

# PREDIMENSIONAMENTO

## Impianti di Depurazione - Vol. I



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 primo di due volumi affronta le problematiche del trattamento dei reflui civili e industriali. Gli argomenti trattati sono relativi alle caratteristiche di qualità delle acque, alla tipologia di reflu trattato, ai controlli sulle acque e ai dati chimico-fisico fondamentali.

Vengono descritti nel dettaglio i principali aspetti chimici, biologici e organolettici delle acque e le caratteristiche idrauliche dei liquami in funzione del tipo di fognatura di adduzione.

Viene fatto cenno anche alle più importanti verifiche statiche per tubazioni interrato sottoposte ai sovraccarichi in superficie.

Si descrivono nel dettaglio i vari parametri di progetto (abitante equivalente, tempo di detenzione idraulica, temperatura, rendimento depurativo, concentrazioni di inquinanti, etc.).

Si passa infine nel dettaglio delle varie sezioni primarie di trattamento meccanico (grigliatura, dissabbiatura e disoleatura), descrivendo le singole peculiarità e proponendo delle pratiche e veloci procedure di progetto. Detagliate tabelle di veloce predimensionamento e descrittive di modelli di vasche in commercio o già predimensionate in funzione del numero di abitanti equivalenti o delle portate sono state fornite gentilmente dalla Ditta Ecoplants S.r.l. di Vicofertile (PR).



ID: 18375931  
www.lulu.com

Copia parziale di valutazione - DEMO

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

Carlo Sigmund



Prima edizione

• Stampato •

**INGEGNERIA SANITARIA AMBIENTALE**  

---

**Predimensionamento impianti di depurazione**

**Volume I**

[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*  
<https://www.ipenz.org.nz/heritage/itemdetail.cfm?itemid=90>

Prima edizione, Febbraio 2016  
Formato cartaceo

Sigmund, Carlo  
Ingegneria Sanitaria Ambientale

Titolo del libro: Predimensionamento impianti di depurazione - Vol. I  
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**



*A Barbara  
e alla sua mamma  
Clara*





# SOMMARIO

<b>Prefazione</b> .....	<b>xvii</b>
<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

---

<b>1.1 Premessa</b> .....	<b>17</b>
<b>1.2 Inquinamento delle acque e caratteristiche di qualità</b> .....	<b>18</b>
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
<b>1.3 Tipologia delle acque reflue</b> .....	<b>30</b>
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
<b>1.4 Controlli sulle acque reflue</b> .....	<b>32</b>
<b>1.5 Dati fondamentali di un refluo</b> .....	<b>33</b>
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
<b>1.6 Controllo dei valori assunti per i dati fondamentali</b> .....	<b>40</b>
<b>1.7 Principali aspetti chimici, biologici ed organolettici delle acque reflue</b> ...	<b>41</b>
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
<b>1.8 Caratteristiche idrauliche dei liquami in funzione del tempo e del tipo di</b>	

<b>fognatura</b>	<b>.45</b>
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
<b>1.9 Trattamento idraulico delle acque di piena</b>	<b>.55</b>
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
<b>1.10 Convogliamento delle acque di scarico</b>	<b>.95</b>
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
<b>1.11 Caratteristiche fondamentali dei condotti e dei giunti</b>	<b>.108</b>
<b>1.12 Sollecitazioni sui condotti interrati delle fognature</b>	<b>.109</b>
1.12.1 Normativa sulla verifica statica delle tubazioni interrate	.115

---

CAP. II - PARAMETRI FONDAMENTALI DI PROGETTO

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

<b>2.12</b>	<b>Fattore di carico volumetrico</b> .....	<b>187</b>
<b>2.13</b>	<b>Fattore di carico volumetrico di solidi sospesi</b> .....	<b>192</b>
<b>2.14</b>	<b>Concentrazione di ossigeno disciolto e aerazione meccanica</b> .....	<b>195</b>
<b>2.15</b>	<b>Fabbisogno di ossigeno per la depurazione</b> .....	<b>231</b>
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
<hr/>		
<b>CAP. III - TRATTAMENTI MECCANICI: GRIGLIATURA, DISSABBIATURA E DISOLEATURA</b>		
<b>3.1</b>	<b>Il trattamento di grigliatura</b> .....	<b>307</b>
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
<b>3.2</b>	<b>Il trattamento di triturazione</b> .....	<b>330</b>
3.2.1	<i>Premessa</i> .....	330
3.2.2	<i>Inconvenienti della triturazione</i> .....	331
<b>3.3</b>	<b>Il trattamento di dissabbiatura</b> .....	<b>331</b>
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
<b>3.4</b>	<b>Il trattamento di disoleatura</b> .....	<b>346</b>
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
<b>Bibliografia</b>	.....	<b>375</b>

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

<b>4.1</b>	<b>Il sollevamento delle acque reflue tramite pompe</b>	<b>375</b>
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
<b>4.2</b>	<b>Equipaggiamento idraulico nelle stazioni di sollevamento con pompe</b>	<b>405</b>
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
<b>4.3</b>	<b>Il fenomeno del colpo d'ariete nelle stazioni di pompaggio</b>	<b>407</b>
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
<b>4.4</b>	<b>Il sollevamento delle acque reflue tramite coclee</b>	<b>411</b>
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
<b>4.5</b>	<b>Il pompaggio dei fanghi</b>	<b>416</b>
4.5.1	<i>Premessa</i>	416
4.5.2	<i>Nozioni fondamentali della classificazione reologica</i>	416

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

---

**CAP. V - LA SEDIMENTAZIONE**

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

---

**CAP. VI - I DISPOSITIVI DI AERAZIONE**

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

*prove in acqua pulita* .....555

---

CAP. VII - SCHEMI TIPICI DI IMPIANTI DI AERAZIONE

**7.1 Tipici Lay-out di impianti a fanghi attivi** .....557

7.1.1 *Premessa* .....557

7.1.2 *Il trattamento biologico-ossidativo negli impianti a fanghi attivi* ...558

7.1.3 *Rendimenti depurativi degli impianti a fanghi attivi* .....560

7.1.4 *Impianto a fanghi attivi a “schema classico”* .....560

7.1.5 *Impianto a fanghi attivi a “schema semplificato”* .....562

7.1.6 *Impianto a fanghi attivi ad “aerazione prolungata”* .....564

7.1.7 *Impianto a fanghi attivi a “contatto-stabilizzazione”* .....567

**7.2 Lay-out di impianti per la rimozione dei composti azotati** .....570

7.2.1 *Premessa* .....570

7.2.2 *Impianto a fanghi attivi con nitrificazione-denitrificazione* .....570

**7.3 Osservazioni ulteriori sugli impianti a fanghi attivi** .....577

**7.4 Lay-out di impianti a filtri percolatori** .....578

**7.5 Rendimenti depurativi degli impianti a filtri percolatori** .....584

**7.6 Impianti a contattori biologici rotanti** .....585

**7.7 Le fosse imhoff** .....609

7.7.1 *Premessa* .....609

7.7.2 *Dati fondamentali per il dimensionamento e la costruzione di una fossa Imhoff* .....610

**7.8 I pozzi disperdenti** .....614

7.8.1 *Premessa* .....614

7.8.2 *Dati fondamentali per il dimensionamento e la costruzione di un pozzo di dispersione* .....614

**7.9 La sub-irrigazione** .....617

7.9.1 *Premessa* .....617

7.9.2 *Dati fondamentali per il dimensionamento e la costruzione di una trincea di sub-irrigazione* .....617

7.9.3 *La sub-irrigazione drenata* .....620

**8.1 La fitodepurazione** .....637

8.1.1 *La fitodepurazione in Europa e in Italia: origini e situazione attuale* .637

8.1.2 *Inserimento della fitodepurazione nel contesto normativo attuale* ...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

<b>9.1</b>	<b>Trattamenti chimici dei reflui</b> .....	<b>661</b>
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
<b>9.2</b>	<b>trattamenti chimici dei fanghi</b> .....	<b>701</b>
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

<b>10.1</b>	<b>Disidratazione dei fanghi</b> .....	<b>707</b>
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

<b>11.1</b>	<b>Stabilizzazione biologica del fango</b> .....	<b>721</b>
-------------	--	------------

*11.1.1 Premessa* .....721  
*11.1.2 I digestori aerobici* .....722  
*11.1.3 I digestori anaerobici* .....725

---

CAP. XII - L'IDRAULICA NEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

**11.2 Alcuni parametri di progetto dei digestori anaerobici(11.4)** .....732  
*11.2.1 Il fattore di carico volumetrico dei solidi* .....732  
*11.2.2 Potenza di miscelazione nei digestori anaerobici* .....733  
*11.2.3 Produzione di gas biologico* .....733

**11.3 Elementi costruttivi dei digestori(11.5)** .....734

**12.1 Il profilo idraulico dell'impianto** .....753  
*12.1.2 Premessa* .....753  
*12.1.3 Richiamo delle principali formule idrauliche utilizzabili* .....757

**Bibliografia** .....779

## **SCOPO E STRUTTURA DEL TESTO**

Questo lavoro affronta un argomento particolare dell'Ingegneria Sanitaria Ambientale: il predimensionamento delle sezioni di trattamento depurativo di reflui civili e industriali. L'argomento, per come è stato qui trattato, si rivolge sia agli studenti laureandi o post-laurea della Facoltà di Ingegneria civile e ambientale, sia agli allievi Geometri degli Istituti Tecnici.

Per ovvie questioni di spazio e semplicità, si è cercato di proporre al Lettore un sunto degli argomenti fondamentali che ruotano attorno a tale materia. La quasi totalità del materiale presentato rispecchia la numerosa letteratura, pubblicata negli ultimi venti anni, nel campo della depurazione – in alcuni casi con conclusioni contrastanti – e ha richiesto un notevole lavoro di sintesi per proporre un testo con una forma utile e utilizzabile. La presente pubblicazione (disgiunta in due volumi) non si propone di costituire un'indagine bibliografica; tuttavia, si è ritenuto utile e necessario riportare un elenco esauriente di riferimenti bibliografici al fine di conferire autorevolezza al materiale presentato e di dare credito professionale a coloro che hanno contribuito e contribuiscono al progresso della conoscenza e della pratica. Gli argomenti principali affrontati sono stati divisi e raggruppati in dodici parti. Gli argomenti fondamentali trattati sono stati suddivisi in due volumi nel seguente modo:

- Le acque reflue (volume I);
- parametri fondamentali di progetto (volume I);
- trattamenti meccanici: grigliatura, dissabbiatura e disoleatura (volume I);
- la stazione di sollevamento negli impianti di depurazione (volume II);



### 1.1 PREMESSA

La corretta gestione delle acque reflue che defluiscono attraverso i bacini urbani nell'impianto di depurazione, finendo nel corpo idrico ricettore per effetto delle precipitazioni e degli scarichi civili e produttivi, rappresenta uno dei punti cardine delle politiche di salvaguardia dell'ambiente e, più in generale, della qualità complessiva della vita nei territori urbanizzati.

Il problema delle acque reflue, infatti, non viene risolto tramite il loro allontanamento dalle zone urbanizzate, per non interferire con le attività sociali ed economiche che in esse si svolgono, ma tramite il controllo del loro impatto effettivo sull'ambiente e sulle risorse idriche in generale.

In pratica, un siffatto controllo si rivela però complesso, in virtù dell'interazione di svariati fattori, non solo puramente ingegneristici ma anche, soprattutto, politici, sociali, urbanistici ed economici.

La stretta commistione esistente tra fognature, impianti di depurazione e corpi idrici ricettori esige uno studio accurato del problema che porta, inoltre, ad individuare soluzioni atte a convogliare alla depurazione anche importanti aliquote delle acque meteoriche.

Negli ultimi due decenni si è dunque assistito ad un crescente fabbisogno di ricerca scientifica e alla continua evoluzione delle tecnologie civili e industriali idonee alla progettazione, costruzione, manutenzione e gestione dei sistemi di drenaggio urbano e degli impianti di depurazione.

In particolare, le motivazioni che caratterizzano un tale interesse possono essere ricondotte ai seguenti punti:

- intensificazione delle aree urbanizzate, con conseguenti incrementi delle portate e dei volumi delle acque reflue, il più delle volte, decisamente non compatibili con le potenzialità degli impianti di depurazione, nonché dei corsi d’acqua ricettori;
- la crescente necessità di far fronte e limitare gli incrementi delle portate da convogliare, per poter limitare e controllare la qualità degli scarichi inquinanti nell’ambiente;
- la maggiore sensibilità nei confronti della salute dell’ambiente e quindi l’esigenza di limitare il più possibile l’impatto sui corpi idrici ricettori, anche in accordo con la parallela evoluzione delle normative locali e nazionali.

## 1.2 INQUINAMENTO DELLE ACQUE E CARATTERISTICHE DI QUALITÀ

### 1.2.1 INTRODUZIONE

La qualità di un’acqua è un dato indispensabile soprattutto per la valutazione dell’inquinamento dei corpi idrici, la programmazione degli interventi di disinquinamento e il dimensionamento delle opere di depurazione. La qualità delle acque andrebbe accertata tramite delle analisi svolte caso per caso, considerando sia i valori medi che gli andamenti temporali dei parametri di interesse.

### 1.2.2 CARATTERISTICHE FISICHE

#### Temperatura

Un liquame può presentare una temperatura differente da quella media dell’ambiente circostante sia per una differente temperatura iniziale dell’acqua non inquinata, sia per immissione di scarichi caldi. La temperatura influisce direttamente:

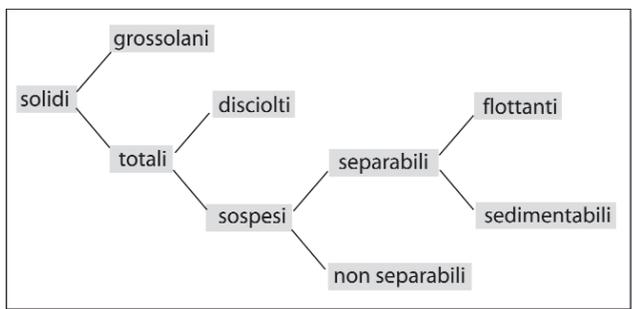
- sulla cinetica di crescita delle biocenosi<sup>(1.1)</sup> presenti nel refluo;
- sulla ventilazione del refluo.

#### Contenuto solidi

Con il termine di “solidi” in un liquido si intendono tutte quelle sostanze che è possibile rilevare ad avvenuta evaporazione del liquido stesso. È possibile classificarli secondo lo schema della figura 1.1. I solidi grossolani sono costituiti da corpi macroscopici che il refluo trasporta: rami, foglie, plastiche, ciottoli, ghiaia,

---

<sup>(1.1)</sup> Una “biocenosi” è un insieme di organismi viventi, di specie diverse che coabitano in una stessa unità di ambiente (“biotopo”) e sono strettamente legati tra loro da rapporti di concorrenza e competizione nella conquista del cibo e dello spazio. Una biocenosi è equilibrata quando i suoi componenti sono proporzionalmente



**Figura 1.1** –  
Classificazione dei solidi  
presenti in un refluo.

ecc. I solidi totali costituiscono il residuo dell'essiccamento di un campione di refluo posto alla temperatura di  $103 \div 105$  °C, includendo, nella misura, anche l'acqua di cristallizzazione.

A loro volta i solidi totali si suddividono in:

- *solidi disciolti*, che non si riesce a trattenere da una membrana filtrante;
- *solidi sospesi*, che si riesce a trattenere da una membrana filtrante.

I solidi sospesi sono ulteriormente suddivisibili in:

- *solidi non separabili*, che rimangono in sospensione in un prefissato volume liquido tenuto a decantare per un'ora e sono costituiti da sostanze di natura prevalentemente colloidale;
- *solidi separabili*, che si riesce a separarli in un prefissato volume di liquido fatto decantare per un ora.

I solidi separabili possono essere suddivisi in:

- *solidi flottanti*, presentano peso specifico minore di quello del liquido in cui sono presenti e quindi tendono a raccogliersi sulla superficie. Alcune sostanze presentano caratteristiche proprie dei solidi flottanti creando sottili film superficiali o depositi di schiume che ostacolano gli scambi gassosi del liquame con l'ambiente esterno a contatto;
- *solidi sedimentabili*, presentano una densità maggiore di quella del liquido in cui si trovano, e pertanto tendono a precipitare e ad accumularsi sul fondo. Tali solidi tendono maggiormente a decantare soprattutto quando le velocità di trasporto idraulico sono relativamente modeste, formando dei veri e propri depositi.

---

distribuiti in modo che nessuna specie si propaghi a dismisura sovvertendo l'equilibrio ambientale, ed è completa quando è composta da organismi produttori (piante verdi), da organismi consumatori (erbivori e carnivori) e da decompositori (batteri, funghi).

I solidi, in generale, possono essere suscettibili di un'ulteriore suddivisione in funzione della temperatura di  $600^{\circ}\text{C}$  a cui può venire sottoposto il residuo fisso. In tal caso, le ceneri rimaste vengono considerate essenzialmente di due differenti tipi:

- *solidi inorganici*, costituiti dalla quota parte di ceneri rimasta, e quindi visibile ad occhio nudo;
- *solidi organici (solidi volatili)* costituiti dalla frazione della massa del residuo fisso che risulta volatilizzata per calcinazione (quindi determinabile per differenze di pesi).

### 1.2.3 CARATTERISTICHE BIOLOGICHE

#### Biocenosi presenti nelle acque

Le acque reflue sono sempre sature di biocenosi di svariati tipi, la cui presenza in soluzione trova origine sia dal precesso di dilavamento delle acque sui suoli, sia dal particolare uso e condizioni al contorno dell'acqua stessa e sia, soprattutto, dalle deiezioni umane in essa riversate.

Nelle acque reflue sono presenti, in maniera copiosa, dei microrganismi unicellulari, con dimensioni mediamente comprese fra  $0,5$  e  $5\ \mu$  circa, chiamati *batteri* o *schizomiceti*.

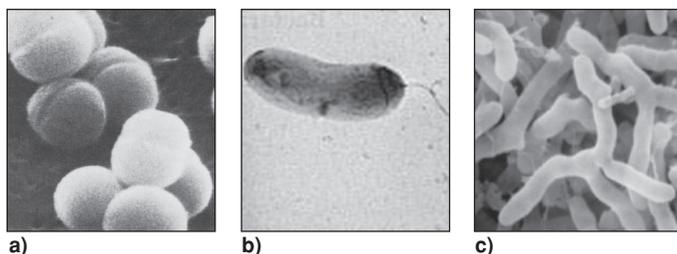
Alcuni batteri presentano caratteristiche strettamente aerobie, vale a dire che vivono e si sviluppano in ambienti ricchi di ossigeno disciolto in soluzione; altri sono strettamente anaerobi, cioè vivono e si sviluppano in ambienti poveri o addirittura privi di ossigeno disciolto. Inoltre, si è constatato che la maggior parte dei batteri ha la particolarità di comportarsi come anaerobi facoltativi o aerobi facoltativi, potendo ambientarsi in ambienti con presenza o assenza di ossigeno disciolto.

È inoltre utile discernere i batteri a seconda della loro forma; pertanto, essi si possono suddividere in:

- *cocchi*, di forma arrotondata;
- *vibrioni*, di forma che ricorda quella della “virgola”;
- *bacilli*, di forma allungata.

Ulteriore utile classificazione dei batteri è la distizione in *saprofiti*, cioè esseri unicellulari che tendono a svilupparsi in modo autonomo, e *parassiti* che, invece, si sviluppano e vivono a spese di un altro organismo “ospite”.

Fra i batteri saprofiti, alcuni risultano *autotrofi*, cioè utilizzano come nutrimento i prodotti chimici inorganici base presenti nell'acqua, e creano come conseguenza del loro metabolismo materiale cellulare complesso. La maggior parte sono *eterotrofi*, cioè si nutrono di sostanze organiche complesse presenti in soluzione, causando, come conseguenza del loro metabolismo cellulare, la trasfor-



**Figura 1.2** – Forme qualitative con cui possono distinguersi i batteri:

- a) *cocchi*;
- b) *vibrioni*;
- c) *bacilli*.

mazione delle suddette sostanze organiche complesse in sostanze più semplici, fino a terminare alle sostanze inorganiche. Sono questi i batteri che stanno alla base dei processi sfruttati nella depurazione biologica.

Fra i batteri parassiti, particolare importanza assumono i batteri cosiddetti *patogeni*, che sono responsabili della produzione di composti tossici e velenosi per l'organismo ospite. In particolare, in relazione all'uomo, da segnalare il ceppo di tipo enterico, che si sviluppa nel tratto gastro-intestinale dell'uomo (e di altri animali). Nei liquami risultano presenti batteri di origine idrica, responsabili di febbri tifiche e paratifiche; tali patologie sono causate rispettivamente dalla *Salmonella typhi* e dalla *Salmonella paratyphi*; c'è poi la salmonellosi, causata da numerose specie di salmonelle e dovuta maggiormente al ceppo *Salmonella typhimurium*; la sigilloso, chiamata anche dissenteria bacillare dovuta principalmente ai ceppi *Shigella sonnei* e alla *Shigella flexneri*; inoltre, la tubercolosi, causata dal *Mycobacterium tuberculosis*; il colera, causato dal *Vibrio cholera*; la leptospirosi, causata dalla *Leptospira icterohaemorrhagiae*. Altri ceppi batterici sono assunti, invece, quali indice di inquinamento batterico.

### Indici di inquinamento batterico

Le determinazioni batteriologiche vengono eseguite individuando il numero di colonie che si sviluppano all'interno di apposite colture. Il risultato viene, generalmente, espresso mediante l'indice *MNP* (*Most Probable Number*) che indica il numero, in termini probabilistici, di colture in un prefissato volume di soluzione (spesso *100 ml*). Altri tipi comuni di determinazioni sono:

- la coltura in agar alla temperatura di  $20^{\circ}\text{C}$  (carica batterica totale); tendente a favorire le specie che vivono sul terreno;
- la coltura in agar a  $37^{\circ}\text{C}$ , che favorisce le specie che vivono negli animali a sangue caldo.

Molto importanti sono le determinazioni dei coliformi ed in particolare:

- *coliformi totali*;
- *coliformi fecali*, che si riferisce alla specie imputabile a derivazione di tipo fecale.

#### 1.2.4 CARATTERISTICHE CHIMICHE

##### La grandezza pH

La concentrazione idrogenionica, data dalla nota espressione:

$$\text{pH} = -\log_{10} [H_3O^+] \quad [1.1]$$

oppure:

$$\text{pH} = \log_{10} \frac{1}{[H_3O^+]}; \quad [1.1\_a]$$

dove  $H_3O^+$  è la concentrazione idrogenionica presente in soluzione acquosa.

Il presente parametro viene assunto come tramite di riferimento per discernere tra soluzioni chimicamente *acide*, *alcaline* o *neutre*.

Il campo acido di una soluzione acquosa, ovvero con elevata concentrazione di  $H_3O^+$  si estende nel seguente intervallo:  $0 \leq \text{pH} < 7$ ; a  $\text{pH} = 7$  corrisponde la neutralità; il campo alcalino viene definito dal campo:  $7 \leq \text{pH} < 14$ . L'intervallo alcalino è quindi caratterizzato da una relativamente bassa concentrazione di ioni  $H_3O^+$  e, di conseguenza, da una relativamente alta concentrazione di ioni  $OH^-$ .

Il valore del pH delle acque ha un'importanza fondamentale nell'influire sui processi biologici e sulle reattive cinetiche chimiche e biochimiche.

Negli impianti di depurazione biologica il pH deve essere compreso nel campo dei valori 6,5 ÷ 8,5 circa. In questo campo, è necessario che le variazioni nel tempo siano il più possibili gradualmente, per evitare che le cinetiche chimiche interferiscano negativamente sui rendimenti dei processi depurativi.

##### Sostanze inorganiche

**Ossigeno disciolto.** La presenza o meno di ossigeno disciolto in soluzione determina l'instaurarsi di attività microbiche di tipo aerobiche o anaerobiche oltre che la vita o la morte delle specie acquatiche superiori.

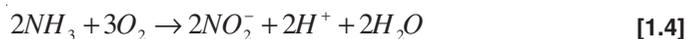
In generale, è utile introdurre il parametro “*deficit di ossigeno*” – misurato come differenza tra la concentrazione dell'ossigeno alla data temperatura in condizioni di saturazione e l'ossigeno effettivamente presente come disciolto – per valutare subito qualitativamente lo stato di salute di un'acqua. La concentrazione di saturazione dell'ossigeno in soluzione acquosa dipende fortemente dalla temperatura e dalla pressione a cui si trova la soluzione.

**Azoto.** L'azoto risulta presente nei liquami grezzi principalmente sotto forma di ammoniaca  $NH_3$ ; inizialmente combinato nelle molecole di varie sostanze organiche complesse, costituenti fondamentali delle cellule degli organismi viventi. La trasformazione avviene per ossidazione e degradazione chimica di queste sostanze, con la formazione in soluzione di ammoniaca. Le reazioni chimiche

che intervengono sono molteplici, molto complesse e alcune reazioni intermedie non sono tutt'ora del tutto chiare. Malgrado ciò, in via esemplificativa, è possibile sintetizzarle tutte nel seguente bilancio chimico:



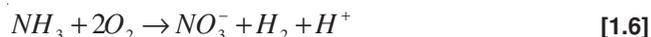
ovvero, le sostanze organiche  $C_5H_7O_2N$  tendono ad essere ossidate ad anidride carbonica, acqua e ammoniaca. Successivamente, l'ammoniaca presente in soluzione viene ossidata per via batterica (tramite il ceppo batterico dei *nitrosomonas*) a nitriti, secondo la seguente reazione semplificata:



Procedendo oltre, i nitriti possono essere ossidati nuovamente per via batterica (questa volta tramite il ceppo batterico dei *nitrobacter*) a nitrati, secondo la reazione semplificata:



Cumulando le due ultime reazioni si ha l'espressione di quella che, comunemente, viene considerata la reazione globale di **nitrificazione** batterica:



Si comprende immediatamente, quindi, che tali reazioni chimiche, che si instaurano per via batterica, si concludono con un consumo non indifferente di ossigeno disciolto; o, usando un'espressione più precisa, utilizzando una consistente frazione della **domanda biochimica di ossigeno (BOD)**. Il quantitativo effettivo di ossigeno viene valutato, come risulta dalla reazione stessa di nitrificazione, osservando che *1 kg* di composti ammoniacali (espressi come  $[N-TKN]$ )<sup>(1,2)</sup> richiede circa *4,6 kg* di ossigeno come  $O_2$ .

I nitrati  $NO_3^-$  che si formano per ossidazione chimica dei composti ammoniacali costituiscono una "riserva" di ossigeno non solo per il corpo idrico ricettore ma anche per l'impianto stesso di depurazione. Infatti, se in una sezione dell'impianto depurativo il refluo permane per troppo tempo in condizioni di deficit di ossigeno disciolto, i microrganismi, per soddisfare la richiesta di ossigeno necessaria all'ossidazione della frazione carboniosa del *BOD*, possono utilizzare l'ossigeno presente nelle molecole dei nitrati. L'assorbimento di ossigeno dai

<sup>(1,2)</sup> Le forme ridotte sotto forma di ammoniaca e sostanze organiche ammoniacali sono generalmente indicate come azoto *TKN* (*Total Kjendhal Nitrogen*), in riferimento al noto metodo di analisi chimica (*di Kjendhal*) che permette di misurare globalmente le forme ridotte dell'azoto.

nitrati è reso possibile da numerosi batteri specializzati di tipo eterotrofo (*Pseudomonas*, *Micrococcus*, *Achromobacter*, *Bacillus*, *Spirillum*...) che, quindi, in presenza di ossigeno disciolto in soluzione, utilizzano l'ossigeno stesso; ma in un refluo con assenza di ossigeno disciolto, sono comunque in grado di utilizzare l'ossigeno presente nei nitrati, se presenti. Questo processo di utilizzazione dell'ossigeno dai nitrati viene denominato processo di **denitrificazione**, ed è regolato dalla seguente reazione chimica:



I batteri denitrificanti operano, quindi, una reazione riduttiva determinando come “sottoprodotto” di reazione dell'azoto molecolare gassoso, il quale tende ad allontanarsi dalla soluzione perché sotto forma di aeriforme. Oltre che di ossigeno i batteri denitrificanti necessitano, per il loro sviluppo, di un substrato di tipo carbonioso, da utilizzare come “cibo”. Le sostanze di tipo carbonioso possono essere già contenute nel liquame grezzo o depurato, oppure possono essere fornite dall'esterno come l'alcool metilico, saccarosio, glucosio, ecc.

Il fenomeno della denitrificazione, negli impianti di depurazione, può essere un fenomeno voluto e controllato, quando l'impianto è orientato per l'abbattimento più completo possibile dei composti azotati presenti nel refluo; mentre, può essere un fenomeno non voluto che, quindi, si instaura in maniera non controllabile, causando sensibili difficoltà operative nel processo depurativo, oltre che a sensibili abbassamenti dei rendimenti depurativi.

L'azoto interviene anche, e in maniera sostanziale e determinante, nei fenomeni cosiddetti di **eutrofizzazione**. Tale fenomeno è, essenzialmente, un processo che consiste nell'arricchimento di composti azotati che rendono l'acqua per usi umani sgradevole o inutilizzabile per gli approvvigionamenti idrici.

L'abbondanza di composti azotati (nutrienti) squilibra i normali processi vitali promuovendo la fioritura di alghe color verde-blu che non sono facilmente utilizzate come cibo dallo zooplancton, e in tal modo l'acqua tende a diventare torbida. Contemporaneamente le alghe aumentano, e dalla superficie tendono ad affondare andando in zone dove la luce penetra sempre con meno intensità. A lungo andare, si innesca la decomposizione ad opera dei batteri aerobi, esaurendo l'ossigeno disciolto soprattutto in profondità. Inoltre, la presenza di alghe, dalla superficie sino al fondo, aumenta la torbidità e, quindi, ostacola parallelamente la fotosintesi clorofilliana.

**Fosforo.** Le forme sotto le quali il fosforo è più comunemente presente nelle acque reflue sono gli ortofosfati  $PO_4^{2-}$ , i polifosfati (polimeri dell'acido fosforico) ed i fosfati di natura organica. I polifosfati, come per esempio l'esametafosfato, si idrolizzano gradualmente in soluzione acquosa trasformandosi in ortofosfati solubili che sono, d'altra parte, anche prodotti dalla decomposizione

batterica di alcuni composti organici. Poiché la maggior parte dei composti del fosforo è solubile in acqua, la rimozione tramite trattamenti fisici di selezione per sedimentazione non è del tutto efficace. In linea di massima, il contenuto totale di fosforo delle acque reflue passa solo da circa 10 a 9 mg/l per sola sedimentazione. Grosso modo, l'ammontare del fosforo presente nella flocculazione che si forma nei processi di trattamento a fanghi attivi corrisponde a circa l'1% della richiesta biochimica di ossigeno del refluo. È per questo motivo che, dopo un trattamento di selezione per sedimentazione e poi per ossidazione biologica, il contenuto di fosforo scaricato a valle dell'impianto depurativo riesce a calare solo da 10 a 8 mg/l. È in ogni caso appurato che un processo convenzionale di trattamento biologico riesca ad eliminare soltanto dal 10 al 40% del fosforo presente nel refluo da trattare.

Ogni persona immette mediamente nelle acque di scarico una quantità annua di fosforo pari a circa 1,5 kg che dà luogo ad una concentrazione media di 10 mg/l. Del fosforo totale immesso, circa il 40% deriva da scarichi di tipo sanitario, mentre il restante 60% è imputabile ai fosfati presenti nei detersivi di uso domestico. Per tale motivo, il controllo della quantità di fosforo immesso nelle acque è stato concentrato nell'adottare dei detersivi con differenti composti dai fosfati.

Uno degli effetti principali del fosforo sulle acque è l'eutrofizzazione. Infatti, il fosforo si può considerare come il principio attivo che regola in natura la crescita dei vegetali nelle acque. Analogamente all'azoto, un'eccessiva presenza di fosfati solubili nelle acque dà luogo ad un abnorme effetto fertilizzante per la vegetazione acquatica. Il risultato finale è una crescita spropositata di alghe e quindi una diminuzione di trasparenza delle acque e una conseguente diminuzione dell'ossigeno disciolto.

Il rimedio più razionale per controllare l'inquinamento da fosforo è quindi il trattamento delle acque di scarico che vengono immesse direttamente nei corpi idrici ricettori. Alcuni paesi hanno già fissato dei limiti alla concentrazione di fosforo nelle acque che vengono scaricate a valle delle ultime sezioni degli impianti di depurazione. Oltre che a precisi limiti sulla concentrazione di fosforo nelle acque uscenti, le normative emesse prevedono anche precise percentuali per l'abbattimento, che deve essere ottenuto durante il trattamento. Il limite di concentrazione nelle acque uscenti varia, grosso modo, da 0,1 a 2,0 mg/l; mentre, il rendimento specificato in merito all'abbattimento varia dall'80% al 95% circa. La concentrazione del fosforo nelle acque reflue può venire ridotta, inoltre, per mezzo della coagulazione chimica realizzabile sia contemporaneamente alla sedimentazione, sia durante appositi trattamenti terziari.

Gli additivi chimici usati possono essere la calce viva o i liquidi di risulta da impianti di decapaggio. Nei trattamenti terziari, vengono impiegati coagulanti reperibili in commercio o direttamente calce viva.

Il meccanismo di precipitazione indotto dalla calce differisce molto da quello indotto dai coagulanti. L'aggiunta di calce  $Ca(OH)_2$  è necessaria per aumentare il pH della soluzione, secondo la seguente reazione:



gli ioni  $OH^{-}$  reagiscono con i carbonati facendo precipitare carbonato di calce; contemporaneamente gli ioni di calcio reagiscono con gli ortofosfati facendo precipitare il sale formato:



Tali reazioni chimiche richiedono un valore del pH tra 9 e 12 circa. I dosaggi medi di calce oscillano attorno a  $150 \div 250 \text{ mg/l}$  in termini di  $CaO$ . In tal modo, si possono sperare rendimenti di abbattimento di circa il 90%.

**Cloruri.** I cloruri hanno importanza soprattutto in relazione all'aggressività del liquame.

**Composti tossici.** Un'acqua reflua può contenere metalli pesanti, cianuro, fenoli. La loro presenza pregiudica il riutilizzo dell'acqua e impedisce la vita acquatica, oltre che le normali reazioni biochimiche. Il loro impatto sulle reazioni chimiche nei reattori a fanghi attivi è dannosissimo e quindi da evitare.

### Sostanze organiche

In un refluo la sostanza organica presente è costituita essenzialmente da:

- grassi e carboidrati (composti di molecole con atomi di carbonio, idrogeno e ossigeno);
- proteine.

Le sostanze organiche presenti nel refluo sono imputabili anche alla presenza dei tensioattivi presenti in tutti i detersivi.

Una sostanza organica può essere classificata a seconda della sua interazione con il metabolismo delle biocenosi presenti nel refluo. Si parlerà, quindi, di composti organici biodegradabili o bioresistenti, ovvero non biodegradabili in tempi non lunghissimi.

La quantità complessiva di sostanza organica può essere valutata determinando la *domanda biochimica di ossigeno* delle biocenosi presenti, sviluppatasi e acclimatatesi nel refluo.

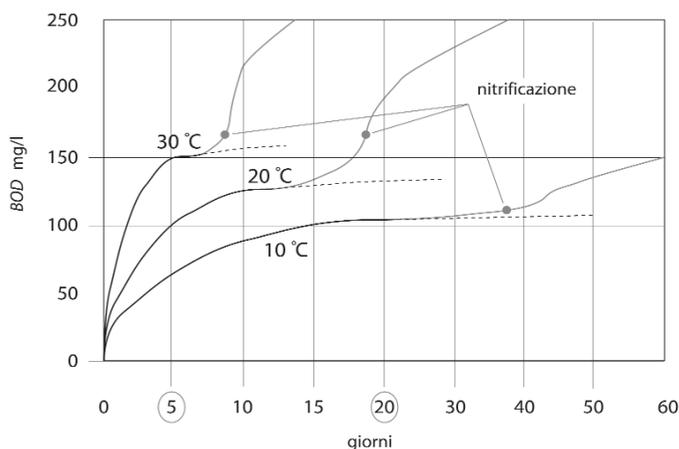
Tale domanda di ossigeno viene ormai indicata genericamente con *BOD* (dalle iniziali inglesi dell'espressione: "*Biochemical Oxygen Demand*"), con cui si esprime il quantitativo di ossigeno richiesto dai microrganismi aerobi per poter degradare le sostanze organiche presenti nei liquami. Per capire, volendo fare un

paragone molto semplice, è possibile considerare la sostanza organica nel refluo come il “cibo” a disposizione dei batteri, mentre l’ossigeno disciolto come “le posate ed i piatti” necessari ai batteri per poter mangiare il cibo a loro disposizione. Ovviamente, maggiore sarà la quantità di piatti e posate utilizzate e maggiore sarà il cibo consumato dai batteri.

Ritornando al parametro *BOD*, maggiore è la richiesta biochimica di ossigeno, maggiore è la concentrazione di sostanze organiche presenti nei liquami, e tanto maggiore è la velocità con cui sono degradate dai microrganismi. Si intuisce subito, quindi, che la misura del *BOD* costituisce il principale dato numerico atto ad individuare la “forza inquinante” di un liquame.

La richiesta biochimica di ossigeno in un refluo dipende dal tempo che hanno i batteri a disposizione per metabolizzarlo e anche dalla temperatura alla quale sono sottoposti i batteri presenti nel refluo. Generalmente, le normali cinetiche delle reazioni di metabolizzazione del substrato carbonioso per le biocenosi presenti nei reflui civili sono accelerate dall’aumento della temperatura; viceversa, risultano inibite da decrementi di temperatura. Un andamento qualitativo della frazione carboniosa assimilata dai microrganismi in funzione del tempo è riportata nella figura 1.3. Si può notare, dall’esame della figura, che per ogni temperatura di riferimento, si distinguono sempre due andamenti sovrapposti: un primo andamento, abbastanza regolare di tipo esponenziale crescente, in cui i microrganismi ossidano la frazione carboniosa dei composti organici presenti, ed un secondo andamento che è dovuto all’ossidazione da parte degli organismi anche della frazione azotata presente nel refluo (nitrificazione: *NOD*, *Nitrogen Oxygen Demand*).

Dall’esame di questo grafico, si deduce – come confermato dalle prove di laboratorio – che la nitrificazione non s’instaura finché non è stata soddisfatta par-



**Figura 1.3 –** Grafico dell’andamento della richiesta biochimica di ossigeno per refluo civile. In ordinata è riportata la richiesta di ossigeno soddisfatta dopo il tempo corrispondente in ascissa.

zialmente la domanda di ossigeno della frazione carboniosa. Ciò porta alla seguente importante osservazione: la domanda biochimica di ossigeno dovuta ai composti azotati, non soddisfatta durante il processo depurativo, può contribuire in misura sensibile al depauperamento dell'ossigeno disciolto nel corpo idrico ricettore.

Infatti, la presenza di composti azotati non ossidati esercita effetti deleteri nelle acque che li ricevono, perché:

- consumano parte dell'ossigeno disciolto in soluzione;
- sono tossici alla vita dei pesci e di altri organismi;
- nel caso di presenza di impianti di potabilizzazione, se alimentati dal corpo d'acqua ricettore a valle dell'impianto, l'ammoniaca risulta difficile da eliminarsi, e nel caso di presenza di trattamento di clorazione, si rischiano elevatissimi consumi di cloro: 1 kg di ammoniaca come N richiede circa 10 kg di cloro.

Un effluente da un impianto depurativo conviene che risulti il più nitrificato possibile, in quanto passando da ammoniaca  $NH_3$  a nitrati  $NO_3^-$ , questi ultimi oltre ad evitare assorbimenti di ossigeno nel recapito, costituiscono una preziosa riserva di ossigeno per il corpo idrico che li dovrà raccogliere. Inoltre, si è constatato dall'esame di impianti di depurazione a regime che un refluo ben nitrificato contribuisce ad evitare che si formino delle schiume durante le fasi di depurazione e quindi sull'effluente finale, causate dalla presenza nel refluo di detergenti sintetici.

A questo punto, occorre dire che esiste una differenza sostanziale fra la frazione carboniosa del *BOD* e la frazione azotata dell'*NOD*. La richiesta di ossigeno della frazione carboniosa si avvia anche in presenza, in soluzione, di metalli pesanti e altre sostanze più o meno tossiche, ovviamente in concentrazioni "tollerabili" dalla massa microbica già acclimatata. Inoltre, il metabolismo dei microrganismi, relativamente alla frazione carboniosa, non è inibita da concentrazioni dell'ossigeno anche se molto ridotte.

La richiesta di ossigeno dovuta ai composti azotati risulta, invece, molto influenzata dalle basse temperature e anche dalla presenza di sostanze tossiche nel liquame. Inoltre, i batteri nitrificanti (*nitrosomonas* e *nitrobacter*) si possono sviluppare solo se la concentrazione dell'ossigeno disciolto non scende mai al di sotto di circa 2 mg/l. Risulta chiaro, perciò, che la domanda biochimica di ossigeno, dovuta ai composti azotati, è meno preponderante di quella dovuta alla frazione carboniosa; infatti, la sola domanda di ossigeno dei composti azotati non può portare al completo consumo dell'ossigeno presente nel corpo idrico ricettore.

Sempre in merito alla presenza di frazioni carboniose e azotate nel liquame, si deve osservare che la misura del parametro *BOD* in un refluo dipende anche

dalla “storia” del refluo che viene analizzato. Infatti, se si eseguono due misurazioni del *BOD* su due relui di identica origine ma con la differenza che uno dei due si trova, all’atto della misurazione, in uno stadio di nitrificazione avanzata, quindi con elevate concentrazioni di batteri nitrificanti, lo sviluppo delle reazioni biologiche di nitrificazione si verifica immediatamente all’atto stesso dell’esecuzione della prova del *BOD*, per cui, è ovvio, la prova viene a registrare una sensibile richiesta biologica di ossigeno, cosa che non si verifica per l’altro refluo che non si trova in uno stadio di nitrificazione avanzata.

Questo solo per osservare che, a tutto rigore, per poter confrontare diverse misurazioni, e quindi valutare l’efficienza dei processi di depurazione, bisognerebbe effettuare le misurazioni di *BOD* relativamente alla sola frazione carboniosa, iniziando lo sviluppo e la richiesta di ossigeno dovuto alla nitrificazione (*NOD*) con apposite sostanze chimiche (come ad esempio l’*aloturea*).

Infine, per quanto riguarda i liquami domestici, la temperatura generalmente è assunta pari a 20°C; inoltre, nelle misurazioni del *BOD*, per non dover ricorrere a sperimentazioni troppo lunghe e per ragioni di praticità, convenzionalmente si fa riferimento al *BOD* misurato a 5 giorni, indicato come *BOD*<sub>5</sub>. Per tale motivo, quando si parla direttamente di *BOD*, senza particolari specificazioni, si fa riferimento alla richiesta di ossigeno della sola frazione carboniosa, in termini di *BOD*<sub>5</sub>.

Analogamente, nel considerare i rendimenti degli impianti di depurazione nella rimozione del *BOD*, si fa riferimento alla frazione carboniosa delle sostanze organiche presenti nei liquami come *BOD*<sub>5</sub>.

Il parametro *BOD* misura l’entità della sola frazione biodegradabile dell’inquinamento di un refluo. Pertanto, volendo misurare, quanto più possibile, l’intera parte di inquinamento presente in un refluo, si ricorre all’utilizzo del parametro indicato con le iniziali *COD* (dall’espressione inglese: “*Chemical Oxygen Demand*”), ovvero la quantità di ossigeno richiesta per ossidare chimicamente le sostanze ossidabili presenti nei liquami. Il *COD* è un indice della quantità di frazione biodegradabile e non biodegradabile; quest’ultima ossidabile infatti solo chimicamente.

C’è comunque da notare che il valore del *COD* non è sempre attendibile, soprattutto quando nel refluo vi dovesse essere la presenza di particolari sostanze organiche quali il *benzene*, *toluene*, *piridina*, *alcooli*, *acidi*, *amino-acidi*. Infatti, le prime tre molecole non sono ossidabili chimicamente, mentre le rimanenti lo sono solo in parte.

Nei liquami di tipo civile, il *COD* presenta un valore pari a circa 1,5 ÷ 3 volte il *BOD*<sub>5</sub> (sola frazione carboniosa); mentre, valori decisamente più elevati (circa 5 ÷ 6 volte) sono imputabili a liquami con presenza di scarichi industriali.

Per un qualsiasi tipo di refluo, il rapporto tra *BOD* e *COD* tende gradualmente ad aumentare lungo il processo depurativo, in quanto la porzione biodegradabi-

tivi di convogliare alla depurazione i primi 5 mm di pioggia, il Piano di Risanamento prevede l'adozione generalizzata di vasche di prima pioggia di capacità da  $25 \div 50 \text{ m}^3/\text{ha}$  fino a  $100 \text{ m}^3/\text{ha}$ , in funzione della natura e qualità del ricettore e del tipo di sistema fognario.

### ESEMPIO 1.6

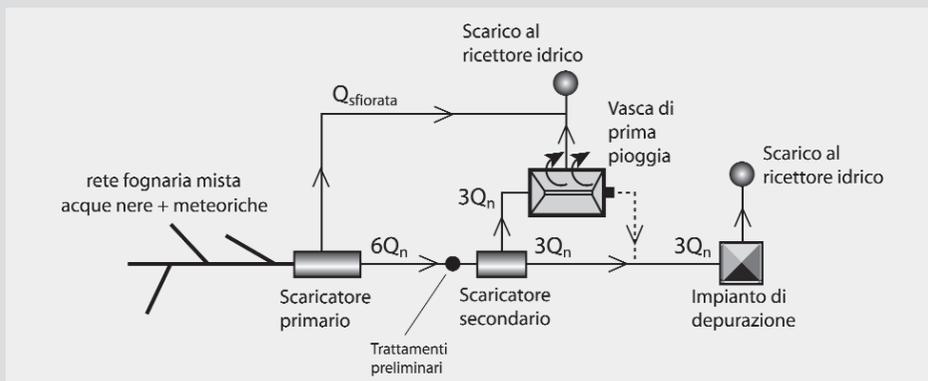
Un impianto di depurazione a fanghi attivi deve soddisfare un'utenza di circa  $N = 6000$  abitanti. La fognatura è di tipo misto, valutare il volume utile per la vasca a pioggia utilizzando lo schema di figura 1.8.

**Soluzione.** Il lay-out riportato nella figura 1.8 si riferisce al tipo di trattamento proposto dalla normativa inglese per il trattamento delle acque meteoriche. Il volume delle vasche a pioggia viene da Alcuni dimensionato per un tempo di detenzione di circa 6 ore sulla portata nera  $V_p = (6 \text{ h}) \times Q_n \text{ (m}^3/\text{h)}$ , oppure per un tempo di circa 2 ore sulla portata massima di pioggia trattata dalle vasche  $V_p = (2 \text{ h}) \times 3Q_n \text{ (m}^3/\text{h)}$ .

Invece, secondo le indagini del *Ministry of Housing and Local Government* inglese, risulta adeguato, per le vasche a pioggia, un volume specifico di circa 70 litri per singolo abitante allacciato alla fognatura. Utilizzando, per un calcolo speditivo, quanto consigliato dalla normativa anglosassone, si calcola un volume utile per la vasca a pioggia pari a:

$$V_{\text{tot}} = (70 \text{ litri/ab}) \times (6000 \text{ ab}) = 420'000 \text{ litri} = \\ = (420'000 \text{ litri}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = 420 \text{ m}^3.$$

Si adotta, pertanto, una vasca a pianta rettangolare con un'altezza utile di 3,0 m e con dimensioni  $20,0 \text{ m} \times 7,0 \text{ m}$  (dimensioni interne), di volume utile pari a  $3,0 \text{ m} \times 20,0 \text{ m} \times 7,0 \text{ m} = 420 \text{ m}^3$ .



ESEMPIO 1.7

Si calcoli il volume della vasca a pioggia per un'area scolante di circa  $S = 3$  ha e per un tempo medio di ritorno dell'evento meteorico di circa 30 anni. Si utilizzi il "metodo del tempo di corrivazione" utilizzando la formula di Giandotti per il calcolo del tempo medio di corrivazione. I dati caratterizzanti il bacino sono i seguenti:

- superficie del bacino scolante  $S = 3$  ha =  $30\,000$  m<sup>2</sup> =  $0,03$  km<sup>2</sup>;
- lunghezza massima del percorso delle acque defluenti  $L = 0,50$  km;
- altitudine media del bacino  $H = 50$  m s.l.m.;
- altitudine della sezione dove convogliano tutte le acque scolanti in  $S$ :  $z = 49,4$  m s.l.m.

Si ha a disposizione una serie di dati di altezze di precipitazione di massima intensità (in millimetri) registrati ad un pluviografo, di una zona ragionevolmente limitrofa, nel periodo 1929 ÷ 1970. La tabella è riportata nella pagine seguenti.

**Soluzione.** Il calcolo del volume della vasca per il trattamento delle acque di prima pioggia, in questo caso, implica il tracciamento delle curve di probabilità pluviometrica. In questa sede, si propone un metodo di calcolo abbastanza diretto che ci permette di estrapolare, dai dati pluviometrici in possesso, le curve di "caso critico" nella forma:

$$h = a \times \delta^n,$$

dove:

- $h$  è l'altezza totale di pioggia (mm);
- $a$  è una costante funzione del periodo di ritorno dell'evento meteorico;
- $n$  costante caratteristica dell'evento meteorico;
- $\delta$  è la durata dell'evento meteorico ( $h$ ).

La curva  $h = a \times \delta^n$  viene, quindi, ricavata mediante un'elaborazione statistica delle serie dei massimi annuali delle altezze di pioggia (vedere dati nella tabella alla pagina seguente). Pertanto,  $h = a \times \delta^n$  rappresenta il valore del massimo annuale dell'altezza di pioggia di durata  $\delta$  che di norma si presenterà o sarà superato una sola volta nel periodo di  $t_R$  anni (tempo medio di ritorno), nulla escludendo che nello stesso anno vi possa essere più di un evento che raggiunga o superi addirittura detto valore.

I valori riportati nella tabella dei dati registrati al pluviografo sono ordinati come segue: nella prima colonna, in senso crescente, vi sono gli anni in cui sono state effettuate le registrazioni (dal 1929 al 1970); nelle cinque colonne seguenti sono riportati gli intervalli di tempo in cui sono state misurate le massime altezze di pioggia. Ad esempio, la seconda riga in corrispondenza della colonna (1 h) indica la massima altezza di pioggia (26,4

Dati storici: altezze di precipitazione di massima intensità

Anno	$h_{\max}$ (mm)				
	1 h	3 h	6 h	12 h	24 h
1929	26,4	29,4	32,6	52,6	52,8
1930	37,8	37,8	37,8	38,4	42,0
1931	–	–	–	–	–
1932	27,0	30,0	30,0	42,0	48,2
1933	–	–	–	–	–
1934	15,0	25,2	32,0	38,4	50,2
1935	14,8	24,2	27,2	27,2	29,8
1936	17,6	24,0	38,0	66,0	86,8
1937	18,6	18,6	24,8	36,4	63,4
1938	48,8	55,2	55,4	55,4	57,6
1939	21,4	27,6	35,6	47,2	57,0
1940	35,6	48,0	80,0	80,0	<b>179,4</b>
1941	33,8	37,2	37,6	56,8	58,0
1942	33,6	41,8	42,0	42,2	56,0
1943	26,0	34,2	34,2	41,4	50,8
1944	<b>54,0</b>	56,8	56,8	71,8	89,6
1945	20,2	27,0	27,2	27,4	29,4
1946	36,0	51,8	62,0	62,0	70,8
1947	18,6	31,2	40,4	54,2	56,4
1948	21,4	55,0	62,3	62,6	62,6
1949	21,2	40,0	46,4	65,2	124,0
1950	22,0	28,0	34,2	40,8	55,8
1951	22,4	36,4	44,0	48,0	61,8
1952	31,8	33,6	33,6	39,4	48,0
1953	23,7	27,2	46,8	65,2	80,0
1954	21,0	40,6	43,4	46,8	47,0
1955	25,0	<b>71,4</b>	79,2	79,8	79,8
1956	16,0	18,0	29,6	34,4	49,0
1957	20,0	44,4	49,6	66,6	83,4
1958	20,8	31,0	42,8	60,6	70,6
1959	31,4	35,0	37,4	46,0	59,8
1960	37,6	55,0	70,0	70,0	73,0
1961	11,8	27,4	46,4	66,4	112,8
1962	41,4	46,8	46,8	57,0	79,6
1963	38,6	40,0	40,0	40,0	46,6
1964	23,8	30,0	30,4	30,0	40,8

(Continua alla pagina seguente ➡).

( ← Continua dalla pagina precedente).

Dati storici: altezze di precipitazione di massima intensità

Anno	$h_{\max}$ (mm)				
	1 h	3 h	6 h	12 h	24 h
1965	29,6	29,6	29,6	39,0	54,2
1966	38,8	50,8	99,0	131,8	149,0
1967	20,0	27,4	30,0	36,2	49,6
1968	27,0	30,8	44,8	52,2	48,6
1969	21,4	31,8	31,8	56,2	60,0
1970	27,0	28,8	29,0	34,4	35,4

mm) registrata nell'anno 1929 durante l'arco di tempo di 1 ora. La seconda riga in corrispondenza della sesta colonna (24 h) indica la massima altezza di pioggia (52,8 mm) registrata nell'anno 1929 nell'arco dell'intera giornata (24 ore).

Per calcolare le curve di caso critico si procede costruendo una tabella con un numero di colonne uguale a quella dei dati di partenza (6 colonne). Nella prima colonna si dispongono il numero di osservazioni che si vuole analizzare statisticamente. In ogni riga, cominciando dalla prima, verranno sistemati i valori delle altezze di pioggia con i valori massimi. Ad esempio, nella prima riga (osservazione numero 1) verranno sistemati, nell'ordine, i valori indicati in grassetto nella tabella dei dati di partenza (valori massimi per ciascun intervallo temporale): 54,0 per la colonna 1 h; 71,4 per la colonna 3 h; 99,0 per la colonna 6 h; 131,8 per la colonna 12 h; 179,4 per la colonna 24 h.

Analogamente, sulla seconda riga andrà ripetuta la medesima procedura utilizzando però valori immediatamente minori a quelli precedenti; nel caso, quindi, della seconda osservazione sarà: 48,4 per la colonna 1 h; 56,8 per la colonna 3 h; 80,0 per la colonna 6 h; 80,0 per la colonna 12 h; 149,0 per la colonna 24 h. Si procederà, quindi, dai valori maggiori verso i valori minori, per un numero di righe pari al numero di osservazioni che si vuole analizzare statisticamente.

Altezze di pioggia-osservazioni: altezze massime di precipitazione nel periodo 1929 - 1970

Osservazioni	$h_{\max}$ (mm)				
	1 h	3 h	6 h	12 h	24 h
<b>1</b>	54,0	71,4	99,0	131,8	179,4
<b>2</b>	48,4	56,8	80,0	80,0	149,0
<b>3</b>	38,8	55,2	79,2	79,8	124,0
<b>4</b>	37,8	55,0	70,0	71,8	112,8

Intensità di pioggia-casi critici: intensità massime di precipitazione nel periodo 1929 - 1970

Casi critici	$i_{\max}$ (mm/h)				
	1 h	3 h	6 h	12 h	24 h
1	54,0	23,8	16,5	10,98	7,47
2	48,4	18,9	13,3	6,6	6,21
3	38,8	18,4	13,2	6,65	5,16
4	37,8	18,3	11,6	5,98	4,7

A titolo di esempio, si considerano solo quattro osservazioni ( $N = 4$ ); pertanto, in base ai dati di partenza, si otterrà una tabella di sei colonne per quattro righe, relativa alle massime altezze (mm) dell'intero periodo 1929 ÷ 1970.

Successivamente, si costruisce una seconda tabella delle medesime dimensioni (6 colonne per quattro righe di osservazioni  $N = 4$ ) in cui andranno calcolate le rispettive intensità di pioggia (mm/h).

Ad esempio, nella tabella intensità di pioggia-casi critici, facendo riferimento al caso critico numero due, e considerando la quarta colonna (12 h), il valore dell'intensità di pioggia 6,6 mm/h è stato calcolato rapportando l'altezza di pioggia corrispondente nella tabella precedente (tabella altezze di pioggia-osservazioni) 80 mm con l'intervallo di tempo indicato in cima alla quarta colonna ( $\Delta t = 12$  h):

$$i = 6,6 \text{ mm/h} = h/\Delta t = (80 \text{ mm})/(12 \text{ h}).$$

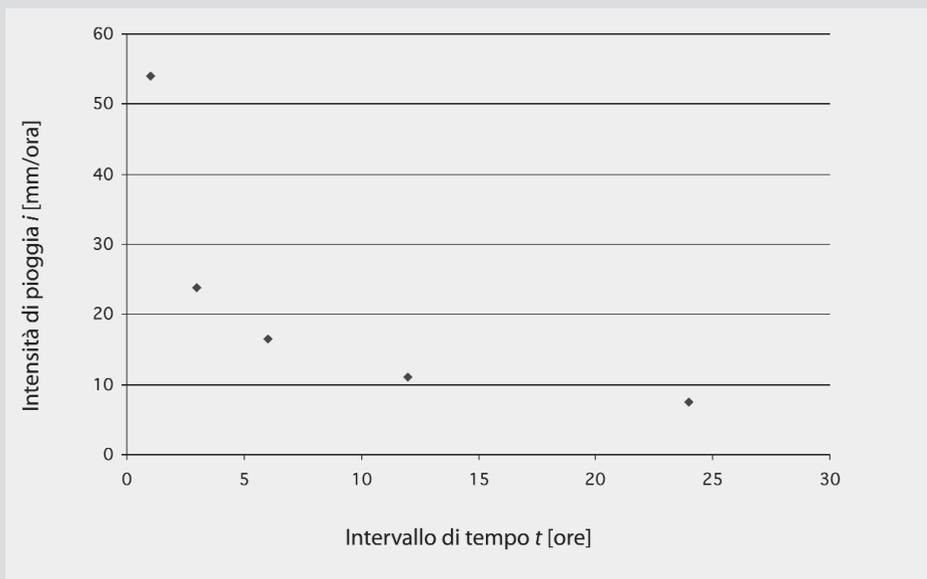
Analogamente, per il valore  $i = 10,98$  mm/h nella colonna 12 h ed in corrispondenza del primo caso critico:

$$i = 10,98 \text{ mm/h} = h/\Delta t = (131,8 \text{ mm})/(12 \text{ h}).$$

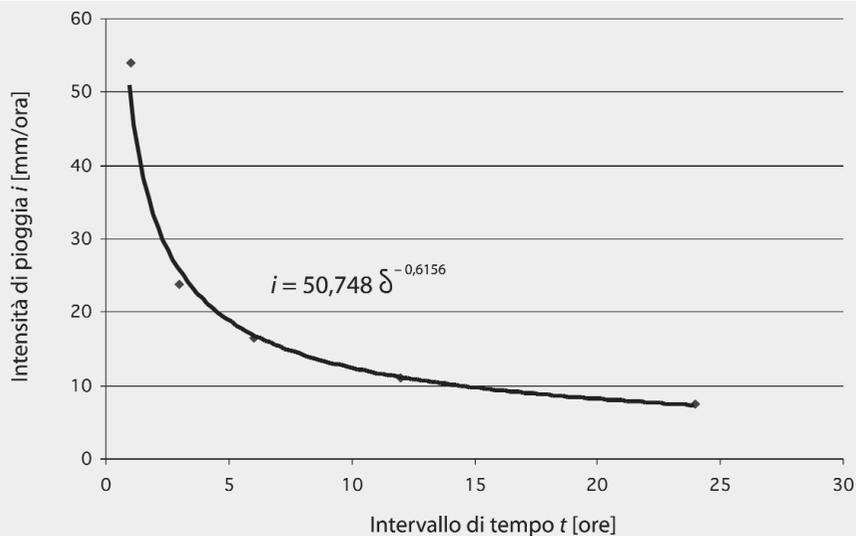
E così via di seguito. A questo punto, si procede sistemando i dati della tabella intensità di pioggia-casi critici in modo da poterli rappresentare graficamente mediante un foglio di calcolo del tipo Excell. La tabella da preparare all'interno del foglio di calcolo è la seguente:

Intervalli tempo	CR1	CR2	CR3	CR4
1	54	48,4	38,8	37,8
3	23,8	18,9	18,4	18,3
6	16,5	13,3	13,2	11,6
12	10,98	6,6	6,65	5,98
24	7,47	6,21	5,16	4,7

Dove con “CR $i$ ” si è indicato il particolare caso critico  $i$ -esimo tra i quattro calcolati. All'interno del foglio di calcolo si attiva la rappresentazione grafica per punti; dove in ascissa si mettono gli intervalli di tempo e in ordinata i valori dei casi critici: un caso critico alla volta. Ad esempio, si cominci con il primo caso critico CR1, in funzione del tempo. Si dovranno rappresentare sul grafico le seguenti coppie di dati:



Intervalli tempo	CR1
1	54
3	23,8
6	16,5
12	10,98
24	7,47



La rappresentazione per punti che si ottiene è la seguente:

A questo punto, bisogna tracciare la curva che meglio rappresenta il legame tra intensità di pioggia e durata di tempo dell'evento meteorico, relativamente al caso critico che si sta analizzando (caso critico 1: CR1).

