2$.

Adottando singoli letti di essiccamento a pianta rettangolare, e ciascuno di dimensione in pianta (interna) di $4,0 m \times 20 m = 80,0 m^2/letto$, risultano necessari:

$$n_{letti} = A_{tot} [m^2] / (80,0 m^2/letto) = (2'000 m^2) / (80,0 m^2/letto) = 25 letti.$$

Il volume di fanghi digeriti, uscenti giornalmente dal digestore, è (eq. 2.7.2, esempio 2.7):

$$V [m^3 / d] = \frac{P_s [kg SS / d] \times 100}{S\% \times (1000 kg / m^3)} = \frac{(300 kg SS / d) \times 100}{2\% \times (1000 kg / m^3)} = 15 m^3 / d;$$

pari ad una produzione annuale di:

$$V_{anno} [m^3/anno] = V [m^3/d] \times (365 d/anno) = (15 m^3/d) \times (365 d/anno) \approx 5'500 m^3/anno.$$

Lo spessore necessario del fango, quindi, risulta:

$$h_{letti} = V_{anno} [m^3/anno] / A_{tot} [m^2] = (5'500 m^3/anno) / (2'000 m^2) \approx 2,80 m/anno.$$

Ammessi di sistemare il fango sui letti per uno spessore di $s = 30 cm/applicazione$, risulta necessario un numero n_{appl} di applicazioni/anno pari a:

$$n_{appl} = h_{letti} / s = (2,80 m/anno) / (0,30 m/applicazione) \approx 10 applicazioni/anno.$$

Il tempo medio di stazionamento del fango nei letti di essiccamento è (per applicazione):

$$t_m = (365 d/anno) / (10 applicazioni/anno) = 36,5 \div 37 \text{ giorni/applicazione.}$$

Osservazioni. Il fango essiccato residuo risulta di circa $0,06 m^3/ab$ per fango da sedimentazione primaria (fango I°); di circa $0,10 m^3/ab$ per fango I° + II°; e di circa $0,08 m^3/ab$ per fanghi da filtri percolatori o da fanghi I° + II° che hanno subito trattamenti chimici.

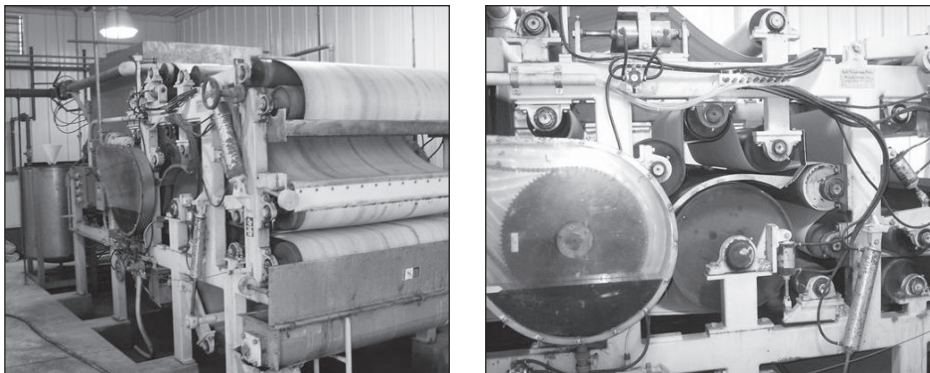


Figura 10.3 – Particolari di una macchina filtro a vuoto.

con leggere strutture di sostegno tali da lasciare completa ventilazione sui letti.

10.1.3 DISIDRATAZIONE MEDIANTE FILTRAZIONE A VUOTO

La disidratazione del fango mediante filtrazione meccanica si effettua attraverso speciali tele o setti filtranti o inducendo una depressione dal lato opposto a quello dove si trova adagiato il fango e quindi un'aspirazione dell'acqua (filtri a vuoto), oppure sottoponendo a pressione il fango in modo da produrre l'espulsione dell'acqua attraverso il mezzo filtrante (filtri-prensa).

I materiali filtranti possono essere di vario tipo, prevalentemente di natura sintetica (*orlon*, *dacron*, *polietilene*, ecc.). Mezzi filtranti formati da trame di sottilissimi fili metallici o addirittura da lamierini forati trovano impiego solo nei procedimenti di filtrazione per uso industriale.

Qualsiasi sia il sistema adottato, occorre addensare il fango in modo da ridurre il suo contenuto d'acqua; è anche opportuno provvedere ad un lavaggio del fango stesso per eliminare i residui grassi che ancora contiene. Inoltre, per i trattamenti di filtrazione occorre sempre un preliminare condizionamento chimico del fango (tramite *calce*; *cloruro ferrico*; *polielettroliti*, ecc.)^(10.1) per facilitarne il compattamento. I filtri a vuoto sono simili a quelli usati negli impianti industriali e sono costituiti da tamburi cilindrici ad asse orizzontale, rivestiti di particolari tele filtranti (fig. 10.3). Questi cilindri vengono fatti ruotare, immersi per circa $1/3$ del loro diametro, in vaschette nelle quali viene convogliato il fango da disidratare. Sulla parete interna della tela filtrante viene praticata una depressione per mezzo di un compressore e di numerose tubazioni aspiranti. Il fango conte-

^(10.1) Condizionamento chimico per la disidratazione dei fanghi: paragrafo 9.2.2.

nuto nelle vaschette viene così ad aderire alla parete esterna del mezzo filtrante e l'acqua in esso contenuto viene aspirata, mentre il fango disidratato si addensa in uno strato di alcuni *mm* di spessore. In corrispondenza della fine del filtro, un'apposita lama metallica fa cadere la parte solida del fango in un truogolo per il successivo allontanamento. Durante la rotazione della tela attorno ai rulli, tramite dei continui getti d'acqua (acqua di lavaggio), si provvede a mantenere sempre pulita la tela. La portata di acqua di lavaggio una volta utilizzata viene continuamente riciclata, evitando di consumare acqua pulita dall'esterno. Le tele utilizzate attualmente in commercio presentano larghezze che vanno da *0,5 m* a *3,5 m*. Una delle dimensioni più comunemente utilizzata nel trattamento dei fanghi degli impianti di depurazione è attorno ai *2 metri*. La larghezza della tela viene scelta in funzione del carico giornaliero specifico dei solidi del fango, rapportati al metro di larghezza di tela. In particolare, a seconda del tipo di fango, *1 metro* di larghezza di tela è in grado di trattare una portata oraria di solidi compresa tra $90 \div 550 \text{ kg SS/h} \times \text{ml}$ (per metro lineare di larghezza di tela) e una portata idraulica di lavaggio compresa tra $0,7 \div 3,2 \text{ litri/s} \times \text{ml}$ (per metro lineare di larghezza di tela).

ESEMPIO 10.2

Un impianto di depurazione produce giornalmente una portata di fango di supero di circa $P_s = 2'000 \text{ kg SS/d}$ con un contenuto percentuale di sostanze solide del 3% ($S = 3\%$). Si valuti la larghezza del nastro del filtro (a vuoto) e il numero di macchine necessarie, supponendo un ciclo di lavoro di 8 ore al giorno, per 5 giorni a settimana. Si ipotizzi che, dal Catalogo del Costruttore, sia stata scelta una particolare macchina che presenti le seguenti prestazioni:

- contenuto di secco nel fango disidratato: $S_{out} = 25\%$;
- contenuto di secco nell'acqua separata dal fango: $S_w = 0,09\%$;
- carico specifico massimo di solidi del fango
(per singolo metro lineare di larghezza di nastro): $q_{SS} = 270 \text{ kg SS/h} \times \text{ml}$;
- portata acqua di lavaggio
(per metro di larghezza di nastro): $Q_{wash} = 90 \text{ l/min} \times \text{ml}$.

Si consideri, inoltre, che i pesi specifici (relativamente all'acqua pura) del fango da trattare, del fango disidratato e dell'acqua filtrata dal fango siano, rispettivamente, pari a 1,10; 1,07 e 1,01. Nel peso specifico del fango in entrata viene considerato anche il contributo dei reagenti chimici addizionati a monte della macchina per favorire la disidratazione.

Soluzione. Il volume giornaliero dei fanghi provenienti dall'impianto, e da trattare con la filtropressa, sono (eq. 2.7.1, esempio 2.7 a pag. 144):

$$V[m^3/d] = \frac{P_s[kg\ SS/d] \times 100}{S\% \times (1000\ kg/m^3) \times \gamma_{fangho}} = \frac{(2000\ kg\ SS/d) \times 100}{3\% \times (1000\ kg/m^3) \times (1,10)} \approx 61\ m^3/d;$$

Pari ad una portata settimanale di:

$$V_{sett}[m^3/sett] = (61\ m^3/d) \times (7\ d/sett) \approx 430\ m^3/sett.$$

Il ciclo lavorativo prevede un turno di 5 giorni a settimana (5 d lav/sett), quindi:

$$V_{ciclo}[m^3/d\ lav] = (430\ m^3/sett)/(5\ d\ lav/sett) = 86\ m^3/d\ lav.$$

Che, con un turno di 8 ore lavorative al giorno (h lav), diventano:

$$V_{ciclo}[m^3/h] = (86\ m^3/d\ lav)/(8\ h\ lav/d) \approx 11\ m^3/h.$$

Questo è la portata di volume di fango trattato dalla macchina durante il suo funzionamento. In termini di kg/h, si ha:

$$P_{ciclo}[kg\ SS/h] = \frac{V_{ciclo}[m^3/h] \times S\% \times (1000\ kg/m^3) \times \gamma_{fangho}}{100}$$

sostituendo i valori numerici:

$$P_{ciclo}[kg\ SS/h] = \frac{(11\ m^3/h) \times 3\% \times (1000\ kg/m^3) \times 1,10}{100} = 363\ kg\ SS/h.$$

Questa è la portata oraria di fango trattato dalla macchina durante il suo funzionamento (5 giorni a settimana con 8 ore al giorno). Pari, anche, ad una portata complessiva giornaliera di:

$$P_{ciclo}[kg\ SS/d] = (363\ kg\ SS/h) \times (8\ h/d) = 2904\ kg\ SS/d.$$

La larghezza necessaria per il nastro si calcola:

$$\begin{aligned} B_{nastro}[m] &= P_{ciclo}[kg\ SS/h]/q_{SS}[kg\ SS/h \times ml] = \\ &= (363\ kg\ SS/h)/(270\ kg\ SS/h \times ml) = \\ &= 1,34\ m. \end{aligned}$$

Si impiega, quindi, un nastro di larghezza $B = 1,50\ m$ assieme ad un'altra macchina identica da azionarsi nei periodi di punta o di manutenzione di una delle due macchine.

La relativa portata di solidi che riesce a rimanere nell'acqua filtrata risulta:

$$P_{SWE} [kg SS / d] = \frac{Q_{SWE} [m^3 / d] \times 100}{0,09\% \times (1000 kg / m^3) \times 1,01}$$

sostituendo i valori numerici, si ha:

$$P_{SWE} [kg SS / d] = \frac{(141 m^3 / d) \times 100}{0,09\% \times (1000 kg / m^3) \times 1,01} \approx 155 kg SS / d.$$

Pertanto, il rendimento effettivo di solidi rimossi dalla macchina risulta:

$$\eta = \frac{P_{ciclo} [kg SS / d] - P_{SWE} [kg SS / d]}{P_{ciclo} [kg SS / d]} = \frac{(2904 - 155) [kg SS / d]}{2904 [kg SS / d]} \approx 0,94 (94\%).$$

La macchina scelta può considerarsi idonea per il trattamento di disidratazione.