Pertanto, sempre all'interno del foglio elettronico, cliccando direttamente sull'area del grafico, si è abilitati a scegliere tra alcune funzioni mediante le quali poter approssimare l'andamento abbozzato dai cinque punti rappresentati.

Ad esempio, scegliendo un andamento di tipo esponenziale decrescente si ottiene la seguente curva, con la relativa equazione:

La curva riportata su quest'ultimo grafico approssima, per il primo caso critico, l'andamento dell'intensità di pioggia  $i$  [mm/h] in funzione del tempo  $[h]$  di durata  $\delta$  dell'evento meteorico.

L'equazione che, per il primo caso critico, lega l'intensità di pioggia con il tempo di durata dell'evento meteorico è stata calcolata direttamente all'interno del foglio elettronico, in modo automatico, ed è la seguente:

$$1^{\circ} \text{ caso critico: } i = 50,748 \cdot \delta^{-0,6156}$$

Si procede, con procedura del tutto analoga, al calcolo delle equazioni  $i = a \times \delta^n$  relativi ai rimanenti tre casi critici. Si otterranno, quindi, le seguenti equazioni:

$$2^{\circ} \text{ caso critico: } i = 43,638 \cdot \delta^{-0,674}$$

$$3^{\circ} \text{ caso critico: } i = 38,638 \cdot \delta^{-0,653}$$

$$4^{\circ} \text{ caso critico: } i = 37,843 \cdot \delta^{-0,683}$$

Si costruisca, ora, una tabella di due colonne con un numero di righe pari al numero di casi critici considerati. Nella prima colonna verrà disposta la numerazione consecutiva, in ordine crescente, del numero di casi critici considerati (1; 2; 3; 4); nella seconda colonna verranno disposti i valori calcolati per il parametro  $a$  dell'equazione  $i = a \times \delta^n$  relativamente a ciascun caso critico considerato, partendo dal minore (caso critico 4) al maggiore (caso critico 1). Si avrà, pertanto:

$Ni$	CR	$a$
1	4	37,843
2	3	38,638
3	2	43,685
4	1	50,748

Si introduca, ora, il parametro  $\rho_{Emp-i}$  "stimatore di frequenza cumulata di WEIBULL", definito come il rapporto tra il numero  $Ni$  della posizione della serie graduata (nella tabella Cr- $a$ ) e il numero totale di casi critici considerati ( $Cr = 4$ ) + 1:

$$\rho_{Emp-i} = \frac{Ni}{Cr+1}$$

Lo stimatore di WEIBULL corrisponde alla media della probabilità cumulata della statistica di ordine  $i$ -esimo. Ad esempio, per il primo caso critico, il valore della frequenza cumulata è dato dal rapporto tra il numero 4 (caso critico 1 al quarto posto:  $N1 = 4$ ) e il numero di casi critici considerati ( $N = 4$ ) + 1. Quindi:

$$\rho_{Emp-1} = \frac{N1}{Cr+1} = \frac{4}{4+1} \approx 0,80$$

Analogamente, per il caso critico 3 (caso critico 3 al secondo posto:  $N3 = 2$ ), si calcola:

$$\rho_{Emp-3} = \frac{N3}{Cr+1} = \frac{2}{4+1} \approx 0,40$$

Si dimostra che è possibile considerare la media della probabilità cumulata della statistica di ordine  $i$ -esimo coincidente alla probabilità di non superamento dell'evento  $i$ -esimo:

frequenza empirica di non superamento dell'evento. Pertanto, si avrà:

$$P_{NS}(i) = \rho_{Emp-i}$$

Di conseguenza sarà possibile associare alla probabilità  $P_{NS}(i)$  di non superamento dell'evento  $i$ -esimo il valore del tempo medio di ritorno  $t_R$  dell'evento stesso:

$$t_R = \frac{1}{1 - P_{NS}(i)} = \frac{1}{1 - \rho_{Emp-i}}$$

Pertanto, nel caso riportato in questo esempio di soli quattro casi critici, calcolando per ciascun caso critico la relativa probabilità di non superamento e il corrispondente tempo di ritorno, si ottiene la seguente tabella riassuntiva:

$N_i$	CR	$a$	PNS	$1 - PNS$	$t_R$
1	4	37,843	0,2	0,8	1,25
2	3	38,638	0,4	0,6	1,67
3	2	43,685	0,6	0,4	2,50
4	1	50,748	0,8	0,2	5,00

Nella tabella, si è indicato con "PNS" la probabilità di non superamento dell'evento, mentre con " $1 - PNS$ " la probabilità di superamento dell'evento stesso. Infine, con " $t_R$ " si è indicato il tempo di ritorno dell'evento. Dai valori riportati in tabella, si può osservare che il caso critico 1 presenta un tempo di ritorno maggiore rispetto agli altri; in quanto, al caso critico 1 corrisponde la massima intensità di pioggia e, quindi, un coefficiente " $a$ " maggiore. Questo fatto suggerisce di associare ad ogni valore del tempo di ritorno il valore corrispondente del parametro " $a$ ". Infatti, riportando su un grafico l'andamento per punti del tempo di ritorno in funzione di " $a$ ", fissato  $t_R$ , si risale immediatamente al valore del parametro  $a$  e quindi alla corrispondente equazione  $i = a \times \delta^n$ .

**Nota.** Quanto detto fino ad ora ha fatto riferimento ad un limitato numero di casi critici, nell'intento di illustrare il più chiaramente possibile la procedura di calcolo. In realtà, la seguente procedura dovrebbe considerare un numero di casi critici pari al numero di anni in cui sono state effettuate le misure al pluviografo.

Nel caso in oggetto, utilizzando dei dati storici che vanno dall'anno 1929 all'anno 1970, il numero di anni è 42 e altrettanti devono essere i casi critici da considerare per avere una stima il più possibile veritiera statisticamente.

In questo modo, i valori delle frequenze cumulate (WEIBULL) assumeranno valori differenti, essendo ora il numero  $N + 1$  pari a 43 (42 + 1).

Pertanto, calcolando per tutti i 42 casi critici i valori del parametro “a” e, quindi, la relativa equazione  $i = a \times \delta^n$ , ad un fissato valore del tempo di ritorno pari a  $t_R = 30$  corrisponde un preciso valore della frequenza cumulata pari a:

$$t_R = \frac{1}{1 - P_{NS}(i)} = \frac{1}{1 - \rho_{Emp-i}} = 30 \text{ anni} \quad \Rightarrow \quad \rho_{Emp-i} = 0,967.$$

Costruendo, quindi, con analogo procedimento, una tabella riassuntiva in cui sono disposti tutti i casi critici con i relativi valori di “a” che individuano le equazioni  $i = a \times \delta^n$ , si riesce ad individuare quella particolare equazione che presenta il valore di “a” corrispondente al valore della frequenza cumulata  $\rho_{Emp-i} = 0,967$  in funzione del voluto tempo di ritorno di 30 anni. In base alla definizione di stimatore di frequenza cumulata di WEIBULL, risulta che, al valore di  $\rho_{Emp-i} = 0,967$  corrisponde il caso critico nella posizione  $Ni = 41$ . Infatti:

$$\rho_{Emp-41} = \frac{N41}{Cr+1} = \frac{41}{42+1} \approx 0,96.$$

Essendo i casi critici sistemati in ordine decrescente ( $Cr = 41; 40; \dots; 2; 1$ ) ed essendo il primo caso critico nella posizione  $Ni = 42$ , allora il valore di “a” da considerare è quello relativo alla curva di secondo caso critico ( $Cr = 2$  nella posizione  $Ni = 41$ ):

2° caso critico:  $i = 43,638 \cdot \delta^{-0,674}$ .

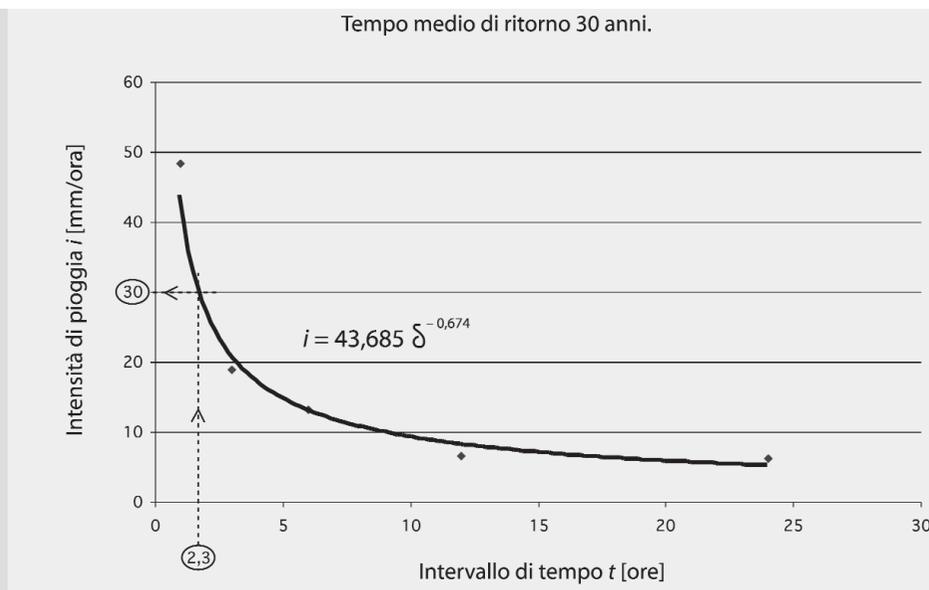
A quest'ultima espressione (quindi con  $a$  ed  $n$  noti) deve essere assegnato un opportuno tempo  $\delta$  di durata dell'evento meteorico [h] che permette di individuare l'intensità di pioggia con tempo medio di ritorno di 30 anni. Come stima di massima, si può assumere, come tempo  $\delta$  rappresentativo dell'evento meteorico, lo stesso tempo  $t_{Corr}$  di corrivazione del bacino scolante:  $\delta = t_{Corr}$ . Si deve, quindi, procedere al calcolo del tempo di corrivazione  $t_{Corr}$ .

Essendo l'area  $S$  del bacino sufficientemente estesa (3 ha), conviene utilizzare una delle note formule disponibili in idrologia; ad esempio, la formula di GIANDOTTI:

$$t_{Corr} = \frac{4 \times \sqrt{S} + 1,5 \times L}{0,8 \times \sqrt{H - z}},$$

dove:

- $S$  è la superficie del bacino scolante ( $km^2$ );
- $L$  lunghezza massima ( $km$ ) del percorso delle acque defluenti;
- $H$  altitudine media del bacino ( $m \text{ s.l.m.}$ );
- $z$  quota ( $m \text{ s.l.m.}$ ) della sezione dove convogliano tutte le acque scolanti nel bacino  $S$ ;



Sostituendo i valori numerici, si ottiene:

$$t_{Corr} = \frac{4 \times \sqrt{(0,03 \text{ km}^2)} + 1,5 \times (0,5 \text{ km})}{0,8 \times \sqrt{(50 \text{ m} - 49,4 \text{ m})}} \approx 2,3 \text{ h.}$$

Utilizzando come tempo rappresentativo per l'evento meteorico proprio il tempo di corrivazione appena calcolato ( $\delta = t_{Corr}$ ), dal grafico della curva  $i = i(\delta)$ , relativa ad un periodo di ritorno di 30 anni, si può determinare il corrispettivo valore dell'intensità di pioggia (vedere grafico nella pagina seguente):

$$i = i(t_{Corr} = 2,3 \text{ h}) \approx 30 \text{ mm/h.}$$

Si ipotizzi, ora, che il valore del coefficiente d'afflusso medio  $\varphi$  del bacino sia stato calcolato (vedere esempio 1.5) pari a 0,60. Pertanto, il valore della portata specifica al colmo di piena assume il valore:

$$q_P = \frac{i \times \varphi}{360} = \frac{(30 \text{ mm/h}) \times 0,60}{360} \approx 0,05 \text{ m}^3 / \text{s} \times \text{ha.}$$

Trascurando il tempo di assorbimento (10 min) rispetto al tempo di corrivazione (2,3 h), il volume specifico di prima pioggia risulta pari a:

$$v_P = (3600 \text{ s/h}) \times (0,05 \text{ m}^3 / \text{s} \times \text{ha}) \times (2,3 \text{ h}) \approx 414 \text{ m}^3 / \text{ha.}$$

Essendo l'area scolante complessiva pari a  $S_{tot} = 3,0 \text{ ha}$ , il volume totale di acqua di prima pioggia  $V_{tot}$  risulta pari a:

$$V_{tot} = v_p \times S_{tot} = (414 \text{ m}^3/\text{ha}) \times (3,0 \text{ ha}) \approx 1242 \text{ m}^3.$$

Si adottano due vasche in parallelo ciascuna del volume:

$$V_{p1} = (1242 \text{ m}^3)/(2 \text{ vasche}) = 621 \text{ m}^3 \text{ per vasca.}$$

Imponendo per entrambe le vasche un'altezza utile di  $3,0 \text{ m}$ , per ciascuna vasca si ottiene una sezione in pianta di:

$$A_{p1} = (621 \text{ m}^3)/(3,0 \text{ m}) = 207 \text{ m}^2.$$

Si adotta, per la singola vasca, una pianta di forma rettangolare di dimensioni interne di:

$$19,0 \text{ m} \times 11,0 \text{ m} = 209 \text{ m}^2.$$

**Osservazioni**<sup>(†)</sup>. In Italia la più importante fonte di dati pluviometrici è costituita dalle pubblicazioni del *Servizio Idrografico e Mareografico nazionale* e, in particolare, dagli *Annali Idrologici*. Riguardo alle precipitazioni, gli Annali pubblicano ogni anno diversi tipi di dati, tra cui:

- per tutte le stazioni pluviometriche: le *osservazioni pluviometriche giornaliere*, ovvero le altezze di pioggia che si verificano tra le nove di mattina di due giorni successivi;
- per un numero limitato di stazioni pluviometriche: le *massime precipitazioni dell'anno per periodi di più giorni consecutivi*, ovvero le massime alte di pioggia che si sono verificate in intervalli di 1, 2, 3, 4 e 5 giorni, ottenute sommando le altezze dei giorni consecutivi che hanno raggiunto il massimo valore complessivo durante l'anno;
- per le stazioni dotate di pluviometro registratore:
  - 1) le *precipitazioni di massima intensità registrate ai pluviografi*, ovvero le massime altezze di pioggia che si sono verificate in intervalli di 1, 3, 6, 12, 24 ore;
  - 2) le *precipitazioni di notevole intensità e breve durata registrate ai pluviografi*, ovvero le altre altezze di pioggia notevoli che si sono verificate in intervalli di breve durata nel corso dell'anno.

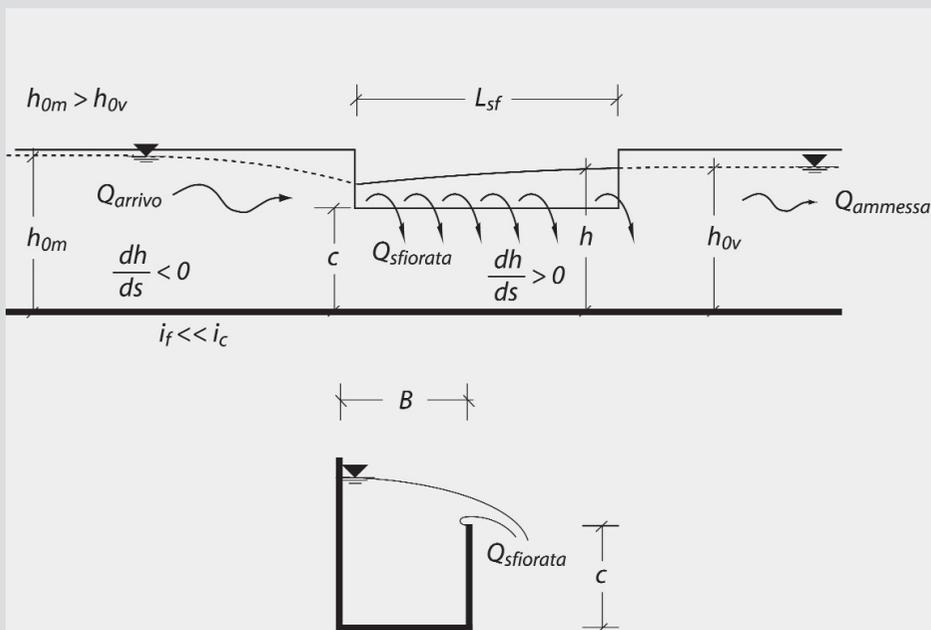
<sup>(†)</sup> Per maggiori e più chiari approfondimenti sulle procedure di calcolo delle curve di probabilità pluviometrica e sulle relative teorie applicabili si rimanda ai seguenti testi: "Considerazioni preliminari sulle piogge di breve durata e notevole intensità" BERTOLA P. (1980); Istituto di Idraulica, Università di Pdova; "Precipitazione di progetto e sensibilità dei modelli di trasformazione nei bacini urbani"; CALOMINO F. (1986); Atti del XX Convegno di Idraulica e Costruzioni Idrauliche; Padova; "Sistemi di Fognatura. Manuale di progettazione"; Centro Studi Deflussi Urbani.

## ESEMPIO 1.8

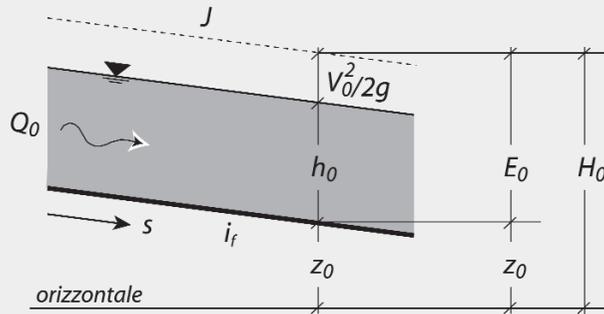
Si debba dimensionare la lunghezza  $L_{sf}$  da assegnare ad uno scaricatore di piena longitudinale da praticare in fregio ad un canale rettangolare in cemento armato esistente, largo  $B = 0,3 \text{ m}$  e a debole pendenza ( $i_f = 0,001$ ), schematizzabile indefinito a valle. Si ipotizzi che il canale in questione appartenga al primo manufatto di sfioro (scaricatore primario del tipo di figura 1.8) delle acque meteoriche per un impianto di depurazione alimentato da una fognatura di tipo misto. Il canale sia percorso, in tempo secco, da una portata nera pari a  $Q_n = 800 \text{ m}^3/d \approx 0,009 \text{ m}^3/s$ . Si utilizzino i dati e i risultati riportati nell'esempio 1.4.

**Soluzione.** Gli sfioratori laterali sono dei manufatti di scarico costituiti da una soglia, a spigolo vivo o arrotondato, orizzontale e parallela alla direzione generale del flusso. Questi manufatti sono, generalmente, praticati lungo le pareti di contenimento di un alveo e sono impiegati per scaricare l'eccesso di portata rispetto a prestabilite condizioni di portata ammesse a valle. La figura sottostante illustra qualitativamente le grandezze fondamentali che caratterizzano un siffatto manufatto.

Dal punto di vista idraulico, lo sfioratore può essere dimensionato partendo dall'ipotesi del Prof. DE MARCHI che ipotizza la costanza dell'energia totale della corrente liquida durante l'attraversamento del canale lungo l'intera lunghezza  $L_{sf}$  dello sfioratore.



Moto uniforme



$$H_0 = z_0 + E_0 = z_0 + h_0 + \frac{V_0^2}{2g}$$

$$\frac{dH_0}{ds} = -J \quad \frac{dz_0}{ds} = -i_f$$

$$\frac{dE_0}{ds} = i_f - J$$

Per una corrente a pelo libero (flusso non intubato) con traiettorie ragionevolmente rettilinee (*corrente gradualmente variata*), si definisce energia totale (per unità di peso)  $H_0$  della corrente nella sezione “0” la somma delle seguenti tre grandezze:

- quota  $z_0$  del punto più basso del fondo dell’alveo rispetto ad un piano orizzontale (la cui posizione si fissa arbitrariamente e a priori);
- profondità  $h_0$  del pelo libero della corrente rispetto al punto più basso del fondo dell’alveo;
- $V_0^2/2g$  altezza cinetica della corrente (velocità media al quadrato rapportata a due volte l’accelerazione di gravità).

Generalmente, nello studio di moti di fluidi lungo canali, da un punto puramente energetico, interessano maggiormente le variazioni dell’altezza liquida  $h_0$  e della velocità  $V_0$ , essendo le variazioni dell’altezza  $z_0$  del fondo dell’alveo maggiormente legate alla situazione morfologica e topografica dell’area dove si estende il moto.

In generale, l’energia totale del moto di un fluido in punti della sua traiettoria si esprime:

$$H_0 [m] = z_0 + h_0 + \frac{V_0^2}{2g} = z_0 + E_0$$

essendo l’energia specifica di una corrente a pelo libero nella sezione “0” definita:

$$E_0 = h_0 + \frac{V_0^2}{2g}$$

Generalmente, gli sfioratori vengono praticati su canali rettangolari cosiddetti a “*debole pendenza*”, ovvero per pendenze minori di circa lo 0,4% (4 cm/1 m). Caratteristica dei canali a debole pendenza è che, per altezze del pelo liquido nell’intorno di quella di moto uniforme, il profilo della corrente risulta determinato dalle condizioni al contorno che si trovano nei punti più a valle del flusso. Mentre, per canali a “*forte pendenza*”, per altezze del pelo liquido nell’intorno di quella di moto uniforme, l’altezza liquida (e quindi il profilo) del pelo liquido è determinata dalle condizioni al contorno che si trovano nei punti più a monte (basti pensare al caso di un bastone immerso in una corrente molto veloce: le perturbazioni si propagano solo verso valle essendo il bastone la condizione al contorno posta più a monte).

Ammettendo una portata costante, variando la pendenza di un alveo si passa da condizioni a debole pendenza a condizioni a forte pendenza.

La condizione che separa queste due condizioni opposte è la cosiddetta “*pendenza critica*”: se un osservatore fermo immerge un bastone in una corrente con pendenza critica, vedrà le perturbazioni controcorrente sul pelo libero ferme rispetto a lui. Questo vuol dire che, in condizioni critiche, le perturbazioni si propagano sul pelo libero alla stessa velocità media del flusso della corrente verso valle.

A parità di portata convogliata, quando un canale si trova costretto a diminuire l’altezza  $h_0$  del suo pelo libero (e quindi la sezione  $A_0 = B \times h_0$  di passaggio del flusso) si assiste all’aumento della sua energia cinetica ( $V_0^2/2g$ ): infatti, per mantenere costante la portata, quando diminuisce la sezione di passaggio ( $A_0 = B \times h_0$ ), non può che aumentare la velocità. Si può dimostrare che, con la costanza della portata  $Q_0$ , per una corrente veloce l’energia cinetica  $V_0^2/2g$  diminuisce solo impercettibilmente; infatti, per aumenti dell’altezza critica  $h_0$ , si registra sempre un aumento dell’energia specifica  $E_0$ .

Come conseguenza, per diminuzioni dell’altezza liquida  $h_0$ , si registra sempre un aumento dell’energia specifica  $E_0$ :

– per correnti veloci se  $dh < 0$  segue:  $\frac{dE_0}{dh} < 0$ .

Analogamente, quando una corrente lenta aumenta la sua altezza liquida ( $dh > 0$ ), l’energia cinetica  $V_0^2/2g$  aumenta solo impercettibilmente; infatti, per aumenti dell’altezza liquida  $h_0$ , si registra sempre una diminuzione dell’energia specifica  $E_0$ :

– per correnti lente se  $dh > 0$  segue:  $\frac{dE_0}{dh} > 0$ .

Ammettendo, ad intuito, una continuità nei fenomeni naturali si deduce che, nel caso di canale in condizioni critiche (passando da lente a veloci), deve esistere uno “zero”:

– per correnti critiche:  $\frac{dE_0}{dh} = 0$ .

Pertanto, dal bilancio dell’equazione dell’energia totale nella forma:

$$\frac{dH_0}{ds} = -J$$

ponendo l'attenzione direttamente sulla variazione dell'energia specifica  $E_0$ , si ha:

$$\frac{dz_0}{ds} + \frac{dE_0}{ds} = -J \quad \Rightarrow \quad \frac{dE_0}{ds} = i_f - J \quad \Rightarrow \quad \frac{dE_0}{dh} \cdot \left( \frac{dh}{ds} \right) = i_f - J.$$

Da cui si deduce la seguente importante relazione:

$$\frac{dE_0}{dh} = \frac{i_f - J}{\left( \frac{dh}{ds} \right)}.$$

Questa equazione, può essere scritta anche in questo modo:

$$\frac{dh}{ds} = \frac{i_f - J}{\left( \frac{dE_0}{dh} \right)}.$$

A parità di portata, nei tratti di canale in cui l'altezza  $h$  del flusso sia maggiore dell'altezza di moto uniforme  $h_u$ , essendo la relativa sezione di passaggio del flusso nel primo caso  $A = B \times h$  maggiore della sezione che si avrebbe in condizioni di moto uniforme  $A_u = B \times h_u$ , le perdite di energia specifica, e quindi anche le perdite totali  $J$ , devono risultare minori delle perdite di energia totali  $J_u$  che si hanno nel caso particolare di moto uniforme (linea dei carichi totali parallela alla linea di fondo del canale  $J_u = i_f$ ). Pertanto:

- per tratti in cui  $h > h_u$  si ha:  $J < i_f \rightarrow i_f - J > 0$ ;
- per tratti in cui  $h < h_u$  si ha:  $J > i_f \rightarrow i_f - J < 0$ .

Di conseguenza, il segno della variazione  $dh/ds$  (variazione dell'altezza liquida lungo il moto) dipende dalla natura della corrente (lenta, veloce o critica) e dal valore iniziale dell'altezza liquida  $h$  rispetto all'altezza liquida  $h_u$  di moto uniforme.

Quanto detto è indispensabile per il dimensionamento corretto degli sfioratori. Infatti, le ipotesi per lo sfioratore sono:

- canale a debole pendenza;
- canale considerato indefinito a valle.

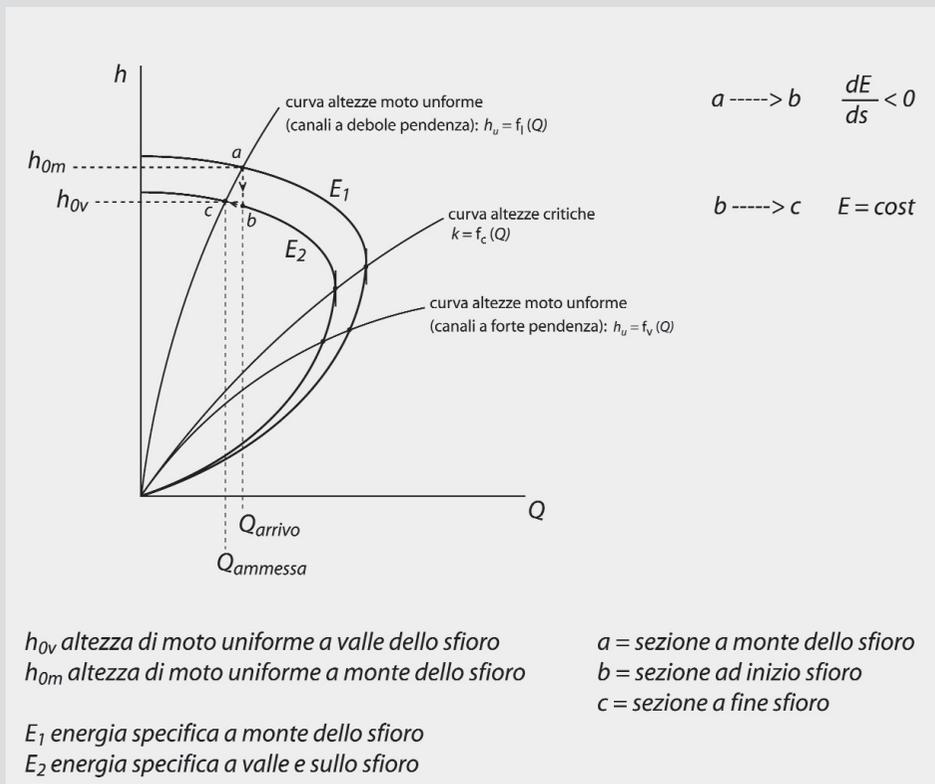
La prima ipotesi implica, nel caso particolare di moto uniforme, che la corrente sia lenta. La seconda ipotesi implica che non si debbano considerare cause rilevanti e perturbatrici della corrente a valle dello sfioro. Queste due condizioni permettono di ipotizzare che, a valle dello sfioro, la corrente sia ovunque in moto uniforme. Infatti, essendo una cor-

rente lenta, solo le condizioni al contorno più a valle determinano il tipo di profilo. E non essendoci, per ipotesi, condizioni perturbatrici a valle, il moto non può che mantenersi uniforme indefinitivamente da valle fino alla fine dello sfioro. Viceversa, a monte dello sfioro, la causa perturbatrice è proprio lo sfioro che, quindi, può esercitare il suo “disturbo” sul profilo della corrente. Questa, infatti, si presenta con altezza  $h$  decrescente ( $dh/ds < 0$ ) da monte (dove tende indefinitivamente ad  $h_u$ ) fino all'inizio dello sfioro, dove è  $h < h_u$  e si ha  $J > i_f \rightarrow i_f - J < 0$ . Pertanto, da monte ( $E_1$ ) fino all'inizio dello sfioro ( $E_2$ ) si ha  $E_1 \rightarrow E_2$  con:

$$\frac{dE_0}{ds} = i_f - J < 0.$$

Lungo lo sfioro, invece, in virtù dell'ipotesi del Prof. DE MARCHI, l'energia totale si mantiene costante. Pertanto, trascurando la variazione di pendenza del fondo ( $di_f/ds \approx 0$ ) del canale lungo lo sfioro, anche l'energia specifica si mantiene costante ( $E = cost$ ). La situazione energetica lungo l'intero canale è riassunta nella figura sottostante.

Da punti a monte ( $a$ ) fino al punto ( $b$ ) di inizio dello sfioro l'energia specifica diminuisce ( $dE_0/ds < 0$ ) dal valore  $E_1$  in ( $a$ ) al valore  $E_2$  in ( $b$ ). Lungo tutto lo sfioro fino a ( $c$ ) si ha:  $E = E_2 = cost$ . Procedendo verso monte, il profilo della corrente tende asintoticamente all'al-



tezza di moto uniforme  $h_{0m}$  relativa alla portata  $Q_{arrivo}$ ; mentre a valle dello sfioro, il profilo della corrente è pari all'altezza di moto uniforme  $h_{0v}$  relativa alla portata  $Q_{ammessa}$ , con energia specifica costante e pari a:  $E = E_2$ .

Le grandezze di progetto note sono:

- larghezza utile del canale  $B = 0,3 \text{ m}$ , con pendenza del fondo pari a  $i_f = 0,001$ ;
- portata nera (tempo secco):  $Q_n = 800 \text{ m}^3/\text{d} \approx 0,009 \text{ m}^3/\text{s}$ ;
- coefficiente di diluizione necessario  $c = 10,3$  (vedere esempio 1.4 a pag. 59).

La portata di dimensionamento idraulico dello sfioratore primario (portata ammessa a valle dello sfioratore, e quindi inviata ai trattamenti preliminari) è:

$$Q_{ammessa} = c \times Q_n = 10,3 \times (800 \text{ m}^3/\text{d}) = 8240 \text{ m}^3/\text{d} \approx 0,095 \text{ m}^3/\text{s}.$$

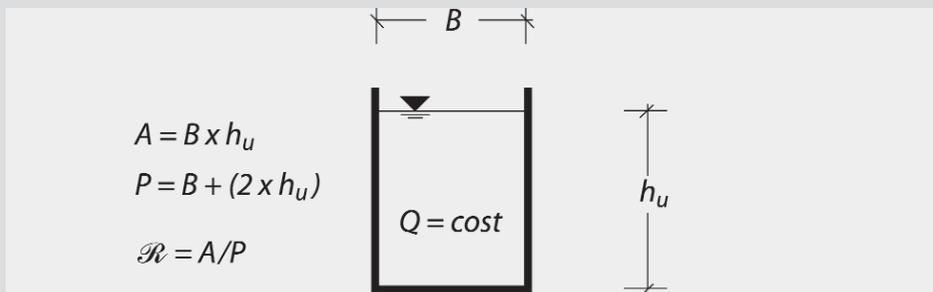
Si ammetta che la massima portata prevedibile in tempo di pioggia in arrivo dall'intera rete fognante mista sia stata valutata attorno a:  $Q_{arrivo} = 16 \cdot 000 \text{ m}^3/\text{d} \approx 0,185 \text{ m}^3/\text{s}$ . Pertanto, la portata massima da sfiorare risulta:

$$Q_{sfioro} = Q_{arrivo} - Q_{ammessa} = (16 \cdot 000 \text{ m}^3/\text{d}) - (8240 \text{ m}^3/\text{d}) = 7760 \text{ m}^3/\text{d}.$$

A questo punto, si rende necessario il calcolo dell'altezza liquida a valle dello sfioratore, quando il canale rettangolare convoglia la portata  $Q_{ammessa} = 8240 \text{ m}^3/\text{d}$  verso i trattamenti preliminari. Si è visto che, essendo il canale a debole pendenza, l'altezza di moto uniforme  $h_u$  a valle dello sfioro deve essere una corrente lenta. Per il calcolo dell'altezza di moto uniforme, si deve costruire la cosiddetta "scala di deflusso" delle portate. Ovvero, una relazione che lega il valore dell'altezza di moto uniforme  $h_u$  in funzione dei valori assunti per la portata  $Q$ . A tal proposito, rimane utile una delle formule del moto uniforme per correnti a superficie libera gradualmente variate (Parte XII, eq. 12.6):

$$Q = A \cdot C \cdot \sqrt{R \cdot i_f}.$$

Questa formula è nota come "relazione di CHÉZY", in cui il parametro  $C$  viene detto "parametro di scabrezza", e può essere calcolato mediante varie relazioni (BAZIN, KUTTER,



STRICKLER); mentre, il parametro  $R$  è il cosiddetto "raggio idraulico" della sezione  $A_u = B \times h_u$ , definito come il rapporto tra l'area della sezione  $A_u$  trasversale al flusso e la lunghezza del contorno bagnato  $P$  misurato sulla sezione stessa:

Per il calcolo del coefficiente di scabrezza  $C$  si impieghi la formula del KUTTER:

$$C = k \cdot R^{1/6}$$

dove, in base ai valori riportati nell'**Appendice-G**, per un canale in cemento armato si può assumere per  $k$  il valore di:  $k = 80 \text{ m}^{1/3} \times \text{s}^{-1}$ .

Si compila, quindi, mediante un foglio elettronico, la seguente tabella, assegnando dei valori crescenti per le altezze  $h_u$  di moto uniforme:

$h_u$ [m]	$A_u = B h_u$ [mq]	$P$ [m]	$R$ [m]	$C$ [ $\text{m}^{1/2} \times \text{s}^{-1}$ ]	$C \sqrt{R i_f}$	$Q$ [ $\text{mc} \times \text{s}^{-1}$ ]
0,10	0,030	0,500	0,060	50,055	0,3877	0,012
0,15	0,045	0,600	0,075	51,952	0,4499	0,020
0,20	0,060	0,700	0,086	53,121	0,4918	0,030
0,25	0,075	0,800	0,094	53,920	0,5221	0,039
0,30	0,090	0,900	0,100	54,503	0,5450	0,049
0,35	0,105	1,000	0,105	54,948	0,5631	0,059
0,40	0,120	1,100	0,109	55,300	0,5776	0,069
0,45	0,135	1,200	0,113	55,584	0,5896	0,080
0,50	0,150	1,300	0,115	55,819	0,5996	0,090
0,55	0,165	1,400	0,118	56,017	0,6081	0,100
0,60	0,180	1,500	0,120	56,185	0,6155	0,111
0,65	0,195	1,600	0,122	56,330	0,6219	0,121
0,70	0,210	1,700	0,124	56,457	0,6275	0,132
0,75	0,225	1,800	0,125	56,569	0,6325	0,142
0,80	0,240	1,900	0,126	56,667	0,6369	0,153
0,85	0,255	2,000	0,128	56,756	0,6409	0,163
0,90	0,270	2,100	0,129	56,835	0,6444	0,174
0,95	0,285	2,200	0,130	56,906	0,6477	0,185
1,00	0,300	2,300	0,130	56,971	0,6507	0,195
1,10	0,330	2,500	0,132	57,085	0,6559	0,216
1,20	0,360	2,700	0,133	57,180	0,6603	0,238
1,30	0,390	2,900	0,134	57,262	0,6641	0,259
1,40	0,420	3,100	0,135	57,333	0,6673	0,280
1,50	0,450	3,300	0,136	57,395	0,6702	0,302
1,60	0,480	3,500	0,137	57,449	0,6728	0,323

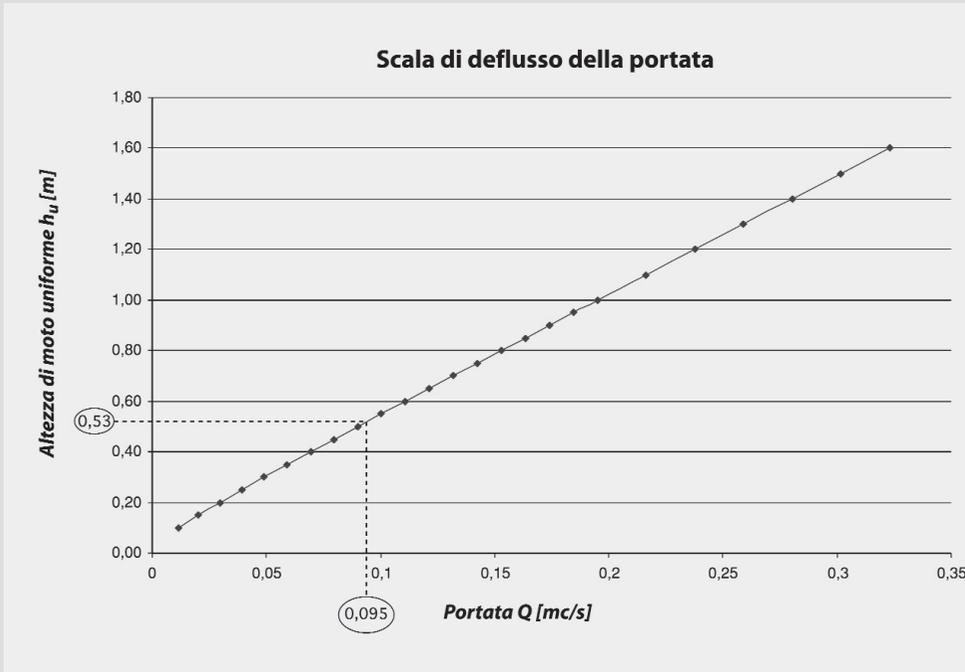
La portata ammessa nel canale è pari a

$$Q_{ammessa} = 8240 \text{ m}^3/\text{d} = (8240 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \times 60 \times 60 \text{ s/d}) \approx 0,095 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Transitando quest'ultima portata in condizioni di moto uniforme, dai dati disposti in tabella, risulta che l'altezza della corrente, in corrispondenza di  $Q = 0,095 \text{ m}^3/\text{s}$  è all'incirca di:

$$h_u \approx 0,525 \text{ m.}$$

In generale, volendo calcolare graficamente il valore dell'altezza di moto uniforme  $h_u$ , conviene leggere dal grafico l'andamento dell'altezza di moto uniforme  $h_u$  con i corrispondenti valori della portata  $Q$ . Pertanto, sempre tramite l'ausilio di un foglio elettronico, selezionando l'ultima colonna ( $Q$ ) e la prima colonna ( $h_u$ ) della tabella riportata alla pagina precedente, si può costruire il seguente grafico:



Si assuma che, dal grafico, l'altezza di moto uniforme (a valle dello sfioratore) risulti di circa  $h_u \approx 0,53 \text{ m} = 53 \text{ cm}$ . Il valore dell'energia specifica a valle dello sfioratore è quindi pari a:

$$\begin{aligned}
 E_2 &= h_{u2} + \frac{V_2^2}{2g} = h_{u2} + \frac{Q_{ammessa}^2}{A_2^2 \times 2g} = h_{u2} + \frac{Q_{ammessa}^2}{(B \times h_{u2})^2 \times 2g} = \\
 &= 0,53 \text{ m} + \frac{(0,095 \text{ m}^3 / \text{s})^2}{(0,30 \text{ m} \times 0,53 \text{ m})^2 \times 2 \cdot (9,81 \text{ m} / \text{s}^2)} \approx 0,55 \text{ m.}
 \end{aligned}$$

Il valore dell'altezza critica  $K_2$  a valle dello sfioro si calcola tramite la nota relazione:

$$K_2 = \sqrt[3]{\frac{Q_{ammessa}^2}{g \cdot B^2}} = \sqrt[3]{\frac{(0,09 \text{ m}^3 / \text{s})^2}{(9,81 \text{ m} / \text{s}^2) \cdot (0,30 \text{ m})^2}} \approx 0,21 \text{ m.}$$

	$\alpha = 0,0$	$\alpha = 0,1$	$\alpha = 0,2$	$\alpha = 0,3$	$\alpha = 0,4$	$\alpha = 0,5$
$\eta$	$\mu$	$\mu$	$\mu$	$\mu$	$\mu$	$\mu$
0,25	0,44	0,44	0,44	0,43	0,43	0,43
0,50	0,43	0,43	0,42	0,41	0,40	0,38
0,75	0,42	0,41	0,40	0,38	0,36	0,33
1,00	0,40	0,38	0,36	0,34	0,32	0,28
1,25	0,38	0,36	0,33	0,31	0,28	0,25
1,50	0,35	0,33	0,31	0,28	0,25	0,22
2,00	0,30	0,28	0,26	0,23	0,20	0,17
2,50	0,26	0,24	0,22	0,19	0,17	0,14
3,00	0,23	0,21	0,19	0,17	0,14	0,12
3,50	0,20	0,18	0,16	0,14	0,12	0,10
4,00	0,18	0,16	0,14	0,13	0,11	0,09
4,50	0,16	0,14	0,13	0,11	0,09	0,08
5,00	0,15	0,13	0,12	0,10	0,08	0,07
5,50	0,13	0,12	0,11	0,09	0,07	0,06
6,00	0,12	0,11	0,10	0,08	0,07	0,05
6,50	0,11	0,10	0,09	0,07	0,06	0,05
7,00	0,10	0,09	0,08	0,07	0,06	0,05
7,50	0,09	0,08	0,07	0,06	0,05	0,04
8,00	0,08	0,07	0,07	0,06	0,05	0,04

	$\alpha = 0,6$	$\alpha = 0,7$	$\alpha = 0,8$	$\alpha = 0,9$	$\alpha = 0,95$
$\eta$	$\mu$	$\mu$	$\mu$	$\mu$	$\mu$
0,25	0,42	0,37	0,32	0,20	0,15
0,50	0,37	0,30	0,23	0,13	0,08
0,75	0,29	0,23	0,17	0,08	0,05
1,00	0,24	0,19	0,14	0,06	0,04
1,25	0,20	0,16	0,11	0,05	0,03
1,50	0,18	0,14	0,09	0,05	0,03
2,00	0,14	0,11	0,07	0,04	0,02
2,50	0,11	0,09	0,06	0,03	0,02
3,00	0,10	0,07	0,05	0,03	0,01
3,50	0,08	0,06	0,04	0,03	0,01
4,00	0,07	0,05	0,04	0,02	0,01
4,50	0,06	0,04	0,03	0,02	0,01
5,00	0,05	0,04	0,03	0,02	0,01
5,50	0,05	0,04	0,03	0,02	0,01
6,00	0,04	0,03	0,03	0,02	0,01
6,50	0,04	0,03	0,03	0,02	0,01
7,00	0,04	0,03	0,02	0,02	0,01
7,50	0,04	0,03	0,02	0,02	0,01
8,00	0,04	0,03	0,02	0,02	0,01

**Tabella 1.8.1** – Valori del parametro  $\mu$  in funzione di  $\varepsilon$  e di  $\eta$  per sfioratori longitudinali a spigolo vivo. Valori da considerarsi orientativi.

La corrente di moto uniforme a valle dello sfioro soddisfa la disuguaglianza  $h_{u2} > K_2$ ; pertanto, rispetta la definizione idraulica di corrente lenta:

*Una corrente è lenta quando la sua altezza è maggiore dell'altezza critica.  
 Una corrente è veloce quando la sua altezza è minore dell'altezza critica.*

Analogamente, il valore dell'altezza critica  $K_1$  a monte dello sfioro risulta:

$$K_1 = \sqrt[3]{Q_{arrivo}^2 / [g \cdot B^2]} = \sqrt[3]{(0,185 \text{ m}^3 / \text{s})^2 / [(9,81 \text{ m} / \text{s}^2) \cdot (0,30 \text{ m})^2]} \approx 0,34 \text{ m}.$$

*L'altezza critica di un canale rettangolare dipende dalla portata convogliata e dalla larghezza del canale, e non dipende dalla pendenza  $i$ , del canale.*

Si procede, ora, al calcolo del parametro (coefficiente di efflusso):

$$\eta = \frac{L_{sf}}{B} \cdot \left(1 - \frac{c}{E_2}\right) = \frac{L_{sf}}{(0,30 \text{ m})} \cdot \left(1 - \frac{(0,37 \text{ m})}{(0,55 \text{ m})}\right) \approx 1,08 \cdot L_{sf}$$

avendo imposto un'altezza della soglia  $c = 0,37 \text{ m}$  (circa il 70% di  $h_{u2}$ ), ovviamente minore dell'altezza di moto uniforme  $h_{u2}$  a valle dello sfioro.

Il rapporto  $\varepsilon$  tra la portata ammessa e la portata in arrivo risulta:

$$\varepsilon = \frac{Q_{ammessa}}{Q_{arrivo}} = \frac{8240 \text{ m}^3 / \text{d}}{16000 \text{ m}^3 / \text{d}} \approx 0,5.$$

La portata da sfiorare (effettiva) è stata calcolata pari a:

$$Q_{sfioro} = Q_{arrivo} - Q_{ammessa} = (16 \cdot 000 \text{ m}^3 / \text{d}) - (8240 \text{ m}^3 / \text{d}) = 7760 \text{ m}^3 / \text{d}.$$

L'aver ammesso la costanza dell'energia ( $E_2 = E = cost$ ) lungo la lunghezza  $L_{sf}$ , porta a ritenere valida la seguente relazione:

$$Q_{sfiorata} = \mu \cdot L_{sf} \cdot (E_2 - c) \cdot \sqrt{2g \cdot (E_2 - c)}.$$

Pertanto, sostituendo i valori numerici si ottiene una relazione che lega il valore della portata sfiorata  $Q_{sfiorata}$  al valore del parametro  $\mu$  e alla lunghezza dello sfioratore  $L_{sf}$ . Infatti:

$$\begin{aligned}
 Q_{sfiorata} &= \mu \cdot L_{sf} \cdot (0,55 \text{ m} - 0,37 \text{ m}) \cdot \sqrt{2 \cdot (9,81 \text{ m/s}^2) \cdot (0,55 \text{ m} - 0,37 \text{ m})} = \\
 &= \mu \cdot L_{sf} \cdot (0,18 \text{ m}) \cdot \sqrt{3,53 \text{ m}^2/\text{s}^2} .
 \end{aligned}$$

Pertanto, semplificando, si ottiene il seguente legame approssimato:

$$Q_{sfiorata} \approx \mu \cdot L_{sf} \cdot 0,34$$

associata all'altra relazione trovata:

$$\eta \approx 1,08 \cdot L_{sf}$$

Provando ora con una lunghezza dello sfioro pari a  $L_{sf} = 3 \text{ m}$  risulta mediamente:

$$\eta = 1,08 \times (3 \text{ m}) \approx 3,24.$$

Pertanto, posto per  $\eta$  il valore di 3,24 e per  $\varepsilon$  il valore calcolato di 0,5, in base ai valori riportati nella tabella 1.8.1, interpolando linearmente (**Appendice-A** a pag. 815), si ottiene  $\mu = 0,11$  circa. Di conseguenza, il valore della portata che è possibile sfiorare per una lunghezza di  $L_{sf} = 3 \text{ m}$  risulta di circa:

$$Q_{sfiorata} = 0,11 \times (3 \text{ m}) \times 0,34 \approx 0,112 \text{ m}^3/\text{s} \approx 9694 \text{ m}^3/\text{d} > Q_{sfioro} = 7760 \text{ m}^3/\text{d}.$$

Tentando con un valore minore pari, ad esempio, ad  $L_{sf} = 1,5 \text{ m}$ , risulta orientativamente:

$$\eta = 1,08 \times (1,5 \text{ m}) \approx 1,62.$$

In virtù dei dati di riferimento in tabella 1.8.1, per  $\varepsilon = 0,5$ , sempre interpolando linearmente, si ottiene  $\mu = 0,21$  circa. Pertanto, il valore della portata che è possibile sfiorare per una lunghezza di  $L_{sf} = 1,5 \text{ m}$  risulta attorno a:

$$Q_{sfiorata} = 0,21 \times (1,5 \text{ m}) \times 0,34 \approx 0,107 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (arrotondato in difetto)}.$$

Assumendo, quindi, una lunghezza di circa  $L_{sf} = 1,5 \text{ m}$  si riesce a sfiorare tutta la portata calcolata in partenza di  $Q_{sfioro} = 7760 \text{ m}^3/\text{d}$ :

$$\begin{aligned}
 Q_{sfiorata} &= 0,1 \text{ m}^3/\text{s} = \\
 &= (0,1 \text{ m}^3/\text{s}) \times (24 \times 60 \times 60 \text{ s/d}) \approx \\
 &\approx 8640 \text{ m}^3/\text{d} > Q_{sfioro} = 7760 \text{ m}^3/\text{d}.
 \end{aligned}$$

È interessante osservare che, raddoppiando la lunghezza dello sfioro da 1,5 m a 3 m, la portata sfiorata aumenta relativamente di poco:  $\Delta Q_{sfiorata} = 0,112 \text{ m}^3/\text{s} - 0,107 \text{ m}^3/\text{s} = 0,005 \text{ m}^3/\text{s} \approx 430 \text{ m}^3/\text{d}$  circa (incremento di appena il 4 ÷ 5%).

Istruttivo è provare ad implementare interamente su foglio elettronico la procedura illustrata; provando a calcolare il valore di  $L_{sf}$  anche in funzione dei differenti valori imposti, di volta in volta, all'altezza "c" della soglia sullo stramazzo e alla larghezza B del canale.

**Osservazioni**<sup>†</sup>. In generale, conviene fissare un numero di valori di tentativo per  $L_{sf}$  sufficienti per avvicinarsi quanto più possibile al valore di portata da sfiorare. Al solito, mettendo su grafico i valori di  $L_{sf}$  scelti e i corrispondenti valori  $Q_{sfiorata}$  calcolati, si può valutare l'andamento della curva  $Q_{sfiorata} = f(L_{sf})$  e leggere, direttamente dal grafico, il valore di  $L_{sf}$  necessario per sfiorare la portata necessaria  $Q_{sfioro}$ .

L'intera procedura di calcolo, illustrata in questo esempio, risulta valida anche per canali trapezi, purché per  $\eta$  si assuma la seguente espressione:

$$\eta = \frac{L_{sf}}{B + E_2 \cdot \text{tg}\alpha} \times \left( 1 - \frac{c}{E_2} \right),$$

dove:

- B è la larghezza del fondo del canale;
- $\alpha$  l'angolo formato dalla sponda con la verticale.

C'è da osservare, in generale, che gli sfioratori laterali sono poco utili alla limitazione delle portate ammesse; e (come si è notato in questo esempio) la portata sfiorata cresce poco al crescere della lunghezza  $L_{sf}$ , e praticamente oltre certi valori di  $L_{sf}$  ogni ulteriore aumento di lunghezza risulta praticamente inutile, in quanto, nelle pratiche applicazioni ( $\eta = 0,5 \div 3,5$ ), al crescere di  $L_{sf}$  il valore  $\mu$  diminuisce molto (vedere tabella a pag. 97). È bene porre in evidenza che il corretto dimensionamento idraulico degli scaricatori laterali è subordinato al calcolo – o meglio, alla conoscenza – del coefficiente di efflusso  $\mu$  lungo la direzione del moto ( $\mu = \mu(s)$ ). Questo coefficiente è determinabile con precisione soltanto se dedotto da dati di tipo sperimentale eseguiti su sfioratori laterali in fregio a canali di sezione rettangolare.

<sup>†</sup> Per maggiori dettagli in merito al dimensionamento idraulico degli sfioratori laterali, consultare i testi:

"Idraulica"; DE MARCHI;

"Idraulica"; CITRINI e NOSEDA;

"Idraulica"; PUPPINI;

"Meccanica dei Fluidi"; E. MARCHI, A. RUBATTA; Utet.

In particolare, l'Allegato 4 "Norme tecniche generali per la regolamentazione dell'installazione e dell'esercizio degli impianti di fognatura e depurazione" della Delibera Interministeriale 4 febbraio 1977 recita:

*"Le canalizzazioni devono essere sempre staticamente verificate ai carichi esterni permanenti ed accidentali tenendo conto anche della profondità di posa e delle principali caratteristiche geotecniche dei terreni di posa e di ricoprimento."*

Il Decreto Ministeriale 12 dicembre 1985 prescrive, inoltre, che il progetto dimostri:

*"L'affidabilità dell'opera progettata, che riguarda il grado di sicurezza statica, di resistenza alla corrosione, ... e che siano definite lungo le tubazioni e per le varie tratte di esse, le pressioni di esercizio  $p_E$  ... ed, in ogni caso per i tubi di grande diametro, devono essere determinate le pressioni complementari nonché le tensioni correlative alle effettive condizioni d'impiego delle tubazioni, come alla natura e all'altezza dei rinterri di copertura, ai sovraccarichi esterni (statici e dinamici)."*

La verifica statica di una tubazione interrata consiste nell'accertare che i carichi agenti sulla struttura provochino tensioni e deformazioni ammissibili, cioè compatibili con il materiale costituente la tubazione e con le esigenze di progetto.

Se la tubazione interrata è molto rigida la funzionalità è soddisfatta quando lo stato di coazione interno a rottura è compatibile con la resistenza ultima a rottura che può estrinsecare il materiale.

Se la tubazione interrata risulta fortemente deformabile, è necessario verificare lo stato limite di deformazione controllando che la deflessione diametrale sia compatibile con i vincoli di progetto, che non si superino le tensioni e deformazioni ammesse nello stato limite di esercizio per il materiale e che non si abbia schiacciamento per instabilità elastoplastica.

Nel caso di canalizzazioni interrate, la struttura è nota, ma risulta incerta l'individuazione delle precise condizioni di vincolo e delle azioni risultanti dai carichi a causa delle interazioni terreno-tubazione, legate anche alle deformazioni che ne nascono, e dal fatto che le spinte attive e passive del terreno dipendono dalle caratteristiche geotecniche che, a loro volta, variano secondo il modo con cui si effettuano le compattazioni, nonché in dipendenza dalle varie condizioni che si possono determinare durante l'esercizio della condotta.

**ESEMPIO 1.11**

Un condotto fognario in grès di  $\phi 305$  mm è stato sistemato in una scavo largo  $B = 0,70$  m e ad una profondità di  $H_{tot} = 4,0$  m dal piano campagna. Il riempimento dovrà essere eseguito con argilla ordinaria, avente una densità di circa  $\rho_R = 1900$  kg/m<sup>3</sup>. Determinare la resistenza del tubo e la classe della base che dovrebbe essere usata per avere un fattore di sicurezza di  $CS = 1,5$ . Si consideri, inoltre, la presenza di un sovraccarico in superficie per la presenza di camion su strada principale, con ruota a doppio pneumatico con 142,3 kN/asse (vedere dati in tabella 1.10).

**Soluzione.** Il valore dell'altezza del rinterro  $H$  che grava sull'estradosso della volta della tubazione si calcola sottraendo alla profondità totale dello scavo il diametro del tubo:

$$H = H_{tot} - D = 4,0 \text{ m} - 0,30 \text{ m} = 3,70 \text{ m}.$$

Pertanto, si calcola il rapporto:

$$\frac{H}{B} = \frac{3,70 \text{ m}}{0,70 \text{ m}} \approx 5,3.$$

Scegliendo una tipologia di alloggiamento di tipo ordinario (D: argilla ordinaria), per  $H/B = 5,3$  risulta un valore del coefficiente di riempimento  $C_d$  pari, al più, a 3. Pertanto, in base all'equazione 1.10, sostituendo i valori numerici, si ottiene:

$$W_d = 9,8 C_d \cdot \rho_R \cdot B^2 = (9,8 \text{ N/kg}) \cdot 3 \cdot (1900 \text{ kg/m}^3) \cdot (0,70 \text{ m})^2 \approx 27400 \text{ N/ml} = 27,4 \text{ kN/ml}.$$

Dalla tabella 1.10, per  $H = 3,70$  m e diametro del condotto  $D = 305$  mm si vede che, per altezze di rinterro maggiori di 2 m e per tubazioni di diametro  $\phi 305$  mm, i sovraccarichi stradali scendono al di sotto di 0,7 kN/ml. Per la tubazione in esame, quindi, il sovraccarico  $W_{acc}$  potrà essere considerato pari a 0,7 kN/ml. Pertanto, la somma dei carichi lineari permanenti e accidentali sulla tubazione ammonta a:

$$W_d + W_{acc} = 27,4 \text{ kN/ml} + 0,7 \text{ kN/ml} = 28,1 \text{ kN/ml}.$$

Considerando una tubazione in grès di tipo *Standard* con una resistenza alla compressione di  $R_{trav} = 23,4$  kN/m (vedere tabella 1.12) ed una tipologia di alloggiamento di classe C (vedere figura 1.20b, con  $FC = 1,5$ ) di può scrivere (vedere equazioni 1.13 e 1.12):

$$R_{ideale} = R_{trav} \times FC = (23,4 \text{ kN/ml}) \times 1,5 \approx 35,1 \text{ kN/ml}.$$

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = \frac{R_{trasv} \times FC}{CS} = \frac{(26,3 \text{ kN/ml}) \times 1,5}{1,5} = \frac{39,4 \text{ kN/ml}}{1,5} \approx 26,2 \text{ kN/ml}.$$

Risultando, però:

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = 26,2 \text{ kN/ml} \leq W_d + W_{acc} = 28,1 \text{ kN/ml},$$

non risulta soddisfatta la disuguaglianza dell'equazione 1.12. Di conseguenza, la tubazione  $\phi 305$  con un alloggiamento di classe C, non è staticamente verificata.

Si sceglie allora una tipologia di alloggiamento di classe B (vedere figura 1.20c, con  $FC = 1,9$ ). La resistenza reale di alloggiamento risulta, in questo caso:

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = \frac{R_{trasv} \times FC}{CS} = \frac{(26,3 \text{ kN/ml}) \times 1,9}{1,5} = \frac{49,9 \text{ kN/ml}}{1,5} \approx 33,2 \text{ kN/ml}.$$

Risultando, quindi, verificata staticamente la tubazione, essendo:

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = 33,2 \text{ kN/ml} \geq W_d + W_{acc} = 28,1 \text{ kN/ml}.$$

**Osservazioni.** Si supponga ora di impiegare delle tubazioni della serie *Extra* con una classe di alloggiamento di tipo C (vedere figura 1.20b, con  $FC = 1,5$ ). Analogamente, si calcola la resistenza reale di alloggiamento:

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = \frac{R_{trasv} \times FC}{CS} = \frac{(37,9 \text{ kN/ml}) \times 1,5}{1,5} \approx 37,9 \text{ kN/ml}.$$

Risultando:

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = 37,9 \text{ kN/ml} \geq W_d + W_{acc} = 28,1 \text{ kN/ml},$$

la tubazione risulta verificata. Pertanto, sia la serie di tubazioni *Standard* con base di alloggiamento di classe B che la serie *Extra* con tipo di alloggiamento di classe C sono soddisfacenti<sup>(†)</sup>.

<sup>†</sup> Per ulteriori dettagli sul calcolo delle sollecitazioni agenti sui tubi interrati consultare i seguenti testi:

"Sistemi di fognatura, manuale di progettazione"; CENTRO STUDI DEFLUSSI URBANI; Hoepli;

"Acquedotti"; VALERIO MILANO; Hoepli.

**ESEMPIO 1.12**

Stabilire quale classe di tubi di cemento armato dovrebbe venire installata in una rete per acque pluviali nel caso che si abbia:

- diametro del tubo  $D = 838 \text{ mm}$ ;
- altezza del rinterro  $H = 2,0 \text{ m}$ ;
- larghezza di scavo sulla volta superiore del tubo  $B = 1,5 \text{ m}$ ;
- riempimento di sabbia e ghiaia con densità  $\rho_R = 1760 \text{ kg/m}^3$ ;
- alloggiamento di classe C;
- carichi accidentali di camion su strada principale (carico su asse  $142,3 \text{ kN}$ ) con ruota a doppio pneumatico;
- fattore di sicurezza  $CS = 1,0$  in base al carico di fessurazione di  $0,25 \text{ mm}$  di apertura.

**Soluzione.** Il rapporto tra altezza del rinterro  $H$  e la larghezza  $B$  dello scavo sulla volta superiore del tubo (vedere figura 1.18) risulta:

$$\frac{H}{B} = \frac{2,0 \text{ m}}{1,5 \text{ m}} \approx 1,3.$$

Scegliendo una tipologia di alloggiamento di tipo C, per  $H/B = 1,3$  risulta un valore del coefficiente di riempimento  $C_d$  pari, al più, a  $1,75$ . Pertanto, in base all'equazione 1.10, sostituendo i valori numerici, si ottiene:

$$W_d = 9,8 C_d \cdot \rho_R \cdot B^2 = (9,8 \text{ N/kg}) \cdot 1,75 \cdot (1760 \text{ kg/m}^3) \cdot (1,5 \text{ m})^2 \approx 68000 \text{ N/ml} = 68 \text{ kN/ml}.$$

Dalla tabella 1.10, per  $H = 2,0 \text{ m}$  e diametro del condotto  $D = 838 \text{ mm}$  si vede che, per altezze di rinterro maggiori di  $2 \text{ m}$  e per tubazioni di diametro  $\phi 305 \text{ mm}$ , i sovraccarichi stradali scendono al di sotto di  $1,7 \text{ kN/ml}$ .

Per la tubazione in esame, quindi, il sovraccarico  $W_{acc}$  potrà essere considerato pari a  $1,7 \text{ kN/ml}$ . Pertanto, la somma dei carichi lineari permanenti e accidentali sulla tubazione ammonta a:

$$W_d + W_{acc} = 68 \text{ kN/ml} + 1,7 \text{ kN/ml} = 69,7 \text{ kN/ml}.$$

In base all'equazione 1.14 e all'equazione 1.12, si può scrivere:

$$R_{reale} = \frac{R_{ideale}}{CS} = \frac{w_d \times D \times FC}{CS} \geq W_d + W_{acc}$$

da cui, esplicitando il valore di  $w_d$ , fornisce l'espressione:

$$w_d \geq \frac{(W_d + W_{acc}) \times CS}{D \times FC} = \frac{(69,7 \text{ kN / ml}) \times 1,0}{(0,838 \text{ m}) \times 1,5} \approx 55,5 \text{ kN / ml} \times m = 55,5 \text{ N / ml} \times mm.$$

Pertanto, in base ai carichi riportati nella tabella 1.13, scegliendo una tubazione di *classe III* di cemento armato da  $27,6 \text{ MPa}$  con un carico di fessurazione (con ampiezza  $0,25 \text{ mm}$ ) di  $w_d = 64,6 \text{ N/ml} \times mm$  la verifica statica risulta soddisfatta:

$$w_d = 64,6 \text{ N/ml} \times mm > 55,5 \text{ N/ml} \times mm.$$

Il diametro utilizzato di  $\phi 838 \text{ mm}$  è compreso tra i diametri disponibili che presentano i requisiti di resistenza meccanica richiesta (vedere tabella 1.13):

*Classe III* con resistenza del cemento  $27,6 \text{ MPa}$  disponibili per diametri compresi da  $310 \text{ mm}$  a  $1830 \text{ mm}$ .

**Osservazioni.** Se, ad esempio, l'altezza del rinterro fosse stata di  $H = 1,8 \text{ m}$  e la larghezza  $B = 1,4 \text{ m}$ , a parità di altre condizioni, si sarebbe registrato un carico totale di:

$$W_d + W_{acc} = 37,1 \text{ kN/ml} + 1,7 \text{ kN/ml} = 38,9 \text{ kN/ml}.$$

Sarebbe, quindi, risultato:

$$w_d \geq \frac{(W_d + W_{acc}) \times CS}{D \times FC} = \frac{(38,9 \text{ kN / ml}) \times 1,0}{(0,838 \text{ m}) \times 1,5} \approx 30,9 \text{ kN / ml} \times m = 30,9 \text{ N / ml} \times mm.$$

In base ai carichi riportati nella tabella 1.13, la *classe I* con  $38,3 \text{ N/ml} \times mm$  di diametro sarebbe soddisfacente, ma il tubo da  $838 \text{ mm}$  non è previsto con questa classificazione. Perciò, si dovrà adottare una tubazione di *classe II* di cemento armato da  $27,6 \text{ MPa}$  con un carico di fessurazione di  $w_d = 47,9 \text{ N/ml} \times mm$ .

Si ricorda che il fattore di sicurezza normalmente adottato per tubi di grès o di semplice cemento va da  $1,2$  a  $1,5$ , mentre per i tubi di cemento armato un fattore di  $1,0$  riferito al carico di fessurazione di  $0,25 \text{ mm}$  viene generalmente considerato sufficiente.

#### 2.1 ABITANTE EQUIVALENTE

Nel dimensionamento di un impianto, si introduce il concetto di “*abitante equivalente*”, utile per esprimere il carico inquinante di una particolare utenza civile o industriale dell’impianto di depurazione, in termini confrontabili con le utenze di tipo civile. Data l’estrema variabilità delle caratteristiche delle acque reflue delle varie industrie, per poter eseguire delle valutazioni di massima dei carichi organici si deve ricorrere al concetto di “*abitante equivalente*”, per esprimere il contenuto di sostanza organica biodegradabile in funzione del numero di abitanti effettivi che darebbe luogo ad uno scarico urbano con lo stesso carico organico ( $kg\ BOD_5/d$ ), rapportato al numero di addetti dell’impianto. Pertanto, indicando con  $N$  il numero di addetti all’impianto dell’industria, con il simbolo  $Q_n$  [ $m^3/d$ ] la portata idrica media giornaliera (portata nera) del refluo industriale, con  $[BOD_5]$  [ $kg\ BOD_5/m^3$ ] la concentrazione media di  $BOD_5$  nell’effluente dell’industria, e con  $C_o$  [ $kg\ BOD_5/d \times ab$ ] il carico organico specifico per un refluo di tipo civile – con il quale si vuole, appunto, rapportare l’effetto inquinante dello scarico industriale – si ottiene il numero di abitanti equivalenti (civili) a cui equivalgono gli  $N$  addetti all’industria:

$$Eq = \frac{[BOD_5] \times Q_n}{N \times C_o}.$$

Mediante tale concetto, l’ISTAT fornisce il numero medio di addetti per le diverse categorie industriali. Pertanto, noto il numero di abitanti effettivi civili presenti e noto il numero di abitanti (equivalenti ai civili) dei centri industriali pre-

senti, si calcola il numero di utenti complessivi dell'impianto, come semplice somma dei due.

### ESEMPIO 2.1

Un'industria presenta, in uscita dal suo ciclo di processo, i seguenti valori:

- portata idrica giornaliera:  $Q_n = 15 \text{ m}^3/\text{d}$ ;
- concentrazione media di  $BOD_5$ :  $[BOD_5] = 30'000 \text{ mg/l}$ .

Sapendo che il numero di addetti al ciclo produttivo industriale è  $N = 15$ , valutare il numero di abitanti equivalenti "Eq" civili per singolo addetto all'industria.

**Soluzione.** Per prima cosa è necessario valutare la quantità giornaliera di inquinante prodotta all'uscita dell'industria:  $\text{kg } BOD_5/\text{d}$ . Questo valore può considerarsi l'inquinamento apportato nell'ambiente dagli  $N = 15$  addetti che lavorano al ciclo produttivo industriale. Intanto, passando da "mg" a "kg", e da "litri" a "m<sup>3</sup>" si può scrivere:

$$[BOD_5] = 30'000 \text{ mg/l} = (30'000 \text{ mg/l}) \times (10^{-6} \text{ kg/mg}) = 0,03 \text{ kg } BOD_5/\text{l} = \\ = (0,03 \text{ kg } BOD_5/\text{l}) \times (1000 \text{ l/m}^3) = 30 \text{ kg } BOD_5/\text{m}^3;$$

La quantità giornaliera ( $\text{kg } BOD_5/\text{d}$ ) di inquinante immesso nell'ambiente dall'industria è quindi:

$$[BOD_5] \times Q_n = (30 \text{ kg } BOD_5/\text{m}^3) \times (15 \text{ m}^3/\text{d}) = 450 \text{ kg } BOD_5/\text{d} =$$

in termini di grammi di  $BOD_5$  ( $450 \text{ kg } BOD_5/\text{d}) \times (1000 \text{ g/kg}) = 450'000 \text{ g } BOD_5/\text{d}$ .  
 Come termine di paragone si deve fissare ora il valore del carico organico specifico  $C_o$  relativo ad un refluo di tipo civile senza componenti industriali. Si ammetta che nella zona interessata, l'apporto specifico di inquinamento della sola popolazione civile sia di:

$$C_o = 70 \text{ g } BOD_5/\text{d} \times ab;$$

A questo punto, si può osservare che il rapporto:

$$\frac{[BOD_5] \times Q_n}{C_o} = \frac{450000 \text{ g } BOD_5/\text{d}}{70 \text{ g } BOD_5/\text{d} \times ab} = 6429 \text{ ab}$$

rappresenta il numero totale di abitanti civili equivalenti agli  $N = 15$  addetti al ciclo produttivo industriale. Pertanto, per valutare il numero di abitanti civili per singolo addetto

industriale basta dividere il numero di abitanti equivalenti civili calcolato per il numero totale di addetti  $N$  all'industria:

$$\frac{[BOD_5] \times Q_n}{C_o \times N} = \frac{450000 \text{ g } BOD_5/d}{(70 \text{ g } BOD_5/d \times ab) \times 15 \text{ add}} = \frac{6429 \text{ ab}}{15 \text{ add}} = 429 \text{ ab/add} ;$$

**Nota.** È importante notare che la stima fatta sul numero di abitanti equivalenti per addetto all'industria dipende direttamente dal valore scelto del carico organico specifico  $C_o$ . Pertanto, per una stima esatta, occorre che il dato  $C_o$  sia il più aderente possibile.

## 2.2 TEMPO DI DETENZIONE IDRAULICA

In una vasca di volume  $V$ , attraversata da una portata  $Q_n$  idraulica continua di reflu, si definisce “tempo di detenzione” o “di permanenza” il rapporto:

$$t = \frac{V[m^3]}{Q[m^3/d]} .$$

Il tempo “ $t$ ” rappresenta il tempo medio di permanenza del reflu liquido nel volume della vasca. Infatti, il prodotto di una portata idraulica per un fissato intervallo di tempo “ $t$ ” rappresenta il volume  $V$  riempito nel medesimo intervallo di tempo dalla data portata. Teoricamente, le prime particelle fluide entreranno nella sezione di ingresso della vasca al tempo  $t = 0$  ed usciranno attraverso la sezione di uscita della vasca proprio al tempo “ $t$ ”. In pratica, dato che la ripartizione del liquido che entra nella vasca non è mai perfettamente omogenea in tutta la massa fluida, alcune particelle attraverseranno la vasca più velocemente, altre più lentamente, per cui le prime presenteranno un tempo di detenzione minore di quello teorico, e le seconde un tempo di detenzione superiore. Pertanto, il valore del tempo  $t = V/Q_n$  andrà considerato come valore medio di riferimento.

### ESEMPIO 2.2

*In una sezione di un impianto di depurazione, il reflu viene convogliato dentro una vasca di  $15 \text{ m}^3$  di volume utile. A regime, il reflu viene immesso con continuità nella vasca mediante pompaggio con una portata di 35 litri/secondo, e con la medesima portata viene estratto e pompato a valle nelle altre sezioni d'impianto. In questo modo il battente liquido in vasca si consideri costante. Valutare se il reflu rischia fenomeni di “settizzazione” per permanenza in vasca per più di 10 minuti.*

**Soluzione.** Si ipotizza che il moto del reflu attraverso la vasca avvenga in maniera sta-

zionaria, ovvero entrano 35 l/s ed escono 35 l/s mentre il livello liquido in vasca si mantiene inalterato. In questo modo, si ipotizzi che il livello del battente idrico in vasca sia tale da sfruttare tutto il volume utile fornito dalla vasca: 15 m<sup>3</sup>. La portata che le pompe imprimono al refluo all'ingresso e all'uscita della vasca è di:

passando da litri a metri cubi: 35 l/s = (35 l/s) × (1 m<sup>3</sup>/1000 l) = 0,035 m<sup>3</sup>/s;

passando da secondi a minuti: Q<sub>n</sub> = 0,035 m<sup>3</sup>/s = (0,035 m<sup>3</sup>/s) × (60 s/min) = 2,1 m<sup>3</sup>/min;

Pertanto, il valore medio di permanenza del liquame in vasca, per andare dalla tubazione di entrata alla tubazione di uscita della vasca si valuta come:

$$t_H = \frac{V[m^3]}{Q[m^3/min]} = \frac{15 m^3}{2,1 m^3/min} \approx 7 \text{ min.}$$

Il valore calcolato (valore medio) può ritenersi un tempo adeguato per evitare la setticizzazione del liquame: 7 min < 10 min.

## 2.3 TEMPERATURA

La temperatura è un parametro di progetto fondamentale nel processo depurativo. Infatti, la variazione di temperatura si riflette, con la conseguente variazione di densità del refluo, sul dimensionamento dei processi fisici di sedimentazione e di miscelazione rapida. Ancor più, la temperatura influisce direttamente sulle cinetiche delle reazioni biologiche che stanno alla base della depurazione. Infatti, qualsiasi tipo di reazione biologica (aerobica o anaerobica) viene accelerata aumentando la temperatura, e rallentata diminuendola.

È noto, che un tasso “k<sub>T</sub>” di una qualsivoglia reazione chimica alla generica temperatura T (°Kelvin) segue la *Legge di Van't Hoff* che, a patto di considerare intervalli non troppo ampi di variazione di temperatura, assume la forma:

$$k_T = k_{20^\circ\text{C}} \times \theta^{(T-20)}$$

dove “θ” è il coefficiente di attività microbica e dipendente dal tipo di trattamento, e “k<sub>20°C</sub>” è la costante di reazione alla temperatura di 20°C.

Facendo riferimento alle basse temperature (sotto i 10°C), si è riscontrato che i microrganismi presentano una minore facilità di adattamento a mutevoli condizioni al contorno (ad esempio, variazione dell'intensità della carica inquinante o alla variazione del tipo di inquinante); pertanto, i rendimenti depurativi tendono a diminuire. Notevoli temperature (superiori a 20°C) portano ad un aumento delle cinetiche metaboliche, aumentando l'assimilazione della sostanza organi-

Processi biologici	$\theta$
Fanghi attivi	1,00 ÷ 1,03
Letti percolatori	1,02 ÷ 1,04
Digestione aerobica	1,08 ÷ 1,10
Nitrificazione	1,08 ÷ 1,10
Denitrificazione	1,06 ÷ 1,1

Tabella 2.1 –

Valori dei coefficienti di attività microbica per vari processi biologici.

(Nota) Dati presi dal testo: "Wastewater Engineering"; Metcalf & Eddy; McGraw-Hill.

ca degli organismi, ma contemporaneamente c'è una forte tendenza alla diminuzione dell'ossigeno disciolto nella miscela aerata, sia per l'elevata temperatura esterna che per l'accelerazione delle reazioni dei microrganismi che consumano  $O_2$ . Ciò comporta un dispendio ulteriore di energia per mantenere costante il livello ottimale di concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata. Nella tabella 2.1 sono riportati i coefficienti "θ" per vari processi biologici.

## 2.4 RENDIMENTO DEPURATIVO

Per qualsiasi sostanza inquinante "S", si indica rendimento depurativo della generica sezione d'impianto "i" il seguente rapporto percentuale.

$$\eta_i(\%) = 100 \times \frac{[S]_e - [S]_u}{[S]_e} \quad [2.1]$$

dove:

- $[S]_e$  è la concentrazione dell'inquinante "S" in entrata alla sezione d'impianto "i-esima";
- $[S]_u$  è la concentrazione dell'inquinante "S" in uscita dalla sezione d'impianto "i-esima".

Nel caso di un processo depurativo a più stadi in serie, caratterizzati da singoli rendimenti depurativi  $\eta_1, \eta_2, \dots, \eta_n$ , il rendimento complessivo si calcola, come è facile verificare, tramite la formula:

$$\eta_{tot} = \eta_1 + \eta_2 \times (1 - \eta_1) + \eta_3 \times (1 - \eta_1) \times (1 - \eta_2) + \dots \quad [2.2]$$

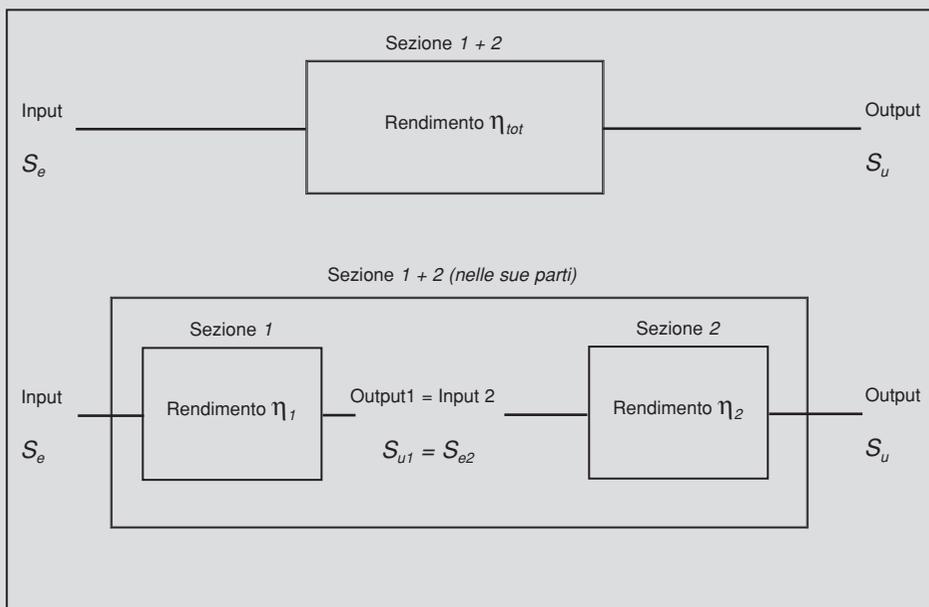
### ESEMPIO 2.3

Dimostrare la validità dell'espressione del rendimento totale riportata nell'equazione [2.2], applicandola al caso particolare di 2 stadi in serie. Si consideri un impianto di depurazione a fanghi attivi dotato di comparto di sedimentazione primaria. Determinare il rendi-

mento depurativo del  $BOD_5$  nel passaggio attraverso la sezione di sedimentazione primaria e il successivo trattamento biologico ossidativo. Si ipotizzi un rendimento di abbattimento del  $BOD_5$  di circa il 30% ( $\eta_1 = 0,3$ ) per la sezione di sedimentazione primaria, e un rendimento dell'80% ( $\eta_2 = 0,8$ ) per il comparto biologico ossidativo.

**Soluzione.** Si conoscono i singoli rendimenti di rimozione del  $BOD_5$  per le due sezioni. Si vuole valutare il rendimento complessivo della sezione "sedimentazione primaria" +

### Illustrazione esempio 2.3



"comparto biologico". Si consideri il seguente schema:

Mediante l'equazione [2.1] si calcoli il rendimento della "Sezione 1":

$$\eta_1(\%) = 100 \times \frac{[S]_e - [S]_{u1}}{[S]_e} ;$$

si calcoli ora, analogamente, il rendimento della "Sezione 2":

$$\eta_2(\%) = 100 \times \frac{[S]_{e2} - [S]_u}{[S]_{e2}} = 100 \times \frac{[S]_{u1} - [S]_u}{[S]_{u1}} .$$

Calcolando, invece, direttamente il rendimento totale della "Sezione 1 + 2" si ha:

$$\eta_{tot}(\%) = 100 \times \frac{[S]_e - [S]_u}{[S]_e}$$

Ora, esprimendo  $S_e$  ed  $S_u$  in funzione, rispettivamente, dei rendimenti  $\eta_1$  e  $\eta_2$  (in forma non più percentuale ma normalizzata) si ottengono le seguenti espressioni:

$$S_e \eta_1 = S_e - S_{u1} ;$$

$$S_{12} \eta_2 = S_{12} - S_u .$$

A questo punto, basta esprimere le due precedenti equazioni nelle forme:

$$[S]_e = \frac{[S]_{u1}}{1 - \eta_1} ; [S]_u = [S]_{u1} (1 - \eta_2) .$$

È facile riconoscere che l'espressione del rendimento  $\eta_{tot}$  della "Sezione 1 + 2" espressa tramite le espressioni appena calcolate per  $[S]_e$  ed  $[S]_u$  assume l'espressione:

$$\begin{aligned} \eta_{tot} &= 1 - [1 - \eta_1 - \eta_2 + \eta_1 \cdot \eta_2] = \eta_1 + \eta_2 - \eta_1 \cdot \eta_2 = \\ &= \eta_1 + \eta_2 \cdot (1 - \eta_1) . \end{aligned}$$

Si riconosce, quindi, l'equazione [2.2], calcolata per 2 sezioni depurative in serie. Infine, per valutare il rendimento depurativo della "Sezione 1 + 2" basta sostituire i valori dei rendimenti ipotizzati per le due sezioni d'impianto:

$$\eta_{tot} = \eta_1 + \eta_2 \cdot (1 - \eta_1 \cdot \eta_2) = 0,3 + 0,8 \cdot (1 - 0,3 \cdot 0,8) = 0,91 \quad (91\%) .$$

## 2.5 TENORE DI ACQUA IN UN FANGO

Si definisce "tenore in acqua di un fango"  $U_f(\%)$  (o "umidità del fango") il rapporto percentuale tra il peso dell'acqua contenuto nel fango e il peso totale del fango stesso, compresa tutta la fase acquosa. Pertanto, detto  $P_{tot}$  il peso totale del fango, somma del peso della fase acquosa  $P_{H_2O}$  e del peso della parte solida  $P_s$ , si ha:

$$U_f(\%) = 100 \times \frac{P_{H_2O}}{P_{tot}} ; \quad [2.3]$$

ed, essendo  $P_{tot} = P_{H_2O} + P_s$ , si ha anche:

$$U_f(\%) = 100 \times \frac{P_{tot} - P_s}{P_{tot}} = \left( 100 - 100 \times \frac{P_s}{P_{tot}} \right) = 100 - S ; \quad [2.4]$$

dove con “S” si è indicato quello che verrà poi, in seguito, definito come “*contenuto di solidi del fango*” (%):

$$S = 100 \times \frac{P_s}{P_{tot}} \quad [2.5]$$

#### ESEMPIO 2.4

*Si abbia un impianto di depurazione che produce 12'000 litri di fango trattato (stabilizzato) ogni giorno, con un tenore di acqua del fango del 95%. Il fango viene successivamente pompato verso un'apposita sezione d'impianto (letti di essiccamento) che porta il tenore d'acqua del fango fino al valore 60%. Si calcoli quanto pesa il fango così essiccato.*

**Soluzione.** Per una stima di massima, si cominci con l'assimilare i 12'000 litri di fango al 95% di umidità a 12'000 kg di fango allo stato liquido (1 litro di fango liquido pesa, infatti, circa 1 kg). Occorre, innanzitutto, osservare che durante il processo che fa variare il contenuto di acqua in un fango ciò che rimane costante è il peso delle sostanze solide che si vedono concentrate in un minore contenuto d'acqua. Pertanto, basta sfruttare l'equazione [2.4] che conviene porre nella forma:

$$U_f(\%) = 100 \cdot \left( 1 - \frac{P_s}{P_{tot}} \right);$$

ovvero, in forma equivalente:

$$P_s = \left[ 1 - \frac{U_f(\%)}{100} \right] \cdot P_{tot}$$

Ora, in virtù della conservazione della massa solida presente nel fango, si può scrivere per il fango che passa dallo stato 1 (ad umidità  $U_{f1}$ ) allo stato finale (ad umidità  $U_{f2}$ ):

$$P_{s1} = P_{s2}$$

Sfruttando, quindi, l'espressione calcolata precedentemente che vede il peso della sostanza secca  $P_s$  nel fango in funzione dell'umidità  $U_f$  (%) e del peso totale  $P_{tot}$  del fango stesso, si ottiene:

$$P_{tot1} \cdot \left[ 1 - \frac{U_{f1}(\%)}{100} \right] = P_{s1} = P_{s2} = \left[ 1 - \frac{U_{f2}(\%)}{100} \right] \cdot P_{tot2}$$

Pertanto, è facile rendersi conto che si può anche scrivere:

$$P_{tot2} = P_{tot1} \cdot \left[ \frac{100 - U_{f1}(\%)}{100 - U_{f2}(\%)} \right] = (12000 \text{ kg}) \cdot \left[ \frac{100 - 95}{100 - 60} \right] = (12000 \text{ kg}) \cdot \left[ \frac{5}{40} \right] = 1500 \text{ kg}$$

**Osservazione.** È opportuno sottolineare che, nell'esempio appena riportato, il peso del fango essiccato si riduce a  $5/40 (= 1/8)$  del peso iniziale. Generalmente, negli impianti di depurazione, passando sui letti di essiccamento il peso del fango essiccato si riduce attorno ad  $1/10$  del peso iniziale.

Si intuisce, pertanto, l'elevatissima riduzione di peso (e quindi di volume) di un fango quando si provvede a ridurre l'umidità elevata iniziale. In virtù di questa osservazione, non è difficile accettare l'utilità di eventuali processi di "ispessimento del fango" in un impianto di depurazione (Parte X a pag. 749).

## 2.6 CONTENUTO DI SOLIDI NEL FANGO

Il contenuto di solidi<sup>(2.1)</sup> si definisce in termini percentuali come:

$$S = 100 \times \frac{P_s}{P_{tot}}; \quad [2.6]$$

dove, come visto precedentemente, si ha:  $P_{tot} = P_{H_2O} + P_s$ . Il peso di un fango, quindi, varia ogni volta che ad esso si sottrae o aggiunge acqua. Pertanto, se un fango passa da un contenuto di solidi del fango  $S_a$  ad un contenuto finale  $S_b$ , si può verificare che è possibile scrivere la seguente relazione:

$$P_{tot b} = (S_a/S_b) \times P_{tot a}. \quad [2.7]$$

La rimozione dell'acqua da un fango, nei processi di depurazione, presenta una grande importanza. Infatti, se il contenuto di solidi del fango raddoppia ( $S_a/S_b = 1/2$ ) si ha una riduzione in peso del fango del 50%:  $P_{tot b} = (1/2) \times P_{tot a}$ . Il "contenuto di solidi del fango" è spesso semplicemente indicato, anche se in maniera non rigorosa, con la dizione: "concentrazione del fango".

---

<sup>(2.1)</sup> Nel corso delle varie fasi di trattamento di un impianto di depurazione, risulta necessario provvedere al pompaggio dei fanghi che, per quanto visto, variano il loro contenuto d'acqua da una sezione all'altra. Pertanto, le concentrazioni dei fanghi lungo l'impianto sono variabilissime e con esse anche le caratteristiche idrauliche e viscosive. Ciò porta, come conseguenza, la necessità di particolare attenzione e cura nella scelta delle macchine predisposte al sollevamento. Si è visto che fanghi ad elevata umidità presentano basse concentrazioni di sostanze solide e quindi bassa viscosità; viceversa, fanghi a bassa umidità presentano sostanze solide ad alta concentrazione, parallelamente ad alta viscosità idraulica. Si conclude, quindi, che per fanghi ad alta umidità si possono impiegare gli stessi tipi di pompe centrifughe che generalmente si adottano per il sollevamento dei liquami; mentre, per i fanghi a bassa umidità è più opportuno utilizzare delle pompe di "tipo volumetrico". Infatti queste ultime, a differenza delle pompe centrifughe, sono dotate di opportune valvole di sicurezza che entrano in funzione in caso d'intasamento lungo la tubazione di mandata. Di conseguenza, con tali macchine si possono tranquillamente realizzare elevate prevalenze con fluidi molto viscosi.

**ESEMPIO** 2.5

In un impianto di depurazione nella sezione di sedimentazione primaria si producono 2500 litri di fango al giorno, con un tenore in acqua del 96% (stato iniziale). Mediante centrifugazione (Parte X, pag. 760) il fango arriva ad un tenore in acqua dell'80% (stato finale). Si calcoli il volume finale "V" del fango.

**Soluzione.** Per un fango che rimane allo stato liquido, un'espressione sufficientemente approssimata per calcolare il volume  $V$  del fango è esprimibile in funzione:

- 1) del peso  $P_s$  dei solidi nel fango (in kg);
- 2) del contenuto "S" dei solidi del fango (in %);
- 3) della densità  $\rho_{H_2O}$  dell'acqua a  $4^\circ C$  ( $1000 \text{ kg/m}^3$ );
- 4) del peso specifico relativo  $\gamma_{fango}$  del fango (rispetto all'acqua).

L'espressione è la seguente:

$$V = \frac{P_s \times 100}{S \times \rho_{H_2O} \times \gamma_{fango}} \quad [2.5.1]$$

Infatti, è facile riconoscere che la precedente relazione è ricavabile combinando tra loro le tre semplici relazioni:

$$P_s = \rho_s \times V_s ;$$

$$\rho_s = \rho_{H_2O} \times \gamma_{fango} ;$$

$$V_s = V \times \left( \frac{S}{100} \right) .$$

Nell'ultima espressione – ricordando l'equazione 2.6 che lega il rapporto  $S/100$  al rapporto tra peso dei soli solidi nel fango e il peso totale del fango stesso – il volume  $V_s$  dei solidi è espresso semplicemente come frazione del volume totale  $V$  del fango.

In base all'equazione 2.5.1, applicata nei due stati iniziale e finale, si può scrivere:

$$\frac{V_{fin}}{V_{in}} = \frac{\gamma_{fango\ in}}{\gamma_{fango\ fin}} \times \frac{S_{in}}{S_{fin}} \quad [2.5.2]$$

Infatti, durante la centrifugazione del fango, il peso  $P_s$  dei solidi del fango rimane ovviamente invariato, mentre varia il contenuto d'acqua; in quanto la centrifugazione provoca l'allontanamento di parte della fase acquosa nel fango. Variando solo il contenuto d'acqua, varia conseguentemente il contenuto  $S$  di solidi del fango (variando  $P_{tot} = P_{H_2O} + P_s$ ,

in base all'equazione 2.6). Si è notato sperimentalmente che, se il fango si mantiene allo stato liquido, ovvero se si può ritenere che i vuoti fra le particelle solide del fango siano riempiti di acqua, il peso specifico del fango, passando dallo stato iniziale a quello finale, conserva un peso specifico abbastanza vicino a quello dell'acqua; per cui si può assumere  $\gamma_{fango\ in} \cong \gamma_{fango\ fin} \cong \gamma_{H_2O} = 1$ . Pertanto, ricordando l'equazione 2.4, l'equazione 2.5.2 si può scrivere:

$$\frac{V_{fin}}{V_{in}} = \frac{\gamma_{fango\ in}}{\gamma_{fango\ fin}} \times \frac{S_{in}}{S_{fin}} \cong \frac{1}{1} \times \frac{S_{in}}{S_{fin}} = \frac{S_{in}}{S_{fin}} = \frac{100 - U_{in}}{100 - U_{fin}} \quad [2.5.3]$$

A questo punto, sostituendo i valori di umidità del fango ipotizzati per i due stati iniziale ( $U_{in} = 96\%$ ) e finale ( $U_{fin} = 80\%$ ), si può scrivere:

$$\frac{V_{fin}}{V_{in}} = \frac{100 - U_{in}}{100 - U_{fin}} = \frac{100 - 96}{100 - 80} = \frac{4}{20} = 0,2$$

e conoscendo il volume  $V_{in}$  iniziale del fango, si ha:

$$V_{fin} = 0,2 \times V_{in} = 0,2 \times (2500 \text{ litri}) = 500 \text{ litri}$$

**Osservazioni.** La centrifugazione del fango, portando il tenore in acqua dal valore 96% al valore 80%, ha permesso di ridurre il volume finale del fango a ben  $4/20 = 1/5$  del volume iniziale. L'equazione 2.5.3 è una relazione molto utilizzata per poter valutare le variazioni di volume del fango per effetto dei processi d'ispessimento. In letteratura sono reperibili opportuni abachi che riportano le variazioni dei volumi del fango per effetto delle variazioni del contenuto dei solidi, conseguenti ai processi d'ispessimento.

Allorquando il fango, dopo il processo d'ispessimento, non risulti più allo stato liquido, non è più corretto utilizzare il procedimento ora esposto, e possono essere sfruttate solo espressioni scritte tramite relazioni fra i pesi del fango allo stato iniziale e finale. In particolare, applicando l'equazione 2.6 nei due stati iniziale e finale, con la condizione di conservazione del peso delle sostanze solide, si può scrivere:

$$S_{in} = 100 \times \frac{P_s}{P_{tot\ in}}; \quad S_{fin} = 100 \times \frac{P_s}{P_{tot\ fin}} \quad \Rightarrow \quad P_{tot\ fin} = \frac{S_{in}}{S_{fin}} \times P_{tot\ in} .$$

Pertanto, noti  $S_{in}$  ed  $S_{fin}$  ed il peso totale  $P_{tot\ in}$  del fango allo stato iniziale, si può calcolare il peso  $P_{tot\ fin}$  del fango allo stato finale.

Misurato poi il peso " $p_{fin}$ " di fango per unità di volume allo stato finale  $S_{fin}$  (non liquido), si ricava il valore del volume finale del fango:

$$P_{tot\ fin} = p_{fin} \times V_{fin} \quad \Rightarrow \quad V_{fin} = P_{tot\ fin} / p_{fin} .$$

ESEMPIO      2.6

Si consideri un fango i cui solidi sospesi presentino le seguenti caratteristiche:

- frazione organica presente (sul totale solido) pari a circa il 75%;
- frazione organica con peso specifico relativo (rispetto all'acqua) pari a circa  $\gamma_{org} = 1$ ;
- frazione non organica con peso specifico relativo pari a circa  $\gamma_{min} = 2,5$ ;
- tenore in acqua del fango pari al 98%.

Si calcoli:

- 1) il peso specifico  $\gamma_s$  relativo (medio) dei solidi presenti nel fango;
- 2) il peso specifico  $\gamma_{fango}$  (medio) del fango rispetto all'acqua.

**Soluzione.** È immediato osservare che la somma del peso dei solidi organici “ $P_{org}$ ” e del peso dei solidi non organici (o “*minerali*”) “ $P_{min}$ ” deve uguagliare il peso “ $P_s$ ” di tutti i solidi presenti nel fango. Pertanto, deve essere  $P_s = P_{org} + P_{min}$ . Dividendo ambo i membri per “ $P_s$ ” si ottiene la relazione:

$$1 = \frac{P_{org}}{P_s} + \frac{P_{min}}{P_s} = 0,75 + 0,25 \quad [2.6.1]$$

avendo, infatti, supposto una frazione organica presente (sul totale solido) pari al 75% deve essere presente nei solidi un 25% rimanente di frazione non organica.

Analogamente, è immediato riconoscere che la somma del volume “ $V_{org}$ ” dei solidi organici con i solidi non organici “ $V_{min}$ ” deve essere uguale al volume di tutti i solidi “ $V_s$ ” presenti:

$$V_s = V_{org} + V_{min}$$

Esprimendo ora quest'ultima relazione in funzione dei pesi dei solidi del fango e in funzione dei relativi pesi specifici (rispetto all'acqua) si ottiene:

$$\frac{P_s}{\gamma_s} = \frac{P_{min}}{\gamma_{min}} + \frac{P_{org}}{\gamma_{org}} \quad [2.6.2]$$

essendo appunto:

$$\begin{aligned} P_s &= V_s \times \gamma_s && \text{per l'intera parte solida (organica + minerale);} \\ P_{org} &= V_{org} \times \gamma_{org} && \text{per la sola parte organica;} \\ P_{min} &= V_{min} \times \gamma_{min} && \text{per la sola parte non organica (parte minerale).} \end{aligned}$$

Dividendo ambo i membri dell'equazione 2.6.2 per “ $P_s$ ”, tenendo conto dell'equazione

$$V_d = M/C_f = (3450 \text{ kg SS}) / (15 \text{ kg SS/m}^3) = 230 \text{ m}^3. \quad [2.18.1]$$

Il valore calcolato risulta sufficientemente "allineato" con quello derivato tramite l'utilizzo di valori limite del fattore di carico volumetrico dei solidi del fango. In sede di progetto, la verifica del valore del fattore di carico organico volumetrico per i solidi va effettuata subito a valle del calcolo del volume  $V_d$  (formula 2.18.1).

(*acidi volatili*<sup>(2.11)</sup> e *sali di ammonio*) tenderebbero a raggiungere concentrazioni tali da inibire le reazioni biochimiche fondamentali per il processo digestivo.

## 2.14 CONCENTRAZIONE DI OSSIGENO DISCIOLTO E AERAZIONE MECCANICA

La concentrazione di ossigeno disciolto in un liquido rappresenta la concentrazione di ossigeno molecolare  $O_2$  che si trova allo stato di soluzione nella fase liquida. Il valore di questa concentrazione è determinante per la vita di tutti gli organismi presenti nell'acqua, in particolare, di quelle biocenosi che stanno alla base dei processi di depurazione biologica. I vari microrganismi dei processi depurativi biologici, infatti, si sviluppano bene solo se si assicura loro concentrazioni di ossigeno disciolto di almeno  $1 \div 2 \text{ mg/l}$ .

Inoltre, questo parametro si rivela fondamentale quando si sversa un refluo inquinato in un corpo idrico ricettore.

Infatti, le quantità di ossigeno disciolto presenti in un'acqua sono sempre molto ridotte, per cui è sufficiente l'immissione di quantitativi modesti di sostanze biodegradabili per consumarvi gran parte dell'ossigeno disciolto, creando i presupposti per lo sviluppo di ambienti privi di ossigeno in cui risulta impossibile la vita degli organismi aerobi superiori.

In ultimo, ma non meno importante, la concentrazione di ossigeno disciolto è un parametro che influenza direttamente il dimensionamento dell'apparato preposto all'aerazione dei fanghi nei trattamenti biologici. Infatti, in virtù della nota **Legge di Lewis e Whitman**, che regola il trasferimento dell'ossigeno dall'atmosfera al liquido con cui è in contatto, nel caso particolare di acqua pulita, si può scrivere:

$$\frac{DC}{Dt} = K \times (C_{sat} - C); \quad [2.27]$$

dove:

- $DC/Dt$  è la velocità di trasferimento di ossigeno da aeriforme a disciolto, per unità di volume di acqua pulita;
- $K$  è il coefficiente ( $h^{-1}$ ) di trasferimento globale dell'ossigeno dall'aeriforme

- alla fase liquida (acqua pulita), in funzione della particolare temperatura di esercizio  $T$  ( $^{\circ}\text{C}$ );
- $C_{sat} = C_{sat}(T)$  è la concentrazione ( $\text{mg/l}$ ) massima (di saturazione) dell'ossigeno alla temperatura  $T$  e alla relativa pressione  $p = p(T)$  (nell'acqua pulita);
- $C = C(t)$  è la concentrazione ( $\text{mg/l}$ ) di ossigeno disciolto presente nella fase liquida (acqua pulita) all'istante di trasferimento " $t$ ".

Si osserva che maggiore risulta la velocità di trasferimento di ossigeno (dalla fase aeriforme alla fase disciolta nella fase liquida) quanto maggiore è la differenza ( $C_{sat} - C$ ) al relativo istante " $t$ "; ovvero, quanto più la concentrazione di ossigeno in soluzione è lontana dalle condizioni di saturazione, ad una fissata temperatura. Ad esempio, facendo riferimento alla temperatura di  $20^{\circ}\text{C}$  in un regolare impianto a fanghi attivi, operando con concentrazioni di ossigeno disciolto in vasca di aerazione di  $2 \text{ mg/l}$ , la capacità di ossigenazione registrata delle macchine di aerazione è circa pari al 77% di quella relativa a concentrazioni di ossigeno disciolto quasi nulle ( $C \cong 0 \text{ mg/l di } O_2$ ).

Pertanto, a parità di ossigeno trasferito, i consumi energetici risultano incrementati di circa il 30%. Analogamente, operando con concentrazioni di ossigeno disciolto di circa  $3 \text{ mg/l}$ , la capacità di ossigenazione diminuisce al 66% circa, e i consumi di energia salgono di oltre il 50% rispetto al caso di concentrazione quasi nulla. È proprio per questi motivi che, generalmente, corrette gestioni dell'impianto a fanghi attivi richiedono il mantenimento di concentrazioni di ossigeno disciolto nelle vasche di aerazione a valori più contenuti possibile, sempre compatibilmente con le forzate esigenze del processo depurativo. Questo accorgimento può essere adottato direttamente regolando adeguatamente la **capacità di ossigenazione** delle macchine di aerazione.

La concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata influenza, anche, il rendimento di nitrificazione dell'effluente in un impianto. Le **velocità di nitrificazione** varia, infatti, al variare dell'ossigeno disciolto: velocità massime si registrano con  $3 \text{ mg/l di } O_2$ ; al diminuire della concentrazione, la velocità decade in modo sensibilissimo, ed è praticamente nulla sotto i  $0,5 \text{ mg/l}$ . Pertanto, se si vuole ottenere una buona nitrificazione dell'effluente risultano necessarie concentrazioni di ossigeno disciolto di almeno  $2 \text{ mg/l}$ ; mentre, se si desidera rimuovere solamente il *BOD* dovuto alla frazione carboniosa, risultano sufficienti concentrazioni di ossigeno disciolto di  $1 \div 1,5 \text{ mg/l}$ . Oltre a ciò, tenendo sufficientemente bassa la concentrazione, si hanno degli indubbi risparmi di energia.

Per impianti che si trovano in alta montagna, in cui le condizioni di pressione sono diverse che alle basse quote, è importante tenere conto del fatto che la diminuzione di pressione atmosferica dovuta all'altitudine comporta una diminuzione della concentrazione  $C_{sat}$  di ossigeno nelle condizioni di saturazione e quindi una diminuzione della capacità effettiva di ossigenazione. Infatti, in virtù dell'e-

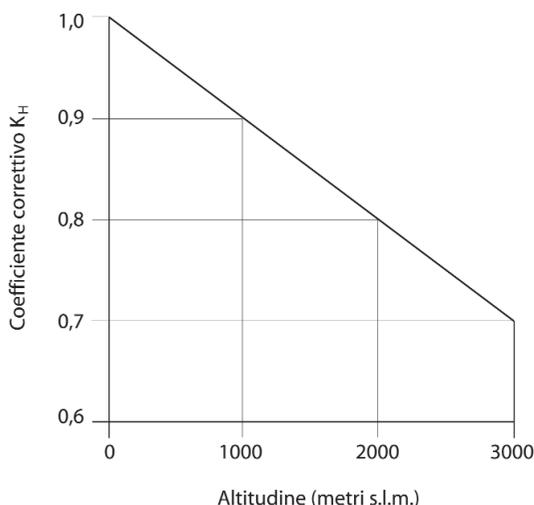


Figura 2.5 –

Fattore di correzione della solubilità dell'ossigeno in acqua pulita, in funzione della quota.

quazione 2.27, diminuendo l'intensità ( $C_{sat} - C$ ) della “forza motrice” di trasferimento dell' $O_2$ , diminuisce il tasso  $DC/Dt$  di solubilizzazione della massa di ossigeno per unità di volume di acqua pulita sottoposta ad aerazione.

Per tenere in considerazione questo fatto, si sono elaborati opportuni abachi (vedere figura 2.5, ricavata da dati presi dal testo: “Wastewater Engineering Treatment and Reuse” METCALF&EDDY) che forniscono un opportuno coefficiente correttivo  $K_H$  per cui deve essere moltiplicata la concentrazione  $C_{sat}$  per tenere conto dell'altitudine. Pertanto, tenendo conto dell'altitudine, l'equazione che regola il trasferimento dell'ossigeno nell'acqua pulita assume l'aspetto:

$$\frac{DC}{Dt} = K \times (K_H \cdot C_{sat} - C); \quad [2.27\_b]$$

con i medesimi significati dei simboli introdotti nell'analogia equazione 2.27.

Nel caso reale in cui l'aeratore immetta ossigeno nella miscela aerata, nelle condizioni effettive di esercizio, si ha la seguente legge, derivata dall'equazione 2.27\_b:

$$\frac{DC}{Dt} = K_{aer} \times (K_H \cdot C_{sat\ aer} - C_{aer}) + \left[ \frac{d[O_2]}{dt} \right]_{\text{microorganismi}} \quad [2.28]$$

dove:

- $K_{aer}$  è il coefficiente ( $h^{-1}$ ) di trasferimento globale dell'ossigeno dell'aeratore dall'atmosfera nella miscela aerata, alla temperatura ( $T$  °C);
- $C_{sat\ aer}$  è la concentrazione ( $mg/l$ ) di ossigeno a saturazione nella miscela aerata, valutabile pari a  $0,95 \times C_{sat}$ , per tenere conto della minore concentrazione a saturazione nella miscela aerata, dovuta alla presenza di solidi disciolti;

- $C_{aer}$  è la concentrazione ( $mg/l$ ) di ossigeno disciolto nella miscela aerata, in condizioni di esercizio al tempo  $t$ ;
- $d[O_2]/dt$  è la concentrazione di ossigeno sottratta alla miscela aerata nell'unità di tempo dai microrganismi presenti nella fase liquida:  $d[O_2] < 0$ .

L'equazione 2.28 differisce dall'equazione 2.27\_b solo per il termine  $d[O_2]/dt$  che è da interpretarsi come il *tasso di respirazione* ( $mg O_2/h \times l$ ) dei microrganismi nella miscela aerata, misurato anche come quantità di ossigeno ( $mg O_2/h$ ) assorbita dai microrganismi presenti per unità di volume (*litro*) di miscela aerata. Infatti, la quantità di ossigeno trasferita nell'unità di tempo dall'aeratore alla miscela aerata:

$$K_{aer} \times (K_H \cdot C_{sat\ aer} - C_{aer}) \cdot \quad [2.27\_c]$$

viene, in parte, utilizzata dai microrganismi presenti nella miscela aerata i quali, tramite i loro metabolismi cellulari, consumando ossigeno disciolto, diminuiscono la concentrazione di  $O_2$  nella soluzione aerata:

$$\left[ \frac{d[O_2]}{dt} \right]_{\text{microrganismi}} < 0.$$

Pertanto, l'equazione 2.28 può essere così sintetizzata:

$$\frac{DC}{Dt} \Big|_{\text{nella miscela}} = \frac{\partial C}{\partial t} \Big|_{\text{dall'aeratore}} - \frac{\partial C}{\partial t} \Big|_{\text{ai microrganismi}} \quad [2.28\_b]$$

L'equazione 2.28\_b si presenta in una forma molto intuitiva: ragionando con una miscela aerata di  $1 \text{ litro}$ , e considerando un intervallo di tempo pari ad  $1 \text{ ora}$ , la quantità (oraria) di ossigeno che rimane disciolta nel litro di miscela aerata è data dalla differenza tra la quantità (oraria) di ossigeno trasferita in seno alla miscela dall'aeratore e la quantità (oraria) di ossigeno “*respirata*” dai microrganismi presenti in soluzione. Pertanto, in condizioni di equilibrio (non si registrano più incrementi di concentrazione di  $O_2$  nella miscela aerata:  $DC/Dt = 0$ ), l'ossigeno fornito dagli aeratori viene infatti tutto respirato dai microrganismi presenti. Di conseguenza, dalla 2.28\_b si può quindi scrivere:

$$\frac{\partial C}{\partial t} \Big|_{\text{dall'aeratore}} = \frac{\partial C}{\partial t} \Big|_{\text{ai microrganismi}} \quad [2.29]$$

D'altra parte, in virtù dell'equazione 2.27\_c, il I° membro dell'equazione 2.29 si scriverà come:

$$\frac{\partial C}{\partial t} \Big|_{\text{dall'aeratore}} = K_{aer} \times (K_H \cdot C_{sat\ aer} - C_{aer}) \quad [2.30]$$

Di conseguenza, in virtù delle equazioni 2.29 e 2.30, si deduce che la portata ora-

ria di ossigeno – per singolo litro di miscela aerata ( $mg\ O_2/h \times l$ ) – da fornire ai microrganismi, perché mantengano il loro metabolismo cellulare (e quindi perché mantengano il processo di depurazione biologica), è esprimibile nella forma:

$$\left. \frac{\partial C}{\partial t} \right|_{\text{ai microrganismi}} = K_{aer} \times (K_H \cdot C_{sat\ aer} - C_{aer}). \quad [2.31]$$

Quest'ultima equazione rappresenta la portata oraria ( $mg\ O_2/h$ ) di ossigeno fornito in  $1\ litro$  di miscela aerata per favorire e mantenere i processi depurativi dei microrganismi presenti in aerazione. Quindi, il II° membro dell'equazione 2.31 ha le dimensioni di:  $mg\ O_2/h \times l$ .

Analogamente, generalizzando ad un volume di  $V\ litri$  di miscela aerata, si può scrivere che la portata oraria di  $O_2$  ( $mg\ O_2/h$ ) da fornire al suddetto volume  $V$  è:

$$Q_{O_2} = V \times \left. \frac{\partial C}{\partial t} \right|_{\text{ai microrganismi}} = V \times [K_{aer} \times (K_H \cdot C_{sat\ aer} - C_{aer})]. \quad [2.32]$$

Ora, si riprenda l'equazione 2.27\_b relativa al trasferimento di  $O_2$  in acqua pulita in assenza di ossigeno disciolto (con  $C = 0\ mg/l$ , quindi in assenza di microrganismi depuratori) e si supponga di applicare l'equazione 2.27\_b in condizioni ambientali *standard*<sup>(2.12)</sup> con un volume di acqua pulita pari a  $V\ litri$ . In questo caso, la concentrazione di ossigeno a saturazione in condizioni standard ( $C_{sat\ stand}$ ) risulta pari a circa  $9,1\ mg/l$ . Pertanto, in un volume di  $V\ litri$  di acqua pulita alla temperatura di  $20^\circ C$  e alla pressione atmosferica ( $0\ metri\ s.l.m.$ ) con acqua in assenza di ossigeno disciolto, l'equazione 2.27\_b assume l'aspetto:

$$Q_{O_2}^* = V \times \frac{DC}{Dt} = V \times [K_{stand} \times (C_{sat\ stand} - 0)] = V \times [K_{stand} \times 9,1]. \quad [2.33]$$

Quest'ultima equazione esprime la portata oraria di  $O_2$  ( $mg\ O_2/h$ ) che è possibile fornire ad un volume  $V$  di acqua pulita in condizioni standard. Ovviamente, a seconda dell'entità del volume  $V$  di acqua pulita, corrisponderà un proporzionale quantitativo orario di ossigeno trasferibile. Ebbene, a seconda del volume di acqua pulita, se si vorrà trasferire in condizioni standard la portata  $Q_{O_2}^*$ , sarà necessario utilizzare un aeratore la cui capacità di ossigenazione (in condizioni standard)<sup>(2.13)</sup> sia proprio pari a  $Q_{O_2}^*$ . In questo modo, l'espressione 2.33 misura anche la **capacità di ossigenazione nominale** che l'aeratore deve possedere per trasferire la portata  $Q_{O_2}^*$  richiesta in condizioni standard e in acqua pulita.

Si è visto sperimentalmente che il coefficiente  $K$  di trasferimento globale dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura  $T^\circ C$  è legato dal corrispettivo coefficiente  $K_{stand}$  di trasferimento in acqua pulita in condizioni standard dalla sequen-

<sup>2.12</sup> Vengono definite condizioni *standard* le seguenti: temperatura di  $20^\circ C$  e pressione di  $1\ atm$  ( $760\ mm\ Hg$ ).

<sup>2.13</sup> Un qualsiasi aeratore ha una capacità di ossigenazione in condizioni standard detta *capacità di ossigenazione nominale*.

te relazione:

$$K = K_{\text{stand}} \times (1,024)^{T-20} .$$

Sempre sperimentalmente, si è notato che, ad una fissata temperatura  $T$ , tra il coefficiente  $K_{\text{aer}}$  di trasferimento globale dell'ossigeno nella miscela aerata e il corrispettivo coefficiente  $K$  in acqua pulita (con  $\alpha = 0,70 \div 0,80$  circa) si ha:

$$K_{\text{aer}} = \alpha \times K \quad \Rightarrow \quad \boxed{K_{\text{aer}} = \alpha \times K_{\text{stand}} \times (1,024)^{T-20}} .$$

In virtù di queste considerazioni di carattere sperimentale, le equazioni 2.32 e 2.33 assumono, rispettivamente, la forma:

$$Q_{O_2} = V \times \alpha \times K_{\text{stand}} \times (1,024)^{T-20} \times (K_H \cdot C_{\text{sat aer}} - C_{\text{aer}}) \quad [2.32\_b]$$

$$Q_{O_2}^* = V \times K_{\text{stand}} \times 9,1. \quad [2.33\_b]$$

Notare che le portate  $Q_{O_2}$  e  $Q_{O_2}^*$  sono espresse in termini di  $mg O_2/h$  e i volumi  $V$  in termini di *litri*.

Volendo esprimere  $Q_{O_2}$  e  $Q_{O_2}^*$  in termini di  $kg O_2/h$  e il volume  $V$  in termini di  $m^3$ , basterà moltiplicare i secondi membri delle equazioni 2.32\_b e 2.33\_b per il fattore di conversione:

$$\boxed{1 \frac{mg}{l} = 10^{-3} \frac{kg}{m^3}}$$

Se si dividono membro a membro le due espressioni 2.33\_b e 2.32\_b si ottiene la relazione:

$$\frac{Q_{O_2}^*}{Q_{O_2}} = \frac{1}{\alpha \cdot (1,024)^{T-20} \times \left[ \frac{K_H \cdot C_{\text{sat aer}} - C_{\text{aer}}}{(9,1 mg O_2 / l)} \right]} \equiv \frac{1}{R^*} . \quad [2.34]$$

Avendo indicato con  $R^*$  il rapporto fra la portata  $Q_{O_2}$  di ossigeno richiesta per la depurazione nella miscela aerata nelle condizioni di esercizio e la corrispondente portata  $Q_{O_2}^*$  di ossigeno richiesta in condizioni standard e in acqua pulita, si ha:

$$\frac{Q_{O_2}}{Q_{O_2}^*} = R^* \quad \Rightarrow \quad Q_{O_2} = \frac{Q_{O_2}^*}{R^*} . \quad [2.34\_b]$$

Pertanto, come  $Q_{O_2}^*$  misura la capacità di ossigenazione che deve avere l'aeratore in acqua pulita e in condizioni standard, così  $Q_{O_2}$  misura la corrispondente capacità di ossigenazione richiesta in esercizio dall'aeratore nella miscela aera-

ta. L'aver definito un rendimento  $R^*$  di ossigenazione presenta il vantaggio, una volta nota la portata di  $O_2$  richiesta dai microrganismi nelle reali condizioni di esercizio, di risalire alla corrispondente capacità di ossigenazione nominale che deve avere la macchina di aerazione.

Infatti, le caratteristiche funzionali delle macchine e degli organi di aerazione attualmente in commercio sono normalmente riferite a condizioni standard. Tramite il numero puro  $R^*$  è possibile passare da  $Q_{O_2}$  a  $Q_{O_2}^*$  direttamente in termini di  $kg O_2/h$ .

L'equazione generale 2.27 è stata indicata come legge di trasferimento dell'ossigeno gassoso nell'atmosfera in soluzione acquosa pulita. In generale, l'equazione 2.27 nella forma:

$$\frac{DC}{Dt} = K \times (C_{sat} - C);$$

può essere riferita al trasferimento di un qualsiasi gas presente in atmosfera nella soluzione liquida (non necessariamente solo acquosa) con cui è in contatto.

Infatti, alcuni gas si presentano leggermente solubili nell'acqua, tra questi l'idrogeno, l'ossigeno e l'azoto. Altri gas, invece, risultano molto solubili nell'acqua: ad esempio, diossido di zolfo ( $SO_2$ ), cloro ( $Cl_2$ ), e anidride carbonica ( $CO_2$ ).

L'equazione 2.27 può essere interpretata meglio se si pone attenzione alla nota legge di solubilità dei gas in un liquido: la *legge di Henry*. Questa legge può essere sintetizzata nella seguente forma:

$$C_{sat} = H \times P,$$

dove:

- $C_{sat}$  è la massima solubilità ( $mg/l$ ) del gas in equilibrio alla data temperatura e pressione nel liquido con cui è in contatto (concentrazione di saturazione del gas:  $mg/l$ );
- $H$  è la costante di massima solubilità o costante di *Henry* ( $mg/l \times atm$ );
- $P$  è la pressione ( $atm$ ) parziale del gas in equilibrio (pressione esercitata dal gas, pensato come se fosse il solo costituente della fase gassosa).

L'enunciato della legge di *Henry* è dunque: “a temperatura costante la quantità di gas disciolto in un dato volume di liquido è proporzionale alla pressione  $P$  del gas considerato come il solo costituente della fase gassosa sovrastante”. La condizione necessaria per l'applicabilità di questa legge è che il gas che si considera mantenga la medesima struttura molecolare sia nella fase gassosa che nella fase liquida.

Ad esempio, non si può considerare valida la legge di *Henry* per il gas  $H-Cl$ ; in quanto, se ad esempio si considera una soluzione acquosa di  $HCl$ , l'acido clori-

drico risulta completamente dissociato in ioni:  $H_3O^+$  e  $Cl^-$ .

Ciascun gas di una miscela, pertanto, si scioglie proporzionalmente alla propria pressione parziale  $P$  ed al proprio coefficiente di assorbimento  $H$ .

Questo significa che nel passaggio in soluzione di una miscela gassosa, se i coefficienti di assorbimento dei gas che la compongono hanno valori diversi, la composizione della miscela nella soluzione è diversa da quella della fase gassosa (selezione). Ad esempio, se consideriamo il caso dell'aerazione meccanica allorché i macchinari disciolgono l'ossigeno nell'acqua (a  $20^\circ C$  e alla pressione atmosferica), trascurando i componenti minori presenti nell'aria e attribuendo all'aria la composizione percentuale in volume di  $N_2$  per l'80% e  $O_2$  per il restante 20%, (cui corrispondono le pressioni parziali  $P_{N_2} = 0,8 \text{ atm}$  e  $P_{O_2} = 0,2 \text{ atm}$ ; con ovviamente:  $P = P_{N_2} + P_{O_2}$ ), lo scioglimento dell'aria nella fase liquida avviene in modo proporzionale (legge di *Henry*) alle pressioni parziali dei costituenti, ed ai loro coefficienti di assorbimento.

Pertanto, la proporzione ossigeno/azoto nell'acqua sarà:

$$\frac{O_2 \text{ disciolto}}{N_2 \text{ disciolto}} = \frac{P_{O_2} \times H_{O_2}}{P_{N_2} \times H_{N_2}} = \frac{(0,2 \text{ atm}) \times 0,031}{(0,8 \text{ atm}) \times 0,0154} \approx \frac{0,062}{0,012}$$

Pari al 33,5% di  $O_2$  e al 66,5% di  $N_2$ . L'aria disciolta contiene, quindi, una percentuale di ossigeno notevolmente superiore a quella dell'aria gassosa (~33,5% contro ~20%). Questo fatto richiama l'attenzione sull'importanza che il passaggio dell'ossigeno dall'atmosfera all'acqua ha per i suoi riflessi sulla vita animale e vegetale che si svolge nelle acque. L'equazione 2.27, pertanto, può dedursi applicando la legge di *Henry* al caso particolare di atmosfera a contatto con una fase acquosa pulita, alle condizioni ambientali di temperatura  $T = 20^\circ C$  e pressione  $P = 1 \text{ atm}$ . La fase aeriforme atmosferica è considerata ben miscelata e non ci sono gradienti di concentrazione di ossigeno gassoso in seno ad essa.

All'equilibrio, la fase aeriforme e la fase liquida seguono la legge di *Henry*. Equilibrio significa che nell'unità di tempo e per unità di superficie liquida a contatto con l'atmosfera il numero di molecole di ossigeno che passano dalla fase gassosa alla fase disciolta in soluzione sono mediamente uguali al numero di molecole che contemporaneamente passano dalla soluzione acquosa alla fase aeriforme. Pertanto, prima di arrivare all'equilibrio deve esistere un intervallo di tempo  $\Delta t$  in cui il gas, inizialmente presente solo nella fase aeriforme, comincia a disciogliersi nella fase liquida fino a raggiungere il suddetto equilibrio, a valle del quale vale la legge di *Henry*. Si è constatato, infatti, che la velocità di scioglimento di un gas in un liquido dipende dalla differenza di concentrazione del gas stesso tra la fase aeriforme e la fase liquida. Tale differenza varia nel tempo, diminuendo, man mano che il gas si scioglie nella fase liquida. Ovviamente, il suo valore è massimo nell'istante di incipiente scioglimento del gas nella fase

liquida. Quanto osservato può essere sintetizzato scrivendo:

$$\frac{DC(t)}{Dt} \propto [C_{sat}(T) - C(t)].$$

In particolare, se al tempo  $t_{in} = 0$  la concentrazione del gas nel liquido è nulla ( $C(t) = 0$ ), allora la velocità di scioglimento del gas nel liquido  $(DC/Dt)_{t=0}$  al tempo  $t_{in} = 0$  è massima.