Osservazioni. Si ipotizzi che, durante l'esercizio dell'impianto di trattamento, si verifichi un'aumento della produzione di fango con una punta doppia ($k = 2$) della portata in arrivo supposta come dato di progetto. La portata di fango al trattamento di disidratazione sarebbe quindi:

$$P_{ciclo\ punta} [kg SS/d] = k \times P_{ciclo} [kg SS/d] = 2 \times (2'904 kg SS/d) = 5'808 kg SS/d.$$

Scelta la particolare macchina e la larghezza del nastro $B = 1,50 m$, la macchina dovrebbe lavorare giornalmente (da sola) per un numero di ore n_{eff} (al giorno) pari a:

$$n_{eff} = \frac{P_{ciclo\ punta} [kg SS / d]}{q_{SS} [kg SS / h \times ml] \times B [m]} = \frac{(5808 kg SS / d)}{(270 kg SS / h \times ml) \times (1,50 m)} \approx 14,3 h / d.$$

Risulta di conseguenza opportuno, in periodo di punta, alternare il funzionamento delle due macchine. Infatti, assieme, le due macchine (uguali) sono in grado di funzionare giornalmente per un totale massimo di:

$$(2 macchine) \times (8 h/d \times macchina) = 16 h/d > 14,3 h/d.$$

La macchina scelta può, quindi, sopperire alle punte di afflusso di solidi, se durante l'esercizio giornaliero viene alternata con una macchina identica.

10.1.4 DISIDRATAZIONE MEDIANTE FILTROPRESSE

I filtri-pressa, anch'essi simili a quelli usati nei processi industriali, sono costituiti da una serie di telai o scatoli metallici intervallati da piastre filtranti. Il fango da disidratare viene introdotto negli scatoli e sottoposto a pressioni tra le $10 \div 12 \text{ atm}$. A tali pressioni, l'acqua passa attraverso i setti filtranti e fuoriesce lateralmente per venire raccolta da apposite gronde. Il fango così liberato dall'acqua viene estratto in fase solida e risulta facilmente asportabile perché presenta un aspetto compatto.

Il funzionamento della filtropressa è discontinuo, in quanto, dopo la fase di disidratazione, si passa all'apertura del filtro e allo scarico. L'intero ciclo ha, solitamente, una durata di circa $2 \div 6 \text{ ore}$. I principali parametri che influenzano le prestazioni di una filtropressa sono:

- la pressione di filtrazione;
- la durata della fase di filtrazione.

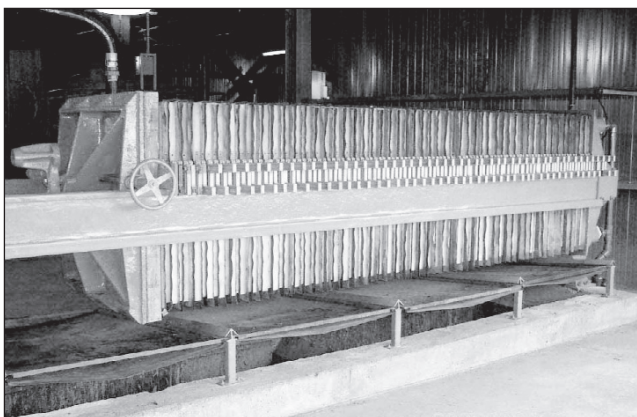
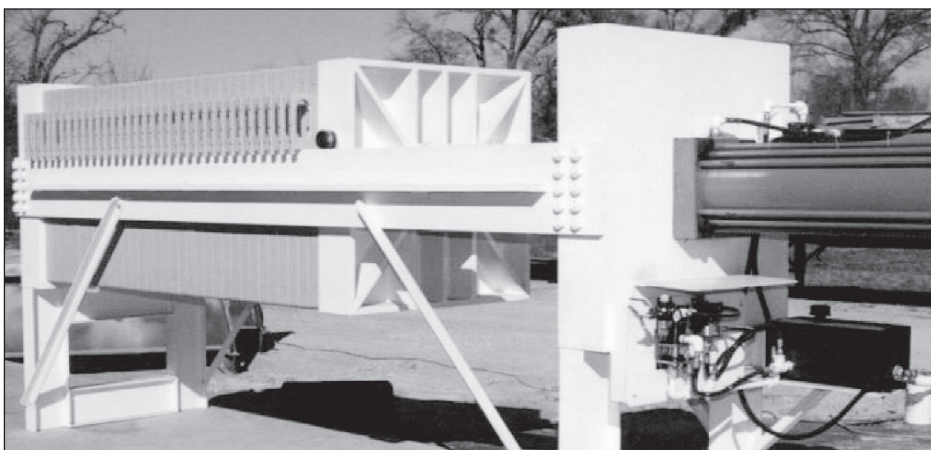


Figura 10.4 –
Particolari di filtropresse
a piastre.

La durata della fase di filtrazione può variare dalle 2 alle 5 ore circa, e dipende dal tipo di fango trattato e dal particolare condizionamento adottato.

Prima della chiusura del filtro, si provvede periodicamente al lavaggio delle tele utilizzando dell'acqua fino alla pressione di 100 bar. Gli ugelli sono disposti ad una distanza di circa 70 mm dalla tela. L'operazione di lavaggio è periodica, e va effettuata ogni 2 ÷ 3 settimane nel caso di utilizzo di condizionanti chimici come il cloruro ferrico e la calce, e ogni 2 ÷ 4 mesi nel caso di utilizzazione di elettroliti o policloruro di alluminio.

La quantità di solidi filtrati è di circa 5 ÷ 8 kg SS/m² (per metro quadro di tela), la produttività è pertanto pari a 1 ÷ 4 kg SS/h × m², considerando tempi di filtrazione di 2 ÷ 4 ore. Le filtropresse a membrana presentano una produttività alquanto maggiore, fino a 10 kg SS/h × m².

10.1.5 DISIDRATAZIONE CON NASTROPRESSE

Le nastropresse sono delle filtropresse a nastro, e sono costituite da due nastri mossi da una serie di rulli di differente diametro. Il percorso dei nastri è molto articolato, con numerosi cambiamenti di direzione. In questo modo, il fango essendo intrappolato dai nastri risulta praticamente “strizzato” durante l'avvolgimento dei rulli.

Il fango viene immesso sulla tela assieme alla soluzione chimica condizionante. Procedendo nel movimento, le tele tendono a chiudersi sottoponendo il fango all'interno ad un'intensa forza di compressione. Poi, durante i cambiamenti di direzione, il fango subisce dei notevoli sforzi di taglio dalle tele a contatto. Il funzionamento della nastropressa è quindi continuo. Il lavaggio delle tele filtranti avviene mediante degli spruzzi di acqua di lavaggio sui entrambi le superfici delle tele. L'acqua di lavaggio delle tele viene generalmente tenuta separata dai filtrati e rinviata nella zona di drenaggio dove vengono separati i solidi.

La portata specifica di alimentazione del fango da trattare deve presentare valori attorno a 1 ÷ 8 m³/h × m² (per metro quadro di nastro). La velocità della tela deve essere attorno a 30 ÷ 60 m/h.

L'efficacia del condizionamento chimico dipende dalla modalità di miscelazione, che viene infatti realizzata in apposite vaschette situate immediatamente a monte della macchina.

10.1.6 DISIDRATAZIONE CON CENTRIFUGHE

La disidratazione del fango può essere attuata anche mediante un processo di centrifugazione. La centrifugazione si svolge in particolari tipi di centrifughe costituite da un volume in parte cilindrico e in parte tronco-conico che ruota a forte velocità. Nell'interno di questo volume è disposto un nastro trasportatore a spirale elicoidale che anche ruota nello stesso senso, ma con velocità leggermente maggiore tramite un opportuno dispositivo. Una tubazione assiale porta il

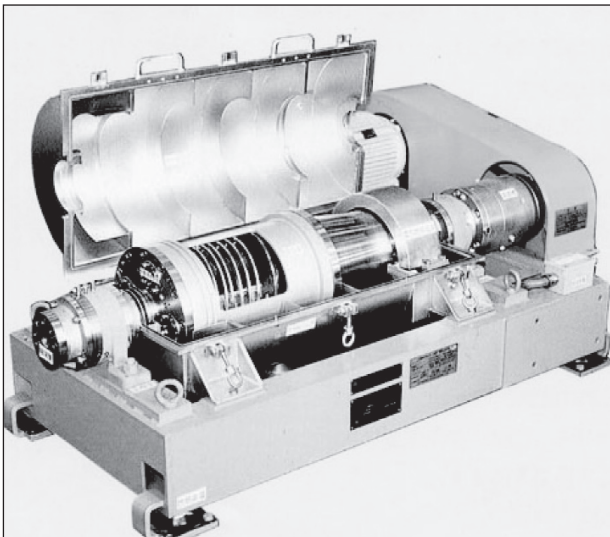
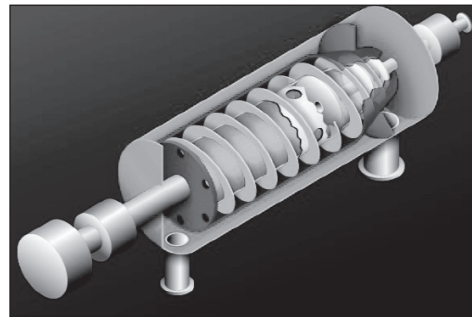
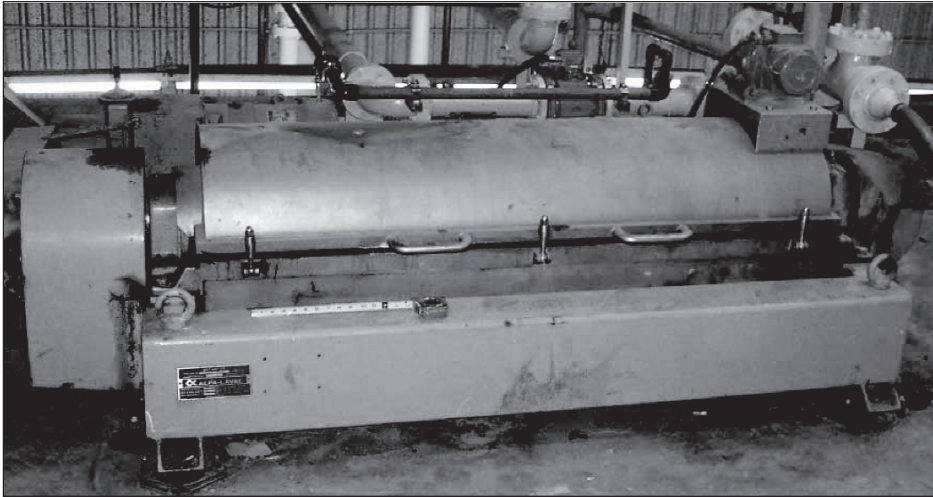


Figura 10.5 –
Particolari di centrifuga.

fango da disidratare nell'interno del recipiente e qui, per effetto della rotazione del fango – che ha maggiore peso specifico dell'acqua – viene spinto verso la periferia e trasportato dal nastro elicoidale verso l'estremità di minore diametro dalla quale poi si scarica. L'acqua di supero viene scaricata all'estremità opposta. La velocità di rotazione della macchina varia dai $1'500 \div 6'000$ giri/min, in funzione del diametro.

L'effetto delle centrifughe producono un fango con una concentrazione di solidi variabile tra il $15 \div 30\%$, a seconda delle caratteristiche dei fanghi trattati. In assenza di condizionamento chimico, il rendimento dell'abbattimento dei solidi varia tra il $50 \div 80\%$; mentre, un idoneo condizionamento chimico può far raggiungere rendimenti di circa $80 \div 95\%$.

Il trattamento di fanghi che presentino un'alta percentuale di solidi mal sedimentabili (a causa, ad esempio, di un inadeguato condizionamento chimico) può dar luogo a problemi operativi. Un'alta percentuale di solidi nell'acqua riciclata verso la testa dell'impianto di trattamento può provocare la circolazione senza fine, tra centrifuga e impianto di trattamento, di un carico sempre maggiore di solidi a granulometria fine.

CAPITOLO XI

I digestori

Quanto riportato in questa parte fa riferimento, soprattutto per il dimensionamento dei digestori aerobici e dei relativi sistemi di aerazione, a quanto anticipato nei paragrafi 2.9 e 2.10, relativi alla Parte II ("*Parametri fondamentali si progetto*"); ai quali si rimanda per maggiori dettagli.

11.1 STABILIZZAZIONE BIOLOGICA DEL FANGO

11.1.1 PREMESSA

Il trattamento di stabilizzazione biologica ha lo scopo di rendere il fango di superiore idoneo allo smaltimento, senza recare danno all'ambiente e agli operatori dell'impianto. Tramite il processo di stabilizzazione, infatti, si riduce la concentrazione dei microrganismi, l'emanazione di odori fastidiosi e la putrescibilità della sostanza organica. Oltre a ciò, si registra anche una riduzione sostanziale della quantità di solidi sospesi presenti nel fango.