Quando, invece, la concentrazione al tempo  $t_{fin}$  raggiunge la massima concentrazione che il liquido può sopportare per la data temperatura  $T$  e per la data pressione  $P$  (concentrazione di saturazione  $C(t_{fin}) = C_{sat}$ ), allora la velocità di scioglimento sarà nulla, con conseguente interruzione del fenomeno di diffusione del gas da fase aeriforme a fase liquida. Introducendo la costante di proporzionalità  $K$ , si ottiene proprio un'equazione analoga alla 2.27:

$$\frac{DC(t)}{Dt} = K \times [C_{sat}(T) - C(t)].$$

Questa equazione afferma, in generale, che la velocità di trasferimento di un gas dalla fase aeriforme alla fase liquida dipende dalle caratteristiche chimiche del gas e dalle caratteristiche geometriche esistenti tra fase aeriforme e liquido con cui è in contatto (sintetizzabili dalla costante di proporzionalità  $K$ ) e dalla differenza tra la massima concentrazione a saturazione alle date condizioni ambientali fissate e la concentrazione in soluzione al tempo  $t$  del composto.

Pertanto, nel caso particolare di acqua pulita alla generica temperatura  $T$  e alla pressione generica  $P$ , fissato al tempo  $t$  un valore costante  $C(t) = cost$  della concentrazione dell'ossigeno disciolto in soluzione acquosa, aumentando la temperatura si ha una diminuzione di  $C_{sat}(T)$  (vedere **Appendice-D**) e conseguentemente una diminuzione della velocità di trasferimento dell'ossigeno dalla fase aeriforme alla fase liquida, perché diminuisce  $C_{sat}(T) - C(t)$ . Viceversa, diminuendo la temperatura, aumenta  $C_{sat}(T)$  e quindi la differenza  $C_{sat}(T) - C(t)$ . Di conseguenza, le migliori condizioni per il trasferimento dell'ossigeno dall'atmosfera alla fase liquida acquosa sono alle basse temperature. Infatti, alle basse temperature l'acqua è capace di immagazzinare maggiori quantitativi di ossigeno disciolto, aumentando la differenza  $C_{sat}(T) - C(t)$ . Da ciò deriva la direttiva di dimensionare i dispositivi di aerazione considerando le temperature massime raggiungibili durante l'anno. In questo modo, si considera la situazione più gravosa per gli aeratori che hanno a loro disposizione una più ridotta "forza motrice"  $C_{sat}(T) - C(t)$ . Si può concludere osservando che aumenti di temperatura ostacolano la diffusione e il passaggio in soluzione dell'ossigeno nell'acqua pulita. Pertanto, dimensionare gli aeratori per le massime temperature prevedibili è sicuro oltre che corretto. Molti test di aerazione tra i macchinari in com-

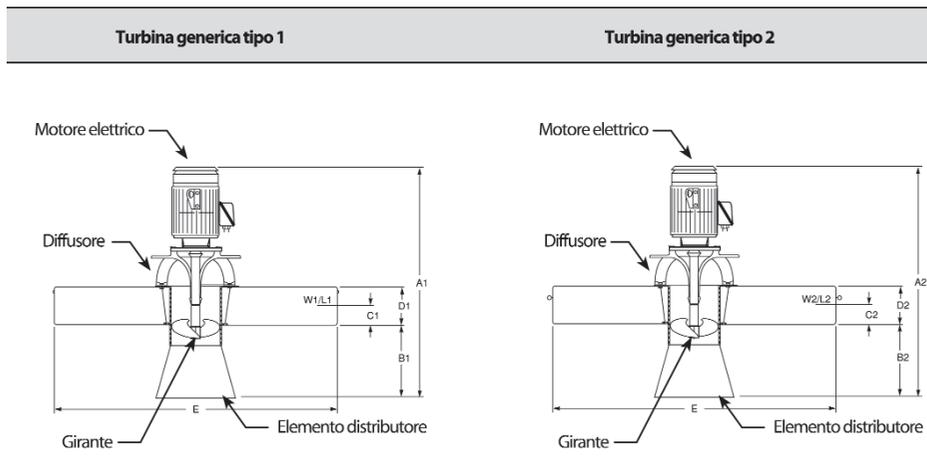


Figura 2.6 – Schema di due aeratori (a turbina) messi a confronto.

mercio vengono condotti basandosi sui meccanismi di diffusione dell'ossigeno dall'atmosfera alla fase liquida, generalmente acqua pura in condizioni standard ( $T = 20^{\circ}\text{C}$  e  $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mm Hg}$ ). Si prende una vasca di volume  $V$  e con una superficie  $A$  esposta a contatto con l'atmosfera, ad esempio la superficie del pelo libero in vasca. Mediante degli additivi chimici si elimina l'ossigeno presente in soluzione, in modo che la concentrazione in vasca sia all'incirca  $C \approx 0 \text{ mg O}_2/\text{l}$ . Successivamente, vengono testate le macchine (ad esempio, le due turbine superficiali della figura 2.6), facendo trasferire loro, di volta in volta, il corrispondente quantitativo di ossigeno nell'arco di tempo prefissato. Noto il rapporto  $A/V$  si calcola quindi, tramite metodi grafici (vedere esempio 2.21) il valore di  $K$ . Poiché ogni aeratore è sottoposto alle medesime condizioni di test, l'aeratore migliore sarà quello con maggiore velocità di trasferimento di ossigeno, ovvero maggiore valore della costante di proporzionalità  $K$ . Questo implica che l'aeratore in questione è più veloce, richiedendo minori tempi di impiego di energia elettrica. Quindi assolve allo scopo ed è più conveniente economicamente.†)

†) Per interessanti osservazioni circa le macchine di aerazione utilizzate negli impianti biologici consultare il seguente testo: "Industrial Waste Treatment Handbook" (nella sezione: "Design and Operational Characteristics of Activated Sludge System" alla pag. 283); FRANK WOODARD; 2001. Edito da Butterworth Heinemann.

**ESEMPIO 2.19**

Due vasche a pianta rettangolare (1 e 2) sono riempite con acqua pulita fino ad un'altezza liquida di 3,0 m. La vasca 1 presenta una superficie a contatto con l'atmosfera di 40 m<sup>2</sup>, mentre la vasca 2 presenta un'analogha superficie di 20 m<sup>2</sup>. Le vasche vengono mantenute in continua miscelazione da opportuni miscelatori e, al tempo  $t = 0$ , la concentrazione iniziale di ossigeno disciolto è in entrambe pari a 1,5 mg/l. Il trasferimento di ossigeno dall'atmosfera, verticalmente verso il fondo della massa liquida, interessa uno strato liquido di 3 cm di acqua ogni ora (3 cm/h). Calcolare il tempo medio necessario per la miscelazione affinché la concentrazione di ossigeno disciolto nelle vasche aumenti da 1,5 mg/l a 3,0 mg/l, supponendo una temperatura esterna costante di 20°C ed una pressione esterna di 1 atmosfera (760 mm Hg).

**Soluzione.** In generale, la legge che regola i trasferimenti di ossigeno dalla fase aeriforme dell'atmosfera alla fase liquida acquosa in contatto è la nota legge di LEWIS e WHITMAN (per acqua pulita, vedere equazione 2.27):

$$\frac{DC}{Dt} = K \times (C_{sat} - C).$$

Questa equazione afferma, sostanzialmente, che la velocità ( $DC/Dt$ ) di trasferimento dell'ossigeno dall'atmosfera all'acqua pulita (al generico istante di tempo  $t$ ) risulta proporzionale (tramite il fattore  $K$ ) alla differenza tra la massima concentrazione ( $C_{sat}$ ) di ossigeno disciolto nell'acqua pulita (alla temperatura  $T^\circ\text{C}$  e alla pressione  $P$  atm) e la concentrazione ( $C$ ) di ossigeno disciolto, misurata al generico istante di tempo  $t$ , nella medesima acqua.

Si osservi che, al generico istante di tempo  $t$  e a parità di valore della differenza  $C_{sat} - C$ , la velocità di trasferimento di ossigeno in soluzione acquosa risulta maggiore all'aumentare del valore del coefficiente  $K$ . Di conseguenza, avvenendo il trasferimento di ossigeno tra superfici di fluido a contatto (atmosfera e acqua liquida) è evidente che, maggiore risulta l'estensione di questa superficie  $A$  di contatto, maggiore è il trasferimento di ossigeno dall'atmosfera al liquido. Più precisamente, a parità di volume liquido, maggiore è la superficie di contatto, maggiore è l'entità del trasferimento.

Si può dedurre, quindi, che la velocità  $DC/Dt$  di trasferimento deve risultare, tramite il parametro  $K$ , proporzionale al rapporto  $A/V$ . Questa osservazione può essere intuitivamente estesa ad un qualsiasi tipo di liquido in contatto con una fase aeriforme. Infatti, il rapporto tra la superficie di contatto e il volume di un dato liquido prescinde dalle particolari caratteristiche chimiche dello stesso. Viceversa, la velocità con cui l'ossigeno disciolto penetra nella massa liquida dipende dalle caratteristiche chimiche del liquido.

Pertanto, se indichiamo con  $v_{H_2O}$  la velocità di trasferimento in direzione verticale in seno alla massa liquida acquosa di 3 cm/h (dato fornito come ipotesi), si può dedurre che il

coefficiente di proporzionalità, indicato nell'equazione 2.27 direttamente col simbolo  $K$ , può essere scisso nel prodotto tra il rapporto  $A/V$  e la suddetta velocità  $v_{H_2O}$ :

$$K = (A/V) \times v_{H_2O}.$$

Come precedentemente osservato, trattandosi di acqua pulita per entrambe le vasche, il valore di  $v_{H_2O}$  deve essere il medesimo.

Anche il rapporto  $A/V$ , pari all'inverso dell'altezza liquida  $h$  in vasca, risulta uguale per le due vasche, in virtù della medesima altezza liquida assunta per le stesse ( $h = 3,0 \text{ m}$ ):

$$\begin{aligned} 1^\circ \text{ vasca: } K_1 &= (A_1/V_1) \times v_{H_2O} = [(40 \text{ m}^2)/(120 \text{ m}^3)] \times (0,03 \text{ m/h}) = 0,01 \text{ h}^{-1}; \\ 2^\circ \text{ vasca: } K_2 &= (A_2/V_2) \times v_{H_2O} = [(20 \text{ m}^2)/(60 \text{ m}^3)] \times (0,03 \text{ m/h}) = 0,01 \text{ h}^{-1}. \end{aligned}$$

Avendo, infatti, assunto vasche a pianta rettangolare i volumi sono:  $V_1 = A_1 \times h$  e  $V_2 = A_2 \times h$ . Come è facile accorgersi, essendo il coefficiente  $K$  uguale per le due vasche, l'andamento nel tempo della concentrazione  $C$  all'interno delle due vasche miscelate deve essere lo stesso. Pertanto, con il valore  $K = 0,01 \text{ h}^{-1}$ , integrando l'equazione differenziale 2.27 tra i due limiti  $C = C_0$  (concentrazione iniziale di ossigeno disciolto) e  $C = C_t$  (concentrazione finale di ossigeno disciolto) e i corrispondenti istanti di tempo  $t = 0$  e  $t = t$ , si ottiene:

$$\int_{C_0}^{C_{sat}} \frac{dC}{(C_{sat} - C_t)} = K \int_0^t dt.$$

Risolvendo l'integrale si ottiene la seguente relazione esponenziale:

$$\frac{C_{sat} - C_t}{C_{sat} - C_0} = e^{-K \cdot t} \quad [2.19.1]$$

Risulta, per la temperatura  $20^\circ\text{C}$  e alla pressione atmosferica di  $1 \text{ atmosfera}$  ( $760 \text{ mm Hg}$ ), una concentrazione massima  $C_{sat}$  di ossigeno in condizioni di saturazione pari a circa  $9,1 \text{ mg/l}$ . Applicando l'operatore "logaritmo naturale" ad entrambi i membri dell'equazione 2.19.1, si ottiene:

$$\ln\left(\frac{9,1 \text{ mg/l} - 3,0 \text{ mg/l}}{9,1 \text{ mg/l} - 1,5 \text{ mg/l}}\right) = -0,22 = -K \cdot t = -(0,01 \text{ h}^{-1}) \cdot t.$$

Risolvendo per  $t$  si ottiene infine:

$$t = 0,22/0,01 \text{ h}^{-1} = 22 \text{ h}.$$

**Osservazioni.** Si può osservare che affinché l'ossigeno dall'atmosfera si disciolga naturalmente in seno ad una massa liquida profonda circa  $3 \text{ metri}$ , passando da una con-

centrazione iniziale di  $1,5 \text{ mg/l}$  ad una finale di  $3,0 \text{ mg/l}$ , occorre mantenere la massa liquida in continua miscelazione per circa 1 giorno, in modo da evitare che si formino zone stagnanti in seno alla massa liquida. Si comprende che una tale aerazione "naturale" può comportare dei tempi lunghi, unitamente alla necessità di mantenere comunque una miscelazione, e quindi un dispendio di energia.

È per questi motivi che, per disciogliere ossigeno in un liquido, può essere ragionevole provvedere al suo trasferimento forzando un'opportuna portata d'aria in soluzione, tramite dei getti indirizzati direttamente all'interno del liquido. In questo modo, si ottiene il duplice effetto di mettere in contatto l'aria con le parti liquide più distanti dalla superficie e di mantenere, tramite la turbolenza indotta dai getti, una continua miscelazione del liquido. Si è visto inoltre che, a parità di volume liquido, maggiore è la superficie di contatto creata, maggiore risulta la velocità di trasferimento di ossigeno dalla fase aeriforme alla liquida. È per questo motivo che alcune macchine di aerazione (aeratori superficiali), creando opportune turbolenze sul pelo libero, contribuiscono ad aumentare la superficie di contatto del liquido con l'atmosfera. Infatti il liquido, frammentandosi in minuscole particelle a causa della turbolenza, aumenta enormemente la sua superficie di contatto con l'atmosfera, venendosi così a creare le condizioni ottimali per un veloce passaggio dell'ossigeno in soluzione acquosa.

### ESEMPIO 2.20

*Nella vasca di sedimentazione primaria di un impianto a fanghi attivi si registra la presenza di benzene in piccole concentrazioni  $C_0$ . Valutare il tempo richiesto affinché la concentrazione media di benzene in vasca diminuisca del 50% della concentrazione iniziale, in virtù della sua volatilizzazione nell'atmosfera.*

**Soluzione.** La diffusione in atmosfera di un gas disciolto in un liquido è regolata da una legge analoga a quella riportata nell'equazione 2.27. In particolare, quando un composto volatile (in questo caso, benzene  $C_6H_6$ ) è disciolto in soluzione acquosa in piccole concentrazioni (*soluzione a comportamento ideale*) e l'atmosfera a contatto con il liquido non consente al composto volatile di raggiungere in seno ad essa delle concentrazioni misurabili (in particolare per il  $C_6H_6$ , sarà anche  $C_{sat} \approx 0$  per le date condizioni ambientali: temperatura  $T^\circ\text{C}$  e pressione  $P \text{ atm}$ ), la legge di diffusione in atmosfera del composto volatile assume la forma:

$$C_{sat} \approx 0 \quad \Rightarrow \quad \frac{DC}{Dt} = -K \times C; \quad [2.20.1]$$

conseguenza dell'equazione 2.27 applicata nel caso particolare di  $C_{sat} \approx 0$ . Anche in que-

sto caso infatti, la diffusione del gas avviene da zone a concentrazione maggiore (liquido con  $C = C_0$ ) a zone a concentrazione pressoché nulla (e, quindi, in atmosfera anche con  $C_{sat} \approx 0$ ). La differenza sta solo nel fatto che il passaggio, in questo caso, avviene da liquido ad aeriforme. L'equazione 2.20.1 è interpretabile intuitivamente osservando che la velocità ( $DC/Dt$ ) di diffusione di un composto volatile, disciolto in una soluzione acquosa, nell'atmosfera a contatto è proporzionale (tramite il fattore  $K$ ) al valore della concentrazione che presenta nel liquido. Infatti, maggiore è la concentrazione del composto nel liquido, maggiore risulta la differenza tra le concentrazioni tra liquido e atmosfera:  $C_0 - 0$ . Pertanto, maggiore risulta la "forza motrice" di trasferimento del gas da una fase più concentrata all'altra meno concentrata. Integrando l'equazione 2.20.1 tra i due limiti al contorno:

$$\begin{array}{ll} \text{concentrazione } C_6H_6 \text{ iniziale nel liquido:} & C = C_0 \text{ per } t = 0; \\ \text{concentrazione } C_6H_6 \text{ finale nel liquido:} & C = C_t \text{ per } t = t, \end{array}$$

si ottiene:

$$\frac{C_t}{C_0} = e^{-kt} \quad [2.20.2]$$

A questo punto, volendo conoscere il tempo  $t = t_{1/2}$  al quale corrisponde  $C_t = C_0/2$ , basta sostituire i rispettivi valori nell'espressione 2.20.2 e applicare l'operatore "logaritmo naturale" ad entrambi i membri dell'equazione, ottenendo:

$$\ln\left(\frac{0,5 \cdot C_0}{C_0}\right) = -K \cdot t_{1/2} \quad [2.20.3]$$

Assumendo per il benzene un coefficiente globale  $K$  di trasferimento dalla fase liquida alla fase aeriforme pari a  $0,144 h^{-1}$ , si calcola un tempo  $t_{1/2}$  pari a:

$$-0,69 = -(0,144h^{-1}) \times t_{1/2} \quad \Rightarrow \quad t_{1/2} = 4,81 h.$$

**Osservazioni.** L'equazione 2.20.2, come anche l'equazione 2.19.1, viene dedotta dalla legge generale espressa dall'equazione 2.27. È importante notare che espressioni del tipo dell'equazione 2.27 presentano la particolarità che l'andamento nel tempo della concentrazione  $C = C(t)$  del composto diffondente è regolata sostanzialmente da una relazione cosiddetta del "primo ordine":

$$\text{relazione del 1° ordine:} \quad -\frac{DC}{Dt} = K \cdot C.$$

Una relazione del 1° ordine è importante perché implica che il "tempo di semi-vita" ( $t_{1/2}$ ) è

## ESEMPIO 2.21

Si voglia testare due aeratori di marca differente (M1 ed M2) per verificare la loro capacità effettiva di ossigenazione in acqua pulita. Il test sia condotto alla temperatura ambiente di 20°C e alla pressione atmosferica di 1 atm circa, e partendo con una concentrazione iniziale di ossigeno disciolto in acqua pulita pari a  $C_0 = 1,0$  mg/l.

Si supponga che, durante il test per ciascun aeratore, sia stato possibile registrare la concentrazione di ossigeno disciolto in funzione del tempo di funzionamento dell'aeratore.

I risultati dei due test sono messi a confronto nella seguente tabella:

Tempo (min)	Aeratore M1 ( $C_{t1}$ mg/l)	Aeratore M2 ( $C_{t2}$ mg/l)
0	1,0	1,0
1	2,0	1,5
2	2,8	2,0
3	3,0	2,3
4	3,2	2,6
5	3,4	2,9
6	3,6	3,2
7	3,8	3,5
8	4,1	3,9
9	4,3	4,2
10	4,5	4,5

**Tabella 2.21.1** – Valori delle concentrazioni di ossigeno disciolto in acqua pulita, in funzione del tempo, per due differenti ipotetici aeratori.

**(Nota)** I seguenti dati non si riferiscono ad alcuna reale macchina di aerazione attualmente in commercio; pertanto, i dati riportati vanno considerati solo nell'ambito dell'esempio proposto.

Si valuti quale è l'aeratore migliore in termini di trasferimento globale di ossigeno da aeriforme a disciolto per unità di volume liquido.

**Soluzione.** Per poter decidere quale aeratore si dimostri più efficiente nel trasferimento di ossigeno, per unità di volume di acqua pulita, è necessario valutare, per ciascun aeratore, il valore del coefficiente di proporzionalità  $K$  (che compare nell'equazione 2.27 che regola il trasferimento dell'ossigeno nell'acqua pulita).

Dall'equazione 2.27 in forma differenziale, passando all'integrazione definita, è possibile infatti scrivere (vedere equazione 2.19.1):

$$\frac{C_{sat} - C_t}{C_{sat} - C_0} = e^{-k t}$$

Applicando l'operatore "logaritmo naturale" ad entrambi i membri di questa equazione, si

ottiene, tenendo conto anche delle proprietà delle operazioni tra logaritmi:

$$\ln(C_{sat} - C_t) = \ln(C_{sat} - C_0) - K \cdot t \quad [2.21.1]$$

Quest'ultima equazione può essere rappresentata graficamente mediante l'equazione di una retta nel piano, che ha il primo membro coincidente con l'asse delle ordinate ( $y$ ) e il tempo  $t$  come ascissa, mentre il termine noto è  $q = \ln(C_{sat} - C_0)$ . Il coefficiente angolare " $m$ " della retta ( $y = m \times t + q$ ) in questione coincide con il valore del coefficiente  $K$  che si vuole valutare, cambiato di segno ( $m = -K$ ). In base all'**Appendice-D**, per una temperatura di  $20^\circ\text{C}$  e una pressione atmosferica di circa  $1$  atmosfera la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita è di circa  $C_{sat} = 9,1$  mg/l.

Pertanto, in funzione dei dati riportati nella tabella 2.21.1, si possono segnare sul grafico (precedentemente definito  $y-t$ ) le coppie di punti  $(t; y_{t1})$ ;  $(t; y_{t2})$ . Dove si ha, appunto:

$$y_{t1} = \ln(C_{sat} - C_{t1}) \text{ al tempo } t;$$

$$y_{t2} = \ln(C_{sat} - C_{t2}) \text{ al tempo } t.$$

Note le coppie di punti  $(t; y_{t1})$ ;  $(t; y_{t2})$ , rispettivamente, dell'aeratore  $M1$  ed  $M2$ , è possibile tracciare per ognuna delle macchine di aerazione il rispettivo "trend" di crescita. Ovvero una retta che meglio approssima l'andamento  $y = f(t)$  esistente tra il logaritmo naturale della differenza  $C_{sat} - C_{ti}$  e il tempo  $t$  in cui si è misurata la corrispondente concentrazione  $C_{ti}$  di ossigeno disciolto in soluzione. Questa retta di crescita può essere calcolata automaticamente utilizzando un semplice foglio elettronico (del tipo Excell) che contenga i dati presenti nella tabella 2.21.2. Basta eseguire la rappresentazione grafica

Tempo $t$ (min)	Aeratore M1 $y_1 = \ln(C_{sat} - C_{t1})$	Aeratore M2 $y_2 = \ln(C_{sat} - C_{t2})$
0	2,09	2,09
1	1,96	2,03
2	1,84	1,96
3	1,81	1,92
4	1,77	1,87
5	1,74	1,82
6	1,70	1,77
7	1,67	1,72
8	1,61	1,65
9	1,57	1,59
10	1,53	1,53

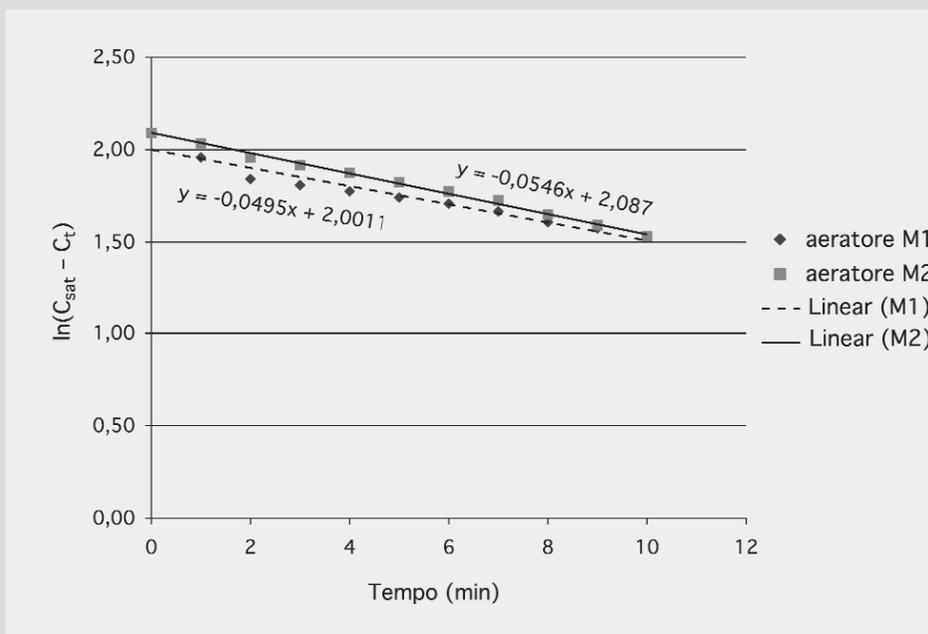
**Tabella 2.21.2** – Valori "y" del 1° membro dell'equazione 2.21.1, in funzione dei valori del tempo  $t$ , relativi al test sulle due macchine di aerazione  $M1$  ed  $M2$ .

**(Nota)** I seguenti dati sono stati calcolati mediante l'applicazione dell'equazione 2.21.1. I dati di partenza si trovano riportati nella tabella 2.21.1.

dei corrispondenti dati e sfruttare le opzioni di calcolo automatico (funzione “trend di crescita”) che tutti i fogli elettronici attualmente in commercio possiedono.

In questo modo, si otterranno due rette, ciascuna per singolo aeratore, caratterizzate da un particolare coefficiente angolare nel piano cartesiano  $y-t$ . Per quanto osservato precedentemente, tale coefficiente angolare corrisponde al valore, cambiato di segno, del coefficiente di proporzionalità  $K$  di trasferimento globale di ossigeno nell’acqua pulita attuato dalle macchine ( $m = -K$ ).

Sarà, quindi, sufficiente individuare la retta con maggiore pendenza (valore di  $K$  più grande) per poter affermare che il corrispondente aeratore possiede le migliori capacità di trasferimento di ossigeno in soluzione rispetto all’altra macchina.



Dal grafico soprastante, si riconosce che l’aeratore  $M2$  presenta una migliore capacità di ossigenazione della soluzione acquosa. Infatti, il rispettivo valore del coefficiente di proporzionalità è pari a  $K_2 = 0,0546 \text{ min}^{-1}$  contro quello  $K_1 = 0,0495 \text{ min}^{-1}$  dell’aeratore  $M1$ .

**Osservazioni.** Come potrebbe apparire a prima vista, dando un’occhiata ai dati del test riportati nella tabella 2.21.1, la macchina  $M1$  sembrerebbe migliore in quanto, ad ogni istante di tempo  $t$ , la relativa concentrazione di ossigeno disciolto nella soluzione acquosa (acqua pulita) risulta sempre maggiore di quella relativa alla macchina  $M2$ . Viceversa, il valore del coefficiente di trasferimento globale dell’ossigeno in soluzione acquosa risulta sempre maggiore per la macchina  $M2$  ( $K_2 > K_1$ ).

Questa apparente contraddizione può essere spiegata osservando, in primo luogo, che il coefficiente di trasferimento  $K$  è stato assunto quale parametro fondamentale per caratterizzare la legge di trasferimento di un gas in un liquido (vedere equazione 2.27). Pertanto in virtù della 2.27, partendo dalle medesime condizioni iniziali (medesima  $C_0$ ) e avendo entrambi gli aeratori la medesima  $C_{sat}$  concentrazione di saturazione per l' $O_2$ , l'aeratore migliore deve essere quello con il coefficiente  $K$  maggiore. In secondo luogo, se si osserva nel dettaglio i dati del test (tabella 2.21.1), ci si accorge che la differenza tra la generica concentrazione al tempo  $t_i$  e quella al tempo  $t_{i-1}$  della singola macchina risulta sempre maggiore per la macchina  $M2$ . Pertanto, anche se le concentrazioni al tempo  $t_i$  sono maggiori per la macchina  $M1$ , la macchina  $M2$  risulta comunque più veloce nel trasferire ossigeno alla fase liquida. Infatti, dopo i 10 minuti della prova, con la macchina  $M2$  si è ottenuta la medesima concentrazione di ossigeno disciolto ottenibile con la macchina  $M1$ .

Pertanto, risultando la macchina  $M2$  più veloce della  $M1$  nell'ossigenazione, se si fosse eseguito il test per un tempo maggiore dei 10 minuti, si sarebbe sicuramente registrata alla fine della prova una maggiore concentrazione di ossigeno disciolto per la macchina  $M2$ . Infatti, concordemente con la forma dell'equazione 2.27, la capacità di ossigenazione è espressa in termini di velocità ( $DC/Dt$ ) di trasferimento dell'ossigeno in soluzione. Questo perché maggiori velocità necessarie per raggiungere una data concentrazione di ossigeno disciolto in soluzione comportano minori tempi di aerazione e quindi maggiori risparmi di energia elettrica necessaria per far funzionare le macchine di aerazione. Pertanto, a parità di condizioni al contorno, con un  $K_2 > K_1$  conviene utilizzare la macchina  $M2$  perché è più veloce nell'ossigenazione della macchina  $M1$ , richiedendo un minore tempo di impiego di energia.

### ESEMPIO 2.22

*Un impianto di depurazione a fanghi attivi ha un'utenza di circa  $N = 1500$  abitanti equivalenti. Nel computo della quantità di ossigeno necessario per la depurazione, è stato calcolato che le quantità media e massima di  $O_2$  da trasferire nella miscela aerata (in normali condizioni di esercizio) valgono rispettivamente:*

$$\begin{array}{ll} \text{portata media } O_2: & (Q_{O_2})_{medio} = 4,5 \text{ kg } O_2/h; \\ \text{portata massima (di punta) } O_2: & (Q_{O_2})_{max} = 5,5 \text{ kg } O_2/h. \end{array}$$

*Le condizioni operative sono state fissate alla temperatura  $T = 20^\circ\text{C}$  e alla pressione  $P = 1 \text{ atm}$ , considerando una concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di circa  $C = 2 \text{ mg/l}$ .*

*Nell'ipotesi di voler adottare un'aerazione superficiale tramite turbine, valutare:*

- la capacità di ossigenazione (*Oxygenation Capacity*) richiesta alle macchine di aerazione superficiale in condizioni standard (capacità di ossigenazione nominale:  $\text{kg O}_2/\text{h}$ );
- la capacità specifica di ossigenazione delle macchine di aerazione superficiale, nelle effettive condizioni di esercizio ( $\text{kg O}_2/\text{kWh}$ );
- la capacità di miscelazione delle macchine di aerazione superficiale, in modo che sia garantita almeno una potenza specifica di miscelazione di circa  $20 \text{ W/m}^3$  (Watt per metro cubo di vasca utile), sapendo che il volume della vasca di ossidazione è  $V = 125 \text{ m}^3$ ;
- la potenza media assorbita dalle macchine;
- il consumo annuale di energia elettrica;
- la potenza effettiva da installare.

**Soluzione.** Si ammetta che, in base alle caratteristiche fornite dal Costruttore, in condizioni standard di  $20^\circ\text{C}$  e  $0 \text{ mg O}_2/\text{l}$  di ossigeno disciolto e in acqua pulita, le turbine disponibili siano caratterizzate dalla capacità specifica di ossigenazione, in relazione ai consumi di energia, di circa  $2,5 \text{ kg O}_2/\text{kWh}$ . Inoltre, si ammetta che il rapporto tra i coefficienti  $K$  di trasferimento globale dell'ossigeno nella fase liquida (in funzione della temperatura fissata di esercizio) – valutati per la miscela aerata nelle condizioni di esercizio e per l'acqua pulita nelle condizioni standard – sia di circa  $0,7$ .

Il dimensionamento degli aeratori dovrà essere fatto in base al fabbisogno di  $\text{O}_2$  valutato per le massime temperature prevedibili nella fase liquida in aerazione, tenendo presente che con temperature liquide minori gli aeratori risultano avere una capacità di ossigenazione sovabbondante rispetto a temperature maggiori.

Inoltre, la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita e alla temperatura di  $20^\circ\text{C}$  e alla pressione barometrica di  $1 \text{ atm}$  risulta di  $9,08 \text{ mg O}_2/\text{l} \approx 9,1 \text{ mg O}_2/\text{l}$  (vedere **Appendice-D**). Pertanto, in base all'equazione 2.34, con  $K_H = 1$  (vedere figura 2.5 pag. 207, l'impianto si suppone sia a quota  $0 \text{ m s.l.m.}$ ) si ha:

$$\frac{Q_{\text{O}_2}^*}{Q_{\text{O}_2}} = \frac{1}{\alpha \cdot (1,024)^{T-20} \times \left[ \frac{K_H \cdot C_{\text{sat aer}} - C_{\text{aer}}}{(9,1 \text{ mg O}_2/\text{l})} \right]} = \frac{1}{0,70 \cdot 1 \times \left[ \frac{1 \cdot (8,6 \text{ mg O}_2/\text{l}) - (2 \text{ mg O}_2/\text{l})}{(9,1 \text{ mg O}_2/\text{l})} \right]} =$$

$$= 1/R^* = 1,97.$$

Avendo considerato una concentrazione  $C_{\text{sat aer}}$  di ossigeno a saturazione nella miscela aerata pari a circa  $0,95 \times C_{\text{sat}} = 0,95 \times (9,1 \text{ mg O}_2/\text{l}) = 8,6 \text{ mg O}_2/\text{l}$ , per tenere conto della

minore concentrazione a saturazione nella miscela aerata, dovuta alla presenza di solidi disciolti (vedere quanto osservato a proposito delle equazioni 2.27 e 2.28).

In condizioni standard a 20°C e con concentrazione di ossigeno disciolto di 0 mg/l in acqua pulita, la singola turbina dovrà quindi essere in grado di trasferire:

$$\dot{Q}_{O_2} = 1,97 \times Q_{O_2} = 1,97 \times (Q_{O_2})_{max} = 1,97 \times (5,5 \text{ kg } O_2/h) = 10,9 \text{ kg } O_2/h.$$

Essendo la capacità specifica di ossigenazione nelle condizioni standard un dato fornito dal Costruttore, supposto in questa sede essere di circa  $E_{stand} = 2,5 \text{ kg } O_2/kWh$ , si può calcolare la capacità specifica  $E_{aer}$  di ossigenazione della turbina, nelle effettive condizioni di funzionamento nella miscela aerata, in maniera analoga a quanto fatto per la capacità di ossigenazione. Infatti, tramite il rendimento  $R^*$  di ossigenazione si può scrivere:

$$E_{aer}/E_{stand} = R^* \text{ (con } R^* = 1/1,97),$$

da cui è facile calcolare la capacità specifica  $E_{aer}$  di ossigenazione della singola turbina, durante il suo esercizio nella miscela aerata:

$$E_{aer} = E_{stand} \times R^* = (2,5 \text{ kg } O_2/kWh)/(1,97) = 1,27 \text{ kg } O_2/kWh.$$

A questo punto, dal catalogo del Costruttore, non resta che ricercare la turbina che più si avvicina alle prestazioni richieste.

La potenza (kW) effettiva massima che deve assorbire la singola turbina in esercizio per l'aerazione si calcola dal rapporto tra  $(Q_{O_2})_{max}$  (kg O<sub>2</sub>/h) e  $E_{aer}$  (kg O<sub>2</sub>/kWh):

$$P_{aer} = (Q_{O_2})_{max} / E_{aer} = (5,5 \text{ kg } O_2/h)/(1,27 \text{ kg } O_2/kWh) = 4,33 \text{ kW}. \quad [2.22.1]$$

Bisogna comunque verificare se la potenza  $P_{aer}$  ora calcolata è in grado di provvedere anche ad una opportuna miscelazione in vasca dei fiocchi di fango della miscela aerata. Come verifica, si può adottare il valore consigliato in letteratura di  $w = 20 \text{ W/m}^3$ , per metro cubo utile di vasca, (maggiori dettagli più avanti, nel paragrafo 2.15.1 a pag. 247).

Assumendo, perciò, un rendimento del gruppo motore-riduttore della turbina pari a  $\eta = 0,80$ , la potenza minima globale richiesta in vasca per la miscelazione è:

$$P_{misc} = \frac{V \times w}{\eta} = \frac{125 \text{ m}^3 \times (20 \text{ W/m}^3)}{0,80} = 3125 \text{ W} = 3,13 \text{ kW}. \quad [2.22.2]$$

Risultando  $P_{aer} > P_{misc}$ , la turbina risulta anche idonea per assicurare, contemporaneamente all'aerazione, una corretta azione miscelatrice della miscela aerata.

In generale, la massima potenza assorbita per ogni abitante equivalente si calcola:

$$P_{Eq} = \frac{\max\{P_{aer}; P_{misc}\}}{N} = \frac{4,33 \text{ kW} \times (1000 \text{ W} / \text{kW})}{1500 \text{ ab}} = 2,9 \text{ W} / \text{ab}. \quad [2.22.3]$$

A questo punto, ammettendo che la medesima capacità specifica di ossigenazione nelle condizioni effettive di funzionamento di  $E_{aer} = 1,27 \text{ kg } O_2 / \text{kWh}$  sia mantenuta anche quando la turbina funziona in condizioni tali da fornire la richiesta media di  $O_2$  di  $(Q_{O_2})_{medio} = 4,5 \text{ kg } O_2 / \text{h}$ , il consumo complessivo annuale di energia elettrica risulta:

$$\begin{aligned} \Delta E_{tot} &= \frac{(Q_{O_2})_{medio}}{E_{aer}} \times (24 \times 365 \text{ h} / \text{anno}) = \frac{4,5 \text{ kg } O_2 / \text{h}}{1,27 \text{ kg } O_2 / \text{kWh}} \times (24 \times 365 \text{ h} / \text{anno}) = \\ &= 31\,039 \text{ kWh/anno}. \end{aligned}$$

Per la potenza da installare per la turbina, generalmente si assume un 30% in più della potenza massima necessaria:

$$P_{inst} = 1,30 \times \max\{P_{aer}; P_{misc}\}.$$

È, infatti, opportuno che la potenza installata sia maggiore della potenza massima richiesta in esercizio di un'opportuna quota percentuale (circa il 20 ÷ 30%), in modo che sia garantito un adeguato margine di sicurezza per poter assorbire i sovraccarichi di avviamento, ed eventuali condizioni di esercizio più onerosi di quelli previsti in sede di progetto. Valori di maggiorazione del 30% sono tanto più auspicabili quanto più ridotta è la potenza del motore della macchina.

Comunque, non conviene mai andare oltre il 30%, (tranne casi eccezionali, vedere esempio 2.28) altrimenti il motore lavorerebbe in esercizio tenendosi "fuori caratteristica", e quindi con rendimenti molto bassi. Ciò posto, la potenza da installare per la turbina risulta:

$$P_{inst} = 1,30 \times \max\{P_{aer}; P_{misc}\} = 1,30 \times 4,33 \text{ kW} = 5,63 \text{ kW}.$$

**Osservazioni.** Il presente esempio è stato svolto, per semplicità di trattazione, impiegando una sola turbina nell'unica vasca di ossidazione di volume  $V_{tot} = V$ .

Generalmente, per ciascuna vasca di aerazione, è più opportuno prevedere almeno 2 turbine uguali per vasca, in modo da poter sempre usufruire di una turbina di riserva in caso di guasto di una delle macchine durante l'esercizio. Analogamente, risulta opportuno prevedere almeno due linee operative, poste in parallelo, a partire dal comparto ossidativo. Quindi, prevedere almeno  $n_v = 2$  vasche di ossidazione dove smistare la portata idraulica e le portate degli inquinanti che arrivano all'impianto. Calcolato l'intero volume  $V_{tot}$  necessario all'ossidazione (vedere a tal proposito esempio 2.8 al paragrafo 2.7), si risa-

le al volume  $V$  di ciascuna delle  $n_v$  vasche di ossidazione poste in parallelo:

$$V_{tot}/n_v = V.$$

Analogamente, note la portata idraulica  $Q_n$  e la portata  $Q_{BOD_5}$  di  $BOD_5$  in arrivo all'impianto, si calcolano le relative portate (mediamente) smistate in ciascuna delle  $n_v$  vasche di aerazione:

$$\begin{aligned} \text{portata idraulica nella singola vasca } V: & \quad Q_{n \ 1v} = Q_n/n_v; \\ \text{portata di } BOD_5 \text{ nella singola vasca } V: & \quad Q_{BOD_5 \ 1v} = Q_{BOD_5}/n_v. \end{aligned}$$

Pertanto, nel caso generale di adozione di  $n_v$  vasche di aerazione in parallelo e di utilizzo di  $n_a$  turbine per singola vasca  $V$  di aerazione, la procedura di calcolo illustrata rimane concettualmente invariata. Infatti, una volta note le portate orarie media  $(Q_{O_2})_{medio}$  e massima  $(Q_{O_2})_{max}$  di ossigeno che è necessario trasferire globalmente nell'intera singola vasca  $V$  di aerazione, stabilendo il numero di turbine  $n_a$  per vasca, si possono calcolare le portate media e massima che deve trasferire ogni singola turbina in vasca:

$$\begin{aligned} \text{portata media } O_2 \text{ singola turbina:} & \quad Q_{medio \ 1t} = (Q_{O_2})_{medio}/n_a; \\ \text{portata massima (di punta) } O_2 \text{ singola turbina:} & \quad Q_{max \ 1t} = (Q_{O_2})_{max}/n_a. \end{aligned}$$

Nel caso di  $n_v$  vasche in parallelo, ciascuna di volume  $V$ , le portate media e massima di ossigeno per singola vasca  $V$  si valutano:

$$\begin{aligned} (Q_{O_2})_{medio} &= (Q_{O_2})_{medio \ tot}/n_v; & (\text{se } n_v = 1 \rightarrow (Q_{O_2})_{medio} &= (Q_{O_2})_{medio \ tot}); \\ (Q_{O_2})_{max} &= (Q_{O_2})_{max \ tot}/n_v; & (\text{se } n_v = 1 \rightarrow (Q_{O_2})_{max} &= (Q_{O_2})_{max \ tot}); \end{aligned}$$

dove con  $(Q_{O_2})_{medio \ tot}$  e  $(Q_{O_2})_{max \ tot}$  si sono indicate, rispettivamente, le portate di ossigeno media e massima relative all'intero volume totale  $V_{tot}$  del comparto di ossidazione. Infatti, avendo diviso il comparto di ossidazione  $V_{tot}$  in  $n_v$  comparti più piccoli uguali e di volume  $V$ , le portate globali di ossigeno per la depurazione vanno smistate nella stessa proporzione in cui risultano smistate le portate  $Q_n$  e  $Q_{BOD_5}$ . Di conseguenza, una volta computate le due portate orarie di ossigeno relative a ciascuna turbina, il procedimento di calcolo risulta analogo a quello esposto, salvo ovviamente considerare le due portate  $Q_{medio \ 1t}$  e  $Q_{max \ 1t}$  anziché quelle utilizzate nell'esempio:  $(Q_{O_2})_{medio}$  e  $(Q_{O_2})_{max}$ . In questo modo, la procedura di calcolo rimane invariata fino al calcolo della potenza di aerazione  $P_{aer \ 1t}$  per singola turbina (fino all'equazione 2.22.1).

Invece, per il calcolo della potenza di miscelazione  $P_{misc \ 1t}$  della singola turbina, è necessario dividere per il numero  $n_a$  di turbine (fissate per singola vasca  $V$ ) la potenza di miscelazione  $P_{misc \ V}$  richiesta dall'intera singola vasca  $V$ . La potenza di miscelazione  $P_{misc \ V}$  si calcola sempre mediante l'equazione 2.22.2, computando  $V$  come volume della singola

vasca. Ciò posto, la potenza di miscelazione che deve avere ciascuna turbina si calcola:

$$P_{misc\ 1t} = P_{misc\ V} / n_a.$$

Invece, la massima potenza  $p_{Eq}$  globalmente assorbita in aerazione ( $V_{tot}$ ) per ogni abitante equivalente si calcola:

$$p_{Eq} = \frac{n_v \times [n_a \times \max\{P_{aer\ 1t}; P_{misc\ 1t}\}]}{N}.$$

Infatti, la massima potenza assorbita effettivamente da ciascuna turbina:

$$P_{max\ 1t} = (\max\{P_{aer\ 1t}; P_{misc\ 1t}\}),$$

va moltiplicata per il numero  $n_a$  di turbine presenti in  $V$ , in modo da ottenere la massima potenza assorbita dall'intera singola vasca  $V$  di aerazione:  $[n_a \times (P_{max\ 1t})]$ . Essendo le vasche di aerazione di volume  $V$  pari ad  $n_v$ , la massima potenza effettivamente assorbita in tutto il volume  $V_{tot} = V \times n_v$  di aerazione risulta pari a  $n_v \times [n_a \times (P_{max\ 1t})]$ . Infine, rapportando  $n_v \times n_a \times (P_{max\ 1t})$  al numero  $N$  di abitanti equivalenti si ottiene  $p_{Eq}$ .

Il consumo complessivo orario di energia elettrica si valuta, ovviamente, come:

$$\Delta E_{tot}^{(h)} = n_v \times \frac{(Q_{O_2})_{medio}}{E_{aer}} = n_v \times \frac{[n_a \times Q_{medio\ 1t}]}{E_{aer}} = n_v \times n_a \times \Delta e_{tot\ 1t}^{(h)}.$$

Potendo, infatti, calcolare il consumo complessivo  $\Delta E_{tot}^{(h)}$  direttamente tramite  $(Q_{O_2})_{medio}$  (portata media di ossigeno per singola vasca  $V$ ) o calcolando il consumo medio complessivo  $\Delta e_{tot\ 1t}^{(h)} = Q_{medio\ 1t} / E_{aer}$  della singola turbina per poi moltiplicare quest'ultimo per il numero complessivo  $n_v \times n_a$  di turbine uguali presenti nell'intero volume ( $V_{tot}$ ) di aerazione. Il consumo annuale di energia elettrica si valuta:  $\Delta E_{tot} = \Delta E_{tot}^{(h)} \times (24 \times 365\ h / anno)$ . La potenza da installare per ciascuna turbina sarà:

$$P_{inst\ 1t} = 1,30 \times P_{max\ 1t}.$$

Ovviamente, la potenza complessivamente da installare per la singola vasca  $V$  di aerazione sarà:

$$P_{inst\ V} = [n_a \times P_{inst\ 1t}].$$

Mentre la potenza complessivamente installata in tutto il volume di ossidazione  $V_{tot}$  risulta pari a:

$$P_{inst\ tot} = n_v \times P_{inst\ V} = n_v \times [n_a \times P_{inst\ 1t}].$$

**Nota.** Le espressioni delle equazioni 2.32 e 2.33, indicanti rispettivamente la portata oraria  $Q_{O_2}$  di  $O_2$  da trasferire nella miscela aerata nelle condizioni standard (in acqua pulita alla temperatura di  $20^\circ\text{C}$  e alla pressione atmosferica) e la portata oraria  $Q_{O_2}^*$  di  $O_2$  da trasferire nelle condizioni effettive di esercizio (nella miscela aerata alla generica temperatura  $T^\circ\text{C}$  e pressione barometrica  $P \text{ atm}$ ), vengono definite nei testi angloamericani (vedere ad esempio “*Wastewater Engineering Treatment and reuse*” METCALF&EDDY) con la seguente simbologia:

$$\begin{array}{ll} \text{portata di } O_2 \text{ in condizioni di esercizio:} & Q_{O_2} \rightarrow OC \rightarrow AOTR; \\ \text{portata di } O_2 \text{ in condizioni standard:} & Q_{O_2}^* \rightarrow OC^* \rightarrow SOTR. \end{array}$$

Dove “OC” sta per “Oxygen Capacity”; “AOTR” sta per “actual oxygen transfer rate”, e “SOTR” sta per “standard oxygen transfer rate”.

### ESEMPIO 2.23

Facendo riferimento al medesimo impianto riportato nell'esempio 2.22, si ipotizzi di attuare l'aerazione mediante insufflazione d'aria. Le portate di ossigeno da trasferire nell'unica vasca di volume  $V_{\text{tot}} = V$  sono, pertanto, le seguenti (vedere esempio 2.22):

$$\begin{array}{ll} \text{portata media } O_2: & (Q_{O_2})_{\text{medio}} = 4,5 \text{ kg } O_2/\text{h}; \\ \text{portata massima (di punta) } O_2: & (Q_{O_2})_{\text{max}} = 5,5 \text{ kg } O_2/\text{h}. \end{array}$$

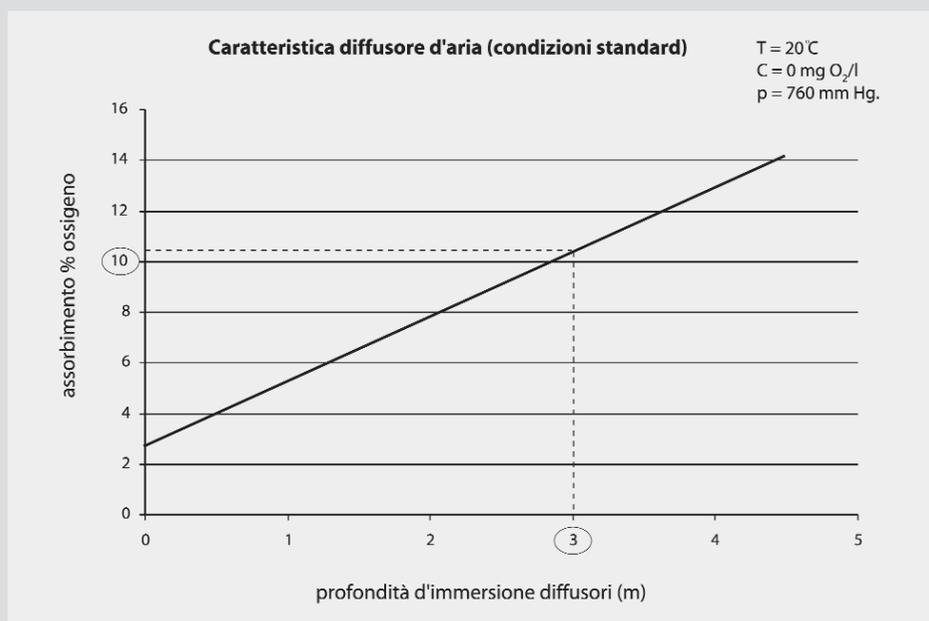
Pertanto, valutare:

- il rendimento  $\eta(\%)$  effettivo nell'utilizzazione dell'ossigeno insufflato con l'aria;
- i consumi di aria insufflata ( $\text{m}^3/\text{h}$ );
- la capacità di miscelazione dei diffusori in modo che siano garantite delle portate minime di aria di circa  $1,2 \div 1,4 \text{ m}^3 \text{ aria}/\text{h} \times \text{m}^3$  ( $\text{m}^3 \text{ aria}/\text{h}$  per metro cubo utile di vasca), ricordando che il volume della vasca di ossidazione è  $V = 125 \text{ m}^3$ ;
- la potenza media assorbita dai compressori;
- il consumo annuale di energia elettrica;
- la potenza effettiva da installare.

**Soluzione.** La procedura di dimensionamento inizia con il fissare la profondità di immersione dei diffusori nella vasca. Reperita, poi, dal Costruttore la curva caratteristica di funzionamento del diffusore, si ricavare la capacità specifica di ossigenazione in relazione ai

consumi d'aria. Successivamente, si risale ai  $m^3/h$  di aria che occorre insufflare alla profondità fissata. Fissato, poi, il numero di diffusori (e quindi la portata di aria relativa ad ogni diffusore), le caratteristiche fornite dal Costruttore permettono di calcolare le perdite di carico dell'aria che effluisce dai diffusori, considerando eventualmente un certo grado d'intasamento a causa della presenza di solidi nel liquido da aerare. A queste perdite concentrate si devono aggiungere le perdite di carico che le portate d'aria incontrano quando attraversano il collettore e le tubazioni di distribuzione. Infine, si deve aggiungere la contropressione dovuta al battente liquido cui sono sottoposti gli ugelli dei diffusori. Note tutte le perdite di carico, si risale alla potenza occorrente ai compressori per insufflare correttamente l'aria per l'aerazione.

Si suppone che sia stata reperita dal Costruttore il grafico della caratteristica di diffusione d'aria in acqua pulita e in condizioni ambientali standard (temperatura  $T = 20^\circ C$  e pressione barometrica di  $1 \text{ atm} = 760 \text{ mm Hg}$ ).



In questo grafico la capacità di ossigenazione è stata espressa in termini di percentuale (%) della quantità di ossigeno insufflato.

In condizioni ambientali standard,  $1 m^3$  di aria contiene mediamente circa  $280 g$  di  $O_2$ . Pertanto, supponendo che l'altezza media del volume utile della vasca di aerazione sia di circa  $3,0 m$ , in condizioni standard i diffusori sono in grado di trasferire (in acqua pulita e in assenza di ossigeno disciolto) circa il 10% dell'ossigeno insufflato (vedere infatti figura). Di conseguenza, in condizioni standard ed in acqua pulita senza  $O_2$  disciolto è:

$$(\Delta O_2)_{stand} = (280 \text{ g } O_2 / \text{ m}^3 \text{ aria}) \times \frac{10}{100} = 28 \text{ g } O_2 / \text{ m}^3 \text{ aria insufflata} =$$

$$= 0,028 \text{ kg } O_2 / \text{ m}^3 \text{ aria insufflata}.$$

Inoltre, la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita e alla temperatura di 20°C e alla pressione barometrica di 1 atm risulta di 9,08 mg O<sub>2</sub>/l ≈ 9,1 mg O<sub>2</sub>/l. Pertanto, in base all'equazione 2.34, con K<sub>H</sub> = 1 (vedere figura 2.5, l'impianto si suppone sia a quota 0 m s.l.m.) si ha:

$$\frac{Q_{O_2}^*}{Q_{O_2}} = \frac{1}{\alpha \cdot (1,024)^{T-20} \times \left[ \frac{K_H \cdot C_{sat \text{ aer}} - C_{aer}}{(9,1 \text{ mg } O_2 / l)} \right]} = \frac{1}{0,70 \cdot 1 \times \left[ \frac{1 \cdot (8,6 \text{ mg } O_2 / l) - (2 \text{ mg } O_2 / l)}{(9,1 \text{ mg } O_2 / l)} \right]} =$$

$$= 1/R^* = 1,97.$$

Avendo considerato una concentrazione C<sub>sat aer</sub> di ossigeno a saturazione nella miscela aerata pari a circa 0,95 × C<sub>sat</sub> = 0,95 × (9,1 mg O<sub>2</sub>/l) = 8,6 mg O<sub>2</sub>/l, per tenere conto della minore concentrazione a saturazione nella miscela aerata, dovuta alla presenza di solidi disciolti (vedere quanto osservato a proposito delle equazioni 2.27 e 2.28). Pertanto, si calcola la capacità di ossigenazione che devono avere i diffusori in condizioni standard ed in acqua pulita, nella vasca di aerazione di volume V<sub>tot</sub> = V:

$$Q_{O_2}^* = 1,97 \times Q_{O_2} = 1,97 \times (Q_{O_2})_{max} = 1,97 \times (5,5 \text{ kg } O_2 / h) = 10,9 \text{ kg } O_2 / h.$$

In condizioni standard, i dispositivi di insufflazione devono essere in grado di immettere, in acqua pulita e senza ossigeno disciolto, la seguente portata d'aria:

$$Q_{aria \text{ stand}}^* = Q_{O_2}^* / (\Delta O_2)_{stand} = (10,9 \text{ kg } O_2 / h) / (0,028 \text{ kg } O_2 / \text{ m}^3 \text{ aria insuffl}) =$$

$$= 390 \text{ m}^3 / h \text{ (m}^3 \text{ di aria insufflata)}.$$

Dal catalogo del Costruttore si ricerca, quindi, un sistema di insufflazione che sia in grado di trasferire nell'acqua pulita (in condizioni standard) sotto un battente idrico di 3,0 m la calcolata portata Q<sub>aria stand</sub><sup>\*</sup> (nominale) di aria insufflata.

Nelle effettive condizioni di esercizio, le portate media e massima di ossigeno da trasferire nel volume V della miscela aerata sono state calcolate pari a (vedere esempio 2.22):

$$\text{portata media } O_2: \quad (Q_{O_2})_{medio} = 4,5 \text{ kg } O_2 / h;$$

$$\text{portata massima (di punta) } O_2: \quad (Q_{O_2})_{max} = 5,5 \text{ kg } O_2 / h.$$

Nelle condizioni di effettivo esercizio nella miscela aerata, i  $kg O_2$  trasferiti per singolo metro cubo di aria insufflata ( $(\Delta O_2)_{aer}$ ) si calcolano, tenendo conto che:

$$Q_{O_2}^* = 1,97 \times Q_{O_2} \Rightarrow (\Delta O_2)_{stand} = 1,97 \times (\Delta O_2)_{aer} \Rightarrow (\Delta O_2)_{aer} = (\Delta O_2)_{stand} / 1,97.$$

Quindi, nelle condizioni effettive di esercizio nella miscela aerata, alla profondità di immersione di 3,0 m, i diffusori trasferiscono alla fase liquida la seguente portata di  $O_2$ :

$$\begin{aligned} (\Delta O_2)_{aer} &= (\Delta O_2)_{stand} / 1,97 = (0,028 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl}) / 1,97 = \\ &= 0,014 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl.} \end{aligned}$$

Pertanto, le rispettive portate di aria insufflate effettivamente dai compressori in esercizio nella miscela aerata sono:

$$\begin{aligned} Q_{aria \text{ medio}} &= (Q_{O_2})_{medio} / (\Delta O_2)_{aer} = (4,5 \text{ kg } O_2 / h) / [0,014 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl}] = \\ &= 317 \text{ m}^3 / h \text{ (m}^3 \text{ di aria insufflata);} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{aria \text{ max}} &= (Q_{O_2})_{max} / (\Delta O_2)_{aer} = (5,5 \text{ kg } O_2 / h) / [0,014 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl}] = \\ &= 390 \text{ m}^3 / h \text{ (m}^3 \text{ di aria insufflata);} \end{aligned}$$

---

**Nota.** Come si può notare, qualsiasi siano i valori di progetto, una volta computato e noto il valore  $1/R^*$ , deve sempre risultare il legame:  $Q_{aria \text{ stand}}^* = Q_{aria \text{ max}}$ . Questa uguaglianza praticamente dimostra che, a parità di metri cubi ora di aria insufflata trasferiti nella fase liquida ( $390 \text{ m}^3 / h$ ), la portata di ossigeno ( $10,9 \text{ kg } O_2 / h$ ) effettivamente trasferita in condizioni standard ed in acqua pulita priva di  $O_2$  disciolto deve essere sempre maggiore della corrispondente portata di ossigeno trasferita nelle condizioni di esercizio nella miscela aerata ( $5,5 \text{ kg } O_2 / h$ ). Infatti, il rapporto tra le due portate trasferibili, rispettivamente, in condizioni standard e nelle condizioni reali di esercizio è sempre legato al numero  $1/R^* = (10,9 \text{ kg } O_2 / h) / (5,5 \text{ kg } O_2 / h) = 1,97$

---

Nota la massima portata di aria del compressore  $Q_{aria \text{ max}} = 390 \text{ m}^3 / h$  e noto il volume della vasca di ossidazione  $V_{tot} = V = 125 \text{ m}^3$  si può valutare la portata  $q_{aria}$  specifica (massima) di aria insufflata in vasca:

$$q_{aria} = Q_{aria \text{ max}} / V = (390 \text{ m}^3 \text{ aria/h}) / (125 \text{ m}^3) = 3,12 \text{ m}^3 \text{ aria/h} \times \text{m}^3.$$

Tale valore è da ritenersi pienamente sufficiente in quanto maggiore di  $1,4 \text{ m}^3 \text{ aria/h} \times \text{m}^3$ . Il sistema di insufflazione d'aria garantisce, così, anche un'ideale miscelazione del fango nella miscela aerata: maggiori dettagli più avanti, nel paragrafo 2.15.1.