In particolare, con la digestione biologica si registra una diminuzione di circa $1/3$ della quantità di fango trattato, a differenza invece di quanto avviene con il trattamento di stabilizzazione chimica, in cui non solo non si riducono le sostanze organiche, ma anzi aumenta la quantità di fango per effetto dell'aggiunta degli additivi chimici.

Come anticipato al paragrafo 2.10, il grado di riduzione dei solidi volatili, nel trattamento di digestione del fango, dipende fundamentalmente da due fattori:

- dal tempo effettivo di permanenza del fango nella sezione di digestione (*età del fango*);
- dalla *temperatura* di processo.

In generale, la digestione può essere attuata scegliendo due linee opposte:

- digestione aerobica (richiesta di ossigeno per il processo);
- digestione anaerobica (richiesta di assenza di ossigeno per il processo).

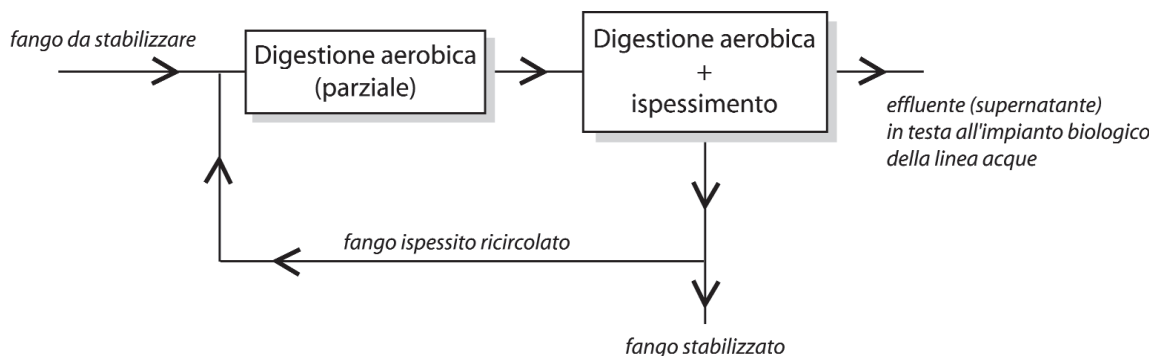


Figura 11.1 – Schema a blocchi di una digestione aerobica con post-ispessimento del fango (alimentazione continua del fango).

Con un processo aerobico, il fango si considera “tecnicamente digerito” quando la concentrazione di solidi sospesi volatili presenti nel fango prima del trattamento ha subito una riduzione di circa il 40%; mentre, con un processo anaerobico, il fango si considera digerito quando i solidi sospesi volatili hanno subito una riduzione di circa il 50%.

11.1.2 I DIGESTORI AEROBICI

All'interno delle vasche (reattori) di digestione aerobica, il fango subisce un trattamento aerobico, simile a quello impiegato per il liquame ed ottenuto impiegando i normali procedimenti in uso per l'ossidazione con fanghi attivi.

Il fango che ha subito un trattamento aerobico non è putrescibile, risulta stabile biologicamente, privo di sostanze colloidali ed in quantità leggermente minore di quella di un fango che, alle medesime condizioni, ha subito un trattamento anaerobico.

In una digestione aerobica, l'acqua che si libera dal fango viene reimpressa in testa all'impianto di depurazione, mentre il fango stabilizzato può venire sottoposto all'essiccamento all'aria aperta oppure essere sottoposto a trattamenti di disidratazione meccanica. La durata del trattamento aerobico è di circa 40 ÷ 60 giorni, se la temperatura di processo si mantiene sotto i 10°C.

La digestione aerobica può attuarsi in una sola vasca, oppure mediante due vasche in serie (*digestione a due stadi*): figura 11.1. La prima vasca viene fatta lavorare con una concentrazione del fango non molto elevata di circa 1 ÷ 1,5% (10 ÷ 15 kg SS/m³), la seconda vasca completa la digestione, attuando contem-

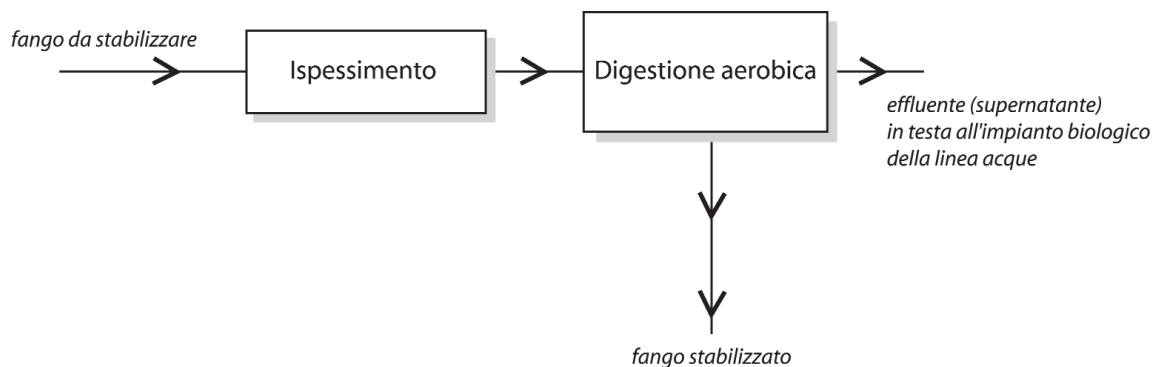


Figura 11.2 – Schema a blocchi di una digestione aerobica con pre-ispessimento del fango (alimentazione continua del fango).

poraneamente un accumulo ed un ispessimento del fango, arrivando a delle concentrazioni di fango attorno al $3 \div 3,5\%$ ($30 \div 35 \text{ kg SS/m}^3$). Non mancano, tuttavia, anche delle disposizioni in parallelo di due vasche con funzionamento alternato ed immissione discontinua del fango da trattare. In ogni caso, l'utilizzo di uno schema di processo a due stadi in continuo (fig. 11.1) presenta, rispetto ad un funzionamento in parallelo e discontinuo, un esercizio meno complicato e una migliore capacità di stabilizzazione delle masse batteriche. Si adottano, anche, dei trattamenti di pre-ispessimento prima di inviare il fango nella vasca di digestione (fig. 11.2), o di ispessimento contemporaneo all'interno della vasca di digestione stessa.^(11.1)

Per il trattamento aerobico, si adottano vasche a pianta circolare o quadrata munite di distributori di aria compressa (insufflazione d'aria) o con agitatori meccanici (turbine). Poiché nelle vasche si provoca un'agitazione e una miscelazione del fango e dell'acqua che si libera, per lo scarico sia di quest'ultima che del fango stabilizzato, si praticano delle soste di alcune ore nel funzionamento giornaliero. In questo modo, il fango in sospensione tende ad addensarsi nel fondo delle vasche, mentre l'acqua (supernatante) si presenta di aspetto più limpido. La conseguenza è che, durante l'esercizio, a causa del continuo apporto di

^(11.1) Molti dei concetti sui parametri di progetto dei digestori, soprattutto aerobici, sono stati trattati nella Parte II. Pertanto, per un dimensionamento di digestione aerobica con e senza ispessimento contemporaneo, si rimanda all'esempio 2.12, paragrafo 2.10.

fango, aumenta il livello di fanghi nella vasca, mentre il livello diminuisce nei periodi di sosta durante i quali si provvede all'estrazione di fango e allo scarico dell'acqua supernatante. Questo impone alle turbine di seguire le escursioni di livello e così anche per le *bocche di presa* dell'acqua. Per queste ultime, si provvede mediante degli sfiori su bracci articolati o su bracci telescopici o con bocche che si aprono a vari livelli. All'estrazione del fango si provvede mediante delle tubazioni che pescano direttamente dal fondo o mediante pompaggio diretto. Per i digestori aerobici,^(11.2) valori del tutto orientativi delle concentrazioni del fango C_f all'interno della vasca di digestione sono, a seconda della provenienza dei fanghi, i seguenti:

- fango non sottoposto ad un preispessimento, o ad un post-ispessimento contemporaneo: concentrazioni C_f dell'ordine di $(2,5 \div 3,5\%) 25 \div 35 \text{ kg SS/m}^3$ (fanghi da sedimentazione primaria e secondaria); C_f dell'ordine di $(8,0 \div 1,2\%) 8 \div 12 \text{ kg SS/m}^3$ (solo fanghi da sedimentatore secondario);
- fango sottoposto a preispessimento o ispessimento contemporaneo: concentrazioni C_f dell'ordine di $(2,0 \div 3,0\%) 20 \div 30 \text{ kg SS/m}^3$ (solo fanghi da sedimentatore secondario);
- per fanghi da sedimentazione primaria e secondaria: C_f non oltre i 40 kg SS/m^3 (4,0%).

Per quanto riguarda i dispositivi di aerazione da utilizzarsi nella digestione aerobica, valgono tutte le osservazioni fatte a proposito delle vasche di ossidazione a fanghi attivi. In particolare, nel caso dei digestori, essendo le vasche piene di fanghi di supero addensati, sono da scartarsi i diffusori a bolle fini, in quanto le elevate concentrazioni del fango possono causare intasamento degli ugelli di scarico, soprattutto per quelle vasche che utilizzano un trattamento discontinuo. In ogni caso, l'adozione di un'aerazione mediante aria insufflata a bolle grosse contribuisce ad immettere calore nella massa di fango (compressione adiabatica dell'aria nei compressori) e quindi ad agevolare le cinetiche del metabolismo dei batteri nel reattore. Viceversa, con l'aerazione superficiale è quasi sempre necessario ricorrere ad aeratori di tipo a galleggiante, soprattutto per un'alimentazione discontinua del fango.

L'utilizzo di aeratori ad aria insufflata o aeratori meccanici sommersi si dimostrano adatti anche per limitare le dispersioni di calore che, invece, caratterizza gli aeratori superficiali a turbina. Sono, inoltre, sempre sconsigliabili gli aeratori meccanici superficiali ad alta velocità ($> 300 \text{ rpm}$) perché non sopportano gli

^(11.2) Per ulteriori dettagli sui parametri di progetto dei digestori aerobici si rimanda a quanto detto nei paragrafi 2.9 e 2.10 e relativi esempi 2.11; 2.12; 2.14; 2.18 (dimensionamento volumi vasche) e 2.29; 2.30 (calcolo fabbisogno ossigeno e dimensionamento sistema di aerazione).

sforzi meccanici per concentrazioni dei solidi superiori allo 0,6% (6 kg SS/m^3). In linea di massima, il quantitativo di ossigeno che i sistemi di aerazione devono fornire effettivamente alla massa di fango in digestione aerobica si aggira attorno a $2 \div 2,3 \text{ kg O}_2/\text{kg SSV}$ eliminati (vedere quanto detto al paragrafo 2.9), tenendo anche conto dell'ossigeno necessario per la nitrificazione delle sostanze organiche azotate. Pertanto, se si utilizza un'aerazione meccanica, sono necessarie delle potenze specifiche da trasmettere di circa $20 \div 35 \text{ W/m}^3$ (per concentrazioni di fanghi attorno al 2% in secco), e fino a $40 \div 50 \text{ W/m}^3$ (per fanghi con concentrazioni fino al 3 ÷ 4% in secco). Mentre, se si utilizza l'aerazione ad aria insufflata, risultano necessari dei volumi specifici di aria di circa $1,2 \div 2,5 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^3$ (per metro cubo utile di vasca).

Normalmente, la potenza richiesta per la miscelazione del fango in vasca è maggiore di quella richiesta per l'ossidazione delle sostanze organiche, e la differenza è tanto maggiore quanto minore è il valore del fattore F_c di carico organico adottato per l'impianto, nella sezione a fanghi attivi (linea acque). Pertanto, il dimensionamento dei sistemi di aerazione di un digestore aerobico di un impianto a fanghi attivi ad aerazione prolungata o a "basso carico" può basarsi direttamente sul valore di potenza minima di miscelazione da garantire in vasca. Valori di riferimento per una stima della produzione specifica del fango trattato (uscente da un trattamento di digestione aerobica) variano, a seconda del tipo di fango trattato, da circa $30 \text{ g/d} \times ab$ a circa $70 \text{ g/d} \times ab$; con una concentrazione di solidi di circa l'1% senza ispessimento e di circa 1,5% con ispessimento contemporaneo.

11.1.3 I DIGESTORI ANAEROBICI

Il digestore anaerobico è una vasca colma d'acqua con del fango immerso sul fondo. Un fango fresco, mantenuto in condizioni di assenza di ossigeno, può andare incontro a due tipi differenti di fermentazione, dai caratteri nettamente distinti:

- una vera e propria "putrefazione", con diminuzione del pH (aumento di acidità) e sviluppo di gas maleodoranti;
- una fermentazione con aumento del pH (fermentazione basica) e con sviluppo di gas inodori, tra i quali il metano (*gas biologico*: CH_4).

Il passaggio dalla fermentazione acida a quella basica avviene se il fango viene mantenuto in assenza di ossigeno e senza apporti di fango fresco dall'esterno almeno per un periodo di tempo di $6 \div 8 \text{ mesi}$. Viceversa, immettendo in vasca direttamente fango fresco con opportuni reagenti chimici (solitamente calce) che correggano costantemente l'acidità mantenendo il pH sul campo basico, si avvia e si mantiene una fermentazione di tipo basico. Quest'ultima viene detta digestione anaerobica del fango. Questo tipo di digestione basica, una volta avviata,

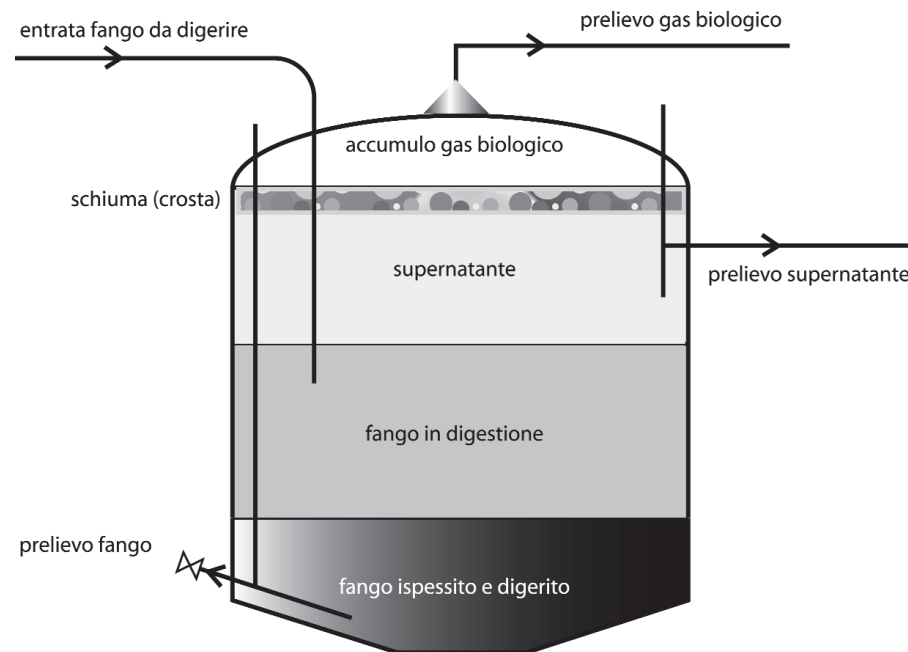


Figura 11.3 – Schema di digestore ad uno stadio non riscaldato (detto a “basso carico”).

si conserva nel tempo, e i successivi apporti di fango fresco all'interno del digestore, iniziano subito una fermentazione basica. In particolare, va detto che l'altro tipo di fermentazione (acida) è lenta e produce odori nauseabondi e grandi quantità di schiume, ed alla fine si ottiene un fango pastoso, maleodorante e più riluttante all'essiccamento. Contrariamente, la fermentazione basica, o digestione, risulta più rapida e non dà alcun odore, produce una schiuma superficiale sotto forma di crosta di modesto volume, e produce un fango inodore e che essicca più facilmente.

La digestione, essendo il risultato di un metabolismo batterico, risente sensibilmente della temperatura e delle sue variazioni; il periodo richiesto per lo svolgimento naturale del processo è di circa 2 mesi, e può venir ridotto notevolmente aumentando la temperatura di esercizio nel reattore. Per questo motivo, è possibile condurre una digestione anaerobica utilizzando digestori *non riscaldati* o *riscaldati*. Infatti, un aumento di temperatura della massa del fango tramite un'immissione esterna di calore, favorisce lo sviluppo e l'aumento delle cinetiche dei metabolismi batterici, con conseguente diminuzione del tempo richiesto per la digestione, e diminuzione dei volumi richiesti per le reazioni biochimiche.

La temperatura di riscaldamento di un digestore anaerobico si aggira, normalmente, sui $30 \div 40^{\circ}\text{C}$ (*digestione mesofila*), in alcuni casi anche con temperatu-

re superiori ai 50°C . Come per tutti i processi biologici, anche in digestione anaerobica va garantito che la concentrazione di azoto sia bilanciata (rapporto carbonio/azoto compreso tra $20/1 \div 30/1$); infatti, scarse o esuberanti concentrazioni di azoto rispetto alle sostanze carboniose può provocare, rispettivamente, un'azione tossica o limitatrice sullo sviluppo batterico. La digestione anaerobica, richiedendo un minimo quantitativo di energia per la sola miscelazione, si rivela particolarmente indicata per il trattamento di fanghi provenienti dalla sedimentazione primaria; infatti, può accogliere e digerire quella quota parte di sostanza organica (circa il 30%) eliminata per sola gravità nel sedimentatore primario.

Come anticipato, il risultato della digestione anaerobica è la produzione di metano (gas biologico). In particolare, circa il $60 \div 70\%$ del gas prodotto è metano, mentre il restante $30 \div 40\%$ è essenzialmente anidride carbonica. Il gas biologico prodotto è caratterizzato da un buon *potere calorifico* ($PCS = 6000 \div 7000 \text{ kCal/m}^3$; $PCI = 5000 \div 5600 \text{ kCal/m}^3$) e che rappresenta in pratica il 90% dell'energia originariamente presente nelle sostanze organiche biodegradabili del fango. Il metano risulta poco solubile nell'acqua e quindi tende a liberarsi facilmente dal fango, accumulandosi nelle parti alte della vasca di digestione che, per tale motivo, deve essere coperta.

I digestori più semplici sono quelli cosiddetti *ad un solo stadio non riscaldati* (digestori "freddi") o *digestori a basso carico* (fig. 11.3). Come si può vedere dalla figura, questo tipo di digestore è un digestore che lavora per zone stratificate, e quindi non richiede una miscelazione molto ridotta se non nulla. Durante l'esercizio di un tale tipo di digestore, si vengono a formare 5 zone tra loro distinguibili:

- uno strato di fango digerito ed ispessito, sul fondo della vasca;
- uno strato di fango in piena digestione;
- uno strato di acqua del fango che presenta poche sostanze solide ma un'elevata concentrazione di BOD_5 ;
- uno strato di schiume consolidate sotto forma di croste che galleggiano sulla superficie dell'acqua del fango;
- una zona di accumulo del gas biologico prodotto dalle reazioni batteriche.

Questa tipologia di digestori, essendo non riscaldati dall'esterno, risentono negativamente degli effetti delle basse temperature e necessitano, assolutamente, di buone coibentazioni verso l'esterno. Spesse volte, quando le oscillazioni della falda freatica lo permettano, le vasche non riscaldate vengono interrate o parzialmente interrate, sfruttando il terreno come mezzo di coibentazione.

Ovviamente, è possibile ricorrere anche ad un *digestore riscaldato ad uno stadio*; ovvero, un digestore in cui un'opportuna portata di fango al suo interno viene spillata, tramite una pompa, e fatta passare in uno scambiatore di calore

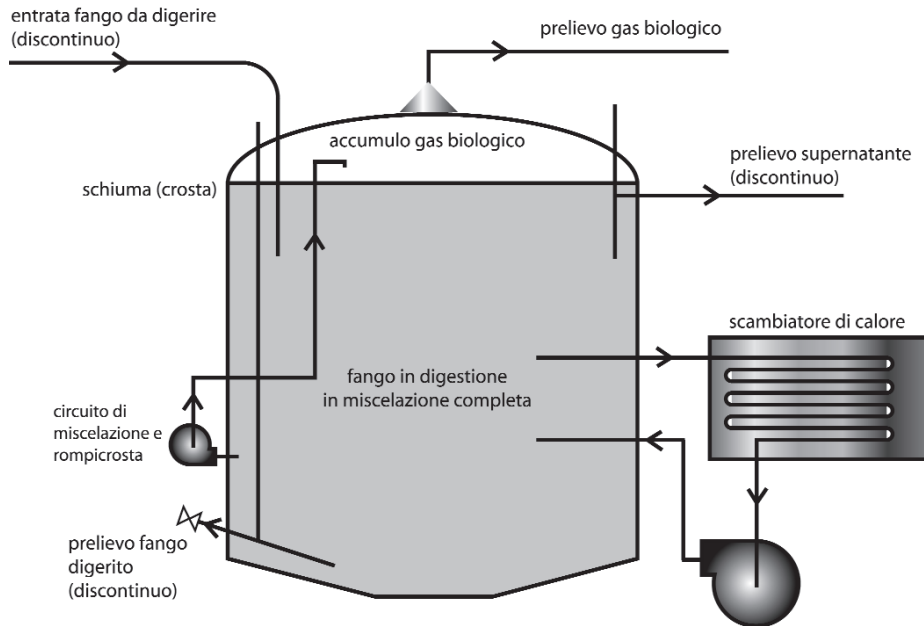


Figura 11.4 – Schema di digestore ad uno stadio riscaldato (detto a "medio carico").

posto esternamente al digestore (fig. 11.4). Nello scambiatore, il fango acquista la quantità di calore necessaria e viene reimmesso all'interno della massa di fango nel digestore. In questo modo, si provvede a mantenere la massa di fango ad una temperatura ottimale per lo sviluppo delle reazioni batteriche e anche per compensare le dispersioni di calore all'esterno. In questo tipo di digestore, la miscelazione è attuata dallo spillamento medesimo, in quanto la massa interna di fango viene rimescolata dal prelievo e dall'immissione di fango operata dall'esterno. In alcuni casi, per la miscelazione, si prevede una seconda pompa di circolazione che aspira il fango in digestione per reimmerlo direttamente sopra la crosta (circuito di miscelazione e rompicrosta). In questo modo il fango, cadendo per gravità, rompe la crosta e si miscela nella vasca aiutando il gas, che man mano si forma nella massa liquida, ad accumularsi nella parte alta della vasca, per poter essere poi prelevato e allontanato. I digestori riscaldati vengono detti *digestori a medio carico*, e la miscelazione del fango viene attuata con maggiore frequenza rispetto ai digestori a basso carico. Per i digestori a medio carico, i continui prelievi e immissioni di fango in vasca rendono più difficile l'ispessimento, non solo perché creano delle correnti turbolente all'interno della massa, ma anche perché immettendo calore inducono nella massa fluida dei moti convettivi per la presenza di gradienti di temperatura all'interno del fango.

La quantità di calore (giornaliera) da somministrare per portare il fango in entrata dalla temperatura di $T_{in} = 10^{\circ}\text{C}$ alla voluta temperatura $T = 35^{\circ}\text{C}$ di esercizio si calcola:

$$Q_{est} [\text{J/d}] = (20'000 \text{ kg fango/d}) \times (4200 \text{ J/kg} \times ^{\circ}\text{C}) \times (35^{\circ}\text{C} - 10^{\circ}\text{C}) \approx 21,0 \times 10^8 \text{ J/d.}$$

Calcolo delle dispersioni di calore. Per il computo delle dispersioni di calore del digestore con il terreno e l'ambiente esterno, risulta necessario calcolare le superfici esterne del digestore stesso.