Si assuma che le perdite di carico complessive lungo l'intero circuito dell'aria compressa

(attraverso i filtri di aspirazione, le varie tubazioni, gli elementi diffusori) sia pari a 0,60 m di colonna d'acqua. Con la profondità d'immersione fissata di 3,0 m, la contropressione complessiva risulta di:

$$\Delta p = 0,60 \text{ m} + 3,00 \text{ m} = 3,60 \text{ m}.$$

Pertanto, supponendo che sia stata reperita dal Costruttore la relazione che lega l'andamento del consumo specifico "e<sub>w</sub>" di energia elettrica per metro cubo di aria compressa insufflata alla prevalenza manometrica Δp fornita dalla compressione, si scriverà:

$$e_w = \frac{28,21}{\eta_{\text{compr}}} \times \ln\left(\frac{\Delta p + 10}{10}\right).$$

Mettendo i valori numerici, con Δp = 3,60 m e assumendo un rendimento η<sub>compr</sub> del gruppo motore-compressore di circa 0,60 (circa 0,70 per il compressore e 0,90 per il motore elettrico: 0,70 × 0,90 ≈ 0,60), si ha:

$$e_w = \frac{28,21}{\eta_{\text{compr}}} \times \ln\left(\frac{\Delta p + 10}{10}\right) = \frac{28,21}{0,60} \times \ln\left(\frac{3,60 + 10}{10}\right) = 14,5 \text{ Wh/m}^3.$$

In base a questo valore calcolato, si risale alla potenza media e massima richiesta nella singola vasca di aerazione V<sub>tot</sub> = V (con n<sub>v</sub> = 1):

$$P_{\text{media } V} = e_w \times Q_{\text{aria medio}} = (14,5 \text{ Wh/m}^3 \text{ aria compressa}) \times (317 \text{ m}^3/\text{h}) = 4596,5 \text{ W} \approx 4,6 \text{ kW}; \text{ (per vasca);}$$

$$P_{\text{max } V} = e_w \times Q_{\text{aria max}} = (14,5 \text{ Wh/m}^3 \text{ aria compressa}) \times (390 \text{ m}^3/\text{h}) = 5655 \text{ W} \approx 5,6 \text{ kW}; \text{ (per vasca).}$$

**Nota.** Se le vasche di ossidazione fossero state più di una, allora indicato con n<sub>v</sub> il numero di vasche uguali in parallelo, ciascuna di volume V (V<sub>tot</sub> = n<sub>v</sub> × V), le potenze media e massima globalmente richieste per l'intero comparto ossidativo (V<sub>tot</sub>) sarebbero state:

$$P_{\text{media tot}} = n_v \times P_{\text{media } V}; \text{ (totali)}$$

$$P_{\text{max tot}} = n_v \times P_{\text{max } V}. \text{ (totali)}$$

Il consumo complessivo (medio) annuale di energia elettrica risulta:

$$E = (n_v \times P_{\text{medio } V}) \times (24 \times 365 \text{ h / anno});$$

Pertanto, nel caso in oggetto, essendo n<sub>v</sub> = 1, si ha:

$$E = (1 \times 4,6 \text{ kW}) \times (24 \times 365 \text{ h / anno}) = 40'296 \text{ kWh/anno}$$

pari al consumo annuale per abitante equivalente di:

$$p_{Eq} = E/N = (40'296 \text{ kWh/anno}) / (1500 \text{ ab}) = 26,86 \text{ kWh/ab} \times \text{anno}.$$

Assumendo 1 compressore per vasca ( $n_c = 1$ ), la potenza  $P_{inst\ 1c}$  da installare per ciascun compressore si calcola:

$$\begin{aligned} P_{inst\ 1c} &= 1,30 \times (P_{max\ v} / n_c) = 1,30 \times [(5,6 \text{ kW per vasca}) / (1 \text{ compr/vasca})] = \\ &= 1,30 \times 5,6 \text{ kW} = 7,3 \text{ kW per compressore.} \end{aligned}$$

Avendo assunto numero  $n_v = 1$  vasche di aerazione in parallelo, la potenza complessiva da installare per l'intero comparto ossidativo ( $V_{tot} = n_v \times V$ ) si calcola:

$$\begin{aligned} P_{inst\ tot} &= n_v \times [n_c \times P_{inst\ 1c}] = (1 \text{ vasca}) \times (1 \text{ compr/vasca}) \times (7,3 \text{ kW per compressore}) = \\ &= 7,3 \text{ kW (totali).} \end{aligned}$$

**Osservazioni.** Una volta calcolata la potenza media e massima richiesta per ogni singola vasca, si cerca nel catalogo del Costruttore il compressore che è in grado di insufflare la portata d'aria calcolata nel progetto. Nel caso le potenze dovessero presentare valori molto grandi, si provvederà a stabilire il numero opportuno  $n_c$  di compressori da impiegare per singola vasca.

Il procedimento di calcolo esposto per il comparto ossidativo a fanghi attivi (linea acque) può essere impiegato per il dimensionamento dei dispositivi di aerazione per un digestore aerobico (vedere più avanti, esempio 2.29 a pag. 271). In questo caso, però, si deve tenere presente che la densità del fango all'interno delle vasche di digestione aerobica è alquanto maggiore della densità della miscela aerata nelle vasche di aerazione a fanghi attivi. Pertanto, nei digestori aerobici risulta più difficoltoso il trasferimento di ossigeno nel fango. Per tale motivo è consigliabile, in fase di progetto, prevedere un valore  $\alpha$  del rapporto  $K_{aer}/K$  pari a  $0,60 \div 0,65$  circa. Dal punto di vista pratico è sconsigliabile adottare, per l'aerazione ad aria insufflata all'interno di un digestore aerobico, dei diffusori a "bolle fini". Infatti, data la maggiore densità del fango rispetto alla miscela aerata nella linea acque, aumentano le probabilità di intasamento degli ugelli diffusori.

Con l'aerazione ad aria insufflata nei digestori è bene provvedere, per la miscelazione, a portate specifiche (minime) d'aria di  $1,5 \div 2,0 \text{ m}^3/\text{h} \times \text{m}^3$  (metri cubi ora di aria per metro cubo utile di volume di vasca  $V$ ). Mentre, con aeratori superficiali a turbina, è bene rimanere nell'ambito di  $25 \div 50 \text{ W/m}^3$  (Watt trasmessi alla fase liquida per metro cubo utile di vasca  $V$ ).

ESEMPIO 2.24

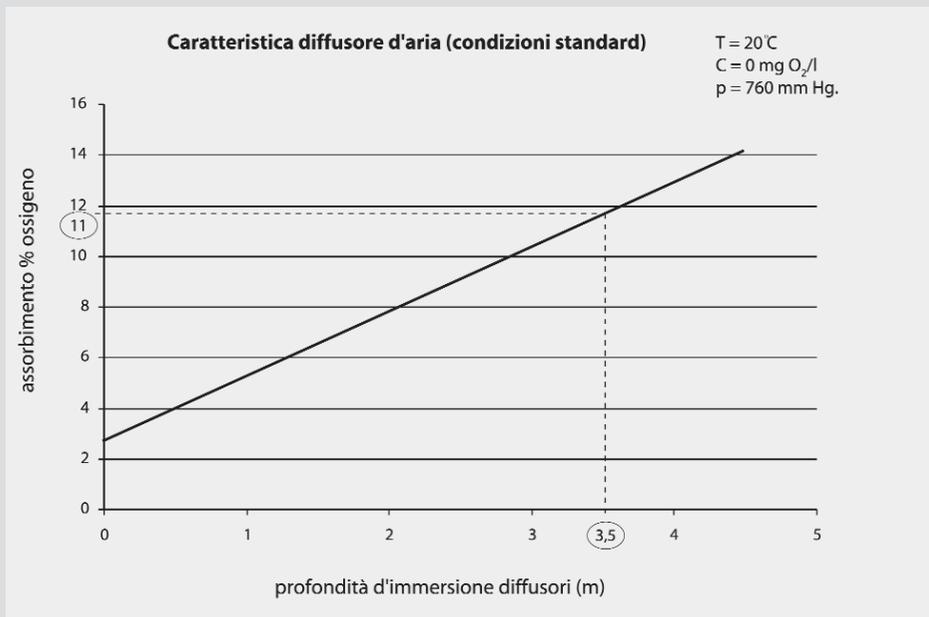
Un impianto di depurazione a fanghi attivi deve soddisfare un'utenza di  $N = 3000$  abitanti equivalenti. In base ai calcoli di dimensionamento risulta necessario un volume  $V_{tot}$  complessivo del comparto di aerazione di circa  $550 \text{ m}^3$ . Dimensionare opportunamente il sistema di aerazione, ipotizzando di voler adottare:

- 1) l'aerazione mediante insufflazione d'aria;
- 2) l'aerazione mediante turbine superficiali.

**Soluzione 1.** Si prevede di adottare due linee operative, poste in parallelo. Pertanto, si adottano due vasche di aerazione del volume di  $V = 275 \text{ m}^3$ :

$$V_{tot} = V + V = 2 \times 275 \text{ m}^3 = 550 \text{ m}^3.$$

Si suppone d'insufflare aria con diffusori a bolle grosse, le cui caratteristiche funzionali, riferite alle condizioni standard di acqua pulita a  $20^\circ\text{C}$  e alla pressione di  $760 \text{ mm Hg}$  e con assenza di ossigeno disciolto, sono riportate nel seguente grafico:



dove la capacità di ossigenazione è espressa in percentuale della quantità di ossigeno insufflato. Ipotizzando che la profondità di immersione degli ugelli diffusori sia di  $3,5 \text{ m}$ , in condizioni standard i diffusori sono in grado di trasferire l'11% dell'ossigeno insufflato.

In condizioni standard, per ogni singolo metro cubo di aria insufflata, la quantità di ossigeno trasferita in soluzione in acqua pura è:

$$(11/100) \times 280 \text{ g } O_2/m^3 \text{ aria insuffl} = 30,8 \text{ g } O_2/m^3 \text{ aria insuffl} = \\ \approx 0,03 \text{ kg } O_2/m^3 \text{ aria insuffl}.$$

Considerando, in condizioni di esercizio, una temperatura di  $20^\circ\text{C}$ , una pressione barometrica di  $760 \text{ mm Hg}$  ( $1 \text{ atm}$ ) e una concentrazione di ossigeno disciolto di  $2,0 \text{ mg/l}$ , risulta un rendimento di trasferimento dell'ossigeno, nella miscela aerata, di circa:

$$R^* = 0,51. \text{ (Da cui segue } 1/R^* = 1,96);$$

avendo considerato per  $\alpha$  un valore pari a  $0,70$  e per  $K_H$  un valore pari a  $1$ .

Si supponga che il quantitativo globale di ossigeno per l'intero comparto  $V_{tot}$  di aerazione sia stato così calcolato:

$$\begin{aligned} \text{portata totale media } O_2: & \quad (Q_{O_2})_{medio \text{ tot}} = 18 \text{ kg } O_2/h; \\ \text{portata totale massima (di punta) } O_2: & \quad (Q_{O_2})_{max \text{ tot}} = 22 \text{ kg } O_2/h. \end{aligned}$$

Utilizzando  $n_v = 2$  vasche, si calcolano le quantità orarie di  $O_2$  per singola vasca  $V$ :

$$\text{portata media } O_2: \quad (Q_{O_2})_{medio} = (Q_{O_2})_{medio \text{ tot}} / n_v = (18 \text{ kg } O_2/h)/2 = \\ = 9 \text{ kg } O_2/h;$$

$$\text{portata massima (di punta) } O_2: \quad (Q_{O_2})_{max} = (Q_{O_2})_{max \text{ tot}} / n_v = (22 \text{ kg } O_2/h)/2 = \\ = 11 \text{ kg } O_2/h.$$

In condizioni standard, i dispositivi di insufflazione devono essere in grado di immettere, in acqua pulita e senza ossigeno disciolto, la seguente portata d'aria:

$$Q_{O_2}^* = 1,97 \times Q_{O_2} = 1,96 \times (Q_{O_2})_{max} = 1,96 \times (11 \text{ kg } O_2/h) = 21,56 \text{ kg } O_2/h.$$

Calcolo della portata d'aria che deve avere il sistema di insufflazione in condizioni standard in acqua pulita, in ciascuna vasca  $V$ :

$$Q_{aria \text{ stand}}^* = Q_{O_2}^* / (\Delta O_2)_{stand} = (21,56 \text{ kg } O_2/h) / (0,028 \text{ kg } O_2/m^3 \text{ aria insuffl}) \approx \\ \approx 770 \text{ m}^3/h \text{ (m}^3 \text{ di aria insufflata)}.$$

Capacità effettiva di trasferimento di ossigeno nella miscela aerata, in condizioni di esercizio:

$$(\Delta O_2)_{aer} = (\Delta O_2)_{stand} / 1,96 = (0,028 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl}) / 1,96 \approx \approx 0,014 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl.}$$

Pertanto, le rispettive portate di aria insufflate effettivamente dai compressori in esercizio nella miscela aerata per ciascuna vasca  $V$  sono:

$$Q_{aria \text{ medio}} = (Q_{O_2})_{medio} / (\Delta O_2)_{aer} = (9 \text{ kg } O_2 / h) / [0,014 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl}] \approx \approx 643 \text{ m}^3 / h \text{ (m}^3 \text{ di aria insufflata);}$$

$$Q_{aria \text{ max}} = (Q_{O_2})_{max} / (\Delta O_2)_{aer} = (11 \text{ kg } O_2 / h) / [0,014 \text{ kg } O_2 / m^3 \text{ aria insuffl}] \approx \approx 786 \text{ m}^3 / h \text{ (m}^3 \text{ di aria insufflata).}$$

Ciascuna vasca ha un volume utile  $V = 275 \text{ m}^3$ ; pertanto, la portata  $q_{aria}$  specifica (massima) di aria insufflata in ciascuna vasca  $V$  risulta:

$$q_{aria} = Q_{aria \text{ max}} / V = (786 \text{ m}^3 / h) / (275 \text{ m}^3) = 2,8 \text{ m}^3 \text{ aria} / h \times \text{m}^3.$$

Tale valore può essere considerato accettabile, visto che in letteratura viene consigliato di non scendere sotto  $1,2 \text{ m}^3 \text{ aria} / h \times \text{m}^3$ . Ipotizzando, in sede di progetto, un valore  $e_w = 14 \text{ Wh} / \text{m}^3$ , si calcola la potenza media e massima da trasferire nella singola vasca  $V$ :

$$P_{media \text{ } V} = e_w \times Q_{aria \text{ medio}} = (14 \text{ Wh} / \text{m}^3 \text{ aria compressa}) \times (643 \text{ m}^3 / h) = = 9002 \text{ W} \approx 9,00 \text{ kW}; \text{ (per vasca);}$$

$$P_{max \text{ } V} = e_w \times Q_{aria \text{ max}} = (14 \text{ Wh} / \text{m}^3 \text{ aria compressa}) \times (786 \text{ m}^3 / h) = = 11004 \text{ W} \approx 11,00 \text{ kW}; \text{ (per vasca).}$$

Essendo  $n_v = 2$  le vasche operanti in parallelo, le potenze complessive da trasferire in aerazione ( $V_{tot} = V + V$ ) risultano:

$$P_{media \text{ tot}} = n_v \times P_{media \text{ } V} = (2 \text{ vasche}) \times (9,00 \text{ kW per vasca}) = 18 \text{ kW (totali);}$$

$$P_{max \text{ tot}} = n_v \times P_{max \text{ } V} = (2 \text{ vasche}) \times (11,00 \text{ kW per vasca}) = 22 \text{ kW (totali).}$$

Il consumo complessivo (medio) annuale di energia elettrica risulta:

$$E = (n_v \times P_{max \text{ } V}) \times (24 \times 365 \text{ h} / \text{anno});$$

Pertanto, nel caso in oggetto, essendo  $n_v = 2$ , si ha:

$$E = (2 \text{ vasche}) \times (11,00 \text{ kW per vasca}) \times (24 \times 365 \text{ h/anno}) = 192'720 \text{ kWh (totali)/anno.}$$

Pari al consumo annuale (totale) per abitante equivalente:

$$p_{Eq} = E/N = (192'720 \text{ kWh (totali)/anno})/(3000 \text{ ab}) = 64,20 \text{ kWh/anno} \times \text{ab.}$$

Volendo assumere, ad esempio,  $n_c = 2$  compressori per vasca  $V$ , allora la potenza da installare per ciascun compressore si calcola:

$$P_{inst\ 1c} = 1,30 \times (P_{max\ V}/n_c) = 1,30 \times [(11,0 \text{ kW per vasca})/(2 \text{ compr/vasca})] = 7,15 \text{ kW per compressore.}$$

Avendo assunto numero  $n_v = 2$  vasche di aerazione in parallelo, la potenza complessiva da installare per l'intero comparto ossidativo ( $V_{tot} = n_v \times V$ ) si calcola:

$$P_{inst\ tot} = n_v \times [n_c \times P_{inst\ 1c}] = (2 \text{ vasche}) \times (2 \text{ compr/vasca}) \times (7,15 \text{ kW per compress}) = 28,60 \text{ kW (totali).}$$

**Soluzione 2.** Supponendo di avere  $n_v = 2$  vasche di ossidazione lavoranti in parallelo e ciascuna di volume  $V$ , si ha per l'intero comparto di ossidazione:  $V_{tot} = V + V$ . Per ciascuna vasca  $V$  si prevedono  $n_a = 2$  aeratori superficiali a turbina. Le condizioni di esercizio nella miscela aerata sono: temperatura  $20^\circ\text{C}$ , pressione barometrica  $760 \text{ mm Hg}$ , concentrazione di ossigeno disciolto  $C_{aer} = 2,0 \text{ mg O}_2/\text{l}$ . In condizioni di esercizio, ciascuna turbina dovrà essere in grado di trasferire, nella miscela aerata, le seguenti portate orarie di ossigeno:

portata media  $O_2$  per singola turbina:

$$(Q_{O_2})_{medio\ 1t} = (Q_{O_2})_{medio\ tot} / (n_v + n_a) = (18 \text{ kg O}_2/\text{h}) / (2 + 2) = 4,5 \text{ kg O}_2/\text{h};$$

portata massima (di punta)  $O_2$  per singola turbina:

$$(Q_{O_2})_{max\ 1t} = (Q_{O_2})_{max\ tot} / (n_v + n_a) = (22 \text{ kg O}_2/\text{h}) / (2 + 2) = 5,5 \text{ kg O}_2/\text{h},$$

essendo  $(Q_{O_2})_{medio\ tot}$  e  $(Q_{O_2})_{max\ tot}$ , rispettivamente, le portate orarie media e massima di ossigeno da trasferire all'intero comparto biologico-ossidativo ( $V_{tot} = 2 \times V$ ).

Nelle condizioni di esercizio fissate, il valore del rendimento di trasferimento dell'ossigeno nella fase liquida della miscela aerata risulta:  $R' = 0,51$ . Pertanto, risulta:  $1/R' = 1,96$ .

Sostituendo i valori numerici si ha:

1) concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata pari a  $C_{aer} = 4,0 \text{ mg } O_2/l$ :

$$\left. \frac{Q_{O_2}}{V} \right|_1 = [(3 \text{ h}^{-1}) \times [0,8 \cdot (8,64 \text{ mg } O_2 / l) - (4,0 \text{ mg } O_2 / l)]] \approx 8,74 \text{ mg } O_2 / l \times h.$$

2) concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata pari a  $C_{aer} = 1,0 \text{ mg } O_2/l$ :

$$\left. \frac{Q_{O_2}}{V} \right|_2 = [(3 \text{ h}^{-1}) \times [0,8 \cdot (8,64 \text{ mg } O_2 / l) - (1,0 \text{ mg } O_2 / l)]] \approx 18,34 \text{ mg } O_2 / l \times h.$$

Tali calcoli dimostrano come, all'aumentare del deficit di ossigeno disciolto, la capacità specifica di ossigenazione degli aeratori aumenti, aumentando così anche il rendimento depurativo dell'impianto.

**Nota sulla concentrazione di ossigeno disciolto.** Il tasso con cui l'ossigeno disciolto nella miscela aerata viene utilizzato è funzione del rapporto tra la quantità di sostanze nutritive a disposizione e la quantità dei microrganismi presenti in aerazione, nonché funzione della temperatura (cinetiche delle reazioni di assimilazione del substrato). Tale utilizzo da parte delle biocenosi presenti in aerazione è comunque solitamente inferiore ai  $10 \text{ mg } O_2/l \times h$  per i processi ad aerazione prolungata, ai  $30 \text{ mg } O_2/l \times h$  per tutti gli altri processi convenzionali a fanghi attivi. L'attività biologica di tipo aerobico risulta indipendente dalla quantità d'ossigeno disciolto quando tale quantità oltrepassa una certa soglia critica minima. Al di sotto di essa, il metabolismo dei microrganismi si riduce a causa della ridotta quantità di ossigeno a disposizione. Le concentrazioni critiche relative ai differenti impianti variano attorno a  $0,5 \text{ mg } O_2/l$ .

Un deficit di ossigeno in una vasca di aerazione può verificarsi nei casi in cui il tasso di utilizzo di questo gas da parte dei microrganismi ecceda la capacità di ossigenazione del liquame da parte dell'impianto. Un sovraccarico organico in un impianto ad aerazione prolungata, dotato di diffusori posti a non sufficiente profondità, può per esempio dare luogo a concentrazioni di ossigeno disciolto nel liquame inferiori a  $0,5 \text{ mg } O_2/l$  anche se la potenza di miscelazione è stata installata correttamente.

Generalmente, la situazione che si verifica più frequentemente in pratica è quella caratterizzata da un'eccessiva aerazione che dà luogo a concentrazioni di ossigeno disciolto superiori al necessario, oltre che ad un ovvio spreco di energia. Poiché l'attività biologica risulta maggiore con relativamente basse concentrazioni di ossigeno disciolto ed il tasso con cui tale gas passa dalle macchine al liquame è una funzione inversa della stessa concentrazione, risulta sensato far funzionare l'impianto cercando di mantenere la

concentrazione di ossigeno nella miscela aerata il più vicino possibile al suo valore critico. Il funzionamento dei compressori d'aria a carichi ridotti, o addirittura il suo arresto durante i fine settimana, può così risultare utile per il risparmio di energia elettrica, senza causare alcun impatto negativo ai processi biologici in corso. Il miglior sistema per l'individuazione del funzionamento ottimale sarebbe nella misurazione della concentrazione di ossigeno, da effettuarsi in differenti periodi; ma particolarmente durante i periodi di massimo carico, per poi calibrare conseguentemente la quantità di aria da immettere in aerazione.

### ESEMPIO 2.34

*Si deve insufflare, mediante compressione, una portata d'aria nel fondo di una vasca di ossidazione a fanghi attivi, avente battente idrico di circa  $h_L = 4,0$  m. Per collegare il compressore alla vasca, si prevede di utilizzare come collettore principale una tubazione in acciaio. La suddetta tubazione di mandata presenta una lunghezza effettiva di  $L = 300$  m e prevede lungo il suo asse i seguenti dispositivi:*

- 3 raccordi ad “elle” (fattore di resistenza  $C_R = 0,33$ );
- 1 valvola di sicurezza (fattore di resistenza  $C_R = 0,25$ );
- 1 valvola di ritegno (fattore di resistenza  $C_R = 2,00$ ).

*Il collettore deve trasportare in vasca una portata d'aria di circa  $Q_{aria} = 100$  m<sup>3</sup>/min. La massima temperatura annuale esterna dell'ambiente (temperatura d'aria di prelievo) è di  $T_{prel} = 30^\circ\text{C}$ , alla pressione atmosferica di  $P_{est} = 1$  atm (pressione ambiente). Ipotizzando che, dai dati forniti dal Costruttore, le perdite di carico del flusso d'aria lungo gli apparati diffusori siano di circa  $\Delta H_{diff} = 0,50$  m di c.a., calcolare:*

- il diametro interno della tubazione, volendo una velocità media del flusso d'aria in condotta attorno ai 15 m/s, comprensiva anche degli effetti delle contropressioni d'inerzia;
- la somma delle perdite di carico distribuite e concentrate lungo tutta la tubazione  $L$  e attraverso gli organi diffusori;
- la temperatura  $T_{diff}$  dell'aria immediatamente all'uscita dai diffusori, nella miscela aerata.
- la potenza da installare per la compressione dell'aria (scegliere per semplicità 1 solo compressore).

**Soluzione.** È opportuno innanzitutto osservare che in tutti i compressori per l'insufflazione d'aria occorre sempre installare una *valvola di sicurezza* sulla condotta di mandata, in

quanto la chiusura della condotta di mandata potrebbe causare dei gravi danni al compressore. Inoltre, risulta sempre indispensabile adottare anche una *valvola di ritegno* per garantire che non ci siano ritorni di liquido sino al corpo macchina, una volta interrotto il pompaggio.

Avendo supposto un battente idrico sugli ugelli diffusori di  $h_L = 4,0 \text{ m c.a.}$  e delle perdite compressive di carico lungo i bracci diffusori e all'attraversamento dei relativi ugelli di circa  $\Delta H_{diff} = 0,50 \text{ m c.a.}$ , se si ipotizza una perdita di carico massima lungo il collettore principale (a valle del compressore) di  $\Delta H_{coll} = 0,20 \text{ m c.a.} = 200 \text{ mm c.a.}$ , la massima contropressione *relativa* sul flusso d'aria in uscita dagli ugelli risulta di:

$$\Delta p_{rel} = h_L + \Delta H_{diff} + \Delta H_{coll} = 4,0 \text{ m c.a.} + 0,50 \text{ m c.a.} + 0,20 \text{ m c.a.} = 4,70 \text{ m c.a.}$$

Essendo  $1 \text{ atm} \approx 10,33 \text{ m c.a.}$ , si può scrivere la seguente proporzione:

$$10,33 \text{ m c.a.} : 1 \text{ atm} = 4,70 \text{ m c.a.} : x \text{ atm}$$

da cui, trasformando i metri di colonna d'acqua ( $m \text{ c.a.}$ ) in atmosfere ( $atm$ ), risulta:

$$\Delta p_{rel} \equiv x \text{ atm} = (4,70 \text{ m c.a.}) / (10,33 \text{ m c.a./atm}) \approx 0,45 \text{ atm.}$$

La contropressione *assoluta* sugli ugelli risulta:

$$\Delta p_{ass} = 1 \text{ atm} + \Delta p_{rel} = 1 \text{ atm} + 0,45 \text{ atm} = 1,45 \text{ atm.}$$

Il valore calcolato per la pressione assoluta  $\Delta p_{ass}$  deve coincidere con la pressione assoluta dell'aria in uscita dal compressore. Si indichi questa pressione assoluta in uscita dal compressore come *pressione di restituzione*  $P_{rest}$ :

$$P_{rest} \equiv \Delta p_{ass} = 1,45 \text{ atm.}$$

Ipotizzando, dai dati forniti dal Costruttore, che le perdite di carico (sul tratto di tubazione di aspirazione) lungo i filtri al massimo intasamento consentito, i silenziatori e la valvola ammontino a circa  $\Delta H_{aspiraz} = 0,40 \text{ m c.a.}$ , la pressione assoluta di prelievo della pompa sarà pari a:

$$\begin{aligned} P_{prel} &= (P_{amb} - \Delta H_{aspiraz}), \\ P_{prel} &= (10,33 \text{ m c.a.} - 0,40 \text{ m c.a.}) = (9,93 \text{ m c.a.}) / (10,33 \text{ m c.a./atm}) \approx \\ &\approx 0,96 \text{ atm.} \end{aligned}$$

Durante la compressione, l'aria segue con buona approssimazione un'evoluzione adiabatica. Pertanto, la sua temperatura all'incipiente sbocco dagli ugelli  $T_{ugelli}$  nella miscela

aerata (*temperatura dell'aria immessa nella miscela aerata*) può calcolarsi, tenendo conto delle condizioni termodinamiche dell'aria agli estremi delle sezioni di ingresso e di uscita dalla macchina, ponendo approssimativamente  $T_{ugelli} \approx T_{rest}$ :

$$T_{rest} = T_{prel} \times \left( \frac{P_{rest}}{P_{prel}} \right)^{0,283} = (273 + 30^\circ\text{C})^\circ\text{K} \times \left( \frac{1,45 \text{ atm}}{0,96 \text{ atm}} \right)^{0,283} \approx 340^\circ\text{K},$$

quindi, pari a  $T_{ugelli} \approx T_{rest} = (340^\circ\text{K} - 273) \approx 67^\circ\text{C}$ .

Le perdite di carico compressive  $H$  nel collettore principale si valutano mediante la nota espressione di *Darcy-Weisbach*:

$$H = 9,82 \times 10^{-8} \times \frac{L_{virt} \cdot Q_{aria}^2}{D^5} \times \frac{T_{rest}}{P_{rest}} \times f$$

dove:

- $H$  è la perdita di carico totale lungo tutto il collettore principale, misurata in termini di millimetri di colonna d'acqua (*mm c.a.*);
- $L_{virt}$  è la lunghezza ( $m$ ) virtuale del collettore principale e del relativo valvolame e accessori: somma di tutti i tratti delle tubazioni rettilinee e della lunghezza equivalente di tubazione cui possono considerarsi, agli effetti delle perdite di carico, tutte le valvole, i raccordi per cambi di direzione, i restringimenti di sezione, ecc. presenti lungo la tubazione;
- $Q_{aria}$  è la portata d'aria ( $m^3/min$ ) da convogliare lungo il circuito;
- $D$  è il diametro interno della tubazione del circuito ( $m$ );
- $T_{rest}$  e  $P_{rest}$  sono la temperatura e la pressione assoluta dell'aria nella sezione di uscita del corpo macchina (ambiente di restituzione);
- $f$  è il *fattore di attrito*, esprimibile in funzione della portata d'aria  $Q_{aria}$  e del diametro interno  $D$  della tubazione:

$$f = \frac{0,029 \times D^{0,027}}{Q_{aria}^{0,148}}$$

La portata da convogliare è di  $Q_{aria} = 100 \text{ m}^3/min = (100/60) \text{ m}^3/s \approx 1,67 \text{ m}^3/s$ . Indicando con  $v$  la velocità media del flusso in condotta, la costanza della portata implica che si possa scrivere:

$$v \times (\pi/4) \times D^2 = 1,67 \text{ m}^3/s,$$

da cui si può calcolare il diametro  $D$  interno da assumere per la tubazione, se si impone una velocità media in condotta di  $v = 15 \text{ m/s}$  circa:

$$D = \sqrt{\frac{Q_{\text{aria}} \times 4}{\pi \times v}} = \sqrt{\frac{(1,67 \text{ m}^3 / \text{s}) \times 4}{3,14 \times (15 \text{ m} / \text{s})}} \approx 0,38 \text{ m} .$$

Generalmente, il dimensionamento del diametro delle tubazioni va effettuato assumendo velocità comprese tra 6 e 20 m/s, con valori tanto più bassi quanto minore è il diametro interno della tubazione.

Sostituendo i valori numerici, il fattore di attrito è approssimativamente:

$$f = \frac{0,029 \times D^{0,027}}{Q_{\text{aria}}^{0,148}} = \frac{0,029 \times (0,38 \text{ m})^{0,027}}{(100)^{0,148}} \approx 0,0143 .$$

Per il calcolo della lunghezza virtuale del collettore principale, si sfrutta la seguente espressione:

$$L_i = 55,4 \times n_R \times C_{R_i} \times D^{1,2}$$

dove:

- $L_i$  è la lunghezza (m) di tubazione di diametro  $D$  equivalente, dal punto di vista delle perdite di carico, alla valvola o all'accessorio *i-esimo* installato lungo il circuito di diametro  $D$ ;
- $n_R$  numero delle valvole o degli accessori *i-esimi* uguali sul circuito;
- $C_{R_i}$  è il fattore di forma (*adimensionale*) dell'accessorio *i-esimo*;
- $D$  il diametro (m) della tubazione principale del circuito.

Pertanto, le lunghezze di tubazione di diametro  $D$  da aggiungere ai tratti rettilinei si calcolano:

$$1) \text{ 3 raccordi ad "elle": } L_1 = 55,4 \times 3 \times C_{R_1} \times D^{1,2} = 55,4 \times 3 \times 0,33 \times D^{1,2} = \\ = 55,4 \times 3 \times 0,33 \times (0,38)^{1,2} \approx 17 \text{ m};$$

$$2) \text{ 1 valvola di sicurezza: } L_2 = 55,4 \times 1 \times C_{R_2} \times D^{1,2} = 55,4 \times 1 \times 0,25 \times D^{1,2} = \\ = 55,4 \times 1 \times 0,25 \times (0,38)^{1,2} \approx 5 \text{ m};$$

$$3) \text{ 1 valvola di ritegno: } L_3 = 55,4 \times 1 \times C_{R_3} \times D^{1,2} = 55,4 \times 1 \times 2,00 \times D^{1,2} = \\ = 55,4 \times 1 \times 2,00 \times (0,38)^{1,2} \approx 35 \text{ m};$$

L'aumento  $\Delta L$  di lunghezza di tubazione di diametro  $D$ , dovuta alle valvole e agli accessori presenti nel circuito, ammonta a:

$$\Delta L = L_1 + L_2 + L_3 = 17 \text{ m} + 5 \text{ m} + 35 \text{ m} = 57 \text{ m} \approx 60 \text{ m (arrotondato)}.$$

Pertanto, la lunghezza virtuale della tubazione del collettore principale dell'aria compres-

sa, a valle del compressore fino all'apparato dei diffusori, è pari alla somma  $\Delta L + L$ :

$$L_{virt} = \Delta L + L = 60 \text{ m} + 300 \text{ m} = 360 \text{ m}.$$

E, avendo calcolato  $T_{rest} = 340^\circ\text{K}$  e  $P_{rest} = 1,45 \text{ atm}$ , la perdita di carico  $H$  effettiva lungo tutto il collettore principale risulta:

$$\begin{aligned} H &= 9,82 \times 10^{-8} \times \frac{L_{virt} \cdot Q_{aria}^2}{D^5} \times \frac{T_{rest}}{P_{rest}} \times f = \\ &= 9,82 \times 10^{-8} \times \frac{(360 \text{ m}) \cdot (100 \text{ m}^3 / \text{min})^2}{(0,38 \text{ m})^2} \times \frac{(340^\circ\text{K})}{(1,45 \text{ atm})} \times 0,0143 \approx 151 \text{ mm c.a.} \end{aligned}$$

La perdita di carico calcolata rientra ragionevolmente nel limite della massima perdita di carico fissata inizialmente per il collettore principale:  $0,20 \text{ m c.a.} = 200 \text{ mm c.a.}$

La potenza  $P_{compr}$  richiesta dal compressore si può calcolare in funzione delle variabili termodinamiche del fluido aria, durante la sua espansione approssimabile come adiabatica:

$$P_{compr} = \frac{0,02 \times Q_{aria} \times R}{8,41 \times \eta_{compr}} \times \left[ \left( \frac{P_{rest}}{P_{prel}} \right)^{0,283} - 1 \right] \times T_{prel}$$

dove:

- $P_{compr}$  è la potenza richiesta dal compressore ( $\text{kW}$ );
- $Q_{aria}$  è la portata d'aria da pompare ( $\text{m}^3/\text{min}$ );
- $R$  è la costante del gas aria ( $8,314 \text{ kJ/moli} \times ^\circ\text{K}$ );
- $T_{prel}$  è la temperatura ( $^\circ\text{K}$ ) dell'aria all'entrata della macchina;
- $\eta_{compr}$  è il rendimento del gruppo motore-compressore, conglobante il rendimento della macchina ( $\eta_{macchina}$  circa  $0,70$ ) e del motore elettrico ( $\eta_{motore}$  circa  $0,90$ );
- $P_{prel}$  è la pressione assoluta dell'aria all'entrata della macchina;
- $P_{rest}$  è la pressione assoluta dell'aria all'uscita della macchina.

La pressione assoluta  $P_{prel}$  in entrata alla macchina è data dalla differenza tra la pressione ambiente  $P_{est}$  (pressione atmosferica) e le perdite di carico attraverso i filtri dell'aria, il silenziatore e la valvola sul circuito di aspirazione.

Si assume sia nota dal Costruttore la perdita di carico complessiva sull'aspirazione attraverso il silenziatore e i filtri  $\Delta H_{filtri+silenz}$  (al massimo dell'intasamento) e attraverso la valvola  $\Delta H_{valvola}$ . Si ipotizza, quindi, un totale:

$$\Delta H_{aspir} = \Delta H_{filtri+silenz} + \Delta H_{valvola} = 0,40 \text{ m c.a.} \approx 0,04 \text{ atm}.$$

Pertanto, la pressione assoluta in entrata alla macchina si calcola:

$$P_{rel} = P_{est} - \Delta H_{aspir} = 1 \text{ atm} - 0,04 \text{ atm} = 0,96 \text{ atm}.$$

La pressione assoluta in uscita dal diffusore del compressore risulta, invece, dalla somma della pressione assoluta dell'aria agli ugelli  $P_{ugelli}$  e della perdita di carico totale  $H$  lungo il collettore principale che collega il compressore all'apparato diffusore. Si può osservare, però, che la perdita totale di carico sul collettore principale è stata computata pari a circa:  $H = 151 \text{ mm c.a.}$  Pertanto, risultando  $H < 200 \text{ mm c.a.}$ , si può utilizzare direttamente il valore cautelativo della pressione assoluta ( $P_{rest} \equiv \Delta p_{ass} = 1,45 \text{ atm}$ ) ipotizzata inizialmente assumendo proprio  $\Delta H_{coll} = 200 \text{ mm c.a.}$ , evitando così di dover valutare  $P_{ugelli}$ . Di conseguenza, la pressione che il compressore restituisce all'aria, subito a valle della sua sezione di uscita, può considerarsi direttamente pari a:  $P_{rest} = P_{ugelli} + \Delta H_{coll} = 1,45 \text{ atm}$ .

Sostituendo i valori numerici, la potenza che deve assorbire il compressore ammonta a:

$$P_{compr} = \frac{0,02 \times (100 \text{ m}^3 / \text{min}) \times (8,314 \text{ kJ} / \text{moli} \times \text{K})}{8,41 \times 0,60} \times \left[ \left( \frac{1,45}{0,96} \right)^{0,283} - 1 \right] \times (273 + 30^\circ \text{C})^\circ \text{K} \approx$$

$$\approx 123,6 \text{ kW}.$$

Pertanto, la potenza da installare è:  $P_{inst} = 1,30 \times P_{compr} = 1,30 \times 123,6 \text{ kW} \approx 161 \text{ kW}$ .

**Osservazioni.** Le perdite di carico nei collettori principali (vedere paragrafo 6.1.3 a pag. 572) sono generalmente dell'ordine dei  $100 \div 200 \text{ mm di c.a.}$ , mentre le perdite attraverso i diffusori e gli ugelli sono dell'ordine dei  $400 \div 500 \text{ mm di c.a.}$  Per quanto riguarda le perdite di carico delle tubazioni (*collettori di adduzione*) che collegano il collettore principale alle tubazioni dei diffusori è opportuno che siano molto contenute (non oltre i  $20 \div 30 \text{ mm di c.a.}$ ), in modo che la pressione dell'aria risulti perfettamente equilibrata nell'alimentazione delle rampe di insufflazione all'interno della vasca. Poiché la temperatura dell'aria nelle vicinanze degli ugelli diffusori è di circa  $40 \div 70^\circ \text{C}$ , sorgono dei problemi di condensazione dell'umidità della massa d'aria convogliata, soprattutto lungo i tratti di tubazioni immersi nella miscela aerata. Durante il flusso dell'aria attraverso tubazioni di diametro costante, la pressione tende a diminuire nel senso della direzione del flusso, in virtù delle perdite di carico. Poiché il fluido pompato è un aeriforme comprimibile, a decrementi di pressione lungo il circuito corrispondono decrementi della densità e, data la costanza della portata massica, un conseguente incremento della velocità media in condotta. Questo effetto viene contrastato, contemporaneamente, da un decremento di temperatura che si accompagna ogniqualvolta c'è una diminuzione di pressione; e il decremento di temperatura, a sua volta, tende ad aumentare la densità del fluido. In ogni caso, la somma di questi due effetti sulla variazio-

ne di densità si estrinseca comunque in una diminuzione complessiva della densità con conseguente aumento della velocità media in condotta lungo la direzione del flusso. Questo fenomeno è imputabile alla cosiddetta “*contropressione di inerzia*” che si innesca tutte le volte che un fluido compressibile transita attraverso dei tubi scambiando calore o reversibilmente dall'esterno o a causa delle sorgenti entropiche costituite dagli attriti interni. Infatti in un condotto a sezione costante, nell'ipotesi di fluido con densità localmente stazionaria, ma variabile in un fissato istante lungo il moto ( $\rho_1 \neq \rho_2$ ), ad un aumento del volume specifico del fluido – che, in assenza di attriti, è conseguenza di apporti di calore dall'esterno (quindi apportati reversibilmente) – corrisponde sempre una diminuzione della pressione nel senso del moto, che si annulla solo quando cessa il moto stesso. Il contrario (aumento di pressione) avviene invece se il fluido aeriforme, durante l'efflusso, subisce un raffreddamento ed il volume specifico va riducendosi. In altre parole, anche in assenza di attriti, l'efflusso di un fluido compressibile soggetto a scambi di calore con l'esterno, in un condotto a sezione costante non può mai essere isobaro e tutt'al più si può limitare a modesti valori la perdita di pressione dimensionando convenientemente i condotti.

È importante osservare che la perdita di carico per contropressioni di inerzia è completamente differente rispetto alla perdita di carico per presenza di attriti. In questo caso, infatti, si tratta di un fenomeno tipicamente inerziale originato dal fatto fisico che, dilatandosi il fluido per apporti di calore scambiati reversibilmente con l'esterno e dovendo mantenere costante la portata in massa, la velocità della corrente tende ad aumentare quando la densità del fluido tende a diminuire lungo la condotta a causa dell'apporto di calore con l'esterno. Anche nel caso reale di presenza degli attriti, il fluido riceve calore per il fenomeno della degradazione interna dell'energia meccanica. Pertanto, la quota parte di energia meccanica degenerata in calore e trasferita al fluido, tende a diminuire la densità del fluido stesso. Per poter mantenere costante la portata in massa, il fluido deve aumentare la sua velocità media sulla sezione lungo il verso del moto. Questa differenza di pressione che si crea tra due sezioni del flusso viene compensata dalla forza di inerzia agente sulla massa fluida compresa tra le due sezioni. Da qui il nome di contropressione di inerzia. In generale, nel caso di fluido comprimibile all'interno di un condotto a sezione costante, in presenza di attriti, coesistono evidentemente sia le contropressioni di inerzia per apporto di calore reversibile dall'esterno, sia le contropressioni di inerzia per apporti di calore internamente per l'inesco del lavoro dissipativo degli attriti in seno alla massa fluida<sup>(†)</sup>.

---

<sup>(†)</sup> Per maggiori dettagli sulle contropressioni di inerzia nei condotti, consultare i seguenti testi: “*Introduzione allo studio delle Macchine a fluido*”, “*Compressori ed Espansori volumetrici*” e “*Turbomacchine*”; ACTON; CAPUTO.

Inoltre, ulteriori notizie utili si possono reperire sui testi: “*Turbine*” di GIOVANNI MOLINARI; e “*Turbomacchine*” G.A. PIGNONE; V.R. VERCELLI.

**ESEMPIO 2.35**

Si deve convogliare una portata di aria di  $Q_{\text{aria}} = 2000 \text{ m}^3/\text{h}$ , per l'aerazione di un impianto a fanghi attivi, in una vasca con battente idrico  $h_L = 4,0 \text{ m}$ . Si prevede una tubazione della lunghezza di  $L = 250 \text{ m}$  in acciaio trafilato ed in servizio corrente ( $\varepsilon = 0,4 \text{ mm}$ ). Lungo la tubazione  $L$  di mandata sono disposti i seguenti dispositivi:

- 5 raccordi ad “elle” (fattore di resistenza  $C_R = 0,33$ );
- 1 valvola di sicurezza (fattore di resistenza  $C_R = 0,25$ );
- 1 valvola di ritegno (fattore di resistenza  $C_R = 2,00$ );

La tubazione di aspirazione è provvista dei seguenti dispositivi:

- silenziatori (perdita di carico  $\Delta H_{\text{silenz}} = 0,10 \text{ m c.a.}$ );
- filtri (perdita di carico al massimo dell'intasamento consentito:  $\Delta H_{\text{filtri}} = 0,60 \text{ m c.a.}$ );
- valvola (perdita di carico:  $\Delta H_{\text{valvola}} = 0,30 \text{ m c.a.}$ ).

Sapendo che la massima temperatura ambientale esterna è di  $T_{\text{amb}} = 30^\circ\text{C}$  alla pressione atmosferica  $P_{\text{amb}} = 1 \text{ atm}$ , calcolare:

- il diametro commerciale  $D$  della tubazione affinché la velocità media del flusso d'aria sia dell'ordine dei  $15 \text{ m/s}$  (compresi gli effetti delle contropressioni di inerzia);
- la temperatura media prevedibile dell'aria insufflata nella vasca di ossidazione  $T_{\text{diff}}$ ;
- le perdite di carico complessive  $\Delta H$  lungo la tubazione di mandata  $L$  collegante la sezione di uscita del compressore con l'apparato diffusore;
- la potenza da installare per la compressione.

**Soluzione.** Per calcolare la potenza da installare per la compressione è necessario valutare la prevalenza manometrica sulle sezioni di entrata e di uscita del compressore. Si devono, quindi, valutare le pressioni che il fluido aria deve avere nelle due sezioni di controllo della macchina.

Considerando trascurabile, agli effetti delle perdite di carico distribuite, la lunghezza della tubazione di aspirazione, le perdite di carico prevedibili in aspirazione sono le seguenti:

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{aspiraz}} &= \Delta H_{\text{silenz}} + \Delta H_{\text{filtri}} + \Delta H_{\text{valvola}} = 0,10 \text{ m c.a.} + 0,60 \text{ m c.a.} + 0,30 \text{ m c.a.} \\ &= 1,0 \text{ m c.a.} = \\ &= (1,0 \text{ m c.a.}) / (10,33 \text{ m c.a./atm}) \approx \\ &\approx 0,1 \text{ atm.}\end{aligned}$$

Pertanto, la pressione assoluta dell'aria all'ingresso del distributore del corpo macchina

(pressione di prelievo  $P_{prel}$ ) risulta pari a:

$$P_{prel} = P_{amb} - \Delta H_{aspiraz} = 1 \text{ atm} - 0,1 \text{ atm} = 0,90 \text{ atm}.$$

Per poter, invece, valutare la pressione assoluta necessaria all'aria nella sezione di uscita al compressore si può utilizzare l'equazione del moto permanente dei fluidi viscosi con densità variabile, nell'ipotesi di moto stazionario e praticamente isoterma a valle della compressione:

$$P_{rest}^2 - P_L^2 = \left( \frac{P_0}{\rho_0} \right)_{aria \ T=K} \times \frac{Q_{M \text{ aria}}^2}{\Omega^2} \times \left( \frac{\lambda}{D} L_{virt} + 2 \cdot \ln \frac{P_L}{P_{rest}} \right),$$

dove:

- $P_{rest}$  è la pressione assoluta dell'aria immediatamente all'uscita del compressore, in termini di  $N/m^2$  (*Newton su metro quadro*);
- $P_L$  è la pressione assoluta ( $N/m^2$ ) che il fluido aria deve possedere sulla sezione immediatamente prima dell'uscita dagli ugelli diffusori, nella miscela aerata;
- $Q_{M \text{ aria}}$  è la massa d'aria pompata al secondo dentro la vasca di aerazione, espressa in termini di  $kg_{aria}/s$ ;
- $\Omega$  è la sezione utile della tubazione principale trasversalmente al flusso medio ( $m^2$ );
- $D$  è il diametro interno scelto per la tubazione ( $m$ );
- $L_{virt}$  è la lunghezza virtuale della tubazione di mandata ( $m$ );
- $\lambda$  è il coefficiente (adimensionale) di resistenza (dell'equazione di PRANDTL-NIKURADSE);
- $(\rho_0/\rho_0)_{aria \ T=K}$  è il rapporto fra un valore della pressione di riferimento  $p_0$  e la densità dell'aria  $\rho_0$  alla pressione  $p_0$  ed alla temperatura costante  $T \approx T_{rest}$  prevista per l'aria nel suo moto all'interno della tubazione  $L_{virt}$ ;

L'impiego della suddetta equazione implica la valutazione di alcune grandezze fondamentali. Si incomincia con lo stabilire la temperatura di restituzione  $T_{rest}$  dell'aria nella sezione di scarico del compressore.

Ipotizzando, quindi, per il compressore una massima temperatura di restituzione non superiore agli  $80^\circ C \rightarrow (273 + 80^\circ C) = 353^\circ K = T_{rest}$ , si può risalire al valore del rapporto  $(\rho_0/\rho_0)_{aria \ T=K}$  relativo alla temperatura di  $T_{rest} = 353^\circ K$ .

Infatti, dai valori delle proprietà fisiche dell'aria secca per temperature attorno a  $80^\circ C$ , tramite interpolazione lineare, si ottiene:

$$\begin{aligned} \rho_0 (80^\circ C) &\approx 1,005 \text{ kg}/m^3 \text{ (valore estrapolato);} \\ \rho_0 = p_{atm} &\approx 1,013 \times 10^5 \text{ N}/m^2; \text{ (valore arrotondato);} \\ \mu_0 (80^\circ C) &\approx 2,088 \times 10^{-5} \text{ N} \times s/m^2 \text{ (valore estrapolato).} \end{aligned}$$

Pertanto, ricordando la definizione di viscosità cinematica si ottiene:

$$\begin{aligned} \nu_o (80^\circ\text{C}) &= \mu_o (80^\circ\text{C}) / \rho_o (80^\circ\text{C}) = (2,088 \times 10^{-5} \text{ N} \times \text{s}/\text{m}^2) / (1,005 \text{ kg}/\text{m}^3) = \\ &= 2,08 \times 10^{-5} \text{ N} \times \text{s}/\text{m}^2. \end{aligned}$$

Inoltre, si ottiene:

$$\begin{aligned} (\rho_o / \rho_o)_{\text{aria } 353^\circ\text{K}} &= (1,013 \times 10^5 \text{ N}/\text{m}^2) / (1,005 \text{ kg}/\text{m}^3) = 1,008 \times 10^5 \text{ Nm}/\text{kg} = \\ &= 1,008 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{s}^2; \end{aligned}$$

dove, nel passaggio da "Nm/kg" a "m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>", si è tenuto conto della nota definizione di *forza* come prodotto della *massa* per l'*accelerazione*: [N] = [kg] × [m/s<sup>2</sup>].

La portata necessaria di aria da pompare è:  $Q_{\text{aria}} = 2000 \text{ m}^3/\text{h}$ . Ogni metro cubo di aria alla temperatura di 80°C contiene circa:

$$\rho_o (80^\circ\text{C}) = 1,005 \text{ kg}/\text{m}^3,$$

quindi, la portata d'aria (in termini di chilogrammi al secondo) si calcola:

$$\begin{aligned} Q_{M \text{ aria}} &= Q_{\text{aria}} \times \rho_o (80^\circ\text{C}) = (2000 \text{ m}^3/\text{h}) \times (1,005 \text{ kg}/\text{m}^3) = 2010 \text{ kg aria}/\text{h} = \\ &= (2010 \text{ kg aria}/\text{h}) / (3600 \text{ s}/\text{h}) \approx \\ &\approx 0,56 \text{ kg aria}/\text{s}. \end{aligned}$$

A questo punto, conviene scegliere il diametro commerciale per far transitare la portata d'aria con una velocità media in condotta di circa  $v = 15 \text{ m}/\text{s}$ . La portata da convogliare è di  $Q_{\text{aria}} = 2000 \text{ m}^3/\text{h} = [2000 / (60 \times 60)] \text{ m}^3/\text{s} \approx 0,56 \text{ m}^3/\text{s}$ . Indicando con  $v$  la velocità media del flusso in condotta, la costanza della portata implica che si possa scrivere:

$$v \times (\pi/4) \times D^2 = 0,56 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Ovvero, esplicitando in funzione del diametro interno  $D$  della tubazione, si calcola:

$$D = \sqrt{\frac{Q_{\text{aria}} \times 4}{\pi \times v}} = \sqrt{\frac{(0,56 \text{ m}^3/\text{s}) \times 4}{3,14 \times (15 \text{ m}/\text{s})}} \approx 0,22 \text{ m}.$$

Si prevede di utilizzare una tubazione di acciaio trafilato del diametro interno immediatamente superiore al valore calcolato. Ad esempio, si scelga un  $\phi 250 (0,25 \text{ m})$ . La velocità effettiva  $v_{\text{eff}}$  in condotta sarà quindi:

$$v_{\text{eff}} = (4/\pi) \times (0,56 \text{ m}^3/\text{s}) / (0,25 \text{ m})^2 \approx 11,41 \text{ m/s.}$$

La velocità si ritiene accettabile, considerando anche gli effetti delle contropressioni di inerzia che, come noto, tendono ad accelerare il flusso lungo la tubazione (vedere esempio precedente).

Noto il diametro interno effettivo della tubazione, si può procedere al calcolo della *scabrezza relativa* (adimensionale):

$$e_r = \varepsilon/D = (0,4 \text{ mm}) / (250 \text{ mm}) = 0,0016$$

e al calcolo della sezione effettiva  $\Omega$  trasversalmente al flusso nella tubazione commerciale di diametro  $D = 250 \text{ mm}$  ( $0,25 \text{ m}$ ):

$$\Omega = \pi \times D^2/4 = 3,14 \times (0,25 \text{ m})^2/4 = 0,049 \text{ m}^2.$$

A questo punto, si deve calcolare il *numero di Reynolds*  $Re$ , definito come:

$$Re = \frac{Q_{M \text{ aria}} \times D}{\nu \times \Omega} = \frac{(0,56 \text{ kg/s}) \times (0,25 \text{ m})}{(2,08 \times 10^{-5} \text{ N} \times \text{s} / \text{m}^2) \times (0,049 \text{ m}^2)} \approx 0,14 \times 10^6.$$

Il moto risulta assolutamente turbolento (perché  $Re > 2500$ ). Di conseguenza, si può sfruttare la relazione per il calcolo del coefficiente  $\lambda$  di resistenza utilizzando un'espressione valida per moto assolutamente turbolento in condotti scabri con scabrezza relativa  $\varepsilon/D$ :

$$\lambda = \left[ 2,0 \times \log \left( \frac{3,71}{\varepsilon/D} \right) \right]^2 = \left[ 2,0 \times \log \left( \frac{3,71}{0,0016} \right) \right]^2 \approx 0,0221.$$

A questo punto, non rimane che calcolare la lunghezza virtuale della tubazione principale. Pertanto, come è stato fatto nell'esempio precedente, si scriverà:

$$1) \text{ 5 raccordi ad "elle": } L_1 = 55,4 \times 5 \times C_{R1} \times D^{1,2} = 55,4 \times 5 \times 0,33 \times D^{1,2} = \\ = 55,4 \times 5 \times 0,33 \times (0,25)^{1,2} \approx 18 \text{ m};$$

$$2) \text{ 1 valvola di sicurezza: } L_1 = 55,4 \times 1 \times C_{R2} \times D^{1,2} = 55,4 \times 1 \times 0,25 \times D^{1,2} = \\ = 55,4 \times 1 \times 0,25 \times (0,25)^{1,2} \approx 5 \text{ m};$$

$$3) \text{ 1 valvola di ritegno: } L_3 = 55,4 \times 1 \times C_{R3} \times D^{1,2} = 55,4 \times 1 \times 2,00 \times D^{1,2} = \\ = 55,4 \times 1 \times 2,00 \times (0,25)^{1,2} \approx 35 \text{ m};$$

L'aumento  $\Delta L$  di tubazione di diametro  $D$ , dovuta alle valvole e agli accessori presenti nel circuito, ammonta a:

$$\Delta L = L_1 + L_2 + L_3 = 18 \text{ m} + 5 \text{ m} + 35 \text{ m} = 57 \text{ m} \approx 60 \text{ m (arrotondato)}.$$

Pertanto, la lunghezza virtuale della tubazione del collettore principale dell'aria compressa, a valle del compressore fino all'apparato dei diffusori, è pari alla somma  $\Delta L + L$ :

$$L_{virt} = \Delta L + L = 60 \text{ m} + 250 \text{ m} = 310 \text{ m}.$$

Ultima cosa da calcolare è la pressione assoluta  $P_L$  che il fluido aria deve possedere immediatamente prima della sezione di uscita dagli ugelli diffusori, nella miscela aerata. A questo proposito, va considerato il battente idrico gravante sugli ugelli diffusori ( $h_L = 4,0 \text{ m}$ ) e la massima perdita di carico al passaggio dell'aria attraverso gli ugelli stessi. Ipotizzando, quindi, che la perdita di carico concentrata sugli ugelli (al massimo del loro intasamento consentito) sia un dato noto dal Costruttore e pari, ad esempio, a  $\Delta H_{diff} = 0,60 \text{ m c.a.}$ , la pressione assoluta  $P_L$  che l'aria deve avere immediatamente prima della sezione di uscita dagli ugelli nella miscela aerata è:

$$P_L = P_{amb} + h_L + \Delta H_{diff} = \\ = 1 \text{ atm} + (4,0 \text{ m}) / (10,33 \text{ m c.a./atm}) + (0,60 \text{ m c.a.}) / (10,33 \text{ m c.a./atm}) \approx \\ \approx 1 \text{ atm} + 0,39 \text{ atm} + 0,06 \text{ atm} = 1,45 \text{ atm} = \\ = 1,45 \text{ atm} \approx 1,47 \times 10^5 \text{ N/m}^2; \text{ (essendo } 1 \text{ atm} \approx 1,013 \text{ N/m}^2).$$

A questo punto, si hanno tutti gli elementi necessari per calcolare la pressione (assoluta) che il compressore deve fornire alla massa di aria compressa all'uscita della macchina:

$$P_{rest}^2 - P_L^2 = \left( \frac{P_0}{\rho_0} \right)_{aria \ T^{\circ}K} \times \frac{Q_{M,aria}^2}{\Omega^2} \times \left( \frac{\lambda}{D} L_{virt} + 2 \cdot \ln \frac{P_L}{P_{rest}} \right).$$

$$P_{rest}^2 - (1,47 \times 10^5 \text{ N/m}^2)^2 = \\ = (1,008 \times 10^5 \text{ m}^2 / \text{s}^2) \times \frac{(0,56 \text{ kg/s})^2}{(0,049 \text{ m})^2} \times \left( \frac{0,0221}{(0,25 \text{ m})} \cdot (310 \text{ m}) + 2 \cdot \ln \frac{(1,45 \text{ atm})}{P_{rest}} \right).$$

Trascurando, in prima approssimazione, il termine logaritmico si ottiene:

$$P_{rest}^2 \approx (1,47 \times 10^5 \text{ N} / \text{m}^2)^2 + (1,008 \times 10^5 \text{ m}^2 / \text{s}^2) \times \frac{(0,56 \text{ kg} / \text{s})^2}{(0,049 \text{ m})^2} \times \left( \frac{(0,0221)}{(0,25 \text{ m})} \cdot (310 \text{ m}) \right).$$

$$P_{rest}^2 \approx (1,47 \times 10^5 \text{ N} / \text{m}^2)^2 + (0,036 \times 10^{10} \text{ N}^2 / \text{m}^4) = 2,20 \times 10^{10} \text{ N}^2 / \text{m}^4$$

da cui si ricava:

$$P_{rest} \approx \sqrt{2,20 \times 10^{10} \text{ N}^2 / \text{m}^4} \approx 1,48 \times 10^5 \text{ N} / \text{m}^2.$$

Per tenere conto del termine logaritmico converrebbe assumere per  $P_{rest}$  un valore leggermente inferiore a quello calcolato con il calcolo precedente, ad esempio:

$$P_{rest} = 1,40 \times 10^{-5} \text{ N} / \text{m}^2$$

e sostituirlo nel termine logaritmico (adimensionale) che si era all'inizio trascurato:

$$2 \cdot \ln \frac{P_L}{P_{rest}} = 2 \cdot \ln \frac{(1,47 \times 10^5 \text{ N} / \text{m}^2)}{(1,40 \times 10^5 \text{ N} / \text{m}^2)} \approx 0,097.$$

Sostituendo nell'equazione del moto isoterma dell'aeriforme anche il termine logaritmico si ottiene un valore pressoché uguale a quello calcolato precedentemente. Pertanto, il valore della pressione assoluta dell'aria all'uscita della compressione risulta essere:

$$\begin{aligned} P_{rest} &= 1,48 \times 10^{-5} \text{ N} / \text{m}^2 = \\ &= (1,48 \times 10^{-5} \text{ N} / \text{m}^2) / (1,013 \times 10^{-5} \text{ (N} / \text{m}^2) / \text{atm}) = \\ &= 1,46 \text{ atm}. \end{aligned}$$

Durante la compressione, l'aria segue con buona approssimazione un'evoluzione adiabatica. Pertanto, la sua temperatura all'incipiente sbocco dagli ugelli  $T_{ugelli}$  nella miscela aerata (*temperatura dell'aria immessa nella miscela aerata*) può calcolarsi, tenendo conto delle condizioni termodinamiche dell'aria agli estremi delle sezioni di ingresso e di uscita dalla macchina, ponendo approssimativamente  $T_{ugelli} \approx T_{rest}$ :

$$T_{rest} = T_{prel} \times \left( \frac{P_{rest}}{P_{prel}} \right)^{0,283} = (273 + 30^\circ\text{C})^\circ\text{K} \times \left( \frac{1,46 \text{ atm}}{0,90 \text{ atm}} \right)^{0,283} \approx 347,5^\circ\text{K}$$

quindi, pari a  $T_{ugelli} \approx T_{rest} = (347,5^\circ\text{K} - 273) \approx 75^\circ\text{C}$ .

A questo punto, i parametri di progetto per il calcolo della potenza che deve assorbire il compressore si calcola mediante la relazione:

$$P_{compr} = \frac{0,02 \times Q_{aria} \times R}{8,41 \times \eta_{compr}} \times \left[ \left( \frac{P_{rest}}{P_{prel}} \right)^{0,283} - 1 \right] \times T_{prel}$$

dove:

- $P_{compr}$  è la potenza richiesta dal compressore ( $kW$ );
- $Q_{aria}$  è la portata d'aria da pompare ( $m^3/min$ );
- $R$  è la costante del gas aria ( $8,314 \text{ kJ/moli} \times ^\circ\text{K}$ );
- $T_{prel}$  è la temperatura ( $^\circ\text{K}$ ) dell'aria all'entrata della macchina;
- $\eta_{compr}$  è il rendimento del gruppo motore-compressore, conglobante il rendimento della macchina ( $\eta_{macchina}$  circa  $0,70$ ) e del motore elettrico ( $\eta_{motore}$  circa  $0,90$ );
- $P_{prel}$  è la pressione assoluta dell'aria all'entrata della macchina;
- $P_{rest}$  è la pressione assoluta dell'aria all'uscita della macchina.

La portata d'aria in termini di  $m^3/min$  si calcola:

$$\begin{aligned} Q_{aria} &= 2000 \text{ m}^3/\text{h} = \\ &= (2000 \text{ m}^3/\text{h}) / (60 \text{ min/h}) = 33,33 \text{ m}^3/\text{min}. \end{aligned}$$

Sostituendo i valori numerici e assumendo  $\eta_{compr} = 0,60$ , si trova che:

$$\begin{aligned} P_{compr} &= \\ &= \frac{0,02 \times (33,33 \text{ m}^3/\text{min}) \times (8,314 \text{ kJ/moli} \times ^\circ\text{K})}{8,41 \times 0,60} \times \left[ \left( \frac{1,46 \text{ atm}}{0,90 \text{ atm}} \right)^{0,283} - 1 \right] \times (273 + 30^\circ\text{C})^\circ\text{K} \approx \\ &\approx 48,83 \text{ kW}. \end{aligned}$$

Pertanto, la potenza da installare è:  $P_{inst} = 1,30 \times P_{compr} = 1,30 \times 48,83 \text{ kW} \approx 63,5 \text{ kW}$ .

La perdita di carico totale nella sola tubazione principale  $\phi 250$  risulta:

$$\begin{aligned}\Delta H_L &= P_{rest} - P_L = 1,46 \text{ atm} - 1,45 \text{ atm} = 0,01 \text{ atm} = \\ &= (0,01 \text{ atm}) \times (10,33 \text{ m c.a./atm}) = 0,10 \text{ m c.a.} = \\ &= (0,10 \text{ m c.a.}) = 10 \text{ cm c.a.} = 100 \text{ mm c.a.}\end{aligned}$$

dove con  $P_L$  si era indicata la pressione assoluta che il fluido aria deve possedere immediatamente prima della sezione di sbocco dagli ugelli, nella miscela aerata sotto il battente idrico  $h_L = 4,0 \text{ m}$ :

$$P_L = P_{amb} + h_L + \Delta H_{diff}$$

Tenendo conto delle perdite di carico concentrate in uscita dagli ugelli diffusori:

$$\Delta H_{diff} = 0,60 \text{ m c.a. (massimo intasamento consentito),}$$

la perdita totale a valle del compressore fino all'uscita dai diffusori è:

$$\begin{aligned}\Delta H_{tot L} &= \Delta H_L + \Delta H_{diff} = 0,10 \text{ m c.a.} + 0,60 \text{ m c.a.} = 0,70 \text{ m c.a.} = \\ &= (0,70 \text{ m c.a.}) / (10,33 \text{ m c.a./atm}) \approx \\ &\approx 0,07 \text{ atm.}\end{aligned}$$

Ancora più semplicemente, si poteva direttamente calcolare:

$$\begin{aligned}\Delta H_{tot L} &= (P_{rest} - P_{amb}) - h_L = (1,46 \text{ atm} - 1 \text{ atm}) - [4,0 \text{ m}] / (10,33 \text{ m c.a./atm}) \approx \\ &\approx 0,46 \text{ atm} - 0,39 \text{ atm} = \\ &= 0,07 \text{ atm.}\end{aligned}$$

**Osservazioni.** La formula utilizzata per il calcolo della pressione di restituzione  $P_{rest}$  richiede come parametro fondamentale in entrata la pressione assoluta  $P_L$  che il fluido aria deve avere ad incipiente sbocco dagli ugelli diffusori. Questa pressione assoluta si calcola avendo note le perdite di carico attraverso gli ugelli stessi (è un dato che il Costruttore deve fornire), il battente idrico della miscela aerata sugli ugelli.

La formula in questione è ricavata imponendo un moto stazionario ad un fluido aeriforme compressibile, con evoluzione isoterma nel circuito a valle del compressore.

All'interno del compressore invece, il fluido viene compresso e la sua evoluzione termodinamica tra le due sezioni di entrata e uscita dalla macchina operatrice è ipotizzata adiabatica. Questo significa, come noto dalla teoria delle Macchine a fluido, che l'equazione dell'energia che governa l'evoluzione del fluido agli estremi della macchina si riduce alla

forma:  $\Delta i = L_{est}$ . Questa legge afferma che il fluido deve variare la sua energia entalpica  $i$  (essenzialmente energia di pressione) grazie alla somministrazione di energia meccanica (sotto forma di lavoro  $L_{est}$  trasmesso dalle giranti della macchina al fluido).

Nei calcoli si è supposto, inoltre, che le sezioni di entrata e uscita dalla macchina abbiano la medesima sezione. Pertanto, nel calcolare la prevalenza si può fare riferimento direttamente alla prevalenza manometrica esistente tra le due suddette sezioni (la formula utilizzata per il calcolo della potenza del motore considera, sostanzialmente, la differenza tra le pressioni di restituzione e di prelievo).

**Nota.** In linea di massima, quando interessi solo una stima abbastanza sommaria della potenza da installare per la compressione, evitando calcoli troppo laboriosi basta assumere questi valori di riferimento, abbastanza cautelativi:

$$P_{rest} = 1,50 \div 1,55 \text{ atm};$$

$$P_{prel} = 0,90 \div 0,95 \text{ atm};$$

quindi, con rapporti di compressione  $P_{rest}/P_{prel}$  massimi di circa  $1,6 \div 1,7$ .

Pertanto, considerando una temperatura di prelievo di circa  $T = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$ , il valore di riferimento della potenza assorbita per la compressione può essere valutata, grosso modo, direttamente impiegando questa espressione:

$$P_{compr} = \frac{0,02 \times (Q_{aria} \text{ m}^3 / \text{min}) \times (8,314 \text{ kJ} / \text{moli} \times ^\circ\text{K})}{8,41 \times 0,60} \times \left[ (1,6)^{0,283} - 1 \right] \times (303)^\circ\text{K}$$

dove l'unico dato in input è il valore della portata di aria ( $\text{m}^3/\text{min}$ ) che si deve pompare in vasca di aerazione.

La relativa potenza da installare si valuta come:

$$P_{inst} = 1,30 \times P_{compr}$$

È importante tenere presente, nella scelta delle macchine operatrici, che un compressore è in grado di produrre – ad esempio a mandata chiusa  $Q = 0$  – una prevalenza che risulta la stessa per qualsiasi tipo di fluido pompato.

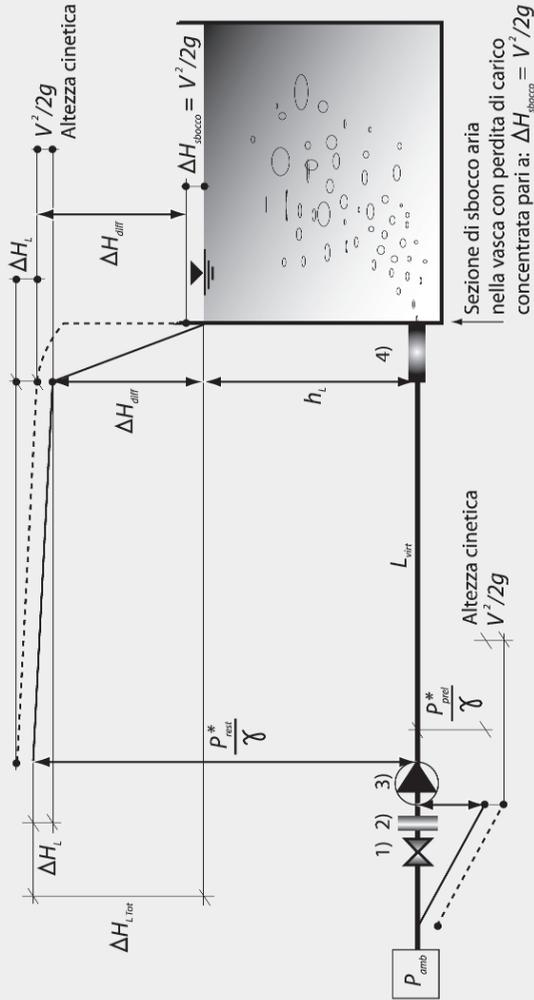
Quindi, fluidi differenti dotati di densità differenti, se sottoposti alla medesima prevalenza, registreranno valori differenti di pressione a seconda del tipo di fluido pompato.

### Diagramma dei carichi totali e delle pressioni Pressioni al netto della pressione atmosferica \*

**NOTA:** sulla condotta di mandata i raccordi e il valvolame sono stati trasformati in tratti ulteriori di condotta ( $L_{ext}$ ). Sulla condotta di aspirazione non si è voluto sottolineare sull'andamento della linea dei carichi nella valvola e nei filtri.

- 1) valvola sull'aspirazione
- 2) filtri e silenziatori
- 3) compressore
- 4) apparato d'insufflazione

----- Linea dei carichi totali  
 ——— Linea delle pressioni



**Figura 2.35.1** – Schema di un impianto di compressione dell'aria all'interno della vasca di aerazione. Le pressioni di prelievo e di restituzione sono espresse in termini di pressioni relative. L'apparato d'insufflazione accelera la portata d'aria immettendola nella fase liquida.

## CAPITOLO III

### Trattamenti meccanici: grigliatura, dissabbiatura e disoleatura

#### **3.1 IL TRATTAMENTO DI GRIGLIATURA**

##### **3.1.1 PREMESSA**

In tutti i liquami in arrivo agli impianti di depurazione sono sempre presenti, in sospensione nella fase liquida, corpi grossolani di vario genere, quali: carte, frammenti di legno, materiali plastici, materiali filamentosi, vetro, ecc. È, pertanto, necessario provvedere ad un loro allontanamento per evitare, non solo, eventuali intasamenti e guasti nelle tubazioni e nei vari macchinari presenti nell'impianto, ma anche e soprattutto, per prevenire l'insozzamento e il deterioramento estetico dei corpi d'acqua ricettori.

La grigliatura è, quindi, uno dei pretrattamenti meccanici cui viene sottoposto un liquame per poter allontanare i corpi voluminosi presenti in seno ad esso. Essa viene effettuata in un comparto a flusso orizzontale, di muratura di mattoni pieni o in calcestruzzo armato, all'interno del quale viene posta una griglia metallica di opportuna forma.

La grigliatura può anche essere attuata in due tempi successivi: una prima grigliatura grossolana, avente lo scopo di intercettare i corpi maggiormente voluminosi, e un'ultima grigliatura fine, per intercettare le parti solide di minori dimensioni.

La grigliatura grossolana viene, di regola, utilizzata in tutti i pretrattamenti e risulta veramente indispensabile quando i canali di adduzione dei liquami grezzi all'impianto presentano tratti scoperti; essendo questi ultimi suscettibili di ricevere corpi anche molto voluminosi.

### 3.1.2 GEOMETRIA DELLE GRIGLIE UTILIZZATE IN DEPURAZIONE

Le griglie utilizzate negli impianti di depurazione possono essere orizzontali, quindi piane, o verticali di forma diritta o curva. Ogni tipo di griglia si distingue in base alla distanza fra le barre che determinano l'entità della spaziatura. Pertanto, a seconda dello spazio esistente tra una barra di acciaio e l'altra, è possibile distinguere griglie:

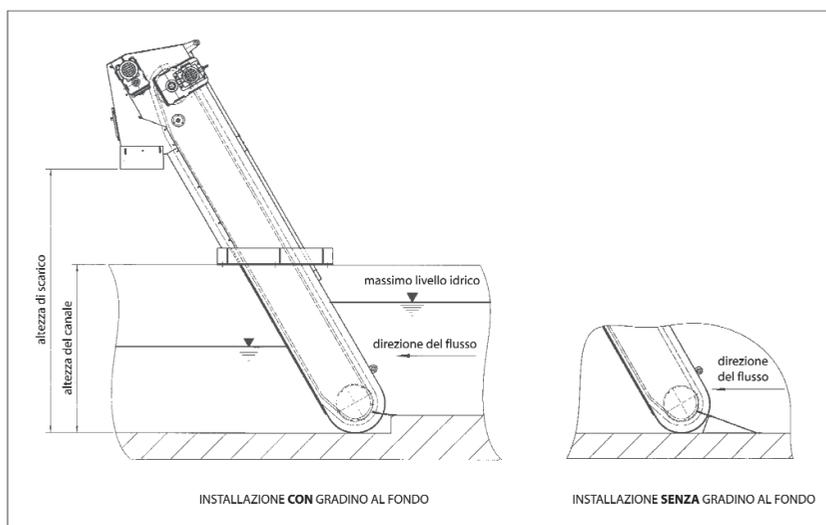
- *grossolane*, se lo spazio tra due barre successive è compreso tra  $4 \div 10$  cm;
- *medie*, se lo spazio tra due barre successive è compreso tra  $2 \div 4$  cm;
- *sottili*, se lo spazio tra due barre successive è compreso tra  $1 \div 2$  cm;
- *fini*, se lo spazio tra due barre successive è compreso tra  $0,2 \div 0,5$  cm.

Le griglie fini (interspazi compresi tra  $0,2 \div 0,5$  cm) risultano utili in alcuni impianti di trattamento privi di sedimentazione primaria (impianti a fanghi attivi e filtri percolatori di tipo particolare) oppure in sistemi di scarico a mare per i quali non sia prevista la sedimentazione primaria. Quando è presente una sedimentazione primaria, l'utilizzo di griglie sottili può essere sufficiente; in quanto, quei materiali che sfuggono alla grigliatura sono agevolmente allontanati nella fase di sedimentazione. L'allontanamento dei corpi solidi per grigliatura richiede una periodica manutenzione dello sgrigliatore; con una manutenzione



**Figura 3.1** – Schema di sezione d'impianto per la grigliatura: griglia immersa nel canale di adduzione del refluo.

Fonte: "Brochure Huber Perforated Plate Screen EscaMax".



**Figura 3.2** – Esempio di griglia con selezione ed estrazione del materiale grigliato automatizzata.

che può attuarsi in modo:

- *manuale* (figura 3.3);
- *meccanico* (figure 3.1 e 3.2).

Se la pulizia delle griglie non viene effettuata con adeguata frequenza, il materiale accumulato tende a provocare particolari rigurgiti idraulici sul canale di adduzione. Come conseguenza, non appena il materiale viene tolto, si producono delle elevate punte di portata, a valle nell'impianto, che possono provocare grossi inconvenienti nelle sezioni impiantistiche successive. La quantità giornaliera di materiale grigliato aumenta, ovviamente, in maniera proporzionale al diminuire della spaziatura tra una barra e la successiva. Il materiale che si accumula sulle griglie deve essere rimosso tramite dei rastrelli che consentano il sollevamento e l'accumulo, in apposita vaschetta, del materiale grigliato. Dopo lo sgocciolamento, le parti secche vengono stoccate entro appositi bidoni e allontanate come rifiuto solido. Nel caso di acque reflue civili, lo smaltimento della parte solida intercettata può avvenire, per piccoli impianti, in sacchi a perdere come un normale rifiuto solido urbano; invece, per grandi impianti, mediante smaltimento in un impianto di trattamento dei rifiuti solidi urbani, e quindi tramite incenerimento. Nei piccoli impianti, la raccolta e l'allontanamento del materiale grigliato è un'operazione eseguita manualmente, per ragioni di economia. Tuttavia, per evitare la manutenzione manuale delle griglie si può ricorrere a sistemi meccanizzati, nei quali un opportuno "pettine" di acciaio, solidale ad

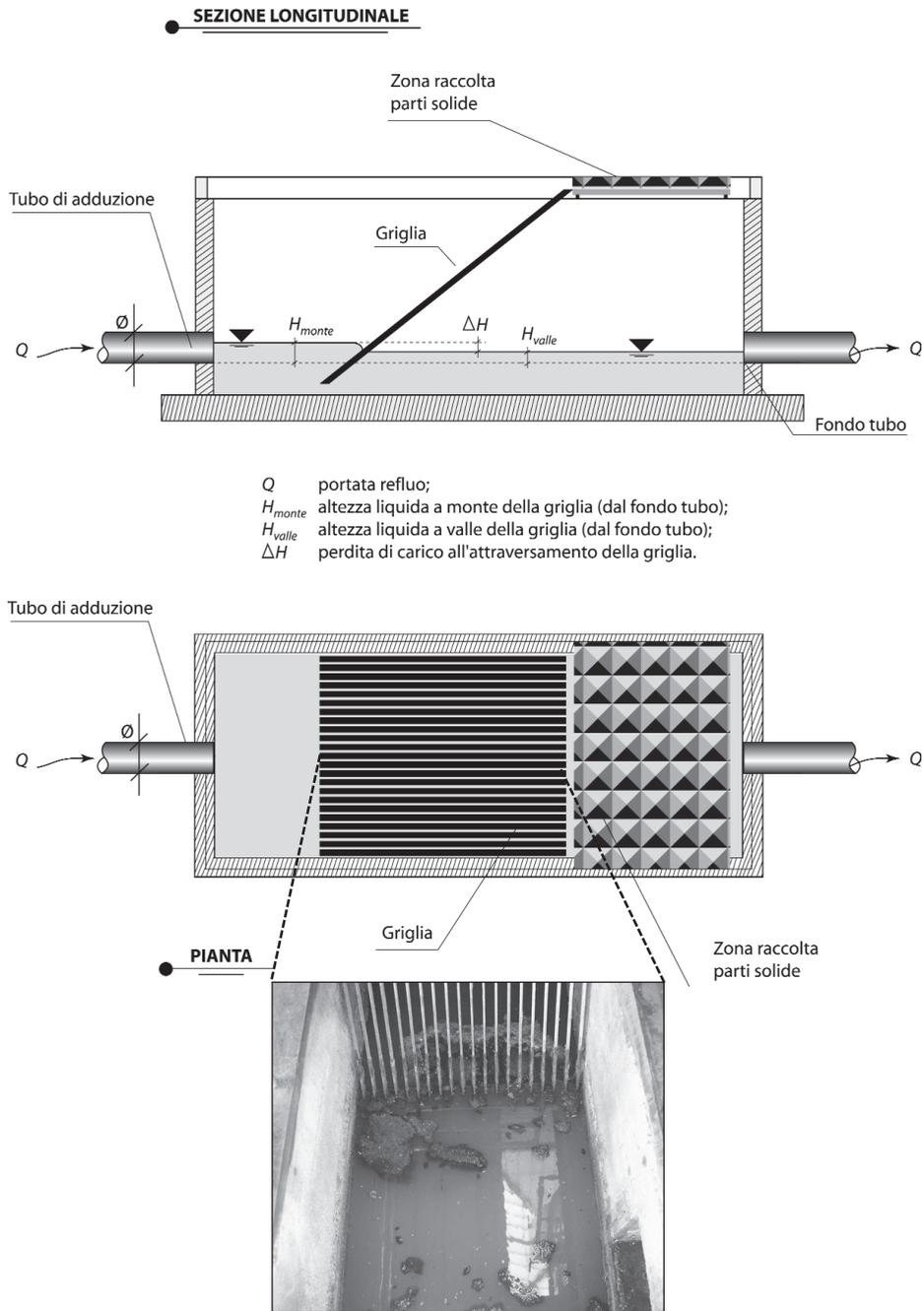


Figura 3.3 – Pianta e sezione longitudinale di una sezione di grigliatura. Particolare della griglia.

un albero collegato ad un motoriduttore ad ingranaggi, ruotando opportunamente, provvede prima a sollevare e poi ad allontanare i materiali grigliati, scaricandoli nella tramoggia per l'allontanamento finale.

### 3.1.3 QUANTITÀ DI MATERIALE TRATTENUTO IN GRIGLIATURA

Come valutazione del tutto orientativa, alcuni Testi ammettono che il materiale raccolto dalle griglie sia non superiore a  $25 \text{ litri/ab} \times \text{anno}$  e con un abbattimento del  $BOD_5$  di appena qualche percento, quindi trascurabile ai fini del calcolo del rendimento depurativo. Inoltre, il materiale grigliato presenta un peso non superiore ad  $1 \text{ kg/l}$  con un contenuto di acqua, in peso, attorno all'80%.

### 3.1.4 CRITERI DI DIMENSIONAMENTO DELLE GRIGLIE

La sezione di grigliatura consiste in un comparto in asse al canale principale di convogliamento dei liquami (figura 3.3). Tale comparto presenta, immediatamente a monte della griglia, un allargamento  $L_{griglia}$  di circa il  $50\% \div 100\%$  oltre il diametro  $\phi$  del canale principale ( $L_{griglia} = 1,5 \div 2,0 \times \phi$ ), in modo che la velocità media del flusso del liquame attraverso le barre della griglia non inneschi eccessiva turbolenza che potrebbe impedire il regolare deposito dei materiali che devono essere intercettati dalle griglie stesse. Infatti, è necessario disporre la griglia non immediatamente a valle di zone in cui si abbia dissipazione di energia idraulica e turbolenza del liquame, in quanto ciò sarebbe causa di scarsa efficienza della grigliatura, con un aumento sensibile di materiale solido non trattenuto. È, infatti, evidente che la cattura di materiale solido da parte della griglia è un fatto "statistico": la grigliatura risulta inefficiente quando il materiale, che presenti dimensione minore dello spazio fra le barre, arriva alla griglia in posizione tale che le barre non creino ostacolo; chiaramente, la turbolenza aumenta la probabilità di passaggio di ogni singolo elemento di materiale attraverso le barre. Il canale di adduzione (canale principale) alla griglia deve essere rettilineo per un tratto sufficiente a garantire un deflusso del refluo il più possibile distribuito uniformemente su tutta la larghezza della griglia. Nel caso di fognature miste, durante l'evento meteorico, è opportuno che la tubazione di adduzione sia dimensionata per convogliare la portata massima mista con velocità medie non inferiori a  $1,8 \text{ m/s}$ , in modo da evitare il deposito di sabbie sul fondo stesso del canale. Mentre, in tempo secco, la tubazione di adduzione deve garantire, per la portata nera  $Q_n$ , una velocità media non inferiore a  $0,30 \text{ m/s}$ , per evitare accumuli di sabbie sul fondo della tubazione. Infatti, le sabbie sedimentano solo per velocità longitudinali al di sotto di  $0,20 \div 0,30 \text{ m/s}$  circa. Il dimensionamento della griglia deve "mitigare" due condizioni opposte:

- massimizzare il rendimento della grigliatura con basse velocità di attraversamento;

- impedire la sedimentazione delle sabbie con sufficientemente alte velocità di deflusso.

Un criterio che porta ad un compromesso è quello di dimensionare la griglia in base alla massima portata prevedibile in arrivo ai trattamenti preliminari, fissando la velocità media di deflusso attraverso gli spazi liberi tra le barre pari al valore  $V_{griglia} = 0,6 \text{ m/s}$  circa. La somma degli spazi  $A_{utile}$  (fig. 3.3) che la griglia cede alle linee di flusso della corrente liquida in movimento che la attraversa si calcola tramite la relazione:

$$A_{utile} = \frac{Q_{max}}{V_{griglia}}. \quad [3.1]$$

Pertanto, la sezione  $S_{griglia}$  del tronco liquido immediatamente a valle e a ridosso della griglia, interessato dalle linee di flusso della corrente, si calcola:

$$S_{griglia} = A_{utile} \times \frac{b+s}{b}, \quad [3.2]$$

dove:

- $b$  è la spaziatura scelta tra una barra e la successiva (10; 20; 30; 40; 50; 60 mm);
- $s$  è lo spessore della singola barra (4; 6; 8; 10; 12; 14 mm).

Fissando la larghezza utile  $L_{griglia}$  del comparto di alloggiamento della griglia pari, ad esempio, a (fig. 3.3):

$$L_{griglia} = 1,7 \times \phi \quad [3.3]$$

dove  $\phi$  è il diametro del canale di adduzione al comparto di grigliatura (fig. 3.3), si può risalire all'altezza del liquame  $H_{valle}$ , a valle della griglia, misurata dal fondo del canale di adduzione:

$$H_{valle} = \frac{S_{griglia}}{L_{griglia}}. \quad [3.4]$$

L'altezza del liquame a monte della griglia si calcola sommando all'altezza  $H_{valle}$  la perdita di carico  $\Delta H$  attraverso le barre della griglia (fig. 3.3):

$$H_{monte} = H_{valle} + \Delta H. \quad [3.5]$$

Per il calcolo della perdita di carico attraverso la griglia si può utilizzare la nota formula di KIRSCHMER:

$$\Delta H = k \times (s/b)^{4/3} \times \text{sen} \alpha \times \frac{V_{griglia}^2}{2g} \times (100/m)^2, \quad [3.6]$$

dove:

- $\Delta H$  è la perdita di carico attraverso la griglia ( $m$ );
- $k$  è il coefficiente di forma della sezione delle barre (vedere più avanti);
- $b$  è la spaziatura tra una barra e la successiva ( $mm$ );
- $s$  è lo spessore (larghezza) della singola barra ( $mm$ );
- $\alpha$  è l'inclinazione ( $^\circ$ ) della griglia rispetto all'orizzontale;
- $m$  è la percentuale (%) di passaggio libera nella sezione trasversale;
- $V_{griglia}$  è la velocità della corrente attraverso gli spazi della griglia ( $m/s$ );
- $g$  è l'accelerazione di gravità ( $9,81 m/s^2$ ).

Il coefficiente di forma della sezione delle barre assume i seguenti valori:

- $k = 2,42$  per sezioni rettangolari a spigoli netti;
- $k = 1,83$  per sezioni rettangolari a spigoli arrotondati a monte;
- $k = 1,79$  per sezioni circolari;
- $k = 1,67$  per sezioni rettangolari a spigoli arrotondati a monte e a valle.

Per evitare che la tubazione di adduzione entri in pressione (sezione piena), occorre che l'altezza del liquame a monte della griglia  $H_{monte}$  sia minore di una certa frazione  $f$  del diametro della tubazione (fig. 3.3):

$$H_{monte} < \phi \times f \quad [3.7]$$

con, generalmente,  $f = 0,5$ . Questa verifica va fatta nei due casi estremi di griglia perfettamente pulita (griglia con  $b$  ed  $s$ ), e griglia con intasamento massimo del 60% (griglia con  $b' = [1 - 0,6] \times b$  ed  $s' = s + [b - b']$ ). Il dimensionamento del canale e della griglia è corretto quando l'equazione 3.7 è verificata sia in condizioni di griglia pulita, sia in prossimità del massimo grado di intasamento consentito (vedere esempio 3.3 a pag. 372).

L'eventuale non verifica in condizioni di griglia al massimo intasamento consentito conferma che dovrà essere previsto un periodico allontanamento del materiale grigliato (tramite una rimozione manuale o automatizzata).

### 3.1.5 CARATTERISTICHE COSTRUTTIVE E TIPOLOGIE DELLE GRIGLIE

**Griglia a tamburo rotante.** L'elemento grigliante è costituito da un cilindro (figure 3.4 e 3.5), realizzato con un filo trapezoidale avvolto ad elica su una struttura di supporto, con spazi liberi da 0,3 a 2,5 mm circa, a seconda dei solidi da separare. Le sole parti in movimento sono:

- una griglia cilindrica;
- un riduttore ed un motore.

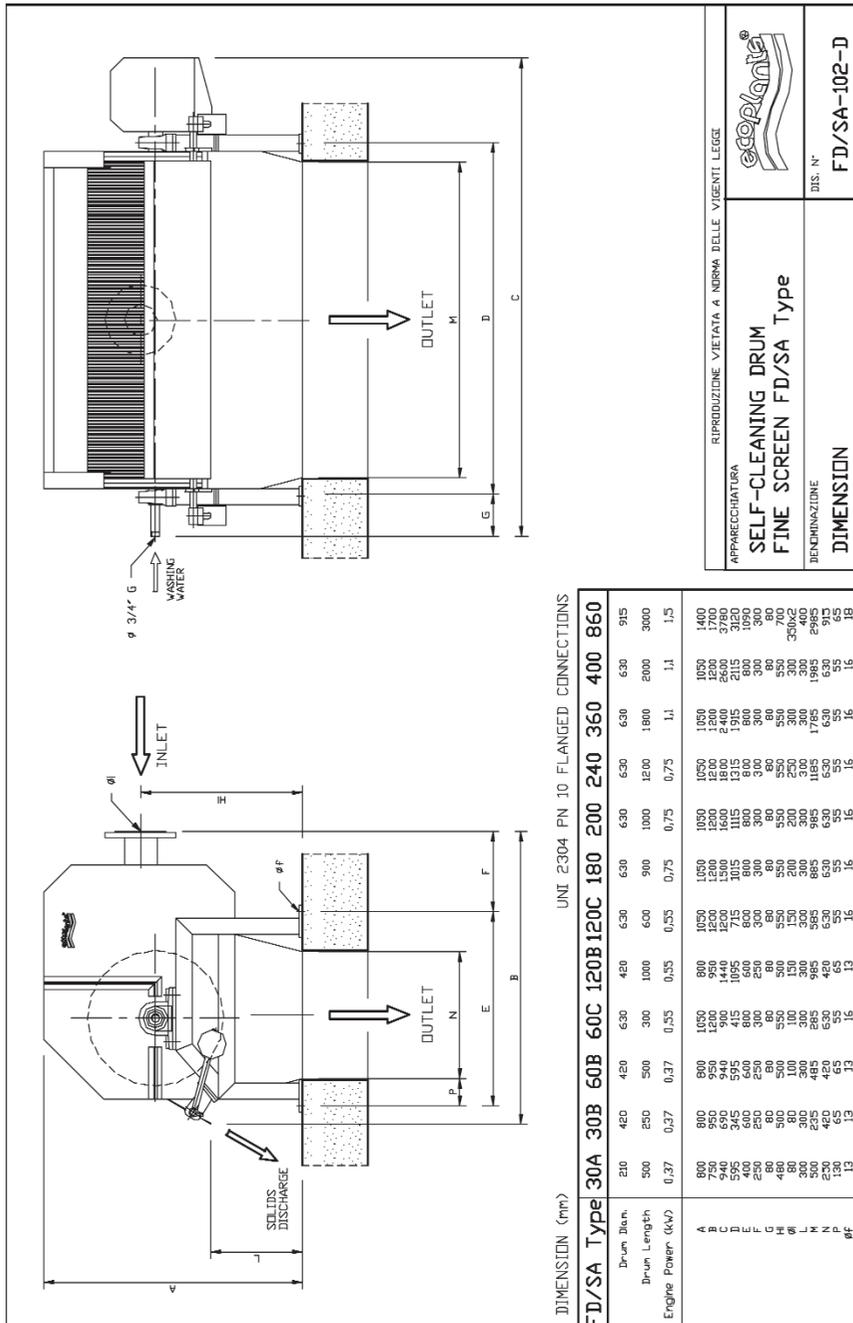


Figura 3.4 – Particolari costruttivi di una griglia a tamburo rotante a barrette (mod FD/SA). Dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

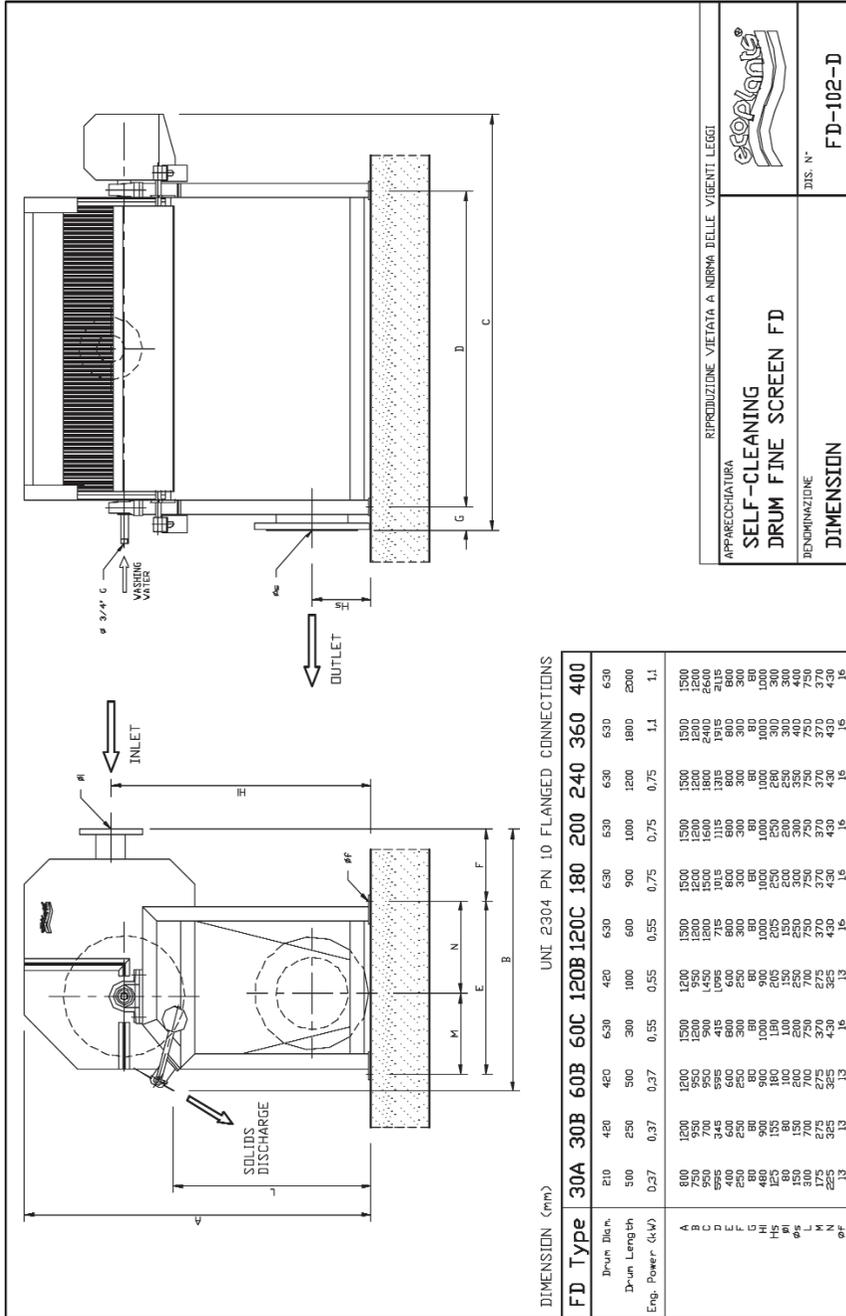


Figura 3.5 – Particolari costruttivi di una griglia a tamburo rotante a barrette (mod. FD). Dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

Modello Type	Luci di passaggio in mm – Bar spacing in mm						
	0,30	0,50	0,75	1,00	1,50	2,00	2,50
	Portata in m <sup>3</sup> /h (valori indicativi per acque di scarico urbane) Capacity in m <sup>3</sup> /h (approximate values for civil wastewater)						
<b>30/A</b>	12	17	24	32	38	45	50
<b>30/B</b>	15	22	30	40	48	58	64
<b>60/B-C</b>	30	45	60	80	97	115	128
<b>120/B-C</b>	60	90	120	160	195	230	255
<b>180</b>	90	135	180	240	292	345	380
<b>200</b>	100	150	200	265	320	380	420
<b>240</b>	120	180	240	320	390	460	510
<b>360</b>	180	270	360	480	580	690	760
<b>400</b>	200	300	400	530	640	760	840
<b>860</b>	480	710	950	1260	1520	1800	2000

**Tabella 3.1** – Griglia a tamburo rotante: luci di passaggio tra le barre in funzione della portata idraulica da trattare. Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

Gli altri componenti principali sono:

- una vasca d'alimentazione che smorza il flusso affluente e lo distribuisce sopra la griglia cilindrica;
- una lama raschiatrice per la rimozione dei solidi;
- un set di tenute tra il cilindro e la struttura.

Il liquido da trattare viene introdotto nella vasca d'alimentazione che rallenta la sua velocità e lo distribuisce contro il cilindro rotante di grigliatura. I solidi sono trattenuti sulla superficie esterna del tamburo e sono rimossi dalla lama raschiatrice. Il liquido così ripulito, attraversa poi per gravità il tamburo, dall'interno verso l'esterno, e si raccoglie nella vasca di raccolta sottostante munita di attacco flangiato o con fondo aperto per canale. Durante l'attraversamento del tamburo, il liquido ripulisce le fenditure eventualmente intasate.

La motorizzazione standard è realizzata con motoriduttore. Eventualmente, è possibile modificare la velocità di rotazione del cilindro sostituendo il motore con un altro a differente polarità.

Questo tipo di griglia può essere equipaggiata con un “*tropo pieno regolabile*” al fine di poter regolare, nel migliore dei modi la portata di alimentazione.

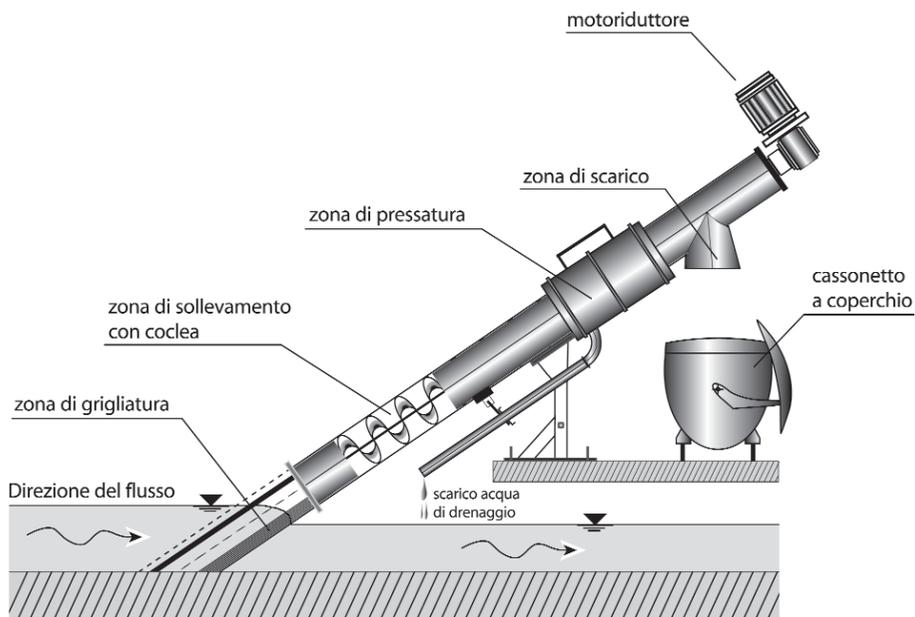
Le principali *caratteristiche tecniche* sono le seguenti:

- luce tra le barre  $0,3 \div 2,5$  mm;
- potenza installata  $0,37 \div 1,5$  kW;
- velocità di rotazione con motoriduttore  $9$  giri/min;
- velocità di rotazione con motovariatore  $3 \div 17$  giri/min.

**Griglia-prensa subverticale.** Questo tipo di griglia (fig. 3.6) è in grado di effettuare in una sola macchina, le operazioni di grigliatura delle acque di scarico, oltre che la pressatura e la disidratazione dei solidi trattenuti. L'elemento grigliante è costituito da un cilindro di lamiera forata, con fori di dimensioni da 2 a 12 mm, a seconda dei solidi da separare. La griglia-prensa è, generalmente, costituita da una zona di grigliatura, una di sollevamento e da una terza di pressatura e disidratazione. La prima è realizzata da un cilindro di lamiera forata al cui interno ruota una speciale spirale senza albero, equipaggiata sull'esterno da una spazzola di pulizia. La zona di sollevamento è la parte centrale, rivestita all'interno da uno speciale strato di materiale antiusura su cui appoggia, e ruota, la spirale di sollevamento. L'ultima zona, quella di pressatura e disidratazione, oltre ad avere il corpo completamente forato per il drenaggio dell'acqua, possiede una camicia di contenimento, un sistema di lavaggio interno, lo scarico dei solidi pressati e lo scarico dell'acqua separata.

La presenza del sostegno centrale dell'apparecchiatura permette il facile inserimento della griglia sul fondo del canale di grigliatura, oltre che la sua facile estrazione per la manutenzione e le riparazioni.

L'inclinazione standard d'installazione è di circa 35° rispetto all'orizzontale (fig. 3.6). La motorizzazione è realizzata con un motoriduttore ad accoppiamento



**Figura 3.6** – Schema di griglia-prensa subverticale. Figura riadattata elettronicamente dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

<b>CARATTERISTICHE TECNICHE - TECHNICAL DATA</b>				
MODELLO		<b>GPS 350</b>	<b>GPS 450</b>	<b>GPS 550</b>
STD. SIZE				
Larghezza griglia Screen width	mm	350	450	550
Larghezza min canale Min channel width	mm	360	460	560
Larghezza max canale Max channel width	mm	450	550	650
Foratura lamiera Plate holes	2 / 3 / 5 / 6 / 8 / 12			
Potenza motore Power rating	kW	0,75	0,75	1,1

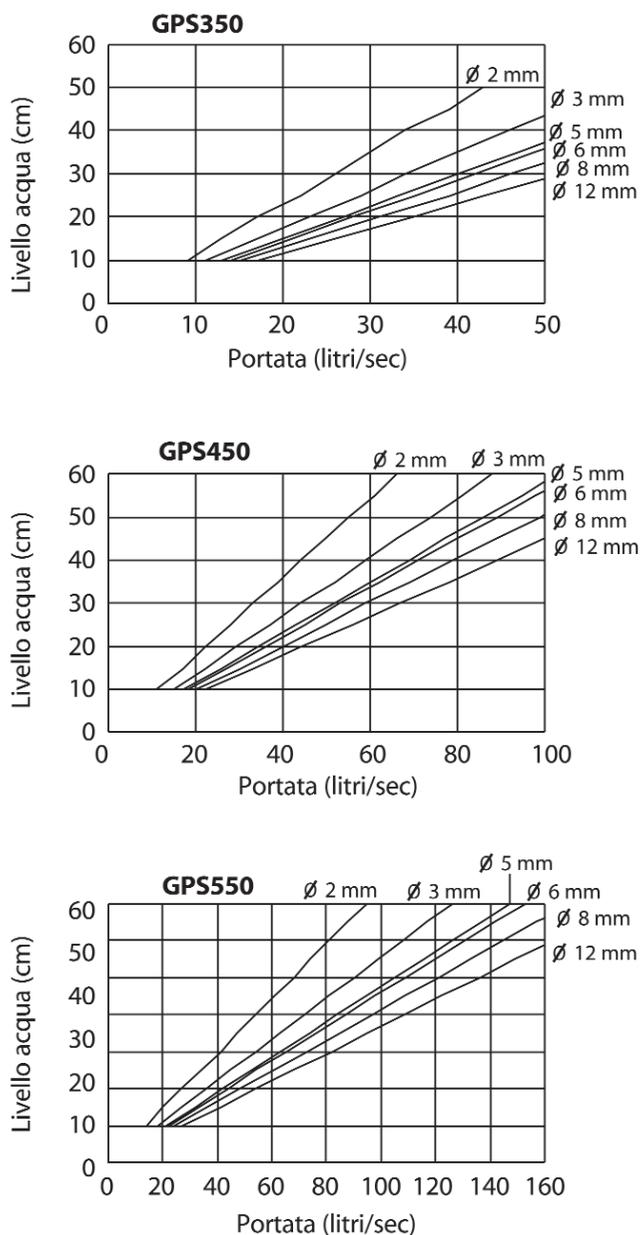
**Tabella 3.2** – Caratteristiche tecniche griglia-prensa subverticale. I diametri delle forature circolari della lamiera sono da intendersi in millimetri. Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

diretto, la cui protezione da sovraccarichi viene realizzata con limitatori di coppia elettromeccanici. In alcuni casi, sulla tubazione di scarico del materiale pressato, per igienizzare il trasporto del materiale stesso, viene montato un sistema di insaccaggio semiautomatico.

In questo tipo di griglia, l'acqua da trattare viene fatta passare attraverso la lamiera forata della zona di grigliatura. La spirale interna, ruotando, oltre che ad asportare il materiale trattenuto dalla lamiera, lo trascina verso l'alto, verso la zona di sollevamento; mentre la spazzola, solidale alla spirale, effettua l'operazione di pulizia. Nella zona di sollevamento, la spirale continua a trascinare il materiale sempre più in alto, fino alla zona di pressatura. In quest'ultima zona, il materiale pressato e disidratato viene scaricato nell'apposita tubazione, mentre l'acqua di risulta è ripresa e scaricata ancora nella fognatura. La pulizia delle fessure previste per il drenaggio dell'acqua è effettuata, solitamente, da due tubazioni munite di ugelli ed alimentate con acqua in pressione.

**Griglia rotativa a barre.** Questa tipologia di griglia (figure 3.8 e 3.9) può essere posta a valle di pompe di sollevamento, fuori terra e con altezze di scarico del grigliato, dal fondo del canale, fino a 1500 mm. L'esecuzione si presenta robusta e compatta e non richiede lavori in muratura poiché la macchina è, generalmen-

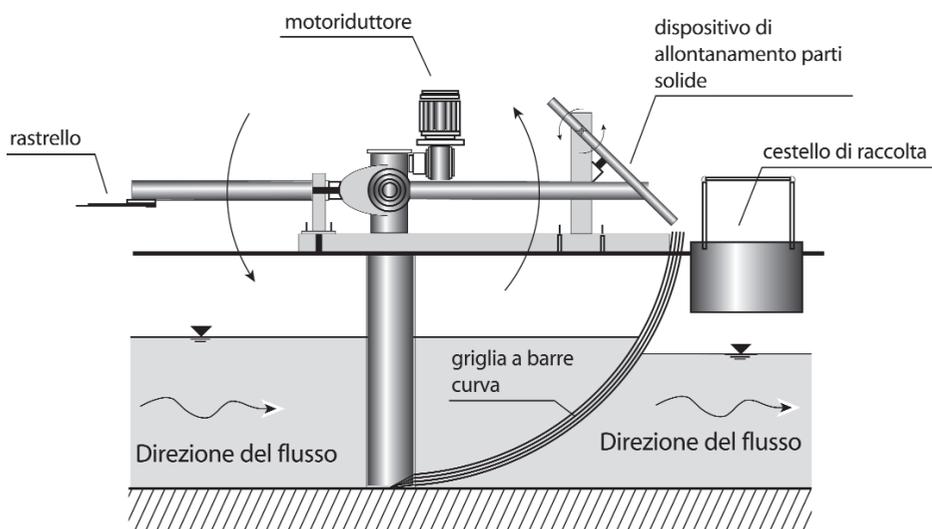
## VALORI INDICATIVI PER ACQUE DI SCARICO URBANE



**Figura 3.7** – Livelli dell'acqua (cm) a monte della griglia al variare della portata (l/s), del modello di griglia e del diametro (mm) dei fori sulla lamiera forata della griglia. Da Ecoplants S.r.l.



**Figura 3.8** – Griglia rotativa a barre.  
Foto con particolari.  
Da Ecoplants S.r.l.



**Figura 3.9** – Schema di griglia rotativa a barre.

Modo di pulizia	Frontale
Comando	Diretto
Velocità rastrelli (m/min)	13,0
Rastrelli numero	2
Luce libera tra le barre (mm)	15 – 50
Larghezza canale (m)	0,4 – 1,5
Altezza canale (m)	0,8 – 1,0 – 1,2
Altezza di scarico (m)	0,3
Materiali di costruzione	Standard – Acciaio zincato a caldo A richiesta – Acciaio inossidabile

**Tabella 3.3** – Caratteristiche tecniche della griglia rotativa a barre. dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

te, fissata ai bordi del canale con bulloni ad espansione. L'apparecchiatura è costituita da una griglia fissa disposta a semicerchio, con spaziatura tra le barre che può essere variata in funzione delle speciali condizioni di processo. La pulizia, rapida ed efficace, viene effettuata dal movimento di rotazione di un telaio mobile portante due rastrelli. I solidi, accumulatisi sui rastrelli, sono rimossi da un sistema basculante di pulizia fissato sul telaio della griglia e convogliati in una tramoggia ricavata nelle opere civili o, eventualmente, realizzata in carpenteria. Il movimento di rotazione dei pettini è ottenuto mediante accoppiamento diretto all'albero di un gruppo motoriduttore a due stadi, che è installato all'esterno del telaio fisso. In posizione di fermo, i pettini possono essere mantenuti fuori dal liquame mediante posizionamento di un opportuno microinterruttore d'arresto.

Il fissaggio della griglia è solitamente realizzato mediante due telai sulla sommità del canale, in un breve tratto rettilineo. Tutte le parti rotanti che necessitano di manutenzione e/o lubrificazione sono posizionate fuori acqua, mentre la protezione da sovraccarichi viene effettuata con limitatore di coppia dinamometrico.

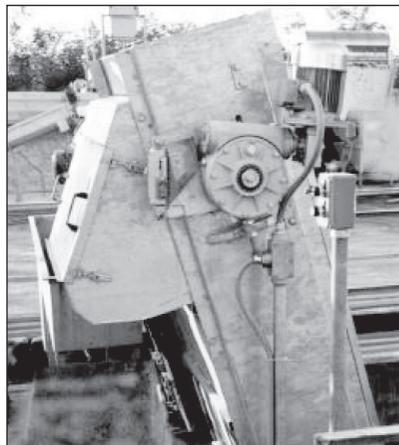
**Griglia meccanica a barre.** Le griglie a barre vengono posizionate nel canale in calcestruzzo dove scorre l'acqua di scarico (fig. 3.10). Il materiale solido, trattenuto sul fronte della griglia, è rimosso da robusti rastrelli con i denti inseriti tra le barre. I rastrelli sono solidali a due catene continue in acciaio che trascinano i rastrelli lungo le barre, contro un piatto di scarico del materiale, per poi discendere lontani dalla griglia e ripetere il ciclo.

Generalmente, questa tipologia di griglie presenta i seguenti componenti:

- strutture laterali;
- telaio a barre;
- lamiera di proseguimento;



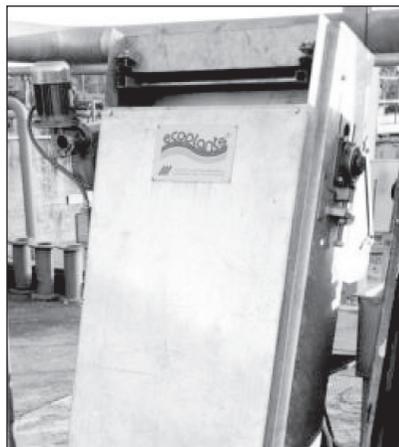
a)



b)



c)



d)

**Figura 3.10** – Griglia meccanica a barre. Foto con particolari riprese dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

- sezione di testa;
- rastrelli di pulizia;
- lama raschiante;
- scivolo di scarico;
- catene;

**CARATTERISTICHE TECNICHE**

Angolo di montaggio	Verticale (90°) tipo GV o leggermente inclinato (75°) tipo GSV
Modo di pulizia	Frontale
Comando	Meccanico a catena
Velocità rastrelli (m/min)	5,0
Rastrelli numero	>= 2
Luce libera tra le barre (mm)	15 - 50
Larghezza canale (m)	0,4 - 2,0
Altezza di scarico (m)	Max 6,5
Materiali di costruzione	Standard - Acciaio zincato a caldo A richiesta - Acciaio inossidabile

**Tabella 3.4** – Caratteristiche tecniche griglie meccaniche a barre a pulizia frontale (mod. GV o GSV). Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

- ruote dentate;
- alberi;
- gruppo di comando.

In particolare, la griglia è concepita per utilizzare delle strutture laterali alle quali sono imbullonati il telaio a barre e i supporti della lamiera di proseguimento, al fine di ottenere un'unità strutturalmente autoportante. Le due strutture laterali sono collegate con degli elementi trasversali in acciaio ed ancorate alla sommità del canale con due robusti angolari metallici. Le strutture laterali della griglia includono delle guide a forma di "U" sia per l'andata che per il ritorno delle catene. Le guide a forma di "U" assicurano la giusta distanza tra il rastrello e la lamiera di proseguimento, ed il giusto inserimento dei denti del rastrello tra le barre.

Il telaio a barre è costituito da barre verticali di 8 mm di spessore e 50 mm di larghezza, posizionate accuratamente e saldate utilizzando dei distanziali saldati ad ogni estremità.

Il telaio a barre va dal fondo del canale fino ad una altezza di 200 mm oltre il massimo livello dell'acqua. Il telaio a barre può essere eventualmente rimosso.

La lamiera di proseguimento si estende dalla sommità del telaio a barre fino al punto di scarico entro la sezione di testa. La lamiera di proseguimento è costituita da alcune sezioni saldamente imbullonate alle strutture laterali.

Le strutture laterali della griglia si prolungano oltre il piano operativo e si collegano ai pannelli laterali della sezione di testa. La sezione di testa sostiene il gruppo di comando ed il piatto raschiante. La sezione di testa è provvista delle necessarie portelle di pulizia e d'ispezione per un facile accesso.

I rastrelli di pulizia sono montati su due anelli di catena, trascinati da due ruote dentate. Il passo tra due rastrelli non supera i 5 m. I detriti vengono rimossi dal

telaio a barre dai rastrelli, trascinati lungo la lamiera di proseguimento fino al punto di scarico dove i rastrelli vengono puliti dal piatto raschiante.

Un sistema di raschiatura rimuove il materiale grigliato dai rastrelli e lo deposita sullo scivolo di scarico.

Il raschiatore è supportato da un perno ed è munito di un sistema di regolazione che permette il corretto allineamento e contatto con i rastrelli. Il raschiatore è realizzato in acciaio e possiede una lama in polietilene di facile sostituzione. Sono inseriti, a lato, degli ammortizzatori che controllano il ritorno del raschiatore nella posizione di riposo.

Uno scivolo di scarico è previsto per convogliare il materiale grigliato dalla sezione di testa al punto di scarico. Le catene sono costruite in acciaio temprato ed hanno un carico di rottura minimo di  $3500\text{ kg}$ . Le catene hanno maglie con passo  $80\text{ mm}$  ed un peso di  $8,5\text{ kg/m}$  con i piatti e gli attacchi assemblati con perni temprati del diametro di  $10\text{ mm}$ . La catena ha un carico di lavoro ammissibile di  $350\text{ kg}$ . Gli attacchi dei rastrelli sono realizzazioni speciali, fabbricati con lo stesso materiale dei piatti delle maglie.

Le due ruote dentate motrici sono realizzate in acciaio con denti temprati aventi una *durezza Brinell* non inferiore a  $360\text{ HB}$ . Non ci sono né le ruote dentate di fondo né l'albero relativo; sono previsti, invece, sul fondo della griglia dei profili semicircolari che guidano le maglie delle catene.

L'albero di testa è sostenuto alle sue estremità da due supporti con cuscinetti orientabili a sfera, lubrificati a grasso con contenitore stagno, che possono essere regolati verticalmente con due viti di tensionamento, per compensare il logorio della catena. Non è previsto l'albero di fondo.

La griglia è azionata da un motoriduttore a vite senza fine con doppia riduzione, montato direttamente sull'albero di testa. Il motore è del tipo a velocità costante e funzionamento continuo, con potenza sufficiente per l'avviamento ed il funzionamento del meccanismo. La potenza necessaria dovrà essere fornita con una tensione di  $415$  o  $380\text{ V}$ ,  $3$  fasi,  $50$  o  $60\text{ Hz}$ . Il lavoro in verticale dei denti del rastrello tra le barre, oltre alla bassa velocità di funzionamento, riducono al minimo il consumo di energia. Un limitatore di coppia è montato a valle del gruppo riduttore e prevede un interruttore di fine corsa che taglia l'alimentazione al motore in caso di sovraccarico. Questa griglia può essere governata sia con controllo manuale sia con controllo automatico.

Quando il controllo è automatico, la griglia si avvia e si ferma a seguito di un controllo di livello dell'acqua nel canale, o per mezzo di un timer. Il fissaggio della griglia è realizzato mediante due telai sulla sommità del canale, in un breve tratto rettilineo.

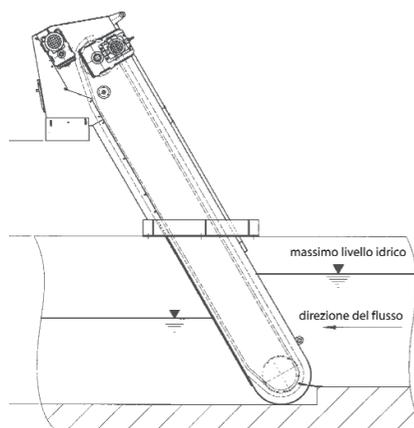
Tutte le parti rotanti che necessitano di manutenzione e/o lubrificazione sono posizionate fuori acqua, mentre la protezione da sovraccarichi viene solitamente effettuata con limitatore di coppia dinamometrico.

**Griglie idrauliche a barre.** Le griglie a barre sono poste nel canale in calcestruzzo dove scorre l'acqua di scarico (fig 3.11). Il materiale solido trattenuto sul fronte della griglia è rimosso da un robusto rastrello con i denti inseriti tra le barre. Il rastrello, montato sopra un carrello movimentato da un cilindro idraulico, viene trascinato lungo le barre fino contro un piatto di scarico del materiale. Successivamente, dopo aver ruotato tramite un secondo cilindro idraulico, viene fatto discendere fino a porsi lontano dalla griglia. Prima di ripetere il ciclo, una volta che il pettine ha raggiunto l'estremità inferiore della griglia, il cilindro ruoterà nuovamente il pettine per farlo inserire con i denti tra le barre. Nei casi in cui la corsa del pettine è eccessivamente lunga, per ridurre l'ingombro verticale, si sostituisce il cilindro di salita e discesa con un motore idraulico, munito di ruote dentate, che movimentata il carrello porta-pettine lungo una coppia di cremagliere solidali alla struttura della griglia. Questa tipologia di griglia è composta, sostanzialmente, dai seguenti componenti:

- strutture laterali;
- telaio a barre;



a)



b)

Figura 3.11 – Griglia idraulica a barre: particolari. Foto a) dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

- lamiera di proseguimento;
- sezione di testa;
- rastrello di pulizia;
- piatto raschiante;
- scivolo di scarico;
- carrello;
- cilindri idraulici;
- avvolgitubi idraulico;
- gruppo di comando.

In particolare, la griglia è concepita per utilizzare delle strutture laterali alle quali sono imbullonati il telaio a barre e i supporti della lamiera di proseguimento, al fine di ottenere un'unità strutturalmente autoportante. Le due strutture laterali sono collegate con degli elementi trasversali in acciaio ed ancorate alla sommità del canale con due robusti angolari metallici. Le strutture laterali della griglia includono delle guide per le ruote del carrello porta-pettine. Le guide a forma di "U" assicurano la giusta distanza tra il rastrello e la lamiera di proseguimento, ed il giusto inserimento dei denti del rastrello tra le barre. Il telaio a barre è costituito da barre verticali di 8 mm di spessore e 50 mm di larghezza, e posizionate accuratamente e saldate utilizzando dei distanziali saldati ad ogni estremità. Il telaio a barre va dal fondo del canale fino ad una altezza di 200 mm oltre il massimo livello dell'acqua. Il telaio a barre può essere eventualmente rimosso. La lamiera di proseguimento si estende dalla sommità del telaio a barre fino al punto di scarico entro la sezione di testa. La lamiera di proseguimento è costituita da alcune sezioni saldamente imbullonate alle strutture laterali.