Si ha, in particolare:

– superficie laterale digestore (pareti verticali perimetrali):

$$S_L = \pi D_{est} \times H_p = 3,14 \times (10,0 \text{ m}) \times (14,5 \text{ m}) \approx 455,5 \text{ m}^2;$$

– superficie di copertura digestore:

$$S_C = (\pi/4) \times D_{est}^2 = (3,14/4) \times (10,0 \text{ m})^2 = 78,5 \text{ m}^2 \text{ (portato a } 80 \text{ m}^2);$$

– superficie di base del digestore (cono rovesciato):

$$S_B = (\pi D_{est}/2) \times [(D_{est}/2)^2 + (H_c - H_p)^2]^{0,5} \approx 92 \text{ m}^2.$$

Dispersione digestore con l'ambiente esterno. Si suppone che il digestore sia a contatto con l'aria dell'ambiente esterno tramite le pareti perimetrali e la calotta di copertura. Di conseguenza, tenendo conto che $[W \cdot s] = [J]$, la relativa dispersione di calore ammonta:

$$\begin{aligned} \Delta Q_{disp\ a} [W] &= U_{da} [W/m^2 \times ^{\circ}\text{C}] \times S_{L+C} [m^2] \times (T_{eser} - T_a) = \\ &= (0,90 \text{ W/m}^2 \times ^{\circ}\text{C}) \times (455,5 \text{ m}^2 + 80 \text{ m}^2) \times (35^{\circ}\text{C} - (-5^{\circ}\text{C})) \approx \\ &\approx 19278 \text{ W} = \\ &= (19278 \text{ W}) \times (86400 \text{ s/d}) \approx \\ &\approx 16,66 \times 10^8 \text{ J/d.} \end{aligned}$$

La dispersione di calore per contatto con il terreno ammonta:

$$\begin{aligned} \Delta Q_{disp\ s} [W] &= U_{ds} [W/m^2 \times ^{\circ}\text{C}] \times S_B [m^2] \times (T_{eser} - T_a) = \\ &= (0,90 \text{ W/m}^2 \times ^{\circ}\text{C}) \times (92 \text{ m}^2) \times (35^{\circ}\text{C} - (-5^{\circ}\text{C})) \approx \\ &\approx 3312 \text{ W} = \\ &= (3312 \text{ W}) \times (86400 \text{ s/d}) \approx \\ &\approx 2,86 \times 10^8 \text{ J/d.} \end{aligned}$$

Il totale delle perdite per dispersione ammonta (giornalmente) a:

$$\Delta Q_{disp\ tot} = \Delta Q_{disp\ a} + \Delta Q_{disp\ s} = 16,66 \times 10^8 \text{ J/d} + 2,86 \times 10^8 \text{ J/d} \approx 20,0 \times 10^8 \text{ J/d.}$$

Di conseguenza, la quantità giornaliera di calore da fornire al fango fresco, in entrata al digestore, risulta complessivamente pari a:

$$\begin{aligned} Q_{est\ tot} [\text{J/d}] &= Q_{est} [\text{J/d}] + \Delta Q_{disp\ tot} [\text{J/d}] = 21,0 \times 10^8 \text{ J/d} + 20,0 \times 10^8 \text{ J/d} = \\ &= 41,0 \times 10^8 \text{ J/d} = \\ &= (41,0 \times 10^8 \text{ J/d}) \times (1 \text{ kCal}/4187 \text{ J}) = \\ &= 980'000 \text{ kCal/d.} \end{aligned}$$

Dimensionamento di massima scambiatore di calore. Si ipotizzi di attuare il trasferimento della quantità di calore, facendo passare la portata di fango fresco attraverso uno scambiatore di calore in controcorrente con acqua calda.

Il circuito sia così costituito:

- *circuito primario* con acqua calda: $T_{a\ in} = 58^\circ\text{C} < 60^\circ\text{C}^{(11.3.1)}$ e $T_{a\ out} = 40^\circ\text{C}$;
- *circuito secondario* con fango fresco: $T_{f\ in} = 10^\circ\text{C}$ e $T_{f\ out} = T_{eser} = 35^\circ\text{C}$.

Si avranno, quindi, le seguenti differenze di temperature in *entrata* "1" e in *uscita* "2" dello scambiatore (con flussi in controcorrente):

- *sezioni di entrata*: $\Delta T_1 = T_{a\ out} - T_{f\ in} = 40^\circ\text{C} - 10^\circ\text{C} = 30^\circ\text{C}$;
- *sezioni di uscita*: $\Delta T_2 = T_{a\ in} - T_{f\ out} = 58^\circ\text{C} - 35^\circ\text{C} = 23^\circ\text{C}$.

La portata in massa di fango (acqua + solidi) a cui è necessario trasferire il calore è:

$$Q_f [\text{kg fango/d}] = (20 \text{ m}^3 \text{ fango/d}) \times (1000 \text{ kg/m}^3) = 20'000 \text{ kg fango/d.}$$

pari a $(27'778 \text{ kg/d})/(1440 \text{ min/d}) = 19,3 \text{ kg/min} \approx 20 \text{ litri/min}$. Per lo scambiatore in controcorrente, disposto esternamente alla vasca del digestore primario, si assuma un coefficiente di scambio globale pari a:

$$\begin{aligned} U_0 &= 450 \text{ kCal/h} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C} = \\ &= (450 \text{ kCal/h} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C}) \times (4186 \text{ J/kCal}) = \\ &= 1'883'700 \text{ J/h} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

^(11.3.1) La temperatura massima dell'acqua nello scambiatore è necessario che sia mantenuta al di sotto dei 60°C circa, per evitare la "cottura" del fango all'interno della serpentina dello scambiatore.

Il bilancio energetico del trasferimento di calore, permette di calcolare la superficie di scambio necessaria, tramite la nota equazione:

$$S_{sc} [m^2] = \frac{Q_{est\ tot} [J/d] / (24\ h/d)}{U_0 [J/h \times m^2 \times ^\circ C] \times \left(\frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \right)} =$$

$$= \frac{(41 \times 10^8\ J/d) / (24\ h/d)}{(1883'700\ J/h \times m^2 \times ^\circ C) \times \left(\frac{30^\circ C - 23^\circ C}{\ln \frac{30^\circ C}{23^\circ C}} \right)} \approx 3,5\ m^2.$$

Imponendo, all'interno dello scambiatore, un tubo per il convogliamento del fango di diametro $DN50\ mm$, affinché la velocità del fango in tubazione si mantenga attorno a $1,6\ m/s$, è necessario che il fango vi venga pompato con una portata di $m_f = (3,14/4) \times (0,50\ m)^2 \times (1,6\ m/s) = 0,3136\ m^3/s$. Pari, quindi, a $(0,3136\ m^3/s) \times (86'400\ s/d) / (1440\ min/d) \approx 19\ m^3/min$. Pari, infine, a $(19'000\ litri/min) / (60\ s/min) \approx 320\ litri/s$. Avendo assunto un diametro $DN50$, la lunghezza lineare totale della tubazione, all'interno dello scambiatore, deve misurare complessivamente: $L = S_{sc} / (\pi \times D_{int}) = (3,5\ m^2) / (3,14 \times 0,50\ m) = 2,3\ m$; (si assume un valore effettivo di $2,5\ m$).

Di conseguenza, la portata di acqua calda da pompare all'interno del circuito di scambio si ricava dall'equazione delle portate (valida indipendentemente dal tipo di flusso in controcorrente o meno):

$$c_{pva} \times m_a (T_{a\ in} - T_{a\ out}) = c_{pvt} \times m_f (T_{f\ in} - T_{f\ out})$$

dove:

- c_{pva} è il calore specifico a pressione e volume costante dell'acqua ($4180\ J/kg \times ^\circ C$);
- c_{pvt} è il calore specifico a pressione e volume costante del fango ($4200\ J/kg \times ^\circ C$);
- m_a è la portata massica della corrente di acqua calda (incognita: litri/s);
- m_f è la portata di fango fresco pompata ($320\ litri/s$).

In base alla suddetta equazione, considerando in prima approssimazione $c_{pva} \approx c_{pvt}$, si calcola la portata d'acqua calda da pompare in controcorrente nello scambiatore:

$$m_a [\text{litri} / s] \approx m_f [\text{litri} / s] \times \frac{(T_{f\ out} - T_{f\ in})}{(T_{a\ in} - T_{a\ out})} = (320\ litri / s) \times \frac{(35 - 10)^\circ C}{(58 - 40)^\circ C} \approx 445\ litri / s.$$

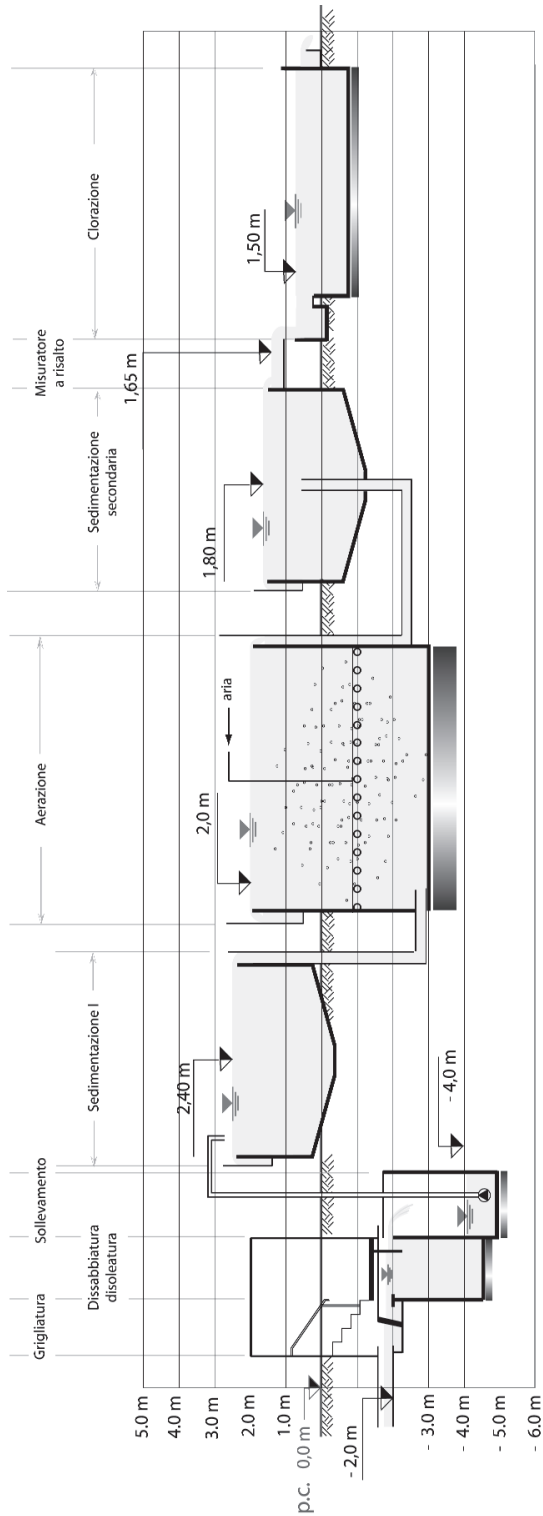
12.1 IL PROFILO IDRAULICO DELL'IMPIANTO

12.1.2 PREMESSA

Tramite il profilo idraulico di un impianto di depurazione si evidenziano le quote piezometriche e geodetiche del refluo in ciascuna sezione di trattamento: dal collettore di arrivo fino allo scarico nel corpo idrico ricettore. Generalmente, i profili idraulici (vedere figure 12.1, 12.2 e 12.3) vengono disegnati con una scala delle altezze multipla di quella delle larghezze, per meglio visualizzare i livelli idrici nelle varie sezioni dell'impianto.

Il profilo idraulico da un lato consente di controllare immediatamente le varie perdite di carico del refluo nel suo passaggio da una sezione a quella consecutiva, dall'altro consente di analizzare la disposizione geometrica delle varie vasche rispetto al piano campagna, in modo da decidere la disposizione che meglio contenga al minimo i costi del sollevamento e degli scavi per l'interramento di parte delle vasche.