Le strutture laterali della griglia si prolungano oltre il piano operativo e si attaccano ai pannelli laterali della sezione di testa. La sezione di testa sostiene il tamburo avvolgitubi, le valvole idrauliche di sequenza ed il piatto raschiante. La

## CARATTERISTICHE TECNICHE

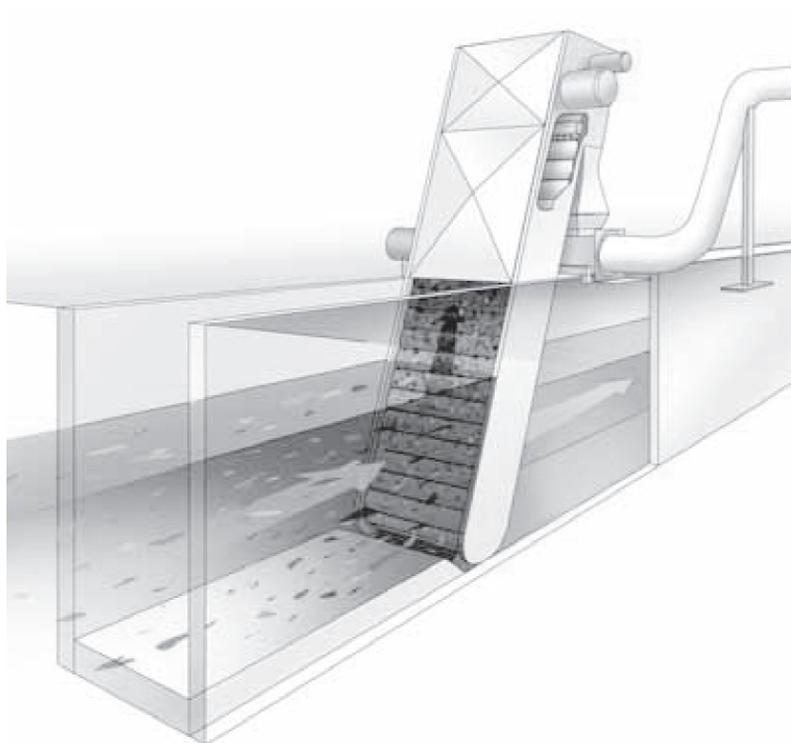
Angolo di montaggio	Leggermente inclinato (75°)
Modo di pulizia	Frontale
Comando	Idraulico
Velocità rastrello (m/min)	7,0
Rastrelli numero	1
Luce libera tra le barre (mm)	15 - 50
Larghezza canale (m)	0,4 - 2,0
Altezza di scarico (m)	Max 6,5 (solo per <b>GSVOC</b> )
Materiali di costruzione	Standard - Acciaio zincato a caldo A richiesta - Acciaio inossidabile

**Tabella 3.5** – Caratteristiche tecniche griglie idrauliche a barre a pulizia frontale (mod. GSVO e GSVOC). Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

sezione di testa è provvista dei necessari portelli di pulizia e d'ispezione per un facile accesso. Il rastrello di pulizia è montato su un carrello e può ruotare di  $90^\circ$ , azionato da un cilindro idraulico. Le due posizioni saranno rispettivamente: parallelo al telaio a barre, quando il pettine è nella sua corsa di discesa; perpendicolare alle barre quando il pettine è nella sua corsa di salita con i suoi denti inseriti tra le barre. I detriti trattenuti dal telaio a barre vengono rimossi dal rastrello e trascinati lungo la lamiera di proseguimento fino al punto di scarico, dove il rastrello viene pulito dal piatto raschiante. Un sistema di raschiatura rimuove il materiale grigliato dal rastrello e lo deposita sullo scivolo di scarico. Il raschiatore è supportato da un perno ed è munito di un sistema di regolazione che permette il corretto allineamento e contatto con i rastrelli. Il raschiatore è realizzato in acciaio e possiede una lama in polietilene, facilmente sostituibile. Sono presenti, a lato, degli ammortizzatori che controllano il ritorno del raschiatore nella posizione di riposo. Uno scivolo di scarico è previsto per convogliare il materiale grigliato dalla sezione di testa al punto di scarico. Il carrello sostiene il rastrello di pulizia con il suo cilindro idraulico; ha quattro ruote che scorrono sulle guide, solidali alle strutture laterali della griglia; ed è mosso da un ulteriore cilindro, in alcuni modelli, o da un motore idraulico posto sullo stesso carrello, in altri. I cilindri idraulici sono a doppio effetto e di costruzione molto robusta e realizzati in acciaio. In tutti i modelli di questa tipologia di griglie, un cilindro serve a ruotare il rastrello di pulizia; mentre, in alcuni modelli, un secondo cilindro serve a movimentare il carrello porta pettine. L'avvolgitubi idraulico, fissato entro la sezione di testa, può essere del tipo *a due vie* o *a quattro vie* e il riavvolgimento dei tubi è operato da una molla di richiamo che si carica durante lo svolgimento. L'avvolgitubi permette di tenere in perfetto ordine i tubi flessibili che collegano il cilindro idraulico posto sul carrello (ed anche il motore idraulico per alcuni modelli) con le valvole di sequenza posizionate nella sezione di testa. La griglia può essere azionata da una centralina idraulica del tipo compatto con motore elettrico verticale e pompa immersa ad ingranaggi. Tra il motore e la pompa sono inseriti una lanterna ed un giunto elastico di accoppiamento. Il serbatoio dell'olio funge anche da supporto per il gruppo motore-pompa. Tutti i componenti sono solidali con il coperchio della centralina. Può utilizzarsi un motore del tipo a velocità costante e funzionamento continuo, con potenza sufficiente per l'avviamento ed il funzionamento della pompa. La potenza necessaria dovrà essere fornita con una tensione di circa  $415$  o  $380$  V, 3 fasi,  $50$  o  $60$  Hz. La griglia può funzionare sia con controllo manuale che con controllo automatico. Quando il controllo è automatico, la griglia si avvia e si ferma a seguito di un controllo di livello dell'acqua nel canale, o tramite un timer. Il fissaggio della griglia è realizzato mediante due telai sulla sommità del canale, in un breve tratto rettilineo. Tutte le parti rotanti che necessitano di manutenzione e/o lubrificazione sono posizionate fuori acqua.



**Figura 3.12 –**  
Griglia verticale a tappeto (mod. GTP).  
Da Ecoplants S.r.l.



**Figura 3.13 –** Griglia verticale a tappeto: schema.

Fonte: "Brochure Huber Perforated Plate Screen EscaMax".

**Griglia verticale a tappeto.** Per questo tipo di griglia (fig. 3.12 e 3.13), l'elemento grigliante è un nastro metallico composto da pannelli scatolati in lamiera forata con fori delle dimensioni da 3 a 10 mm, a seconda dei solidi da separare. L'apparecchiatura è composta da un telaio in lamiera pressopiegata e rinforzata, portante le guide di scorrimento delle catene; da un nastro costituito da pannelli a sezione triangolare in lamiera forata, e da due catene di trascinamento a rulli. Il gruppo motoriduttore di azionamento è montato lateralmente alla griglia, direttamente sull'albero su cui sono calettati i due pignoni dentati che trascinano le catene. Alle catene sono solidali i pannelli forati che formano, in questo

### CARATTERISTICHE TECNICHE - TECHNICAL DATA

Larghezza griglia	mm	400 - 2000
Screen width		
Diametro fori	mm	3 - 10
Holes diameter		
Angolazione std.		30°
Std. angle		
Velocità tappeto	m/min	4
Belt speed		
Potenza totale motori	kW	0,8 - 1,5
Total engines power		

	Foratura in mm Holes diameter in mm				
	3	5	6	8	10
Larghezza (mm) Width (mm)	Portata in m <sup>3</sup> /h per m di livello d'acqua Capacity in m <sup>3</sup> /h for m of water				
400	530	550	600	775	865
500	660	690	750	965	1080
600	790	830	900	1160	1295
700	930	965	1050	1350	1510
800	1060	1105	1200	1540	1730
1000	1325	1380	1500	1930	2160
1200	1590	1655	1800	2315	2590
1500	1985	2075	2245	2890	3240
2000	2650	2765	3000	3860	4320

Valori indicativi per acque di scarico urbane  
Approximate values for civil wastewater

**Tabella 3.6** – Caratteristiche tecniche griglie verticali a tappeto (mod. GTP). Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

modo, un nastro continuo di grigliatura. La particolare forma dei pannelli aumenta la superficie libera di filtrazione di circa il 20%. Una griglia a tappeto con fori di 10 mm di diametro, presenta un'area libera superiore a quella di una griglia a barre convenzionale con spaziatura di 20 mm.

Tutte le parti rotanti che necessitano di lubrificazione e manutenzione sono posizionate fuori dall'acqua. Una spazzola rotante, azionata da un apposito motorduttore, è prevista per la pulizia dei pannelli e il distacco dei materiali grigliati. Il montaggio della griglia si effettua appoggiando l'estremità inferiore al fondo del canale e fissando gli appositi supporti laterali sopra le pareti del canale stesso. L'inclinazione standard d'installazione è di circa 60° rispetto all'orizzontale. La protezione dei motori da sovraccarichi viene di solito realizzata con limitatori di coppia meccanici od elettronici. In questo tipo di griglia, l'acqua da trattare viene fatta passare attraverso la parte immersa del tappeto filtrante. I solidi, trattenuti sulla superficie esterna della griglia, sono da essa rimossi per mezzo di una spazzola rotante, dopo aver iniziato il percorso discendente; e, infine, scaricati in un contenitore.

L'acqua grigliata attraversa ancora i pannelli filtranti, dall'interno verso l'esterno, operando un efficace controlavaggio dei fori. In questo modo, la parte del tappeto filtrante che dovrà essere operativa subisce un trattamento di pulitura.

## 3.2 IL TRATTAMENTO DI TRITURAZIONE

### 3.2.1 PREMESSA

La triturazione sostituisce la fase di grigliatura fine, in virtù del fatto che tutto il materiale solido viene finemente triturato durante il trattamento. Contemporaneamente, viene eliminato il problema dello smaltimento a parte del materiale grigliato che, invece, verrebbe intercettato e raccolto nella fase di grigliatura fine.

All'interno del trituratore, eventuali corpi metallici, ciottoli e materiali simili vengono intercettati immediatamente a monte delle lame trituratrici e scartati dalla macchina. Viceversa, tutti gli altri materiali solidi presenti nel flusso liquido vengono finemente sminuzzati fino a dimensioni di circa 4 ÷ 8 mm, e lasciati in seno al flusso liquido. Come per le griglie meccanizzate, anche per i trituratori la varietà di tipi esistenti in commercio è notevole. Le disposizioni impiantistiche realizzabili con i trituratori sono le più varie: parallelamente alla triturazione viene prevista una griglia a pulizia manuale, in *by-pass*, che viene fatta entrare in funzione nel caso in cui il trituratore richiedesse una manutenzione o una revisione.

I trituratori sono macchine che richiedono potenze relativamente limitate che vanno da circa 0,25 HP, per portate medie di circa 3 ÷ 9 litri/s, fino a 2 HP per portate medie di circa 60 ÷ 800 litri/s.

### 3.2.2 INCONVENIENTI DELLA TRITURAZIONE

I trituratori, soprattutto se installati negli impianti piccoli (qualche migliaio di abitanti equivalenti), inducono un onere non indifferente sia come costo di acquisto e sia come costo di manutenzione; in quanto, si tratta sempre di apparecchiature che, anche se robuste, sono soggette a notevoli sforzi con pericolo di frequenti guasti o rotture. Taluni Autori ritengono che l'adozione della triturazione porti ad alcuni inconvenienti, quali:

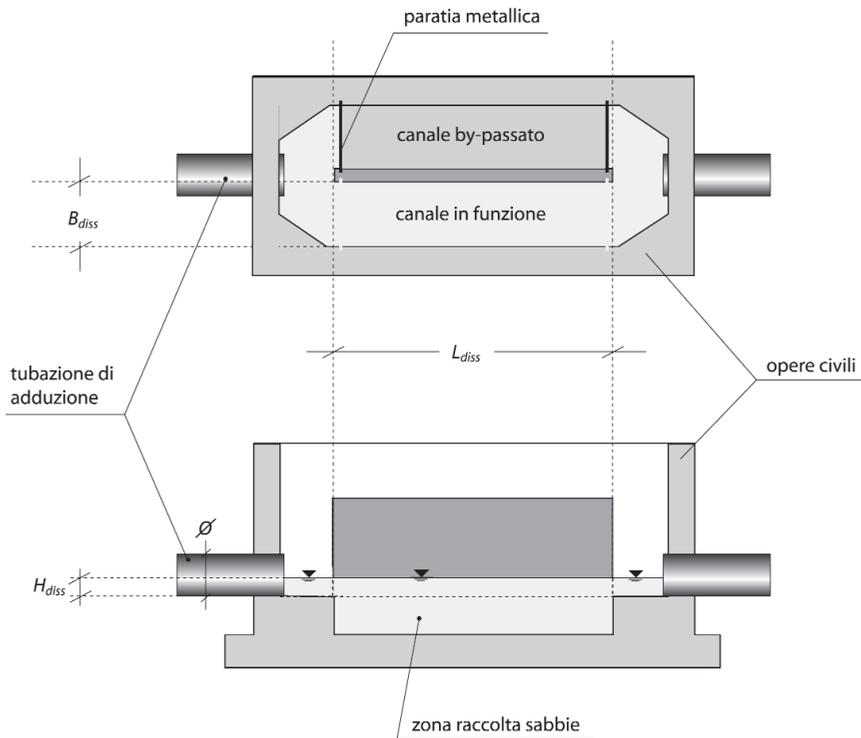
- sfilacciamento di stracci e tessuti vari, che provocherebbero intasamenti nelle tubazioni e negli organi interni dei macchinari posti più a valle;
- accumulo di materiali inerti e plastici nelle vasche di digestione anaerobica, rendendo necessario un più frequente intervento di pulizia all'interno delle vasche.

Infine, si deve tenere presente che l'immissione nel refluo di materiale tritato comporta sempre un incremento del carico organico a causa delle sostanze solide lasciate nel refluo sotto forma di piccole particelle.

## 3.3 IL TRATTAMENTO DI DISSABBIATURA

### 3.3.1 PREMESSA

In tutte le reti fognanti, soprattutto se di tipo misto, si registra in tempo di pioggia un afflusso di grandi quantità di sabbie e terriccio. Tali solidi si ritrovano anche nelle fognature separate (fognature nere), seppure in quantità più ridotte rispetto alle fognature miste. In particolare, nelle reti di fognature non dotate di sufficiente pendenza, le sabbie tendono ad accumularsi nei tratti dei condotti in cui le velocità del flusso risultano più ridotte. Di conseguenza, in occasione delle elevate velocità di flusso conseguenti alle piogge, le sabbie arricchiscono enormemente la fase solida delle acque in arrivo all'impianto. Questo materiale in sospensione, se raggiungesse la sezione di sedimentazione, tenderebbe ad intasare le vasche e ad ostacolare il processo di sedimentazione stesso. Inoltre, le sabbie (intendendo come tali anche quelle particelle o corpi che abbiano caratteristiche di peso specifico ed idrodinamiche analoghe a quelle delle varie sabbie, come frammenti di vetro e di metallo, sassolini, pezzi di gusci di uova e di ossa, semi, chicchi di caffè, ceneri, noccioli di frutta, ecc.) a causa della loro azione abrasiva, rischierebbero di deteriorare le tubazioni di collegamento e gli organi degli apparati elettromeccanici dell'impianto. Pertanto, è pratica comune provvedere ad eliminare tali sabbie installando, a valle della sezione di grigliatura, appositi manufatti chiamati *dissabbiatori* (fig. 3.14). In queste sezioni di impianto, la velocità del flusso liquido da depurare viene sufficientemente ridotta in modo da permettere una decantazione delle sabbie presenti in seno al fluido. La fase di dissabbiatura costituisce sempre una fase abbastanza delicata del



**Figura 3.14** – Pianta e sezione di un semplice manufatto dissabbiatore. In particolare, riportato un dissabbiatore “a canale”. Figura riadattata dal testo: “La depurazione delle acque di fognatura”; FULVIO DURANTE; Hoepli.

trattamento meccanico dei liquami; in quanto, tramite essa si deve operare una separazione differenziata dei solidi trasportati. Infatti, con la fase di dissabbiatura non si deve catturare un'eccessiva quantità di sostanze in sospensione perché, oltre a tutte le sabbie, si tenderebbe ad accumulare in vasca anche una discreta quantità di sostanze organiche putrescibili. Viceversa, catturando una quantità insufficiente di sostanze in sospensione, si lascerebbero sfuggire a valle dell'impianto una quota parte delle sabbie presenti, vanificando la funzione stessa della dissabbiatura. Nel decidere sull'opportunità o meno della dissabbiatura e della particolare modalità, occorre valutare anche quale sarà il tipo di trattamento previsto per il fango, nella linea fanghi. Infatti, un dissabbiamento molto spinto risulta indispensabile quando la disidratazione del fango è prevista per mezzo di centrifugazione; in quanto, le centrifughe sono soggette a rapida usura nelle parti mobili maggiormente sollecitate se nel fango sono ancora presenti delle sabbie abrasive. Analogamente, si deve provvedere ad un efficace dissabbiamento

quando il fango di supero debba passare attraverso degli scambiatori di calore; oppure quando il fango debba essere sollevato con pompe volumetriche a pistone. In queste circostanze, se non si attua una discreta dissabbiatura del liquame, può risultare necessario provvedere al dissabbiamento del fango di supero mediante l'impiego di particolari dispositivi di tipo statico, quali gli idrocycloni.

### 3.3.2 QUANTITÀ DI SABBIE TRATTENUTE IN DISSABBIATURA

I quantitativi di sabbie che possono essere raccolti sono molto variabili a seconda delle particolari situazioni locali e della tipologia del sistema fognante (unitario o misto). Inoltre, tali quantitativi variano in funzione della particolare conformazione del terreno su cui si sviluppa la rete fognante e dalla presenza o meno di canali scoperti, oltre che da situazioni di tipo particolare quali l'utilizzo di sabbia contro il gelo durante l'inverno, la vicinanza di spiagge sabbiose frequentate da bagnanti e, in modo particolare negli Stati Uniti d'America, dalla presenza di trituratorie domestiche nelle cucine.

In linea del tutto orientativa, secondo dati americani, la quantità di sabbie intercettate nella sezione di dissabbiamento si può considerare di circa:

- $5 \div 30$  litri/ab  $\times$  anno;
- $3 \div 300$  litri/1000  $m^3$  di acqua trattata.

Comunque, dati maggiormente precisi si possono estrapolare da rilevamenti diretti su impianti di depurazione di centri vicini, o dello stesso centro abitato, qualora sia già dotato di altri impianti. In caso di incertezza in merito a tali dati, è in ogni caso sempre opportuno provvedere al dimensionamento dei sistemi di accumulo, manipolazione, smaltimento delle sabbie, seguendo criteri di progetto di ampia generosità. Per quanto riguarda lo smaltimento finale delle sabbie, in certi casi esse possono venire riutilizzate ad esempio per la ricarica dei letti di essiccamento del fango (sempre che le sue caratteristiche siano accettabili); altrimenti, possono venire trasportate e smaltite altrove, in apposita discarica controllata. Nell'eventualità si vogliono eliminare dal liquame anche le sabbie molto fini (e quindi risulti elevata la quantità di sostanze organiche raccolte assieme alle sabbie), la migliore soluzione è senz'altro il rapido avviamento delle sabbie ad un inceneritore.

### 3.3.3 CRITERI DI DIMENSIONAMENTO DEI DISSABBIATORI

Le procedure di dimensionamento dei manufatti dissabbiatori dipendono molto dalla particolare tipologia di dissabbiatura adottata. Molto schematicamente, i dissabbiatori possono suddividersi in due categorie:

- dissabbiatori *a canale* (fig. 3.14);
- dissabbiatori *aerati* (fig. 3.17).

I dissabbiatori a canale presentano una pianta quasi rettangolare e sono dotati all'estremità finale di un organo di regolazione (*venturimetro*) avente lo scopo di creare in tutta la sezione liquida una velocità praticamente costante (di circa  $0,30 \text{ m/s}$ ), indipendente dalla portata in arrivo e dai livelli idrici nelle vasche e nei canali di collegamento posti a valle del dissabbiatore, permettendo la sedimentazione delle sole sabbie.

Tali dissabbiatori presentano delle lunghezze di circa  $10 \div 12 \text{ m}$ , in modo tale da permettere la raccolta delle sabbie entro appositi solchi praticati sul fondo della vasca. I dissabbiatori aerati, invece, sono delle vasche in cui viene immessa energia, sotto forma di aria insufflata. Dall'esterno l'aria viene dosata opportunamente in modo da mantenere in sospensione le particelle organiche più leggere e da lasciare sedimentare le particelle più pesanti (sabbie).

Nei dissabbiatori aerati, l'aria viene immessa tangenzialmente in modo da innescare un moto rotazionale nella massa liquida che, dotata anche di una componente longitudinale per consentire il trasporto della portata, assume un moto risultante di tipo spiraliforme ("*spiral flow degritter*"). Lungo queste traiettorie a spirale, le particelle organiche più leggere riescono a mantenersi in sospensione per un effetto delle particolari condizioni fluidodinamiche che si vengono a creare in seno al fluido; mentre, le particelle maggiormente pesanti (sabbie) vengono dapprima allontanate agli estremi dalla forza inerziale centrifuga e poi, successivamente, trascinate per gravità verso una tramoggia nel fondo della vasca. Infine, un opportuno eiettore idropneumatico (*air lift*) estrae dalla vasca le sabbie, ammassate nella tramoggia, verso l'esterno.

La portata d'aria occorrente per mantenere in sospensione le particelle leggere viene immessa nella massa liquida per mezzo di appositi organi diffusori, i cui ugelli vengono calati ad una profondità di circa  $2,5 \div 3,0 \text{ metri}$  sotto il battente idrico.

**Dimensionamento del dissabbiatore a canale.** 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  $Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$ , per fognature miste). La condizione peggiore è, ovviamente, quella di fognatura mista ( $Q_{max} = Q_{pioggia} + Q_n$ ), a causa della maggiore quantità di sabbie in arrivo all'impianto durante il periodo delle piogge. A seconda del rendimento di abbattimento  $\eta_{sabb}$  voluto per le sabbie, è necessario introdurre un parametro progettuale fondamentale per il dissabbiatore: il *carico idraulico superficiale*  $C_{is}$ . Ovvero, la portata massima ( $Q_{max}$ ) in arrivo al dissabbiatore per unità di area in pianta  $A_{diss}$  del dissabbiatore stesso (fig. 3.14):

$$C_{is} = \frac{Q_{max}}{A_{diss}}. \quad [3.8]$$

Intuitivamente, questo parametro può interpretarsi come quel numero che lega la

portata idraulica del refluo ( $Q_{max}$ ) all'ideale lunghezza  $L_{diss}$  della vasca che consente il voluto rendimento di abbattimento delle sabbie. A parità di portata, infatti, maggiore è la lunghezza  $L_{diss}$  della vasca e maggiore risulta lo spazio a disposizione della portata liquida per poter sedimentare le particelle solide in essa sospese. Pertanto, a valori relativamente minori del carico idraulico superficiale  $C_{is}$  corrisponderanno maggiori rendimenti  $\eta_{sabb}$  nell'abbattimento delle sabbie. Come verrà spiegato maggiormente nel dettaglio, nel capitolo della sedimentazione, perché una particella si separi dalla fase liquida è necessario che il tempo di sedimentazione  $t_{sed}$  sia uguale al tempo di trascinamento  $t$  che la particella impiega, assieme al flusso medio della fase liquida, a percorrere la lunghezza  $L_{diss}$  della vasca. Dal punto di vista cinematico, ciò significa che deve essere:

$$\frac{V}{V_{sed}} = \frac{L_{diss}}{H_{diss}}; \quad [3.9]$$

dove:

- $V$  è la velocità media del flusso liquido nel dissabbiatore (componente orizzontale);
- $V_{sed}$  è la velocità di sedimentazione (componente verticale) delle particelle da sedimentare;
- $L_{diss}$  è la lunghezza utile della vasca di dissabbiatura (fig. 3.14);
- $H_{diss}$  è l'altezza utile (del livello idrico) del dissabbiatore (fig. 3.14).

Si fissa la massima velocità del flusso all'interno del dissabbiatore pari a  $V = 0,30 \text{ m/s}$ , in modo da determinare, anche con la portata massima, la separazione di tutte le particelle ( $\eta_{sabb} = 100\%$  teorico) uguali e superiori a  $0,20 \text{ mm}$  di diametro efficace (e peso specifico relativo pari a circa 2,65). Si comincia col fissare un valore di tentativo per la larghezza in pianta  $B_{diss}$  del dissabbiatore, calcolando il conseguente valore massimo dell'altezza liquida utile nel dissabbiatore:

$$H_{diss} = \frac{Q_{max}}{V \times B_{diss}} = \frac{Q_{max} [m^3 / s]}{(0,30 \text{ m / s}) \times B_{diss} [m]}. \quad [3.10]$$

Se, compatibilmente con i vincoli di carattere idraulico e cinematico (vedere più avanti esempio 3.4 a pag. 375), si adotta per il canale di adduzione al comparto di dissabbiatura una tubazione circolare di diametro  $\phi$  (vedere figura 3.14), si dovrà verificare che il battente  $H_{diss}$  nella tubazione rispetti sia i vincoli cinematici sulle velocità e sia la condizione:

$$H_{diss} < \phi / 2,$$

altrimenti le tubazioni di collegamento risulteranno idraulicamente non idonee. Invece, per un canale di adduzione di sezione rettangolare in calcestruzzo armato di

altezza  $h$ , oltre al rispetto dei vincoli cinematici sulle velocità, dovrà risultare:

$$H_{diss} < h.$$

Al diametro di  $0,20 \text{ mm}$  delle particelle, corrisponde mediamente una velocità di sedimentazione verticale di circa  $V_{sed} = 0,02 \text{ m/s}$ . Pertanto, dall'equazione 3.9 volendo un rendimento teorico di rimozione delle sabbie di circa il  $100\%$ , si ottiene:

$$L_{diss} = \frac{0,30 \text{ m/s}}{0,02 \text{ m/s}} \times H_{diss} = 15 \cdot H_{diss}. \quad [3.9\_b]$$

Aumentando, per sicurezza, almeno di un  $50\%$  si può fissare un'ulteriore condizione di progetto:

$$L_{diss} \geq 25 \times H_{diss}, \quad [3.9\_c]$$

Fissato  $B_{diss}$  e scelto  $L_{diss}$ , tramite il rispetto del vincolo della disequazione 3.9\_c, si può calcolare la sezione in pianta di primo tentativo per il dissabbiatore:

$$S_{diss} = B_{diss} \times L_{diss}.$$

dove:

- $B_{diss}$  è la larghezza utile in pianta fissata per il dissabbiatore (fig. 3.14);
- $L_{diss}$  la lunghezza utile in pianta calcolata per il dissabbiatore (fig. 3.14) tramite l'equazione 3.9\_c.

La superficie minima  $S_{diss \min}$  della sezione utile in pianta del dissabbiatore si calcola, invece, dal rapporto tra la portata massima  $Q_{max}$  prevista nel dissabbiatore e il massimo carico idraulico superficiale  $C_{is}$  consentito:

$$S_{diss \min} [m] = \frac{Q_{max} [m^3/h]}{C_{is \max} [m^3/h \times m^2]}. \quad [3.11]$$

I massimi valori del carico idraulico superficiale dovranno scegliersi in questo modo:

- per fognature separate:  $C_{is \max} \leq 17 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2$  valutato sulla portata massima  $Q_{max} = Q_{punta} = k \times Q_n$ ;
- per fognature miste:  $C_{is \max} \leq 25 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2$  valutato sulla portata totale in tempo di pioggia  $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$ .

Fissato un valore per  $C_{is \max}$ , si calcola il valore minimo della superficie in pian-

ta della vasca del dissabbiatore:

$$S_{diss\ min} = \frac{Q_{max}}{C_{is\ max}}. \quad [3.11\_b]$$

Il progetto è corretto quando risulta:

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

Se quest'ultima relazione non è verificata, si deve aumentare il valore fissato inizialmente per  $B_{diss}$ , e ripetere la procedura di calcolo fino a che:  $S_{diss} \geq S_{diss\ min}$ .

**Dimensionamento del dissabbiatore aerato.** I parametri di progetto per questo tipo di dissabbiatori sono:

- il *tempo minimo di detenzione idraulica*:  $t_{min} = 4$  minuti, valutato sulla portata idraulica massima ( $Q_{max} = Q_{punta} = k \times Q_n$  per le reti fognanti separate;  $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$  per le reti fognanti miste in tempo di pioggia);
- *carico idraulico superficiale*: per fognature separate  $C_{is\ max} \leq 35\ m^3/h \times m^2$ , valutato sulla portata massima  $Q_{max} = Q_{punta} = k \times Q_n$ ; per fognature miste  $C_{is\ max} \leq 35\ m^3/h \times m^2$ , valutato sulla portata totale in tempo di pioggia  $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$ .
- la *portata massima* (uguale alla portata di punta  $Q_{punta} = k \times Q_n$  per fognature separate; e alla portata totale  $Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$ , per fognature miste).

Si comincia col fissare un valore massimo  $C_{is\ max}$  del carico idraulico superficiale e, nota la portata massima  $Q_{max}$ , si calcola la superficie in pianta minima del dissabbiatore. In questo modo, si sceglie subito un valore per  $S_{diss}$ :

$$S_{diss} > S_{diss\ min} [m] = \frac{Q_{max} [m^3 / h]}{C_{is\ max} [m^3 / h \times m^2]}. \quad [3.12]$$

Si adotta per l'altezza liquida utile nel dissabbiatore un valore di  $H_{diss} = 2,5 \div 3,0$  m; si calcola, quindi, il volume utile necessario del dissabbiatore aerato:

$$V_{diss} = S_{diss} \times H_{diss}. \quad [3.13]$$

Si calcola il tempo di detenzione idraulico effettivo, valutato sulla portata massima:

$$t_{eff} = \frac{V_{diss}}{Q_{max}}. \quad [3.14]$$

Se questo tempo risulta nell'intorno maggiore di  $t_{min} = 4$  minuti, allora il dimensionamento risulta corretto; se, invece,  $t_{eff} < t_{min}$ , allora è necessario fissare un valore minore per il carico idraulico superficiale massimo  $C_{is\ max}$  e ripetere la pro-

cedura finché non risulta:  $t_{eff} > t_{min}$  (vedere esempio 3.4 a pag. 375).

**Dimensionamento del sistema d'insufflazione d'aria.** Come si è visto per l'aerazione a fanghi attivi, a profondità di immersione di circa  $2,5 \div 3,0$  m risulta necessaria una potenza specifica (lorda) di circa  $10 \div 20$  W/m<sup>3</sup>, per metro cubo utile di volume di vasca. È importante sottolineare che, nel caso di aerazione in dissabbiatura, non risulta opportuno adottare delle portate d'aria troppo ridotte (che non sarebbero in grado di impedire la sedimentazione del materiale organico), né risulta opportuno abbondare, in quanto si indurrebbe la messa in sospensione delle sabbie già sedimentate. Pertanto, nella sezione di dissabbiatura aerata diventa obbligo adottare un'aerazione abbastanza elastica dal punto di vista della regolazione delle portate d'aria insufflate; in modo da poter "tarare" esattamente il sistema in fase di messa a punto iniziale. Secondo il METCALF&EDDY, i consumi di aria possono stimarsi fra  $0,15 \div 0,45$  m<sup>3</sup>/min  $\times$  ml (metri cubi al minuto per metro lineare di lunghezza di vasca), pari anche a  $9 \div 27$  m<sup>3</sup>/h  $\times$  ml per metro lineare di lunghezza vasca. Nel dimensionamento di piccoli impianti, in particolare per portate inferiori a circa 50 litri/s, si consiglia una lunghezza minima di circa  $L_{diss} = 2$  m, una profondità minima di circa  $H_{diss} = 2,50$  m e con una portata d'aria di circa 16 m<sup>3</sup>/h per ogni ml di lunghezza della vasca.

**Dimensionamento idraulico dei canali e delle tubazioni di collegamento.** I canali di ingresso e di uscita del dissabbiatore devono essere dimensionati secondo questi criteri:

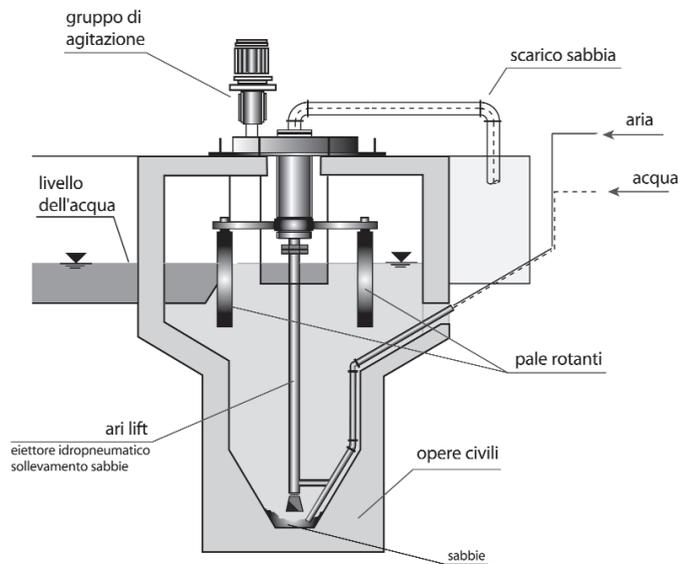
- massime velocità medie del fluido non superiori a 0,80 m/s circa, valutate sulla portata massima  $Q_{max}$ ;
- minime velocità medie del fluido non inferiori a 0,30 m/s, valutate sulla portata nera  $Q_n$ .

Nel caso di tubazioni di sezione circolare, si potrà fare riferimento all'abaco di BAZIN, riportato in forma tabellare nell'**Appendice-N**, al quale si rimanda per un calcolo di esempio. Nel caso di canali in cemento armato, si rinvia alla sezione relativa all'*Idraulica negli impianti di depurazione* (Parte XII, eq. 12.6 a pag. 809), dove vengono riportate le formule relative al progetto delle correnti a pelo libero lungo canali di sezione rettangolare.

### 3.3.4 CARATTERISTICHE COSTRUTTIVE E TIPOLOGIE DI PARTICOLARI DISSABBIATORI

**Dissabbiatore circolare a pale.** La rimozione della sabbia è ottenuta dalla combinazione della forza centrifuga e della diminuzione della velocità nelle prime sezioni di ingresso dell'acqua nel dissabbiatore (fig. 3.15 e 3.16). L'acqua da trattare entra, infatti, tangenzialmente in una vasca cilindrica a fondo conico; le particelle minerali che si avvicinano alla base, scivolano direttamente nella zona di raccolta posta al centro del fondo conico. La sabbia più fine precipita grazie

SEZIONE PIANA



PIANTA

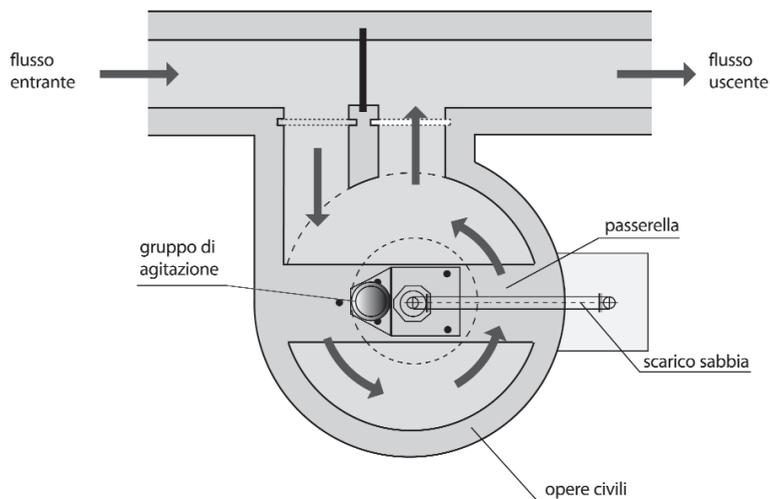


Figura 3.15 – Dissabbiatore circolare a pale.



**Figura 3.16** – Dissabbiatore circolare a pale (mod. DFO): particolari. Foto Ecoplants S.r.l.

ad un secondo flusso che va dalla periferia in sommità, sino al centro sul fondo. La sabbia depositata è spinta al centro della base conica da un continuo flusso incrociato; questo continuo flusso impedisce al materiale organico di sedimentare e trascina fuori tutte le particelle organiche che aderiscono alla sabbia. Dopo la pulizia, la sabbia raccolta viene sollevata dall'*air-lift* centrale (eiettore idropneumatico) e scaricata, attraverso un tubo orizzontale, in un pozzetto o in un silo di drenaggio. Questa tipologia di dissabbiatori è costruita, per le parti a contatto con il liquido, in acciaio zincato a caldo o inossidabile ed è composta

	Diametro bacino	Portata min	Portata max	Volume max	Potenza motorid.
MODELLO	<i>Tank diameter</i>	<i>Min flow capacity</i>	<i>Max flow capacity</i>	<i>Max volume</i>	<i>Engine power</i>
STD. SIZE	m	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup>	kW
<b>DFO 20</b>	2,00	235	430	3,0	1,1
<b>DFO 25</b>	2,50	400	760	5,2	1,1
<b>DFO 30</b>	3,00	680	1220	8,5	1,1
<b>DFO 35</b>	3,50	1080	1870	13,0	1,1
<b>DFO 42</b>	4,20	1870	3160	22,0	1,1
<b>DFO 50</b>	5,00	3050	5000	35,0	1,5
<b>DFO 60</b>	6,00	5000	8300	58,0	2,2

**Figura 3.7** – Parametri di scelta del dissabbiatore circolare a pale (mod. DFO).

Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

da una vasca in calcestruzzo o in acciaio, uno speciale gruppo centrale di trazione ad albero cavo, un motoriduttore epicicloidale con pignone dentato e una ralla centrale. Questo sistema muove le pale che danno al flusso la velocità periferica necessaria. L'*air-lit*, che aspira la sabbia, è fisso e passa attraverso l'unità centrale.

**Dissabbiatore con ponte traslante e raschiatore meccanico.** Questa tipologia di dissabbiatore (fig. 3.17) è equipaggiata di un ponte meccanico traslante, completo del suo sistema di trazione, del sistema di rimozione delle sabbie, dei controlli che provvedono alle necessarie operazioni e di tutti i vari accessori richiesti per regolare funzionamento (fig. 3.18).

I ponti standard a trave sono provvisti di due grosse travi con irrigidimenti laterali e diagonali per assicurare l'integrità strutturale. Gli equipaggiamenti posti sotto i ponti sono progettati in modo da resistere agli stress più elevati, ed in

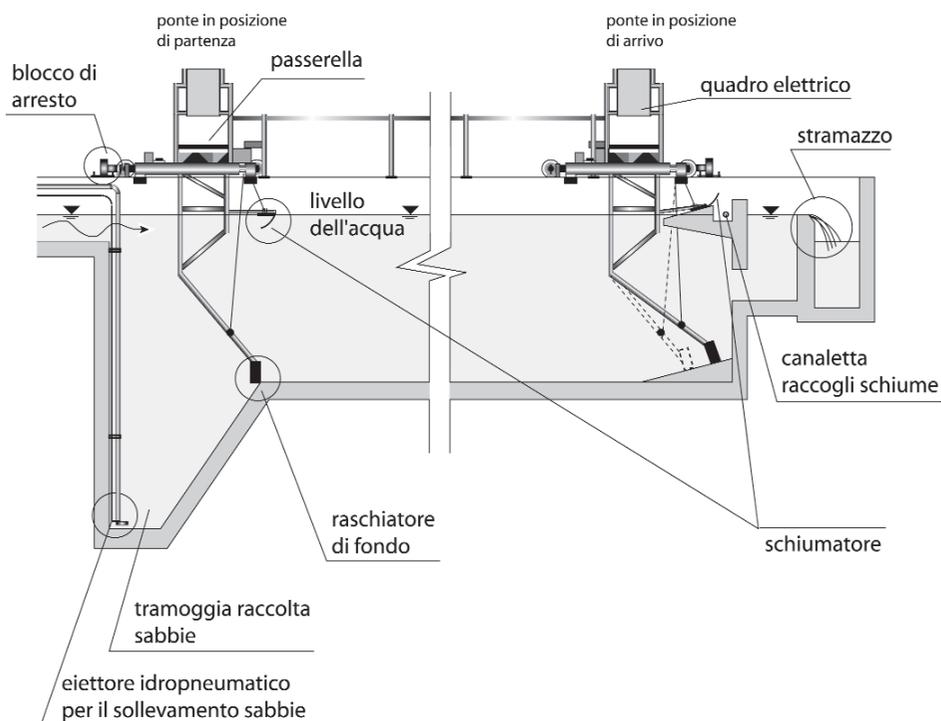


Figura 3.17 – Dissabbiatore aerato con ponte traslante e raschiatore meccanico del fondo.

modo da richiedere solamente la minima manutenzione e tali da garantire un funzionamento senza problemi. La passerella del ponte è coperta con grigliati o lamiera pedonabile. 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 velocità da 1,0 a 2,0 m/min, mosso da riduttori di taglia adeguata a prevenire gli arresti sotto i carichi che si incon-



a)



b)



c)

Figura 3.18 – Particolari del ponte traslante del dissabbiatore. Foto da Ecoplants S.r.l.

## SELEZIONE VASCHE DI DISSABBIATURA RETTANGOLARI AERATE

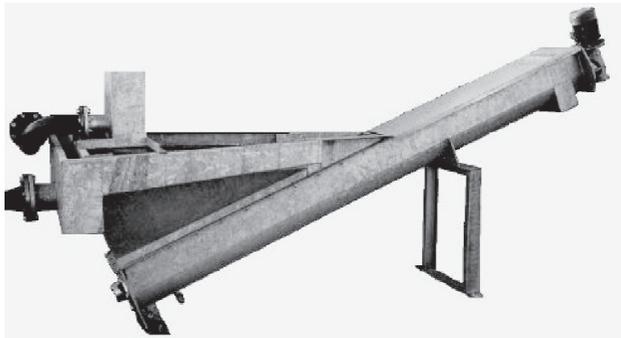
## SELECTION OF AERATED GRIT REMOVAL CHAMBERS

(con dotazione idrica pro capite di 150 l/giorno - with flow rate of 150 l/day per capita)

MODELLO STD. SIZE	ABITANTI EQUIVALENTI	PORTATA AFFLUENTE	DIMENSIONE VASCA CHAMBER SIZE			POTENZA MOTORI MOTORS RATING	ARIA RICHIESTA AIR SUPPLY
	EQUIVALENT POPULATION	FLOW-RATE	LARG. WIDTH	LUNG. LENGTH	ALTEZ. HEIGHT		
	No.	m <sup>3</sup> /giorno - m <sup>3</sup> /day	m	m	m	kW	Nm <sup>3</sup> /h
DVV-201	6.000	900	2,0	10,0	3,1	0,4	57
DVV-202	9.000	1.350	2,0	15,0	3,1	0,4	85
DVV-203	12.000	1.800	2,0	20,0	3,1	0,4	114
DVV-251	10.000	1.500	2,5	10,0	3,5	0,4	80
DVV-252	15.000	2.250	2,5	15,0	3,5	0,4	120
DVV-253	20.000	3.000	2,5	20,0	3,5	0,4	159
DVV-301	22.000	3.300	3,0	15,0	3,8	0,4	155
DVV-302	29.500	4.425	3,0	20,0	3,8	0,4	206
DVV-303	36.500	5.475	3,0	25,0	3,8	0,4	258
DVV-401	32.500	4.875	4,0	15,0	4,4	0,6	240
DVV-402	49.000	7.350	4,0	22,5	4,4	0,6	360
DVV-403	65.000	9.750	4,0	30,0	4,4	0,6	481
DVV-501	43.000	6.450	5,0	15,0	4,7	0,6	333
DVV-502	71.500	10.725	5,0	25,0	4,7	0,6	556
DVV-503	100.000	15.000	5,0	35,0	4,7	0,6	778
DVV-601	52.000	7.800	6,0	15,0	5,0	0,6	440
DVV-602	95.500	14.325	6,0	27,5	5,0	0,6	806
DVV-603	139.000	20.850	6,0	40,0	5,0	0,6	1.172

**Tabella 3.8** – Parametri per la scelta delle dimensioni della vasca rettangolare di dissabbiatura (mod. DVV). Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

trano nel normale funzionamento. Il ponte viaggia direttamente sui bordi della vasca su ruote gommate o su rotaie. L'alimentazione elettrica avviene con tamburo avvolgicavo motorizzato, con tamburo a molla o con cavo piatto a festone. Il ponte è dotato di un paranco per raschia di fondo, con sollevamento elettrico a fune e un sollevamento indipendente per ciascuna vasca. Il quadro elettrico di controllo viene direttamente assemblato sul ponte. Il dissabbiatore è equipag-



**Figura 3.19** – Classificatore lavatore sabbia (mod. SES). Foto da Ecoplants S.r.l.

giato completamente con i controlli necessari al funzionamento. I controlli sono racchiusi in un quadro montato sul ponte. Il pannello è dotato di un interruttore generale, di teleruttori di avviamento con relative protezioni contro il sovraccarico, e relè a ritardo per il funzionamento. Sono previsti dei programmatori per avere il massimo controllo sulla rimozione della sabbia e sul movimento del ponte. Il ponte è in grado di fermarsi automaticamente ad entrambe l'estremità della vasca, e il tempo di sosta all'estremità della vasca può essere impostato a piacere. Questo tipo di dissabbiatore può anche essere dotato di apposito schiumatore superficiale che provvede a rimuovere la schiuma. Il meccanismo è solidale al ponte ed ha la lama che si estende per l'ampiezza della zona di schiuma-

tura. Lo schiumatore è operativo solamente quando il ponte viaggia in una direzione e verserà la schiuma in un truogolo di raccolta, mentre si solleverà durante il viaggio di ritorno. Il sistema di schiumatura necessita di un truogolo di raccolta schiuma, del tipo a soglia inclinata, posto sulla parete di fondo della zona di schiumatura.

**Classificatore lavatore sabbia.** La miscela sabbia/acqua entra nel classificatore lavatore (fig. 3.19). La tubazione d'ingresso e gli speciali piatti deflettori sono dimensionati per eliminare la turbolenza del flusso in entrata. Gradualmente, la sabbia precipita e sedimenta sul fondo del truogolo. Il moto spiraliforme che si innesca trascina la sabbia fino all'apertura di scarico, mentre dei getti d'acqua pulita provvedono al suo lavaggio. L'acqua, liberata dalla sabbia, stramazza nelle canalette di sfioro presenti sulla parte superiore della tramoggia. Delle coperture rimovibili, uno scarico di fondo e una tubazione interna di flussaggio del cuscinetto inferiore facilitano la pulizia e la manutenzione.

Il classificatore lavatore sabbia è composto da una tubazione d'ingresso completa di sistema antiturbolenza, una tramoggia con sfioratore di scarico a stramazzo, un truogolo inclinato, una spirale con tubo completa di cuscinetti superiore ed inferiore, un sistema di lavaggio, un motoriduttore ed un piede di sup-

Concentrazione sabbia in ingresso - <i>Inlet grit concentration</i>	g/l	20
Concentrazione sabbia in uscita - <i>Outlet grit concentration</i>	g/l	400
Densità sabbia - <i>Grit density</i>		1.7
Separazione sabbia con granulometria > 0,2 mm - <i>Grit separation with granulometry &gt; 0,2 mm</i>	%	95

### SELEZIONE - SELECTION

	Diametro spirale	Lunghezza totale	Larghezza totale	Potenza motorid.	Portata affluente	Sabbia scaricata	Peso a secco	Peso in funzione
MODELLO	<i>Screw diameter</i>	<i>Overall length</i>	<i>Overall width</i>	<i>Motor rating</i>	<i>Slurry feed</i>	<i>Discharged Grit</i>	<i>Dry weight</i>	<i>Operating Weight</i>
STD. SIZE	mm	mm	mm	kW	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /h	kg	kg
<b>SES 20</b>	200	3900	1100	1,1	10-20	0,3-0,7	400	900
<b>SES 30</b>	300	4400	1400	1,5	20-40	0,6-1,5	700	1500
<b>SES 45</b>	450	5850	1950	3,0	30-60	1,8-3,2	1200	2500
<b>SES 60</b>	600	7300	2500	5,5	50-100	3,0-5,0	1700	3500

**Tabella 3.9** – Parametri per la scelta del particolare classificatore (modello SES). Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

porto. Le spirali rotanti sono disponibili nei diametri standard di 200; 300; 450; 600 mm. È necessario verificare il livello del lubrificante del motoriduttore secondo le istruzioni del Costruttore, mentre la lubrificazione dei cuscinetti è estremamente semplice. L'acqua di flussaggio, prevista nella parte bassa del truogolo, evita che il cuscinetto inferiore venga a contatto con la sabbia.

Per raddoppiare la vita della spirale trasportatrice è possibile ribaltare la spirale stessa di 180° senza rimuovere i cuscinetti. Grazie all'impiego di una saracinesca a comando rapido, il classificatore lavatore sabbia può essere drenato e scaricato in ogni momento.

### 3.4 IL TRATTAMENTO DI DISOLEATURA

#### 3.4.1 PREMESSA

In tutti gli scarichi civili, specialmente in quelli di utenze particolari quali ristoranti, grandi cucine, e anche in molte acque di rifiuto industriali, quali fabbriche, autorimesse, autofficine, ecc., sono presenti scarichi di oli e grassi.

Quando queste sostanze riescono a pervenire in quantità rilevanti nelle sezioni di aerazione e di sedimentazione secondaria di un impianto di depurazione biologica, sono causa di un vistoso peggioramento del rendimento depurativo dell'impianto. Infatti, i grassi tendono ad aderire sulla superficie dei fiocchi di fango, e per la loro naturale tendenza a flottare in superficie, ostacolano la sedimentazione del fango; gli oli, a loro volta, tendono ad involuppare le singole particelle di fango, ostacolando l'adsorbimento con i nutrienti e gli scambi di ossigeno. L'effetto di flottazione, determinato sui fiocchi di fango negli impianti a fanghi attivi, può implicare delle conseguenze particolarmente negative; in quanto, favorendo la fuga nel corpo idrico ricettore di una notevole quantità di fango, non solo causa un inquinamento intenso ma, diminuendo la quantità di fango presente nel *sistema aerazione + sedimentazione secondaria*, contribuisce a diminuire la capacità depurativa dell'impianto. Infatti, è noto che i fanghi sedimentano bene quando presentano una *densità specifica relativa* di circa 1,016: se tale densità del fiocco di fango viene ridotta a meno di 1,008, l'azione combinata della turbolenza e della velocità ascensionale esistente in vasca di sedimentazione è sufficiente per mantenere i fiocchi in sospensione e quindi ad ostacolare enormemente l'efficienza della sedimentazione.

Risulta, pertanto, chiaro come relativamente modeste quantità di oli e grassi presenti nel fango, diminuendo anche di poco la densità, sono in grado di danneggiare i processi depurativi. Oltre a ciò, oli e grassi possono contribuire alla formazione di schiume di difficile rimozione. Alcuni studi hanno mostrato che impianti a fanghi attivi, con concentrazioni di oli e grassi nei liquami al di sotto di 60 mg/l circa, non presentano particolari problemi durante l'esercizio. Viceversa, quando un impianto a fanghi attivi presenti un fango completamente

deteriorato da oli e grassi, può essere necessario svuotare completamente l'impianto e far riformare i fanghi attivi. Analoghi inconvenienti si presentano anche negli impianti a filtri percolatori. Infatti, oli e grassi, ricoprendo la membrana biologica con una pellicola impermeabile, impediscono i fenomeni di diffusione dell'ossigeno gassoso e del substrato organico circostante, verso gli organismi che costituiscono la membrana biologica.

Gli oli e i grassi nei fanghi, specialmente se di tipo non biodegradabile, tendono ad accumularsi anche nelle vasche dei digestori, inibendo le reazioni biologiche e andando ad occupare "spazio utile" nel reattore, sotto forma di schiume. Anche nella sezione di disidratazione meccanica del fango oli e grassi creano problemi; in quanto, se presenti, tendono sempre ad intasare le presse e i nastri filtranti delle macchine.

Si comprende, quindi, l'importanza non solo di sezioni per l'estrazione di oli e grassi dal refluo, ma anche la necessità di trovare per queste sostanze raccolte un'adeguata destinazione: *rigenerazione* (come avviene per gli oli degli autoveicoli), oppure *incenerimento* in impianti centralizzati. Non essendo ragionevole – come purtroppo qualche volta accade – raccogliere gli oli e grassi estratti per poi reimmetterli di nuovo in fognatura.

### 3.4.2 GEOMETRIA DEI DISOLEATORI

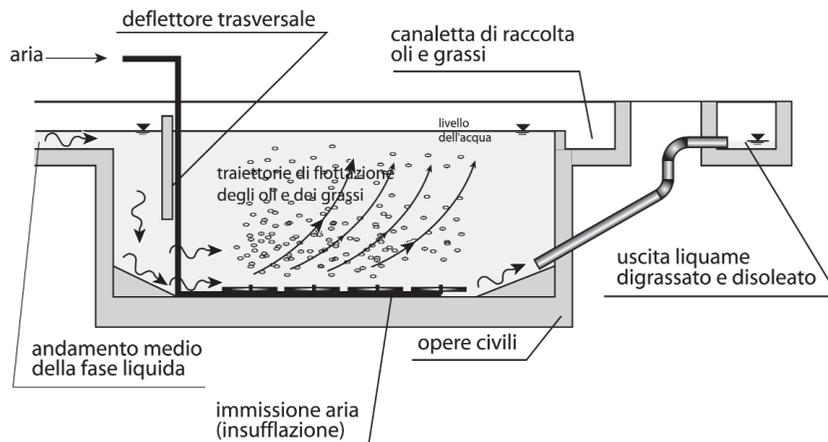
La raccolta di oli e grassi immessi in fognatura viene effettuata in una o più vasche appositamente realizzate a monte del trattamento depurativo finale. Tali vasche vengono sempre disposte a valle della sezione di dissabbiatura, in modo da evitare che le sabbie sedimentino all'interno del disoleatore che non prevede la raccolta e il prelievo di sostanze solide sul fondo.

I rendimenti depurativi raggiungibili nella rimozione di oli e grassi è al più del 70%. Questo è dovuto al fatto che i processi di selezione di oli e grassi si basano sostanzialmente su processi di tipo fisico, limitandosi a sfruttare l'azione della gravità.

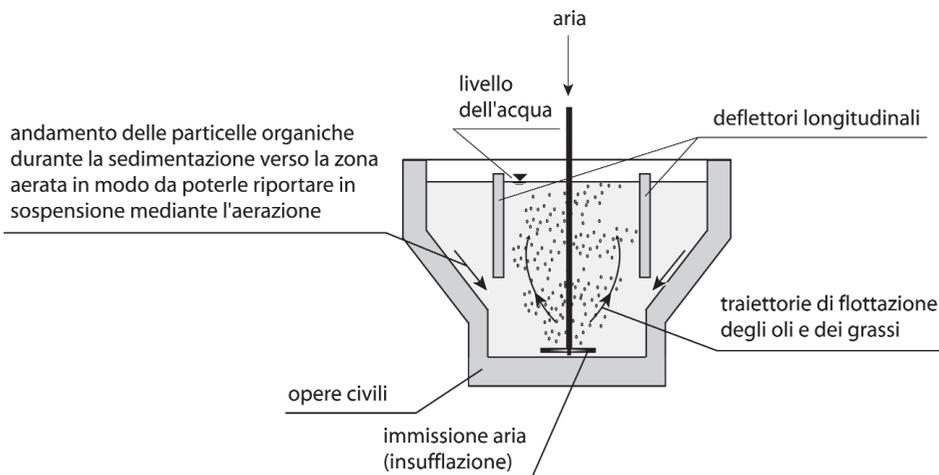
La gravità, d'altronde, può essere efficace solo su oli e grassi allo stato disperso nella fase liquida e non quando, parte di questi, si trovano – come sempre accade – anche in fase di emulsione. In quest'ultimo caso, infatti, la selezione può attuarsi solo mediante processi chimici di destabilizzazione e, quindi, per mezzo dell'utilizzo di reagenti chimici. Rendimenti massimi del 70% tengono conto del fatto, infatti, che circa il 30% degli oli e grassi è presente nel refluo sotto forma di emulsione.

Lo schema più semplice di vasca di disoleazione può pensarsi composta da una zona di flottazione dei grassi e degli oli, mantenuta separata idrodinamicamente dalla zona di acqua sgrassata e disoleata mediante opportuni setti verticali dotati di sufficienti luci di passaggio sul fondo della vasca. Questo è possibile grazie alla minore densità degli oli e dei grassi rispetto alla fase liquida del refluo.

**SEZIONE LONGITUDINALE**



**SEZIONE TRASVERSALE**



**Figura 3.20** – Schema di vasca di sgrassatura e disoleatura centralizzata a monte del sistema di depurazione e smaltimento finale. Figura riadattata elettronicamente dal testo: “*Depurazione delle acque - tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto*”; LUIGI MASOTTI; Calderini.

Pertanto, i grassi e gli oli tenderanno a flottare in superficie allontanandosi dalle linee di corrente del flusso medio e rimanendo intrappolati dai setti verticali; mentre, la fase liquida percorrerà delle traiettorie con componenti verticali dirette dall'alto verso il basso, passando attraverso le luci dei setti sul fondo della vasca. In alcune vasche, per aiutare la flottazione e per evitare la setticizzazione del liquame durante le basse portate, viene immessa dal fondo della vasca un'opportuna portata di aria (fig. 3.20) che aiuta il moto ascensionale delle particelle di olio e di grasso e quindi il loro intrappolamento. Una volta in superficie, tramite opportuni dispositivi (ad esempio, per effetto del richiamo idraulico provocato dall'azionamento di uno schiumatore rotativo, oppure per effetto dell'azione di trascinamento di spatole superficiali azionate da un dispositivo mobile che si sposta sul bordo della vasca), oli e grassi vengono allontanati ed infine stoccati opportunamente per lo smaltimento.

Le pareti laterali della vasca di un disoleatore devono essere inclinate (fig. 3.20) in modo che i materiali sedimentabili, che tenderebbero ad accumularsi nella zona centrale della vasca, scorrano lungo le pareti inclinate, venendo poi reimmessi di nuovo in sospensione dall'insufflazione d'aria presente.

Infine, per attenuare il moto turbolento nella zona di aerazione si devono prevedere delle apposite rastrelliere tranquillizzatrici, costituite da una successione di aste verticali con la funzione di "spezzare" i vortici più grandi che tendono a formarsi in seno alla massa fluida in vortici sempre più piccoli; in modo da smorzare l'energia cinetica turbolenta grazie all'azione della viscosità sui vortici di dimensione minore.

Nel caso di impianti speciali che soddisfano utenze quali cucine collettive di mense o di ristoranti, di stazioni di servizio automobilistiche, di garages o di macelli, le sezioni di disoleazione sono delle vere e proprie vasche poste a valle della grigliatura e a monte della dissabbiatura e della sedimentazione. In questo modo, è anche possibile utilizzare questi volumi come vere e proprie vasche di accumulo, dove si può trovare il tempo di esaminare ed analizzare la natura degli oli e dei grassi pervenuti, evitando così, nel caso di evidente presenza di notevoli quantità di oli minerali, di trattarli in processi biologici che potrebbero esserne notevolmente danneggiati.

### **3.4.3 TRATTAMENTO DI DISOLEATURA COMBINATO CON ALTRE FASI DI TRATTAMENTO**

La disoleatura può essere efficacemente combinata con altre fasi di trattamento e con conseguenti sensibili semplificazioni impiantistiche e quindi con risparmio economico. Ad esempio, è possibile accoppiare al processo di sedimentazione primaria anche la raccolta di oli e grassi. Infatti, oli e grassi possono essere raccolti direttamente sulla superficie delle vasche di sedimentazione tramite appositi dispositivi. Inoltre, la dissabbiatura aerata si presta in maniera efficace ad

essere attuata contemporaneamente alla disoleatura, munendo la vasca di dissabbiatura di un'apposita zona di calma per la raccolta di oli e grassi (analogamente alle vasche di figure 3.17 e 3.20).

Il dimensionamento di queste vasche viene condotto combinando i criteri visti per il dissabbiamento con quelli necessaria per la disoleatura. I risparmi consentiti dalla combinazione dei due processi sono molto elevati e tali che le applicazioni di vasche combinate sono sempre più utilizzate. È evidente che al sistema di insufflazione dell'aria si richiede:

- di non mettere in sospensione le sabbie già sedimentate;
- di mantenere in sospensione le particelle organiche, evitando la loro risalita in superficie;
- di favorire la flottazione di oli e grassi.

#### 3.4.4 QUANTITÀ DI OLI E GRASSI ELIMINABILE DA UN REFLUO

La quantità di oli e grassi presenti in un refluò è ovviamente molto variabile, dipendendo da molteplici fattori quali le abitudini alimentari, il collegamento di attività industriali alla fognatura, la presenza di punti di ristorazione, ecc. Alcuni Autori riportano la seguente quantità specifica media immessa nella rete fognante: circa  $6 \text{ kg/anno} \times ab$ .

In via del tutto orientativa, la quantità di oli e grassi recuperabile in un'apposita vasca di disoleatura può essere stimata pari a circa  $0,5 \div 0,9 \text{ kg/anno} \times ab$  (come peso di solidi) con contenuto di sostanze secche variabile fra un minimo dell'1,5% e un massimo del 12%; quest'ultimo caso quando si attui un ispessimento a parte della miscela estratta.

Mentre, nei fanghi primari, la quantità di oli e grassi risulta mediamente compresa fra il 6 e il 35% in peso. Considerando sia la fase di disoleazione vera e propria che le fasi di sedimentazione, si può ritenere un rendimento di abbattimento di oli e grassi dall'impianto dell'ordine del 70%.

#### 3.4.5 CRITERI DI DIMENSIONAMENTO DEI DISOLEATORI

Il processo fisico sfruttato per la selezione di oli e grassi dalla fase liquida di un refluò è la *flottazione*. Questo processo è l'opposto della sedimentazione: le sostanze con densità minore di quella dell'acqua (oli e grassi) tendono a risalire in superficie (*flottare*), mentre le sostanze con densità maggiore dell'acqua (sabbie) tendono a raccogliersi sul fondo della vasca (*sedimentare*).

La superficie  $S$  di un disoleatore si ottiene dalla seguente formula:

$$S_{\min} [m^2] = \frac{Q_{\max} [m^3 / h]}{v_{\min} [m / h]}, \quad [3.15]$$

dove:

- $Q_{max}$  è la portata massima prevedibile al disoleatore ( $Q_{max} = Q_{punta} = k \times Q_n$  per le reti fognanti separate;  $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$  per le reti fognanti miste in tempo di pioggia);
- $v_{min}$  è la minima velocità ascensionale, ovvero la componente verticale della velocità con cui salgono in superficie le più piccole particelle di grasso che si vogliono separare per ottenere il voluto grado di depurazione.

Questa velocità ascensionale minima  $v_{min}$  viene computata in laboratorio: a  $15^\circ\text{C}$  il 95% dell'olio di lino, in emulsione con una fase acquosa, presenta una velocità ascensionale media di circa  $14,4 \text{ m/h}$ . In virtù dell'equazione 3.15, si può definire la superficie specifica per unità di portata massima:

$$s_{min} \equiv \frac{S_{min}}{Q_{max}} = \frac{1}{v_{min}} = \frac{1}{(14,4 \text{ m/h})} \approx 0,07 \text{ m}^2 / (\text{m}^3 / \text{h}). \quad [3.16]$$

Pertanto, nota la portata massima  $Q_{max}$ , si calcolerà la minima superficie utile in pianta per il disoleatore direttamente tramite l'espressione:

$$S_{min} [\text{m}^2] = [0,07 \text{ m}^2 / (\text{m}^3 / \text{h})] \times Q_{max} [\text{m}^3 / \text{h}]. \quad [3.16\_b]$$

Il volume dei grassi e oli selezionati può essere valutato utilizzando la seguente espressione:

$$V_{oli-grassi} [l] = \{ [40 \text{ l} / (\text{l} / \text{s})] \times Q_{max} [\text{m}^3 / \text{h}] \} \times [3,6 (\text{m}^3 / \text{h}) / (\text{l} / \text{s})]^{-1}. \quad [3.17]$$

Il volume dei fanghi che tenderanno comunque a sedimentare si ottiene dalla formula:

$$V_{fanghi} [l] = \{ [100 \text{ l} / (\text{l} / \text{s})] \times Q_{max} [\text{m}^3 / \text{h}] \} \times [3,6 (\text{m}^3 / \text{h}) / (\text{l} / \text{s})]^{-1}. \quad [3.18]$$

Il volume necessario perché avvenga il processo di selezione degli oli e grassi dalla fase acquosa si calcola mediante la relazione:

$$V_{sep} [\text{m}^3] = \{ t_{sep} [s] \times Q_{max} [\text{m}^3 / \text{h}] \} \times [3,6 (\text{m}^3 / \text{h}) / (\text{l} / \text{s})]^{-1}, \quad [3.19]$$

$Q_{max} [\text{m}^3/\text{h}]$	0 ÷ 7,2	7,2 ÷ 10,8	10,8 ÷ 18	18 ÷ 36	> 36
$t_{sep} [s]$	180	210	240	270	300

(Fonte) Valori ricalcolati dalla tabella a pag. 76 del testo: "La depurazione delle acque di fognatura"; FULVIO DURANTE; Hoepli.

Tabella 3.10 – Valori del tempo di separazione degli oli e grassi dalla fase acquosa.

dove per computare il tempo  $t_{sep}$  si può fare uso della seguente tabella orientativa 3.10. Pertanto, il volume utile necessario al disoleatore si ottiene dalla somma dei seguenti volumi:

$$V_{disol} = V_{oli-grassi} + V_{fanghi} + V_{sep}. \quad [3.20]$$

Inoltre, nota la produzione specifica media di oli e grassi prodotta annualmente:

$$p_{oli-grassi} = 6 \text{ kg / anno} \times ab \quad [3.21]$$

e noto il numero  $N$  di abitanti equivalenti dell'impianto, si calcola la quantità totale ( $kg/anno$ ) di oli e grassi prodotta annualmente:

$$P_{oli-grassi} = p_{oli-grassi} \times N. \quad [3.22]$$

Ipotizzando per gli oli e grassi un peso specifico di circa  $\gamma_{oli-grassi} = 840 \text{ kg/m}^3$ , si calcola il volume annuo ( $m^3/anno$ ) di oli e grassi prodotti:

$$Q_{oli-grassi} [m^3 / anno] = P_{oli-grassi} [kg / anno] / \gamma_{oli-grassi} [kg / m^3]. \quad [3.23]$$

Per calcolare quante volte  $n$  in un anno occorrerà scaricare gli oli e grassi dal volume  $V_{oli-grassi}$ , basterà rapportare il volume annuo di oli e grassi prodotto per il volume  $V_{oli-grassi}$  stesso:

$$n [\text{volte / anno}] = \frac{Q_{oli-grassi} [m^3 / anno]}{V_{oli-grassi} [m^3]}. \quad [3.24]$$

La frequenza di svuotamento in un anno dovrà avvenire almeno ogni  $f$  giorni:

$$f [d / volta] = \frac{365 [d / anno]}{n [\text{volte / anno}]}. \quad [3.25]$$

### 3.4.6 CARATTERISTICHE COSTRUTTIVE E TIPOLOGIE DI ALCUNI DISOLEATORI

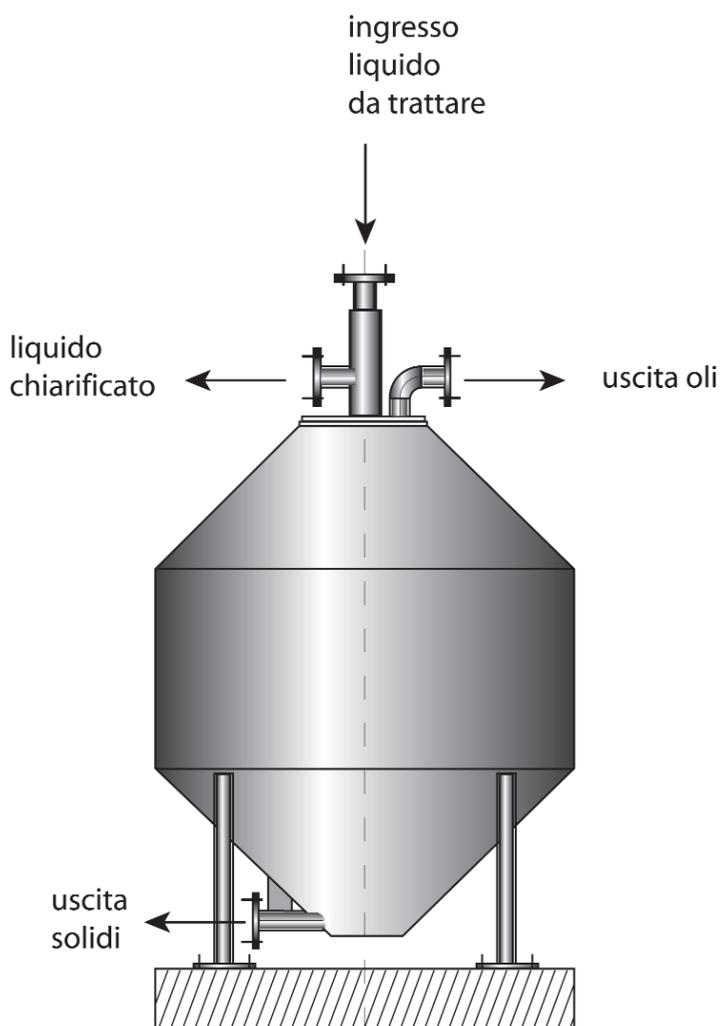
**Disoleatore e sgrassatore conico.** Questo tipo di disoleatore (fig. 3.21) viene utilizzato per risolvere il problema della separazione di oli e grassi dalla fase liquida, senza ricorrere alla flottazione o alla filtrazione.

Viene impiegato nel trattamento delle acque di scarico o nella fase produttiva delle più svariate industrie, dalle chimiche alle elettriche, dalle alimentari alle metalliche, dalle minerarie alle petrolchimiche, tessili, cartarie, dalla lavorazione della gomma a quelle delle vernici.

Il disoleatore conico sfrutta un flusso dinamico controllato per separare velocemente, da una miscela liquida, i solidi ed i liquidi più leggeri (per es. olio e gras-

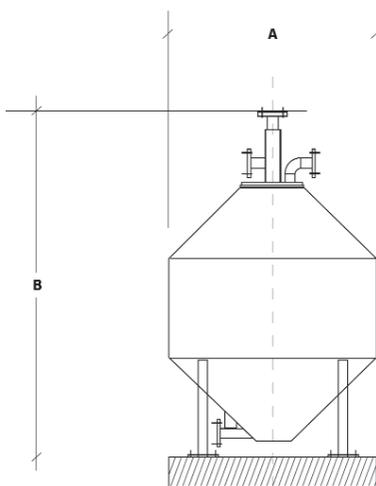
si da acqua).

Il disoleatore conico è stato pensato principalmente per separare oli e solidi dall'acqua, ma può essere anche impiegato per trattare altri liquidi di differente peso specifico, così come pure liquidi contenenti solidi non disciolti.



**Figura 3.21** – Disoleatore e sgrassatore conico (mod. DCN). Figura riadattata elettronicamente dal Catalogo Ecoplants S.r.l.

La separazione dei solidi per gravità e dei liquidi per flottazione viene accelerata, in questo tipo di disoleatore, dall'azione centrifuga di un flusso toroidale. Questo flusso viene provocato dalla particolare configurazione bi-conica del serbatoio. L'acqua da trattare, attraverso una tubazione posta centralmente, arriva al centro del serbatoio e fuoriesce dal diffusore inferiore. L'acqua chiarificata, attraverso il diffusore superiore, arriva alla tubazione di scarico, coassiale a quella d'ingresso. Questa configurazione conica dei diffusori obbliga il flusso entrante verso il basso, accelerando la separazione dei solidi per gravità. Mentre i solidi continuano verso il basso e si raccolgono nella tramoggia dei fanghi, il flusso cambia direzione verso l'alto. Questa variazione di direzione favorisce il processo di flottazione e spinge gli oli e i grassi verso la sommità del serbatoio. Mentre gli oli e i grassi continuano verso l'alto, da dove vengono estratti, l'acqua separata subisce un ulteriore cambio di direzione verso il basso, per essere ripresa dal deflettore superiore ed avviata al riuso o allo scarico. Il serbatoio è costituito da una parte cilindrica e da due parti coniche che formano il tetto ed il fondo. Questa configurazione è ideale per la propagazione di un flusso toroidale. Il serbatoio e le parti interne sono costruite in acciaio zincato a caldo. La tramoggia di fondo, adibita alla raccolta del fango, è munita di un bocchello laterale di scarico. La parte conica superiore aumenta la concentrazione dell'olio e dei grassi separati e ne facilita l'estrazione.



CARATTERISTICHE TECNICHE				
	Portata	A Diametro serbatoio	B Altezza max	Diametro bocchelli
Modello	m <sup>3</sup> /h	mm	mm	mm
1	1,1	600	1050	25
2	2,2	900	1500	40
4	4,3	1200	2050	50
6	6,5	1500	2150	65
11	10,8	1850	2600	80
16	16,2	2450	3450	100
32	32,4	3650	5200	150

ATTACCHI FLANGIATI UNI 2277 PN 10

**Tabella 3.11** – Caratteristiche tecniche disoleatore e sgrassatore conico (mod. DCN). Tabella dal Catalogo della Ecoplants S.r.l.

**ESEMPIO 3.1**

Per il dimensionamento delle sezioni impiantistiche dei trattamenti preliminari (grigliatura, dissabbiatura e disoleatura) si rende necessario valutare i parametri idraulici fondamentali di un impianto di depurazione così caratterizzato:

- abitanti equivalenti serviti:  $N = 6000 \text{ ab.}$
- rete fognante in arrivo all'impianto: di tipo misto;
- coefficiente di afflusso in fognatura:  $\Psi = 0,8;$
- dotazione idrica pro-capite:  $C_{idr} = 200 \text{ litri/d} \times \text{ab.}$

Supponendo di trattare la portata mista, in tempo di pioggia, secondo la pratica inglese (vedere paragrafo 1.9.4, schema figura 1.8) calcolare la portata nera (portata di tempo asciutto)  $Q_n$  e la portata massima  $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$  (portata totale in tempo di pioggia).

**Soluzione.** Si procede con il calcolare la portata in tempo asciutto  $Q_n$  e successivamente la portata massima ammessa alle sezioni di trattamento preliminari, secondo l'ipotizzata pratica inglese:  $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n = 6 \times Q_n$ .

**Calcolo portata nera:**

$$\begin{aligned}
 Q_n &= \Psi \times (N \times C_{idr}) = 0,8 \times (6000 \text{ ab}) \times (200 \text{ litri/d} \times \text{ab}) = \\
 &= 960\,000 \text{ litri/d} = \\
 &= (960\,000 \text{ litri/d}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = \\
 &= 960 \text{ m}^3/\text{d} = \\
 &= (960 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ h/d}) = \\
 &= 40 \text{ m}^3/\text{h} = \\
 &= (40 \text{ m}^3/\text{h}) / (1 \text{ h}/3600 \text{ s}) \approx \\
 &\approx 0,011 \text{ m}^3/\text{s}.
 \end{aligned}$$

**Calcolo portata massima (in tempo di pioggia):**

$$\begin{aligned}
 Q_{max} &= Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n = 6 \times Q_n = \\
 &= 6 \times (40 \text{ m}^3/\text{h}) = 240 \text{ m}^3/\text{h} = \\
 &= (240 \text{ m}^3/\text{h}) / (1 \text{ h}/3600 \text{ s}) \approx \\
 &\approx 0,07 \text{ m}^3/\text{s}.
 \end{aligned}$$

### ESEMPIO 3.2

In base ai dati di progetto calcolati nell'esempio 3.1, dimensionare idraulicamente il canale di adduzione al comparto di grigliatura, in modo che, per tutti i possibili regimi di portata in arrivo all'impianto, risulti:

- in condizioni di tempo asciutto ( $Q_n$ ), una velocità media di flusso sempre  $> 0,30$  m/s;
- in tempo di pioggia ( $Q_{max}$ ), una velocità media sempre  $> 1,80$  m/s.

Si chiede, pertanto, di stabilire il diametro  $\phi$  e l'inclinazione  $i\%$  della tubazione che soddisfa i vincoli elencati, con un grado di riempimento sempre minore del 50%.

Per il calcolo idraulico si utilizzi la formula di BAZIN, ipotizzando per la tubazione in questione un coefficiente di BAZIN pari a circa  $\gamma_B \approx 0,23$ .

**Soluzione.** Nel dimensionamento del canale di adduzione al comparto di grigliatura si rendono necessarie due verifiche sulle velocità medie del flusso. È necessario, infatti, che in condizioni di tempo secco ( $Q_n$ ) la velocità media del flusso non scenda mai sotto  $0,30$  m/s; in quanto, come noto, le sabbie tendono a sedimentare per velocità del flusso attorno a  $0,20 \div 0,30$  m/s. Viceversa, in condizioni di pioggia ( $Q_{max} = Q_{tot} = Q_{pioggia} + Q_n$ ), la maggiore quantità di acqua che interessa i rami della rete fognante porta ad un vero e proprio "lavaggio" delle tubazioni, con la conseguenza che tutte le sabbie e le parti solide vengono risollevate dal fondo delle stesse e trasportate all'impianto (portata di punta dei solidi sospesi in tempo di pioggia).

Pertanto, nel caso di fognature miste in tempo di pioggia, è opportuno che siano adottate velocità medie non inferiori a  $1,80$  m/s, onde evitare il deposito di solidi sul fondo del canale di adduzione a monte della griglia.

#### Tubazione scelta:

diametro tubazione:  $\phi = 450$  mm;  
pendenza tubazione:  $i = 2,5\%$ ;  
indice di scabrezza (BAZIN):  $\gamma_B = 0,23$   
(tubazione in ghisa in servizio corrente, parzialmente arrugginita).

#### Dimensionamento:

Per una tubazione  $\phi 450$  con  $i = 2,5\%$ , la portata e la velocità media in condizione di flusso a bocca piena (grado di riempimento al 100%) risultano, rispettivamente:

$$Q_{piena} = 1562 \text{ m}^3/\text{h};$$

$$V_{piena} = 2,73 \text{ m/s.}$$

In base all'abaco di BAZIN in forma tabellare interpolando linearmente, si calcolano:

in tempo di pioggia: ponendo  $Q_H = Q_{max} = 240 \text{ m}^3/\text{h}$

velocità media flusso:	$V_H = V_{pioggia} = 1,86 \text{ m/s} > 1,80 \text{ m/s};$
battente idrico:	$H = H_{pioggia} = 12,5 \text{ cm.}$
grado di riempimento < 50%	$H = 12,5 \text{ cm} < \phi/2 = 45 \text{ cm}/2 = 22,5 \text{ cm.}$

in tempo secco: ponendo  $Q_H = Q_n = 40 \text{ m}^3/\text{h}$

velocità media flusso:	$V_H = V_{nera} = 0,96 \text{ m/s} > 0,30 \text{ m/s};$
battente idrico:	$H = H_{nera} = 5 \text{ cm.}$
grado di riempimento < 50%	$H = 5 \text{ cm} < \phi/2 = 45 \text{ cm}/2 = 22,5 \text{ cm.}$

Come si può notare, la tubazione scelta rispetta i vincoli imposti sulle velocità, mantenendo un grado di riempimento sempre inferiore al 50%.

**Osservazioni.** Una volta fissata la geometria della tubazione ( $\phi$ ,  $i$ ), se le condizioni imposte alle velocità non sono soddisfatte, risulterà necessario procedere per tentativi fissando, di volta in volta, differenti valori per il diametro e per la pendenza della tubazione funzionante a bocca piena (grado di riempimento 100%), per poi usare l'abaco di BAZIN in forma tabellare.

Si osservi che, nel caso particolare di canali a sezione circolare (tubi), fissata una tubazione di diametro  $\phi$  con pendenza  $i\%$  e con un grado di riempimento tra il 10% e il 50%, ad aumenti del battente liquido  $H < D$  ( $D$ : diametro tubazione) sia la portata convogliata  $Q_H$  che la velocità media  $V_H$  risultano variare con andamento quasi lineare.

Il massimo della velocità in condotta si ha per un grado di riempimento pari a circa l'80%:  $H = 0,8 \times D$ . Mentre, il massimo della portata convogliabile si ha per un grado di riempimento pari a circa il 90%:  $H = 0,9 \times D$ . Pertanto, per gradi di riempimento maggiori dell'80% la velocità tende a decrescere; mentre, la portata tende a decrescere per gradi di riempimento maggiori del 90%.

### ESEMPIO 3.3

In base ai dati di progetto calcolati negli esempi 3.1 e 3.2, valutare le dimensioni necessarie per il manufatto di grigliatura.

**Soluzione.** La sezione di grigliatura, come accennato al paragrafo 3.1.4, necessita prima di tutto del dimensionamento del canale di adduzione. Infatti, per evitare che la tubazione di adduzione possa funzionare a pressione, è necessario che l'altezza del battente idrico  $H_m$  immediatamente a monte delle barre della griglia (valutato a partire dal fondo del canale di adduzione al comparto stesso) sia minore della metà del diametro  $\phi$  assunto per la tubazione. Pertanto, si sfrutti la procedura nell'esempio 3.2 per ottenere i seguenti parametri idraulici di progetto:

#### Parametri idraulici di progetto

- portata nera (tempo asciutto):  $Q_n = 40 \text{ m}^3/\text{h}$ ; (esempio 3.1)
- portata massima (tempo di pioggia):  $Q_{max} = 240 \text{ m}^3/\text{h} \approx 0,07 \text{ m}^3/\text{s}$ ; (esempio 3.1)
- diametro tubazione:  $\phi = 450 \text{ mm}$ ;
- materiale tubazione: ghisa, in esercizio corrente (arrugginita);
- pendenza:  $i = 2,5\%$  (2,5 cm/1 m).

#### Geometria griglia (scelta)

- materiale griglia: piattine diritte d'acciaio;
- spazio tra una barra e l'altra:  $b = 20 \text{ mm}$ ;
- spessore singola piattina:  $s = 4 \text{ mm}$ ;
- forma piattina: circolare con  $k = 1,79$  (eq. 3.6);
- angolazione griglia:  $\alpha = 60^\circ$  rispetto l'orizzontale;
- massima velocità flusso tra le barre:  $V_{griglia} = 0,60 \text{ m/s}$ .

#### Area spazi griglia utile

Somma delle sezioni utili  $A_{utile}$  che la griglia cede alle linee di flusso della corrente liquida (eq. 3.1), valutate dal fondo del canale di adduzione (vedere dettagli in figura 3.3):

$$A_{utile} = Q_{max} / V_{griglia} = (0,07 \text{ m}^3/\text{s}) / (0,60 \text{ m/s}) \approx 0,12 \text{ m}^2.$$

#### Sezione trasversale liquida utile

Sezione utile trasversale  $S_{griglia}$  del tronco liquido immediatamente a valle delle barre della griglia (eq. 3.2):

$$S_{griglia} = A_{utile} \times \frac{b+s}{b} = (0,12 \text{ m}^2) \times \frac{(20 \text{ mm}) + (4 \text{ mm})}{(20 \text{ mm})} = 0,144 \text{ m}^2.$$

**Larghezza utile canale alloggiamento griglia**

In base a quanto visto nell'equazione 3.3, si decide per una lunghezza utile del canale pari a:

$$\begin{aligned} L_{griglia} &= 1,7 \times \phi = 1,7 \times (450 \text{ mm}) = 765 \text{ mm} = \\ &= 76,5 \text{ cm} = \\ &= 0,765 \text{ m}. \end{aligned}$$

**Altezza liquida a valle della griglia**

In base all'equazione 3.4:

$$H_{valle} = \frac{S_{griglia}}{L_{griglia}} = \frac{(0,144 \text{ m}^2)}{(0,765 \text{ m})} \approx 0,188 \text{ m}.$$

**Massima perdita di carico in griglia**

La massima perdita di carico concentrata della corrente nell'attraversamento degli spazi tra le barre della griglia si calcola tramite la formula di KIRSCHMER (eq. 3.6). Sostituendo i valori numerici si scrive:

$$\begin{aligned} \Delta H &= k \times (s/b)^{4/3} \times \text{sen} \alpha \times \frac{V_{griglia}^2}{2g} \times (100/m)^2 = \\ \Delta H &= 1,79 \times (4 \text{ mm} / 30 \text{ mm})^{4/3} \times \text{sen} 60^\circ \times \frac{(0,60 \text{ m/s})^2}{2 \times (9,81 \text{ m/s}^2)} \times (100/m)^2 \end{aligned}$$

Calcolando la perdita di carico nelle due situazioni estreme di griglia pulita ( $m = 100\%$ ) e griglia al massimo intasamento consentito ( $m = 40\%$ ), si ottiene:

- griglia pulita:  $m = 100\%$   $\Delta H \approx 0,003 \text{ m} = 0,3 \text{ cm};$
- griglia intasata:  $m = 40\%$   $\Delta H \approx 0,020 \text{ m} = 2,0 \text{ cm}.$

**Altezza liquida a monte della griglia**

In base all'equazione 3.5 si calcola il battente idrico della corrente rispetto al fondo del canale di adduzione (tubo  $\phi 450$ ) per le due condizioni estreme della griglia:

- griglia pulita:  $(m = 100\%)$   $H_{monte} = H_{valle} + \Delta H \approx 0,188 \text{ m} + 0,003 \text{ m} \approx 0,2 \text{ m};$   
risulta:  $H_{monte} < 0,5 \times \phi = 0,5 \times 0,45 \text{ m} = 0,225 \text{ m};$
- griglia intasata:  $(m = 40\%)$   $H_{monte} = H_{valle} + \Delta H \approx 0,188 \text{ m} + 0,020 \text{ m} \approx 0,21 \text{ m};$   
risulta:  $H_{monte} \approx 0,5 \times \phi = 0,5 \times 0,45 \text{ m} = 0,225 \text{ m};$

Nel caso di griglia pulita risulta  $H_{monte} < \phi/2$ ; mentre, nel caso di griglia intasata risulta  $H_{monte} \approx \phi/2$ . La griglia riesce, quindi, a funzionare bene fino al suo grado di intasamento massimo consentito (con  $m = 40\%$  la percentuale di intasamento nella sezione trasversale del flusso è del  $100\% - m = 60\%$ ). Raggiunta la percentuale massima di intasamento, quindi, dovrà essere previsto un allontanamento del materiale grigliato (tramite rimozione periodica manuale o automatizzata).

### Quantità di sostanze grigliate

Considerando una quantità specifica massima di circa  $25 \text{ litri/ab} \times \text{anno}$ , il volume annuale di materiale grigliato è:

$$Q_{grigliato} = (25 \text{ litri/ab} \times \text{anno}) \times (6000 \text{ ab}) = 150'000 \text{ litri/anno} = \\ = (150'000 \text{ litri/anno}) / (1000 \text{ litri/m}^3) = 150 \text{ m}^3/\text{anno}.$$

Avendo considerato, per sicurezza, un peso specifico per il materiale grigliato pari a circa  $1 \text{ kg/litro}$ , il peso del materiale grigliato annualmente è:

$$P_{grigliato} = (150'000 \text{ litri/anno}) \times (1 \text{ kg/litro}) = 150'000 \text{ kg/anno} = \\ = (150'000 \text{ kg/anno}) / (365 \text{ d/anno}) \approx 411 \text{ kg/d}.$$

Ipotizzando un contenuto medio di umidità dell'80% (0,8), il contenuto di materiale solido prodotto è:

$$P_{solido} = (1 - 0,8) \times 411 \text{ kg/d} \approx 83 \text{ kg/d (circa 83 litri/d)}.$$

Supponendo di voler stoccare il materiale solido grigliato in un contenitore da  $600 \text{ litri}$ , sarà necessario svuotarlo ogni  $600 \text{ litri} / (83 \text{ litri/d}) \approx 7 \text{ d}$  (7 giorni circa).

### Dimensioni comparto di grigliatura

- |   |   |
|---|---|
| – canale di adduzione:                  | $\phi 450$ con $i = 2,5\%$ ;                          |
| – griglia con piattine:                 | in acciaio;   |
| – spessore singola piattina:            | 4 mm;   |
| – spazio tra una barra e la successiva: | 20 mm;  |
| – angolazione griglia:                  | $\alpha = 60^\circ$ rispetto l'orizzontale;           |
| – altezza massima battente idrico:      | $H_{monte} = 20 \text{ cm}$ (arrotondato in eccesso); |
| – altezza minima canale in cls:         | $h_{min} = 35 \text{ cm}$ ;                           |
| – larghezza minima canale grigliatura:  | $L_{griglia} = 76,5 \text{ cm}$ ;                     |
| – lunghezza max canale grigliatura:     | $L_{canale} = 3,0 \text{ m}$ ;                        |
| – potenza massima da installare         |   |

(per la rimozione automatica del grigliato)

$$P_{\text{motore}} = 1 \text{ CV.}$$

### Scelta del tipo di griglia

In base alle dimensioni valutate per il comparto di grigliatura, e in base alle caratteristiche tecniche di ciascuna macchina fornite dal Costruttore, si potrebbero adottare i seguenti modelli di griglie:

- *griglia rotativa a barre* (figure 3.8 e 3.9); caratteristiche tecniche in tabella 3.3;
- *griglia meccanica a barre* (figura 3.10); caratteristiche tecniche in tabella 3.4;
- *griglia idraulica a barre* (figura 3.11); caratteristiche tecniche in tabella 3.5.

È da notare che alcune tipologie di griglie presentano delle inclinazioni standard diverse dai  $60^\circ$  ipotizzati. Ciò influisce solo sull'entità della perdita di carico che, per quanto visto con l'equazione di KIRSCHMER (eq. 3.6), risulta in questo esempio abbastanza contenuta. Pertanto, si può considerare il calcolo con  $\alpha = 60^\circ$  non lontano da quello che si potrebbe ricavare, ad esempio per  $\alpha = 75^\circ$ , relativamente ad una griglia meccanica a barre a pulizia frontale (tabella 3.4) con angolo di inclinazione delle barre di  $\alpha = 75^\circ$  (*mod. GSV*). Oppure, sempre con  $\alpha = 75^\circ$ , relativamente ad una griglia idraulica a barre a pulizia frontale (*mod. GSVO o GSVO*: tabella 3.5).

**Osservazioni.** Se la rete fognante fosse stata di tipo separata (solo acque nere), la procedura sarebbe stata identica, salvo considerare  $Q_{\text{max}} = k \times Q_n$ , dove il parametro  $k$  si ricava in funzione del numero di abitanti equivalenti da servire (vedere paragrafo 1.8.3, grafico in figura 1.4 a pag. 54).

### ESEMPIO 3.4

*In base ai dati di progetto riportati nell'esempio 3.1, dimensionare il comparto di dissabbiatura, ricordando che la rete fognante è di tipo misto e che, per il trattamento delle acque miste di pioggia, si adotta la pratica inglese (vedere paragrafo 1.9.4, schema figura 1.8). Dimensionare, inoltre, il canale di adduzione al comparto di dissabbiatura tenendo conto dei seguenti vincoli sulle velocità medie:*

- *massime velocità medie, valutate sulla portata  $Q_{\text{max}}$ , non superiori a 0,80 m/s;*
- *minime velocità medie, valutate sulla portata  $Q_n$ , non inferiori a 0,30 m/s.*

**Soluzione.** Per prima cosa conviene dimensionare la tubazione di adduzione e di uscita dal comparto di dissabbiatura. Questo è necessario perché nei canali e tubazioni di col-

legamento disposte a monte del dissabbiatore, per evitare accumuli di sabbie, occorre garantire sempre, anche con la portata minima in tempo secco, una velocità superiore a  $0,30 \text{ m/s}$ . Inoltre, sia nel canale (o tubazione) di ingresso che di uscita dalla vasca di dissabbiatura, è necessario che la velocità della fase liquida non superi i  $0,80 \text{ m/s}$  circa, in modo da evitare di "disturbare" il regime idraulico di sedimentazione all'interno della vasca. In ogni caso le vasche di dissabbiatura dovranno esser dotate di ampi deflettori, in modo da evitare il più possibile corti circuiti e zone morte nella vasca.

#### Dimensionamento idraulico canali di collegamento (tubazione circolare)

Ipotizzando per la tubazione un coefficiente medio di scabrezza di BAZIN di circa  $\gamma_B \approx 0,23$  e, scegliendo una tubazione  $\phi 1000$  con inclinazione  $i = 0,3\%$ , si ottiene:

- portata a bocca piena (grado riempimento 100%):  $Q_{piena} = 4578 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- velocità a bocca piena (grado riempimento 100%):  $V_{piena} = 1,62 \text{ m/s}$ .

Interpolando linearmente sui dati tabellati dell'abaco di BAZIN per tubazione a sezione circolare, risulta:

in tempo di pioggia: ponendo  $Q_H = Q_{max} = 240 \text{ m}^3/\text{h}$   
 velocità media flusso:  $V_H = V_{pioggia} = 0,74 \text{ m/s} < 0,80 \text{ m/s}$ ;  
 battente idrico:  $H = H_{pioggia} = 15,5 \text{ cm}$ .  
 grado di riempimento  $< 50\%$   $H = 15,5 \text{ cm} < \phi/2 = 100 \text{ cm}/2 = 50 \text{ cm}$ .

in tempo secco: ponendo  $Q_H = Q_n = 40 \text{ m}^3/\text{h}$   
 velocità media flusso:  $V_H = V_{nera} = 0,40 \text{ m/s} > 0,30 \text{ m/s}$ ;  
 battente idrico:  $H = H_{nera} = 7 \text{ cm}$ .  
 grado di riempimento  $< 50\%$   $H = 7 \text{ cm} < \phi/2 = 100 \text{ cm}/2 = 50 \text{ cm}$ .

Come si può notare, la tubazione scelta rispetta i vincoli imposti sulle velocità, mantenendo un grado di riempimento sempre inferiore al 50%.

---

**Nota.** Nell'esempio 3.6 viene proposta, per i canali di collegamento al comparto di dissabbiatura, una relazione tecnica di dimensionamento idraulico di un canale a sezione rettangolare in cls.

---

#### Caso 1: dimensionamento dissabbiatore a canale

Parametri idraulici di progetto:

- portata nera:  $Q_n = 40 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- portata massima:  $Q_{max} = 240 \text{ m}^3/\text{h}$ .

**Calcolo altezza liquida utile dissabbiatore**

Fissando, per indurre la sedimentazione delle sabbie, la massima velocità all'interno del canale dissabbiatore pari a  $0,30 \text{ m/s}$ , il valore massimo dell'altezza liquida utile nel dissabbiatore (misurata dal fondo del canale di adduzione: vedere dettagli in figura 3.14) si calcola tramite l'equazione 3.10:

$$H_{diss} = \frac{Q_{max}}{V \times B_{diss}} = \frac{Q_{max} [m^3 / s]}{(0,30 \text{ m/s}) \times B_{diss} [m]} = \frac{0,07 \text{ m}^3 / s}{(0,30 \text{ m/s}) \times (2,00 \text{ m})} \approx 0,12 \text{ m};$$

avendo fissato come primo tentativo (ad esempio, tra i vari modelli disponibili in un catalogo) per la larghezza utile del canale dissabbiatore il valore:

$$B_{diss} = 2,00 \text{ m}.$$

**Verifica idraulica con tubazioni di collegamento**

Avendo scelto per i canali di collegamento al comparto di dissabbiatura delle tubazioni a sezione circolare di diametro  $\phi 1000 \text{ mm}$  ( $1,0 \text{ m}$ ), risulta:

$$H_{diss} = 0,12 \text{ m} < \phi/2 = (1,0 \text{ m})/2 = 0,50 \text{ m}.$$

La verifica è soddisfatta in quanto, per un battente idrico di  $H = 0,12 \text{ m}$  nella tubazione  $\phi 1000$  scelta, la relativa velocità in condizioni di portata massima risulta  $V_{pioggia} \approx 0,73 \text{ m/s} < 0,80 \text{ m/s}$ .

**Scelta della lunghezza del dissabbiatore a canale**

Compatibilmente con il vincolo dato dalla disequazione 3.9\_c, si fissa una lunghezza utile del dissabbiatore di:

$$L_{diss} = 7,50 \text{ m} > 25 \times H_{diss} = 25 \times (0,12 \text{ m}) = 3,00 \text{ m}.$$

**Sezione in pianta utile al dissabbiatore**

Avendo fissato la larghezza utile  $B_{diss} = 2,00 \text{ m}$  e la lunghezza  $L_{diss} = 7,50 \text{ m}$ , il valore della sezione in pianta risulta:

$$S_{diss} = B_{diss} \times L_{diss} = (2,00 \text{ m}) \times (7,50 \text{ m}) = 15,00 \text{ m}^2.$$

**Calcolo della superficie in pianta minima**

Essendo l'impianto alimentato da una rete fognante mista, si assume un carico idraulico superficiale massimo pari a:

$$C_{idr \max} = 25 \text{ m}^3/h \times \text{m}^2 \text{ (valutato sulla portata totale in tempo di pioggia)}.$$

Pertanto, in base all'equazione 3.11, si calcola la minima superficie in pianta per il dis-

sabbiatore:

$$S_{diss\ min}[m] = \frac{Q_{max}[m^3/h]}{C_{is\ max}[m^3/h \times m^2]} = \frac{240\ m^3/h}{25\ m^3/h \times m^2} \approx 10\ m^2.$$

Risultando  $S_{diss} > S_{diss\ min}$ , il dimensionamento risulta accettabile.

**Nota.** Nel caso di impiego di un dissabbiatore a canale, si deve provvedere a che le condizioni idrauliche a valle (battente idrico e valore della velocità critica) non influenzino il regime idraulico all'interno del canale dissabbiatore. In tal modo, si evita di turbare la sedimentazione delle sabbie durante il dissabbiamento. Come noto dall'Iraulica, ciò si ottiene disponendo a valle un opportuno manufatto (venturimetro) che perturbi il profilo della corrente liquida, fino ad innescare immediatamente a valle di esso (se la corrente di moto uniforme che vi giunge è lenta) il cosiddetto "risalto idraulico". Ovvero, costringere il profilo della corrente liquida ad un passaggio da corrente veloce a corrente lenta, attraverso l'altezza critica, tramite un vortice permanente di dissipazione. In questo modo, nel venturimetro si crea una vera e propria "barriera idraulica" che non consente ad eventuali perturbazioni della corrente ancora più a valle di propagarsi e risalire al dissabbiatore a canale. È necessario, quindi, prevedere un venturimetro a valle del canale di dissabbiatura per evitare interferenze sulla sedimentazione delle sabbie.

### Caso 2: dimensionamento dissabbiatore aerato

Parametri idraulici di progetto:

- portata nera:  $Q_n = 40\ m^3/h;$
- portata massima:  $Q_{max} = 240\ m^3/h.$

### Calcolo superficie in pianta dissabbiatore aerato

Si fissa un valore del carico idraulico superficiale pari a:

$$C_{idr\ max} = 35\ m^3/h \times m^2 \text{ (valutato sulla portata totale in tempo di pioggia).}$$

La superficie minima in pianta per il dissabbiatore aerato è (eq. 3.12):

$$S_{diss\ min}[m] = \frac{Q_{max}[m^3/h]}{C_{is\ max}[m^3/h \times m^2]} = \frac{240\ m^3/h}{35\ m^3/h \times m^2} = 6,86\ m^2.$$

Si sceglie, come nel caso 1, una sezione in pianta rettangolare di dimensioni:

$$S_{diss} = B_{diss} \times L_{diss} = 2,00\ m \times 3,50\ m = 7,00\ m^2 > S_{diss\ min} = 6,86\ m^2.$$

**Calcolo del volume liquido utile**

Si fissa un'altezza liquida di circa  $H_{diss} = 2,50 \text{ m}$ , si calcola quindi il volume utile necessario al dissabbiatore aerato (eq. 3.13):

$$V_{diss} = S_{diss} \times H_{diss} = (7,00 \text{ m}^2) \times (2,50 \text{ m}) = 17,50 \text{ m}^3.$$

**Tempo di detenzione idraulico minimo**

Il tempo di detenzione idraulico effettivo, valutato sulla portata massima (eq. 3.14), risulta pari a:

$$\begin{aligned} t_{eff} &= V_{diss}/Q_{max} = (17,50 \text{ m}^3)/(240 \text{ m}^3/\text{h}) \approx 0,073 \text{ h} = \\ &= (0,073 \text{ h}) \times (60 \text{ min}/\text{h}) = \\ &\approx 4,4 \text{ min}. \end{aligned}$$

Risultando  $t_{eff} > t_{min}$ , nell'intorno di  $4 \text{ min}$ , il dimensionamento risulta corretto.

---

**Nota.** Tempi maggiori di  $4 \text{ min}$  possono venire adottati quando si voglia un rendimento particolarmente spinto nell'abbattimento delle sabbie, eliminando anche sabbie con dimensioni inferiori di  $0,2 \text{ mm}$ . Tempi di detenzione idraulica maggiori di  $4 \text{ min}$ , valutati sulla portata massima in tempo di pioggia, possono venire adottati ad esempio quando, assieme al dissabbiamento, si voglia ottenere anche un effetto di *preaerazione*.

---

**Dimensionamento sistema di insufflazione aria**

Seguendo quanto consigliato dal METCALF&EDDY, si può stimare un consumo specifico di aria insufflata pari a circa:

$$0,3 \text{ m}^3/\text{min} \times ml \text{ (metri cubi al minuto per metro lineare di lunghezza di vasca).}$$

Avendo fissato una lunghezza della vasca pari a  $L_{diss} = 3,50 \text{ m}$ , la portata media d'aria necessaria risulta:

$$\begin{aligned} Q_{aria} &= (0,3 \text{ m}^3/\text{min} \times ml) \times (3,50 \text{ m}) = 1,05 \text{ m}^3/\text{min} = \\ &= (1,05 \text{ m}^3 \text{ aria}/\text{min}) \times (60 \text{ min}/\text{h}) = \\ &= 63 \text{ m}^3 \text{ aria}/\text{h} = \\ &= (63 \text{ m}^3 \text{ aria}/\text{h}) \times [(273)/(273 + 20 \text{ }^\circ\text{C})] = \\ &= 59 \text{ Nm}^3 \text{ aria}/\text{h} \text{ (Normal-metri cubi)}. \end{aligned}$$

Questo dato sarà necessario per il dimensionamento idraulico del circuito di insufflaggio (vedere dettagli nell'esempio 2.35 a pag. 307).

### Potenza massima richiesta (calcolo di massima)<sup>(†)</sup>

Ipotizzando mediamente un consumo lordo di energia (comprensiva, quindi, anche delle perdite di carico lungo il percorso di adduzione dell'aria e di un rendimento del gruppo motore-compressore pari a  $\eta_{tot} = 0,70$ ) di circa:

$$e = 10 \text{ Wh/m}^3 \text{ aria (per metro cubo di aria insufflata),}$$

risulta una potenza complessiva utile (lorda) da fornire di:

$$P_{tot} = e \times Q_{aria} = (10 \text{ Wh/m}^3 \text{ aria}) \times (63 \text{ m}^3 \text{ aria/h}) \approx 630 \text{ W} = 0,63 \text{ kW.}$$

### Potenza installata per il compressore

La potenza da installare per l'insufflazione dell'aria è:

$$P_{inst} = 1,30 \times P_{tot} = 1,30 \times 0,63 \text{ kW} \approx 0,82 \text{ kW.}$$

### Consumo annuale di energia elettrica (dissabbiatura aerata)

Il consumo annuale di energia elettrica:

$$E_{tot} = P_{tot} \times (24 \times 365 \text{ h/anno}) = (0,63 \text{ kW}) \times (24 \times 365 \text{ h/anno}) \approx 5519 \text{ kWh/anno}$$

pari ad un consumo annuale di energia elettrica per abitante equivalente:

$$e_N = E_{tot}/N = (5519 \text{ kWh/anno})/(6000 \text{ ab}) \approx 0,92 \text{ kWh/anno} \times \text{anno.}$$

### Quantità di sabbie trattenute

La quantità di sabbie che possono essere raccolte dal sistema di dissabbiamento possono essere valutate pari a circa  $30 \text{ litri/anno} \times \text{ab}$ . Pertanto, il volume annuale probabile di sabbie recuperate sarà:

$$\begin{aligned} Q_{sabbie} &= (30 \text{ litri/anno} \times \text{ab}) \times (6000 \text{ ab}) = 180'000 \text{ litri/anno} = \\ &= (180'000 \text{ litri/anno})/(1000 \text{ litri/m}^3) = 180 \text{ m}^3/\text{anno} = \\ &= (180 \text{ m}^3/\text{anno})/(8760 \text{ h/anno}) = 0,02 \text{ m}^3/\text{h.} \end{aligned}$$

Ipotizzando per le sabbie presenti nelle acque reflue un peso specifico di circa  $\gamma_{sabbie} = 2650 \text{ kg/m}^3$  a  $18^\circ\text{C}$ , si ricava la portata annuale in peso di sabbie raccolte:

---

<sup>(†)</sup> La valutazione di massima delle potenze necessarie e dei relativi consumi energetici può ottenersi direttamente tramite ipotesi semplificatrici e abbastanza approssimate: come fatto in questo esempio. Per valori più precisi e per una stima esatta dei consumi energetici è necessario, anche, consultare il Costruttore.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{sabbie}} &= Q_{\text{sabbie}} \times \gamma_{\text{sabbie}} = (180 \text{ m}^3/\text{anno}) \times (2650 \text{ kg/m}^3) \approx 477'000 \text{ kg/anno} = \\
 &= (477'000 \text{ kg/anno})/(365 \text{ d/anno}) \approx \\
 &\approx 1307 \text{ kg/d} \approx 1,31 \text{ t/d} = \\
 &= (1307 \text{ kg/d})/(24 \text{ h/d}) \approx 54 \text{ kg/h}.
 \end{aligned}$$

**Osservazioni.** Il contenuto delle sabbie varia col variare del tempo piovoso. Nel caso di tempo secco, le poche sabbie sedimentate e raccolte potrebbero fare insorgere processi di anaerobiosi per la presenza di sostanze organiche. Pertanto, prima della loro rimozione, tali contenute quantità di sabbie è opportuno che siano sottoposte ad un'azione di separazione con aria in pressione e ad un successivo lavaggio con acqua.

#### Dimensioni comparto di dissabbatura aerato

- tubazione di adduzione:  $\phi 1000$  con  $i = 0,3\%$ ;
- sezione in pianta: *rettangolare*;
- lunghezza utile:  $L_{\text{diss}} = 3,50 \text{ m}$ ;
- larghezza utile:  $B_{\text{diss}} = 2,00$ ;
- superficie utile in pianta:  $S_{\text{diss}} = 7,00 \text{ m}^2$ ;
- altezza liquida:  $H_{\text{diss}} = 2,50 \text{ m}$ .
- portata media (in tempo secco):  $Q_n = 40 \text{ m}^3/\text{h} = 960 \text{ m}^3/\text{d}$ ;
- portata aria insufflata:  $Q_{\text{aria}} = 59 \text{ Nm}^3 \text{ aria/h}$  (Normal-metri cubi).
- massima potenza stimata (da installare):  $P_{\text{inst}} = 0,82 \text{ kW}$  (da calcolo di massima).  
(vedere nota alla pagina precedente)
- sabbie scaricate:  $Q_{\text{sabbie}} = 0,02 \text{ m}^3/\text{h}$ .

#### Scelta del tipo di dissabbiatore aerato

In base alle caratteristiche tecniche per vasche di dissabbatura aerate in pianta rettangolare riportate in tabella 3.8, per il dissabbiatore in oggetto può essere utilizzato anche il *modello DVV-201*, relativo ad una portata media in tempo secco di circa:  $900 \text{ m}^3/\text{d}$ ; con manufatto dalle seguenti dimensioni d'ingombro e caratteristiche tecniche:

- larghezza:  $B = 2,0 \text{ m}$ ;
- lunghezza:  $L = 10,0 \text{ m}$ ;
- altezza:  $H = 3,10 \text{ m}$ ;
- aria richiesta:  $Q_{\text{aria}} = 57 \text{ Nm}^3 \text{ aria/h}$ ;
- potenza motori:  $P_{\text{motori}} = 0,4 \text{ kW}$  (da catalogo).

Per questo tipo di dissabbiatore la superficie in pianta (interna) può stimarsi pari a:

$$\begin{aligned} B_{diss} &= B - (0,30 \text{ m}) \times 2 = 2,0 \text{ m} - 0,60 \text{ m} = 1,40 \text{ m}; \\ L_{diss} &= L - (0,30 \text{ m}) \times 2 = 10,0 \text{ m} - 0,60 \text{ m} = 9,40 \text{ m}; \\ S_{diss} &= B_{diss} \times L_{diss} = (1,40 \text{ m}) \times (9,40 \text{ m}) = 13,16 \text{ m}^2; \\ H_{diss} &= 3,0 \text{ m circa}; \\ V_{diss} &= S_{diss} \times H_{diss} = (13,16 \text{ m}^2) \times (3,0 \text{ m}) = 39,48 \text{ m}^3; \end{aligned}$$

avendo considerato per le pareti delle vasche uno spessore di circa 30 cm. Impiegando questo modello, il tempo di detenzione idraulica sulla portata in tempo di pioggia è:

$$\begin{aligned} t_{eff} &= V_{diss}/Q_{max} = (39,48 \text{ m}^3)/(240 \text{ m}^3/\text{h}) \approx 0,164 \text{ h} = \\ &= (0,164 \text{ h}) \times (60 \text{ min}/\text{h}) \approx 10 \text{ min circa} > 4 \text{ min}. \end{aligned}$$

Pertanto, l'adozione del modello di vasca DVV-201, permette di ottenere – relativamente ai dati di progetto di questo esempio – oltre al dissabbiamento abbastanza spinto delle sabbie, anche un effetto di preaerazione del liquame.

È possibile, altrimenti, utilizzare il *classificatore lavatore sabbia mod. SES 45* (vedere dati tecnici in tabella 3.9), relativo ad un intervallo di portate pari a 30 ÷ 60 m<sup>3</sup>/h. L'ingombro della macchina e le caratteristiche tecniche sono:

– larghezza:	1,95 m;
– lunghezza:	5,85 m;
– diametro spirale:	450 mm
– rendimento separazione sabbie	95% (granulometria > 0,2 mm).
– sabbie scaricabili:	fino a 3,2 m <sup>3</sup> /h.

**Osservazioni.** Nel caso di adozione di dissabbiatori aerati con altezze abbastanza impegnative (4 ÷ 5 metri) si consiglia di impiegare l'equazione 3.12 con valori massimi del carico idraulico superficiale minori di 45 m<sup>3</sup>/h × m<sup>2</sup>, in modo che i tempi medi di detenzione idraulica, valutati sulla portata massima sia per fognature separate che miste, siano dell'ordine dei 4 ÷ 5 minuti. Per qualsiasi tipo di impianto taluni Testi in letteratura consigliano di non scendere mai sotto i 3 minuti; considerando i dissabbiatori particolari unità impiantistiche nelle quali, un dimensionamento generoso non crea problemi, anzi migliora i rendimenti e l'elasticità di gestione.

**ESEMPIO 3.5**

In base ai dati idraulici di progetto riportati nell'esempio 3.1, dimensionare la vasca di disoleatura, ricordando che la rete fognante è di tipo misto e che, per il trattamento delle acque miste di pioggia, si adotta la pratica inglese (vedere paragrafo 1.9.4, schema figura 1.8).

**Soluzione.** I parametri idraulici di progetto sono la portata nera e la portata massima:

- portata nera:  $Q_n = 40 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- portata massima:  $Q_{\max} = 240 \text{ m}^3/\text{h}$ .

**Minima superficie in pianta disoleatore**

In base all'equazione 3.16\_b:

$$S_{\min} = [0,07 \text{ m}^2 / (\text{m}^3 / \text{h})] \times Q_{\max} = [0,07 \text{ m}^2 / (\text{m}^3 / \text{h})] \times (240 \text{ m}^3 / \text{h}) = 16,8 \text{ m}^2.$$

**Volume oli e grassi selezionati**

In base all'equazione 3.17:

$$V_{\text{oli-grassi}} = \frac{40 [\text{litri}]}{3,6 [\text{m}^3 / \text{h}]} \times Q_{\max} [\text{m}^3 / \text{h}] = \frac{40 \text{ litri}}{3,6 \text{ m}^3 / \text{h}} \times (240 \text{ m}^3 / \text{h}) \approx 2667 \text{ litri} \approx 2,7 \text{ m}^3.$$

**Volume fanghi sedimentati**

In base all'equazione 3.18:

$$V_{\text{fanghi}} = \frac{100 [\text{litri}]}{3,6 [\text{m}^3 / \text{h}]} \times Q_{\max} [\text{m}^3 / \text{h}] = \frac{100 \text{ litri}}{3,6 \text{ m}^3 / \text{h}} \times (240 \text{ m}^3 / \text{h}) \approx 6667 \text{ litri} \approx 6,7 \text{ m}^3.$$

**Volume di separazione oli e grassi**

Il volume necessario perché avvenga il processo di selezione degli oli e dei grassi dalla fase liquida acquosa si calcola mediante l'equazione 3.19:

$$V_{\text{sep}} = \frac{t_{\text{sep}} [\text{s}] \times Q_{\max} [\text{m}^3 / \text{h}]}{[3,6 (\text{m}^3 / \text{h}) / (\text{litri} / \text{s})]} = \frac{(300 \text{ s}) \times (240 \text{ m}^3 / \text{h})}{[3,6 (\text{m}^3 / \text{h}) / (\text{litri} / \text{s})]} = 2000 \text{ litri} = 2,0 \text{ m}^3;$$

avendo scelto il tempo medio  $t_{\text{sep}}$  di separazione degli oli e grassi dalla fase liquida acquosa in base ai dati consigliati nella tabella 3.10.

### Volume utile del disoleatore

In base all'equazione 3.20, il volume utile del disoleatore si calcola:

$$\begin{aligned} V_{disol} &= V_{oli-grassi} + V_{fanghi} + V_{sep} = \\ &= (2,7 \text{ m}^3) + (6,7 \text{ m}^3) + (2,0 \text{ m}^3) = \\ &= 11,4 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

### Calcolo volume annuo oli e grassi prodotti

In base alle equazioni 3.21, 3.22 e 3.23, si ha:

$$Q_{oli-grassi} = \frac{[(6 \text{ kg / anno} \times ab) \times (6000 \text{ ab})]}{(850 \text{ kg / m}^3)} \approx 42,4 \text{ m}^3 / \text{anno}.$$

### Frequenza di smaltimento annuale degli oli e grassi

In base alle equazioni 3.24 e 3.25, la frequenza con cui si dovrà provvedere allo smaltimento degli oli e grassi selezionati sarà ogni volta di:

$$f = \frac{(365 \text{ d / anno}) \times V_{oli-grassi} [\text{m}^3]}{Q_{oli-grassi} [\text{m}^3 / \text{anno}]} = \frac{(365 \text{ d / anno}) \times (2,7 \text{ m}^3)}{(42,4 \text{ m}^3 / \text{anno})} \approx 23 \text{ d}.$$

Pertanto, ogni 23 giorni circa (quindi, mensilmente) si dovrà prevedere allo smaltimento idoneo degli oli e grassi selezionati dal refluo trattato.

In Italia è, infatti, in vigore il D.P.R. 23 agosto 1982 n. 691 "Attuazione della Direttiva CEE n. 75/439 relativa alla eliminazione degli oli usati", che prevede che la gestione degli oli usati sia curata da un apposito Consorzio a livello nazionale che ne cura la loro raccolta, eventuale rigenerazione, riutilizzo (ad esempio a scopo energetico) e smaltimento nel rispetto delle Norme contro l'inquinamento dell'aria, dell'acqua e del suolo.

### Scelta del tipo di disoleatore

Si ritiene che per impianti di tipo municipale, il trattamento di disoleazione e sgrassatura possa essere efficacemente combinato con la fase di dissabbiatura aerata. Infatti, si riconosce che una tipologia di vasca di disoleazione del tipo di quella in figura 3.20 possa adattarsi perfettamente a quella riportata in figura 3.17, relativa ad un dissabbiatore aerato. In questo modo, tramite idonei dispositivi meccanici traslanti e tramite un'insufflazione d'aria sufficientemente elastica è possibile separare le sabbie per sedimentazione e selezionare gli oli e grassi in superficie tramite dei raccoglitori sul pelo liquido in vasca.

**ESEMPIO 3.6**

Nell'esempio 3.4 si è proposto il dimensionamento idraulico dei canali di collegamento del comparto di dissabbiatura utilizzando una tubazione di sezione circolare. In questo esempio si propone una relazione tecnica di calcolo per il dimensionamento e la verifica idraulica di un canale a sezione rettangolare in calcestruzzo armato con pareti in perfette condizioni. I vincoli cinematici sono quelli imposti nell'esempio 3.4:

- massime velocità medie, valutate sulla portata  $Q_{max}$ , non superiori a 0,80 m/s;
- minime velocità medie, valutate sulla portata  $Q_n$ , non inferiori a 0,30 m/s.

**Soluzione.** Per il calcolo idraulico si anticipa quanto poi accennato più avanti nel testo, nella sezione “L'idraulica negli impianti di depurazione” (Parte XII). Per il dimensionamento idraulico si utilizza una delle formule disponibili in Idraulica. Ad esempio, la formula di GAUCKLER-STRICKLER per i canali a pelo libero:

$$V = k_S \cdot R^{2/3} \cdot i_f^{1/2}; \quad [3.6.1]$$

dove:

- $V$  è la velocità media:  $V = Q/A$ , con  $A$  sezione trasversale al flusso:  $A = h \times B$ ;
- $h$  è l'altezza liquida nel canale;
- $B$  è la larghezza del canale;
- $R = A/P$  è il raggio idraulico della sezione (rapporto tra la superficie liquida  $A$  trasversalmente al flusso e il perimetro  $P$  del contorno bagnato del canale);
- $i_f$  è la pendenza del canale (m/m);
- $k_S$  è il coefficiente di scabrezza di GAUCKLER-STRICKLER.

In base all'**Appendice–G**, un canale con pareti in conglomerato armato in buone condizioni presenta un coefficiente di scabrezza di GAUCKLER-STRICKLER pari a circa:

$$k_S = 70 \text{ m}^{-1/3} \times \text{s}^{-1}.$$

Si comincia con il fissare le dimensioni geometriche del canale utilizzando, orientativamente, i parametri fondamentali scelti per la tubazione circolare (vedere esempio 3.4):

- altezza del canale: 0,30 m;
- larghezza del canale: 1,00 m (pari al diametro  $\phi$  scelto per la tubazione circolare);
- sezione trasversale: rettangolare (fondo piatto: pendenza della base 0,0%);
- pendenza del canale: 0,3% (0,003 m/m = 3 mm/m).

I dati idraulici di progetto sono quelli relativi all'esempio 3.4, e vengono di seguito riportati per comodità di lettura:

in tempo di pioggia: ponendo  $Q = Q_{max} = 240 \text{ m}^3/h \approx 0,07 \text{ m}^3/s$ ;

in tempo secco: ponendo  $Q = Q_n = 40 \text{ m}^3/h \approx 0,01 \text{ m}^3/s$ .

In base alla geometria fissata per il canale, si esegue la verifica idraulica sfruttando la formula di GAUCKLER-STRICKLER. La procedura è la seguente:

- si fissa il valore della portata  $Q$ ;
- si esprime la sezione  $A$  in funzione dell'altezza liquida  $h$  (incognita):  $A = B \times h$ ;
- si esprime il raggio idraulico in funzione dell'altezza liquida  $h$  (incognita):  $R = A/P = (B \times h)/(2h \times B)$ ;

In base al valore fissato per la portata, tramite l'equazione 3.6.1 si calcola per tentativi il valore dell'altezza liquida  $h$ , e successivamente tutte le altre grandezze idrauliche. In particolare, la velocità media  $V$ . I risultati delle iterazioni di calcolo sono riassunti nelle tabelle riportate alle pagine seguenti (relazione di calcolo), relativamente alle due portate di progetto (portata nera e portata massima in tempo di pioggia).

---

#### Simbologia utilizzata nella relazione di calcolo

**h** = tirante  
**Corda** = corda della sezione idrica  
**Chi** = perimetro bagnato  
**Sigma** = area della sezione idrica  
**R** = raggio idraulico  
**V** = velocità  
**GR** = grado di riempimento  
**H** = carico piezometrico  
**Zita** = affondamento del baricentro  
**S.tot** = spinta totale  
**Qmax** = portata massima della sezione  
**hc** = tirante di stato critico  
**Vc** = velocità critica  
**Qc** = portata critica  
**Froude** = numero di Froude

**SEZIONE RETTANGOLARE**

Sezione	Base [m]	Altezza [m]	PendFondo [%]	Formula	Scabrezza
Adduz_Diss	1,00	0,30	0,00	GS	70,00

Tratto: Canali di collegamento al comparto di dissabbiatura

Pendenza canale [m/m]: 0,003

Verifica sezione Adduz Diss IN CONDIZIONI DI TEMPO SECCO.

**RIEPILOGO TRATTI**

Tratto	Sezione	Pend [m/m]	H [m]	Q [mc/s]
Canale collegamento dissabbiatura	Adduz_Diss	0,003000	0,03	0,01

**Formola di Resistenza: Gauckler-Strickler**

h	Corda	Chi	Sigma	R	V	Q	GR
[m]	[m]	[m]	[m <sup>2</sup> ]	[m]	[m/s]	[mc/s]	[%]
0,031	1,0000	1,0614	0,0307	0,0289	0,3613	0,0111	3,07
H	Zita	S.tot	Qmax	hc	Vc	Qc	Froude
[m]	[m]	[mc]	[mc/s]	[m]	[m/s]	[mc/s]	
0,037	0,015	0,001	1,843	0,023	0,549	0,017	0,658

**ALVEO A DEBOLE PENDENZA**

Si può notare come, in condizioni di portata nera la velocità media del flusso si mantiene superiore al valore limite di  $0,30 \text{ m/s}$ . Inoltre, per la data portata e per le caratteristiche geometriche scelte per il canale, lo stesso risulta a debole pendenza, con battente idrico di circa  $3 \text{ cm}$  e grado di riempimento del  $3\%$  circa.

#### SEZIONI RETTANGOLARE

Sezione	Base [m]	Altezza [m]	PendFondo [%]	Formula	Scabrezza
Adduz_Diss	1,00	0,30	0,00	GS	70,00

#### RIEPILOGO TRATTI

Tratto	Sezione	Pend [m/m]	H [m]	Q [mc/s]
Canale collegamento dissabbiatura	Adduz_Diss	0,003000	0,10	0,07

#### VERIFICHE NEI TRATTI

Tratto: Canali di collegamento al comparto di dissabbiatura

Verifica sezione Adduz\_Diss IN CONDIZIONI DI MASSIMA PORTATA IN TEMPO DI PIOGG

Pendenza canale [m/m]: 0,003

h	Corda	Chi	Sigma	R	V	Q	GR
[m]	[m]	[m]	[m <sup>2</sup> ]	[m]	[m/s]	[mc/s]	[%]
0,10	1,00	1,19	0,10	0,08	0,72	0,07	9,72
H	Zita	S.tot	Qmax	hc	Vc	Qc	Froude
[m]	[m]	[mc]	[mc/s]	[m]	[m/s]	[mc/s]	
0,12	0,05	0,01	1,84	0,08	0,98	0,09	0,74

#### ALVEO A DEBOLE PENDENZA

Anche in condizioni di massima portata in tempo di pioggia risulta verificato il vincolo sulla velocità media del flusso, che si mantiene minore del limite fissato di 0,80 m/s. Infine, il canale scelto permette un deflusso con grado di riempimento di circa il 10%.

- 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. 6<sup>th</sup> 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; 6<sup>th</sup> 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).