I calcoli delle perdite di carico attraverso le varie sezioni d'impianto vengono eseguiti impiegando le note formule dell'Idraulica, e devono essere computati in funzione sia della portata nera Q_n , sia in funzione della portata massima ammassa Q_{max} . In particolare, tramite la portata massima si progettano i vari dislivelli occorrenti tra le vasche, per la condizione più gravosa con massima altezza liquida del corpo idrico ricettore; infatti, le maggiori perdite di carico si registrano in concomitanza delle massime portate transittanti. Mentre, con la portata nera, viene verificato che, fissati i dislivelli tra le varie unità impiantistiche, siano sod-

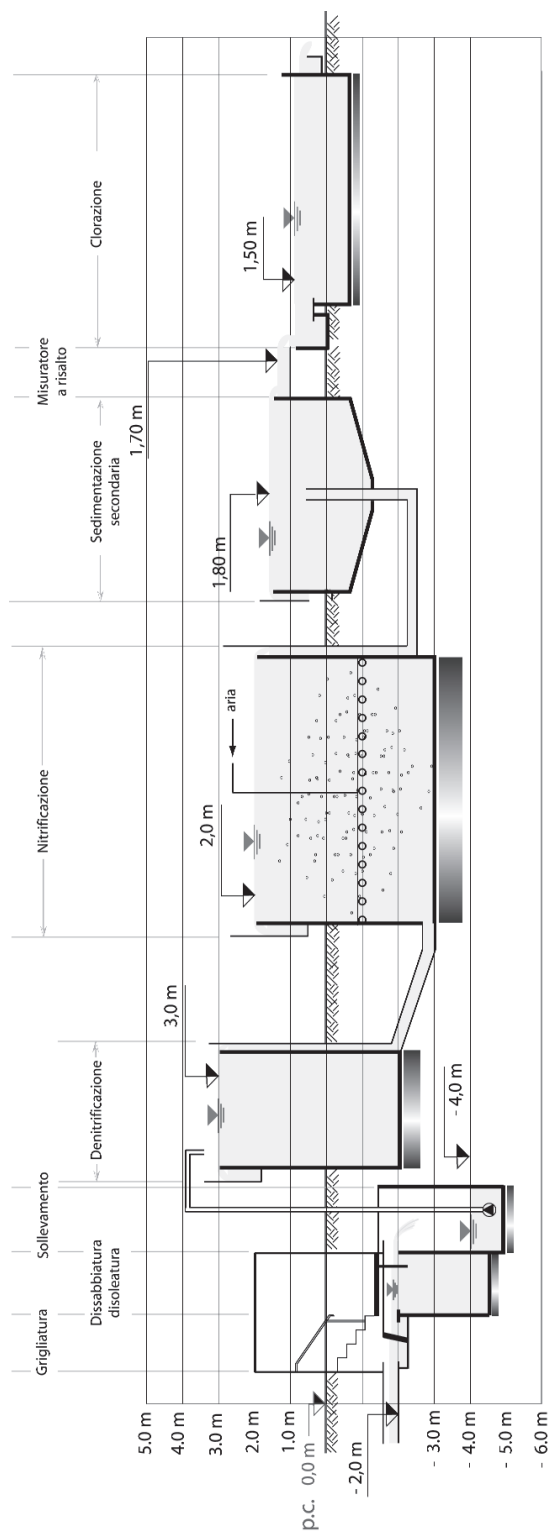


Profilo idraulico impianto di depurazione a fanghi attivi

Perdite di carico (massime) prevedibili:

Perdita di carico da sedimentazione I + aerazione:	0,40 m
Perdita di carico da aerazione a sedimentatore II:	0,20 m
Sfioro da sedimentatore II, misuratore a risalto e clorazione:	0,30 m
Perdita di carico totale (massima) prevedibile nell'impianto:	0,90 m

Figura 12.1 – Esempio qualitativo di profilo idraulico di impianto a fanghi attivi di “tipo classico”.



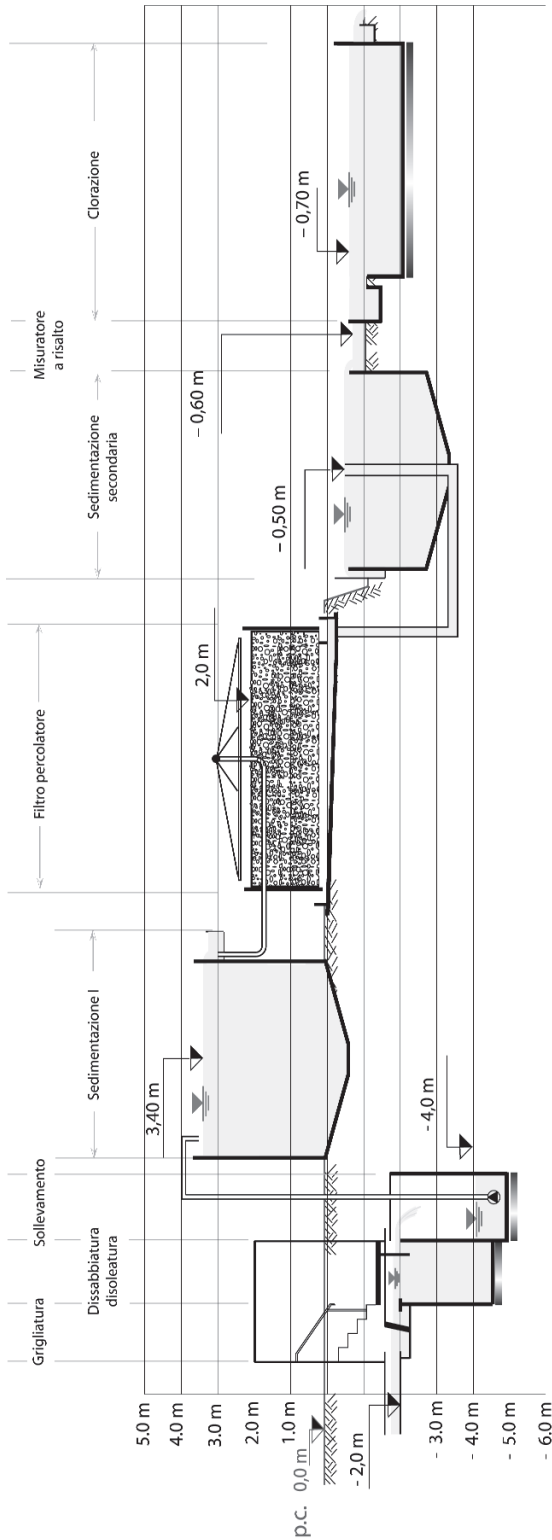
Profilo Idraulico impianto di depurazione a fanghi attivi

Perdite di carico (massime) prevedibili:

- Perdita di carico da denitrificazione a nitrificazione: 1,00 m
- Perdita di carico da nitrificazione a sedimentazione: 0,20 m
- Sfioro da sedimentatore, misuratore a risalto e clorazione: 0,30 m

Perdita di carico totale (massima) prevedibile nell'impianto: 1,50 m

Figura 12.2 – Esempio qualitativo di profilo idraulico di impianto a fanghi attivi del "tipo denitro-nitro".



Profilo Idraulico impianto di depurazione a filtri percolatori

Perdite di carico (massime) prevedibili:

- Perdita di carico da sedimentazione I + filtro percolatore: 1,40 m
- Perdita di carico da filtro percolatore a sedimentatore II: 2,50 m
- Sfioro da sedimentatore II, misuratore a risalito e clorazione: 0,20 m
- Perdita di carico totale (massima) prevedibile nell'impianto:** 4,10 m

Figura 12.3 – Esempio qualitativo di profilo idraulico di impianto a “filtri percolatori”.

disfatte le velocità minime di flusso del refluo attraverso le varie sezioni depurative. Nei profili idraulici riportati nelle figure 12.1, 12.2 e 12.3, si sono tracciati – qualitativamente – le quote idriche e piezometriche relative alla condizione più gravosa di portata massima. In particolare, la perdita di carico complessiva ΔH_{tot} dalla prima vasca a valle del sollevamento fino all'ultima sezione di trattamento (generalmente, la clorazione) deve essere calcolata a partire dall'ultima sezione di trattamento procedendo a ritroso, sommando le singole perdite di carico. In generale, le singole perdite di carico da computare sono:

- perdita di carico sulla tubazione o canale di scarico dell'effluente in prossimità del corpo idrico ricettore (dipendente dalle oscillazioni del livello idrico del corpo idrico);
- perdita di carico nella clorazione;
- perdite di carico nella tubazione o canale di collegamento tra sedimentazione secondaria e clorazione;
- perdite di carico nella sedimentazione secondaria;
- perdite di carico nella tubazione o nel canale di collegamento tra la vasca di ossidazione e la sedimentazione secondaria;
- perdite di carico nella tubazione o canale di collegamento della vasca di aerazione con la vasca immediatamente a monte (generalmente, vasca di sedimentazione primaria);
- perdite di carico nelle sezioni di grigliatura, dissabbiatura, disoleatura e sollevamento meccanico.

In linea orientativa, le massime perdite di carico complessive per impianti a filtri percolatori si aggirano attorno ai $3,0 \div 7,0$ m; mentre, per impianti a fanghi attivi, le perdite di carico complessive variano da circa $0,90 \div 2,5$ m. In particolare, le massime perdite di carico nelle sezioni di sedimentazione secondaria, sfioro e clorazione si aggirano attorno ai $0,30$ m. Mentre, le massime perdite di carico prevedibili tra la vasca di sedimentazione primaria e la vasca di ossidazione biologica risultano attorno ai $0,30 \div 0,40$ m.

12.1.3 RICHIAMO DELLE PRINCIPALI FORMULE IDRAULICHE UTILIZZABILI

In generale, lungo l'intero impianto di depurazione, il refluo fluisce attraverso canali a pelo libero, vasche e tubazioni in pressione. Pertanto, i relativi calcoli idraulici delle perdite di carico dovranno basarsi sulle note formule dell'Idraulica tradizionale, relative ai canali a pelo libero e alle tubazioni in pressione. In particolare, per quanto concerne le tubazioni in pressione, si rinvia a testi specializzati.

Sempre in riferimento alle tubazioni in pressione, si ritiene utile riportare alcune formule pratiche per il calcolo delle perdite di carico concentrate lungo punti

singolari (imbocchi, sbocchi in vasche; allargamenti; restringimenti) di tubazioni in pressione (fig. 12.4). In particolare, indicando con V la velocità media del refluo nella tubazione in pressione che sbocca in una vasca, la perdita concentrata allo sbocco è:

$$\Delta H_{sbocco} [m] = \frac{V^2}{2g}; \quad [12.1]$$

dove:

- $V [m/s]$ è la velocità media in tubazione;
- g l'accelerazione di gravità ($g = 9,81 m/s^2$).

Utilizzando i medesimi simboli, la perdita di carico concentrata da una vasca con imbocco a spigolo vivo (90°) si calcola:

$$\Delta H_{imbocco} [m] = 0,5 \cdot \frac{V^2}{2g}. \quad [12.2]$$

Analogamente, la perdita di carico concentrata da una vasca con imbocco agget-

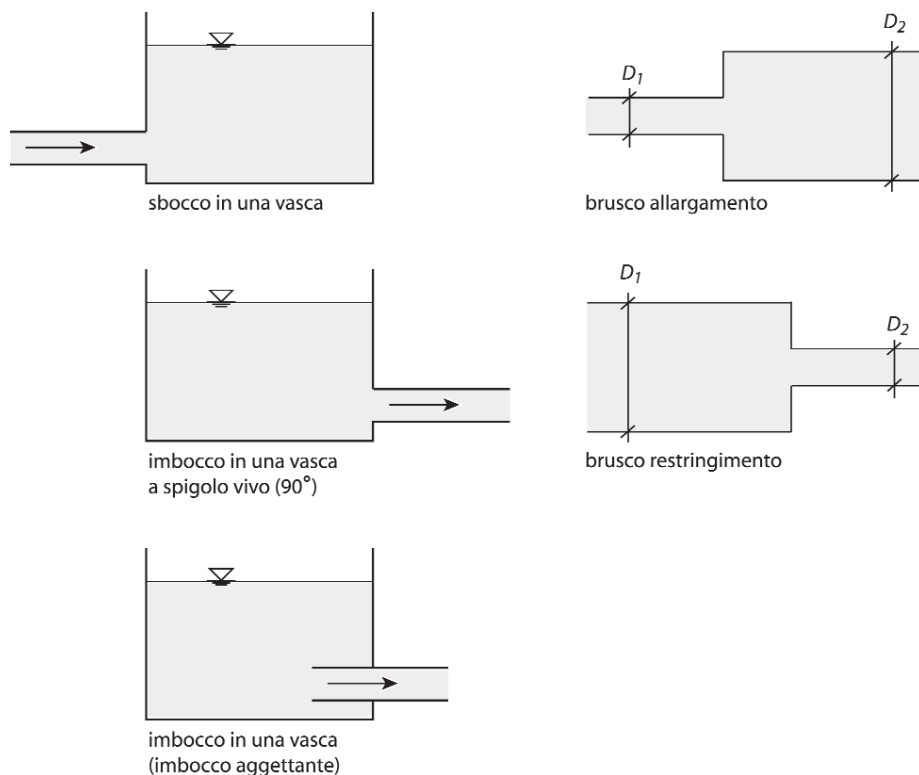


Figura 12.4 – Perdite di carico localizzate per flussi dentro tubazioni in pressione.

tante all'interno si calcola:

$$\Delta H_{\text{imbocco}} [m] \approx 1,16 \cdot \frac{V^2}{2g}. \quad [12.3]$$

Per quanto riguarda, invece, il brusco allargamento la formula per la perdita di carico concentrata nella sezione di cambiamento di diametro è la seguente (formula di BORDA):

$$\Delta H_{\text{allargamento}} [m] = \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}; \quad [12.4]$$

dove:

- V_1 è la velocità (m/s) del refluò nella tubazione di diametro D_1 ;
- V_2 è la velocità (m/s) del refluò nella tubazione di diametro D_2 ;
- g l'accelerazione di gravità ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$).

È interessante osservare che l'espressione 12.1 può essere vista come una forma particolare dell'equazione 12.4. Infatti, il caso dello sbocco in una vasca può essere trattato analogamente al passaggio da una tubazione di diametro minore $D = D_1$ (con velocità $V = V_1$) ad una tubazione di diametro alquanto maggiore (D_2 & D_1), dove la velocità risulta pressoché nulla (evanescente): $V_2 \approx 0$.

In generale, quindi, come riportato anche nell'**Appendice-R**, l'espressione adoperata per il calcolo della perdita di carico concentrata assume l'aspetto:

$$\Delta H = \alpha \cdot \frac{V^2}{2g}, \quad [12.5]$$

dove la variabile α assume i valori del caso. In particolare, il coefficiente assume anche i seguenti valori:

- $\alpha = 0,20$ per un tratto di tubazione con curvatura di 45° ;
- $\alpha = 0,40$ per un tratto di tubazione con curvatura di 90° ;
- $\alpha = 0,50$ per un tratto di derivazione a "T".

Per quanto riguarda, invece, le correnti a pelo libero (moto del refluò lungo canali), viene utilizzata la nota formula di CHÉZY (applicazioni negli esempi 1.8 e 3.6):

$$Q = A \cdot C \cdot \mathcal{R}^{1/2} \cdot i^{1/2} \quad [12.6]$$

dove:

- A è la sezione (m^2) trasversale liquida nel canale;
- \mathcal{R} è il raggio idraulico, rapporto fra l'area della sezione trasversale A e il contorno bagnato P : $\mathcal{R} = A/P$;
- i è la pendenza del fondo del canale (m/m);

– C è il coefficiente di scabrezza [$m^{1/2} \cdot s^{-1}$].

Il coefficiente di scabrezza potrà essere calcolato mediante tre espressioni, elaborate da tre diversi ricercatori. Rispettivamente, BAZIN; KUTTER e GAUCKLER-STRICKLER:

$$C = 87 / [1 + \gamma / \sqrt{R}] \quad [12.7]$$

$$C = 100 / [1 + m / \sqrt{R}] \quad [12.8]$$

$$C = k \cdot R^{1/6} \quad [12.9]$$

Nelle espressioni dei coefficienti di scabrezza, riportate nelle equazioni 12.7; 12.8 e 12.9, i valori dei coefficienti γ ; m e k sono riportati, a seconda del tipo di canale, nell'Appendice-G con i seguenti simboli: γ_B ; m_k e k_s .

Per il calcolo delle perdite di carico attraverso luci funzionanti sotto battente, si usa la formula:

$$\Delta H [m] = \left(\frac{Q [m^3 / s]}{0,60 \cdot A [m^2] \cdot \sqrt{2 \times 9,81 [m / s^2]}} \right)^2; \quad [12.10]$$

dove:

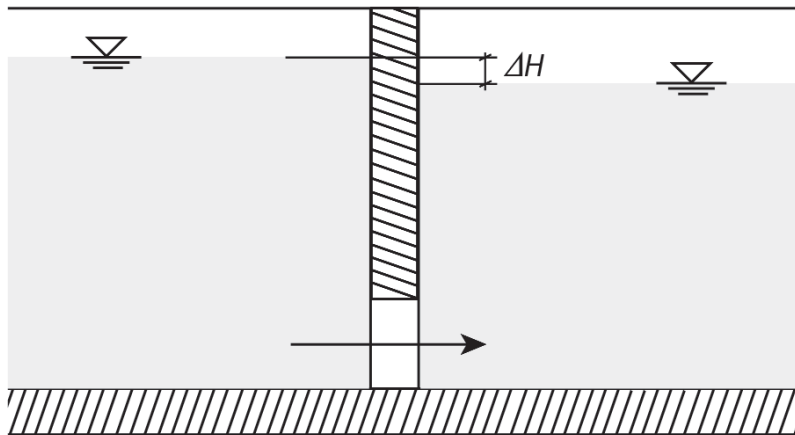


Figura 12.5 – Schema di luce sottobattente.

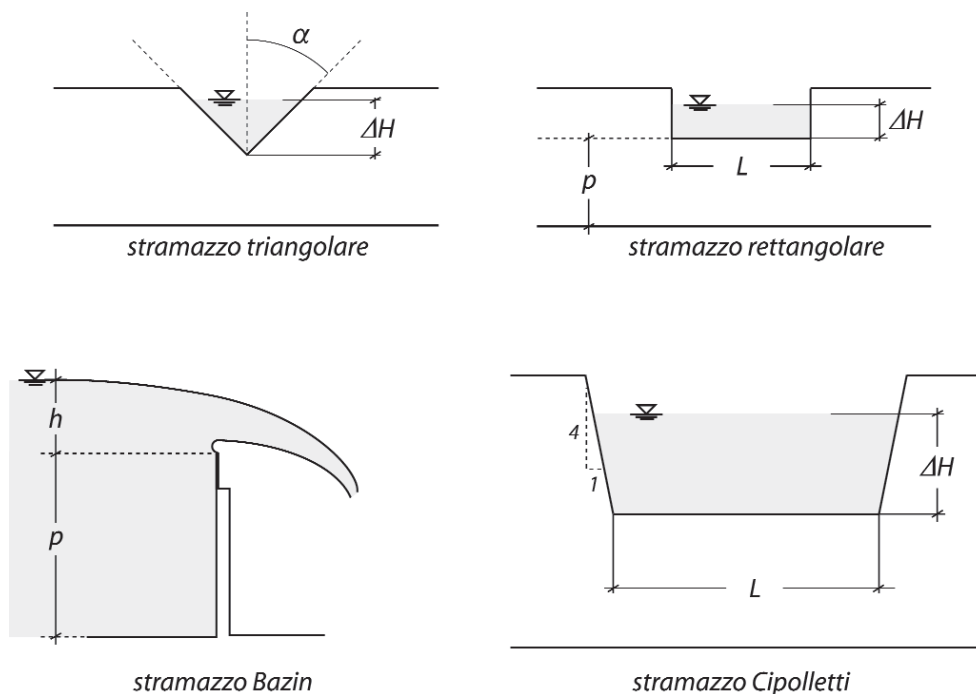


Figura 12.6 – Schemi tipici di stramazzi.

- $\Delta H = H_m - H_v$ è la differenza tra i livelli idrici presenti a monte e a valle della bocca sottobattente (fig. 12.5);
- A è la sezione dell'apertura sottobattente (nota);
- Q la portata che deve transitare (nota).

In funzione dei valori noti Q , A e H_v , tramite l'equazione 12.10, si ricava il valore della perdita di carico totale ΔH e quindi anche l'altezza piezometrica a monte H_m . Per il calcolo della portata stramazza attraverso una soglia triangolare si usa la seguente formula:

$$\Delta H [m] = \left[\frac{Q [m^3 / s]}{1,44 \cdot \operatorname{tg} \alpha} \right]^{2/3} \quad [12.11]$$

dove:

- ΔH è l'altezza d'acqua sulla soglia dello stramazzo a forma di "V" (fig. 12.6);
- α è l'angolo d'inclinazione ($^\circ$) della sezione sulla soglia;

– Q è la portata effluente sulla singola soglia a “V”.

Lo stramazzo rettangolare (HÈGLY o FRANCIS) è regolato dalla seguente equazione:

$$\Delta H [m] = \frac{1}{2,7} \cdot \left(\frac{Q [m^3 / s]}{\mu \cdot L' [m]} \right)^{2/3} \quad [12.12]$$

dove:

- $L' [m] = L [m] - 0,2 \times \Delta H [m]$;
- $\mu = 0,402 + 0,054 \times (\Delta H [m] + 0,0011)/p$ (fig. 12.6: stramazzo tipo BAZIN);

Il computo del valore della perdita di carico ΔH si calcola per approssimazioni successive, iniziando ponendo $L' = L$ e $\mu = 0,402$ e calcolando tramite la 12.12 il primo valore di $\Delta H^{(1)}$. Successivamente, ponendo $L' = L - 0,2 \times \Delta H^{(1)}$ e $\mu = 0,402 + 0,054 \times (\Delta H^{(1)} + 0,0011)/p$, si calcola il nuovo valore di ΔH . Questa medesima procedura va applicata fino alla convergenza.

Lo stramazzo CIPOLLETTI (fig. 12.6) sfrutta l'equazione:

$$\Delta H [m] = \frac{1}{1,5} \cdot \left(\frac{Q [m^3 / s]}{L [m]} \right)^{2/3} \quad [12.13]$$

Infine, lo stramazzo BAZIN, su lama metallica, sfrutta la seguente equazione:

$$h [m] = \frac{1}{2,7} \cdot \left(\frac{Q [m^3 / s]}{\mu \cdot L [m]} \right)^{2/3} \quad [12.14]$$

dove:

- $h [m] = \Delta H [m] + 0,0011 [m]$;
- $\mu = 0,402 + 0,054 \times h/p$.

Anche l'equazione 12.14 va risolta per approssimazioni successive: si pone inizialmente $\Delta H = 0$; si pone $h [m] = 0,0011 [m]$ e si calcola il valore di $\mu = 0,402 + 0,054 \times h/p$. Si sostituiscono tali valori nell'equazione 12.14 e si calcola il valore di $h^{(1)}$, e di conseguenza, il valore di $\Delta H^{(1)} [m]$. Si ripete la medesima procedura utilizzando il valore calcolato $h^{(1)}$, ottenendo alla fine un secondo valore per $h^{(2)}$ e per $\Delta H^{(2)} [m]$. Si va avanti fino alla convergenza.^(†)

[†] Per maggiori delucidazioni in merito alle equazioni dell'efflusso dalle luci che più frequentemente trovano pratica applicazione, consultare il testo: “*Problemi di Idraulica e Meccanica dei Fluidi*”; ALFONSI e ORSI; Casa Editrice Ambrosiana.

- A.S.C.E.; “*Friction Factors in Open Channels*”; Journal of the Hydraulics Division; Vol. n. 89; n. HY2; 1963;
- ACTON; CAPUTO; “*Compressori ed espansori volumetrici*”; “*Introduzione allo studio delle Macchine a Fluido*”; “*Turbomacchine*”; Utet;
- ALBERTO BIANCHI; UMBERTO SANFILIPPO; ITT FLYGT; “*Pompe e impianti di sollevamento, manuale di progettazione e realizzazione*”; Hoepli (2003);
- AMERICAN CONCRETE PIPE DESIGN ASSOCIATION, ARLINGTON; “*Concrete Pipe Design Manual*”; (1970);
- AMERICAN SOCIETY FOR CIVIL ENGINEERS; “*Wastewater treatment plant design*”; Water Pollution Control Federation; (1979);
- AMES CROSTA MILLS & CO. LTD, HEYWOOD, U.K.; “*Simplex Sludge Digestion Plants*”;
- ANTONELLO RUBATTA; ENRICO MARCHI; “*Meccanica dei fluidi principi e applicazioni idrauliche*”; Utet; (1996)
- AWWARF; “*Residential End Uses of Water*”; American Water Works Association Research Foundation, Denver, CO; (1999);
- BARKER, P.L. E P.L. DOLD; “*General Model for Biological Nutrient Removal in Activated Sludge System: Model Presentation*”; Water Environment Research, vol. 69, (1997); pagg. 969 – 984;
- BARNARD, J.L.; “*Biological Nutrient Removal without the Addition of Chemicals*”; Water Research, vol. 9; (1998); pagg. 485 – 490;
- BONOMO L.; “*Digestione anaerobica dei fanghi di depurazione*”; Ingegneria Ambientale; (1974); pagg. 253 – 268;

- BRANCA G. “*Caratteristiche dei liquami urbani*” – Impianti di depurazione dei liquami urbani – ANDIS; (1977);
- BRIX H.; “*Use of subsurface constructed wetlands for wastewater treatment – an overview*”. In: Ramadori R. et al., Proc. Of IAWQ International Seminar: Natural and constructed wetlands for wastewater treatment and reuse: experiences, goals and limits; 1995.
- BRIX H.; “*Wastewater treatment in constructed wetlands: system design, removal processes and treatment performance*”. In: Moshiri G., Constructed wetlands for water qualità improvement. Lewis Publishers, Boca Raton, Florida; 1993.
- CALENDA G. “*Il contributo delle acque pluviali all'inquinamento idrico*” – Ingegneria Sanitaria, vol. 24, n° 4, (1970); pagg. 160 – 200;
- CAPRARI S.P.A. “*Catalogo Tecnico elettropompe sommerse*” (Cod. A96410G/3000/04-95);
- CECCON L. ET AL.; “*Confronto economico tra tecniche di depurazione per le piccole utenze civili*”. C.E.T.A. (Centro di Ecologia Teorica e Applicata), Gorizia; 1999.
- CENTRO STUDI DEFLUSSI URBANI; “*Sistemi di fognatura – Manuale di Progettazione*”; Cap. 7 pagg. 183 – 189. Pagg. 203 – 205; (Editrice “Hoepli”);
- CHIA-SUN YIH; “*Fluid Mechanics*”; MacGraw Hill; New York; 1969;
- CONSTANTINO CONSTANTINIDIS; “*Idraulica applicata generale e agraria*” Edagricole;
- ECKENFELDER W.W.; “*Water Quality Engineering for Practicing Engineers*”; Barnes&Noble Inc., New York; 1970.
- F. M. ENDERSON; “*Open Channel Flow*”; Macmillan; New York; 1966;
- FAST, corso 22-24 maggio 2000, Milano; “*Sistemi di fitodepurazione*”.
- FRANK WOODARD; “*Industrial Waste Treatment Handbook*”; Pollution Engineering; (2001);
- FULVIO DURANTE; “*La depurazione delle acque di fognatura*”; (Editrice “Hoepli”); Cap. 2;
- GASTONE AVOLIO DE MARTINO; “*Costruzione degli impianti per il trattamento delle acque di rifiuto – Trattamenti del fango – parte III*”; Università degli Studi di Napoli, Corso di specializzazione in Ingegneria Sanitaria, (1973);
- GIOVANNI BIANNUCCI E E. RIBALDONE BIANNUCCI; “*Il trattamento delle acque industriali e agricole* (1996);
- GIOVANNI MOLINARI; “*Turbine*”; Esac;
- GIOVANNI PESATORI; “*La pompa il cuore dell'impianto*”; Argomenti Sigma;
- ING. ADOLFO QUINTILIANO; Relazione tecnica: “*Impianto Bio-service Modello BIO65*”;

- ING. GABBI – ECOPLANTS S.R.L.; “*Catalogo ECOPLANTS S.r.l.*” (2004); <http://www.ecoplants.com>; (testi e figure dai seguenti file: Fd1.pdf; Gps1.pdf; Grs1.pdf; Gsv1.pdf; Gsv01.pdf; Gtp1.pdf; Dfo1.pdf; Dvv1.pdf; Ses1.pdf; Dcn1.pdf; St1.pdf; Pa1.pdf; Par1.pdf; Pertc1.pdf; Partp1.pdf; Rc1.pdf);
- ING. GIUSEPPE RIZZO; “*Reti idriche con AutoCAD – Calcolo automatico delle reti idriche a maglie chiuse*”; Dario Flaccovio Editore; (1993);
- ING. NICOLA G. GRILLO; “*La depurazione delle acque meteoriche di dilavamento e delle acque di prima pioggia*” QuaderniTecnici (Ranieri Editore);
- ITT FLYGT ITALIA, Cusago (MI): “*Progettazione, realizzazione, conduzione impianti di sollevamento con pompe Flygt*”; Informazioni Tecniche;
- JOHANSEN N.H.; “*Technical-scientific principles behind reed bed systems and significant examples of application cases in Europe*”; 2000. In: Sistemi di fitodepurazione. Fast, Milano 22-24 maggio 2000.
- JUNN-LING CHAO; R. RHODES TRUSSEL; “*Hydraulic Design of Flow Distribution Channels*”; Journal of Environmental Engineering Division, American Society of Civil Engineers; 105: EE4: 754; 1979;
- KADLEC R.H., KNIGHT R.L.; “*Treatment wetlands*”. Lewis Publishers, Boca Raton, Florida; 1996.
- KADLEC R.H.; “*Chemical, physical and biological cycles in treatment wetlands*”. In: Proc. 6th Internat. Conf. on wetlands systems for water pollution control. Universidade Estadual Paulista, Sao Paulo, Brazil; 1993.
- KADLEC R.H.; “*Hydraulics and solids accumulation in a gravel bed treatment wetland*”. In: Moshiri G., Constructed wetlands for water quality improvement. Lewis Publishers, Boca Raton, Florida; 1993.
- KADLEC R.H.; “*Hydrologic factors in wetland water treatment*”. In: Hammer D.A., Constructed wetlands for wastewater treatment. Municipal, industrial and agricultural. Lewis Publishers, Chelsea, Michigan; 1989.
- L. F. MOODY; “*Friction Factors for Pipe Flow*”; 1944;
- LAGREGA M. D.; BUCKINGHAM P. L., EVANS J. C.; “*Hazardous Waste Management*”; McGraw-Hill, Civil Engineering Series; (1994);
- LUIGI MASOTTI; “*Depurazione delle acque – Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto*”; Cap. 10 pagg. 342 – 377; Cap. 11 pagg. 527 – 537; (Editrice “Calderini”);
- MARK J. HAMMER; “*Manuale di Tecnologia dell’Acqua*”; Cap. 9 pagg. 465 – 467; (Editrice “Tecniche Nuove”);
- METCALF & EDDY; “*Wastewater Engineering – Treatment and Reuse*”; MacGraw Hill;
- MIR EDIZIONI; “*Termotecnica*”;
- NATIONAL CLAY PIPE INSTITUTE; WASHINGTON D. C.; “*Clay Pipe Engineering Manual*”; (1982);

- P. AARNE VESILIND; *“Introduction to Environmental Engineering”*; PWS Publishing Company; (1996);
- PORTIER R.J., PALMER S.J.; *“Wetlands microbiology: form, function, processes”*. In: Hammer D.A., *Constructed wetlands for wastewater treatment. Municipal, industrial and agricultural*. Lewis Publishers, Chelsea, Michigan; 1989.
- PROCEEDINGS OF THE FIRST INTERNATIONAL CONFERENCE ON URBAN STORM DRAINAGE – SOUTHAMPTON, UK; *“Comparison of pollutant mass loads in precipitation and runoff in urban areas”*; pagg. 100 – 120;
- R. K. LINSLEY, JR., M. A. KOHLER, AND J. L. H. PAULHUS; *“Hydrology for Engineers”*; 2d ed.; MacGrw Hill; New York; 1975;
- REED S.C., CRITES R.W., MIDDLEBROOKS E.J.; *“Natural systems for waste management and treatment”*; Mc Graw – Hill, New York; 1995.
- REED, S.C., R.W. CRITES, E. E. J. MIDDLEBROOKS; *“Natural Systems for Waste Management and Treatment”*; MacGraw-Hill, New York; (1995);
- RITTMAN, B.E. E W.E. LANGELAND; *“Simultaneous Denitrification whit Nitrification in Single-Channel Oxidation Ditches”*; Journal Water Pollution Control Federation, vol. 57, (1985); pagg. 290 – 300;
- SALVATO, J. A.; *“Environmental Engineering and Sanitation”*; Wiley Interscience Publishers, New York;
- SERECO S.R.L. *“Bluebook - Impianti, apparecchiature e macchine per il trattamento delle acque”*; ING. GIANLUCA NOTARANGELO; (2004);
- STANDARD ATV – A 262 E.GFA, HENNEF. *“Principles for dimensioning, construction and operation of plant beds for communal wastewater with capacities up to 1000 total number of inhabitants and population equivalents”*, 1998.
- TCHOBANOGLIOUS G.; *“Constructed wetlands and aquatic plant systems: research, design, operational”*; In: Moshiri G., *Constructed wetlands for water qualità improvement*. Lewis Publishers, Boca Raton, Florida; 1993.
- TECHNICAL PAPER NO. 410; CRANE CO.; New York; *“Flow of Fluids through Valves, Fittings, and Pipe”*; 1982;
- TERENCE J. MCGHEE; *“Water Supply and Sewerage”* McGraw-Hill – Civil Engineering Series; 6th ed;
- U.S. EPA; *“Federal Giudelines, State and Local Pretreatment Program”*; Augustus; (1975);
- U.S. EPA; *“Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal”* (1975);
- USEPA, EPA 832 – R – 93 – 008. *Subsurface flow constructed wetlands for wastewater treatment”*; 1993.
- VAN DIJK, L. E G.C.G. RONCKEN; *“Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment: The State of the Art and New developments”*; Water Science

- and Technology; vol. 35; (1997); pagg. 39 – 55;
- VEN T. CHOW; DAVID R. MAIDMENT, AND LARRY W. MAYS; “*Applied Hydrology*”; MacGraw Hill; New York; 1949;
- VINCENZO PETRONE; “*Trasporto dei fluidi e produzione dell’energia – aspetti teorici e macchine*”; Edizioni scientifiche Siderea;
- VISMARA RENATO ET AL.; “*Linee guida per il dimensionamento degli impianti di fitodepurazione a macrofite radicate emergenti: gli esempi internazionali ed una proposta italiana*”; 2000. In: *Ingegneria Ambientale*, marzo/aprile 2000.
- VISMARA RENATO; “*Depurazione biologica*”; Hoepli; (2002);
- VISMARA RENATO; “*Digestione aerobica dei fanghi*”; *Ingegneria Ambientale*, Marzo-Aprile 1981; pagg. 123 – 128;
- VOSLOO; “*Some factors relating the design of activated sludge plants*”; *Water Pollution Control*, (1970); pagg. 470-499;
- VYMAZAL J. ET AL.; “*Constructed wetlands for wastewater treatment in Europe*”. Backhuys Publishers, Leiden; 1998.
- WATSON J.T. ET AL.; “*Performance expectations and loading rates for constructed wetlands*. In: Hammer D.A., “*Constructed wetlands for wastewater treatment. Municipal, industrial and agricultural*”; Lewis Publishers, Chelsea, Michigan; 1989.
- WEF; “*Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, Manual of Practice no. 8*”; Water Environment Federation, (1995); pagg. 30 – 35;
- WILHELM & SOHN; “*Lehr und Handbuch der Abwassertechnik*”; (1979);
- WPCF; “*Clarifier Design*”; Manual of Practice FD-8; Water Environment Federation; Alexandria, VA;
- ZAPPA G.; “*Le pompe centrifughe – calcolo e costruzione*”; Milano; Hoepli (1932).

