



Acea Elabori SpA

LG 023A – (Allegato I) - Ed. 2 - Rev. I

Nota Tecnica allegata alla Linea Guida LG023 “Standard e requisiti minimi Ingegneria Sanitaria e Ambientale” – Criteri di dimensionamento

Validità: 16 settembre 2019

1	PREMESSA.....	7
2	DATI DI PROGETTO	7
2.1	PORTATE	7
2.2	CARICHI INQUINANTI.....	9
3	STAZIONE DI SOLLEVAMENTO	10
3.1	SOLLEVAMENTO CON POMPE CENTRIFUGHE SOMMERGIBILI	10
3.1.1	Dimensionamento volume pozzo.....	10
3.1.2	Principi generali di progettazione dei pozzi	13
3.1.3	Il pozzo standard	15
3.1.4	Varianti del pozzo standard	16
3.2	SOLLEVAMENTO MEDIANTE COCLEE.....	21
3.2.1	Rendimento.....	23
3.2.2	Portata variabile	23
3.2.3	Variazione della velocità di rotazione	23
3.2.4	Campi di impiego indicativi.....	23
3.2.5	Dimensioni geometriche principali	25
3.2.6	Rapporto tra i diametri interno ed esterno.....	27
3.2.7	Angolo d’inclinazione	27
3.2.8	Prevalenza geodetica massima raggiungibile	28
3.2.9	Potenza assorbita	29
3.2.10	Il rendimento effettivo di sollevamento	30
4	CANALE VENTURI	32
5	GRIGLIATURA.....	34
5.1	CLASSIFICAZIONE DELLE GRIGLIE	34
5.1.1	Griglie grossolane a pulizia manuale	34
5.1.2	Griglie grossolane a pulizia automatica	35
5.1.3	Griglie fini.....	35

5.1.4	Rotostacci.....	35
5.2	DIMENSIONAMENTO DELLE GRIGLIE.....	35
5.3	CARATTERISTICHE E QUANTITÀ DEL MATERIALE GRIGLIATO.....	37
6	DISSABBIATURA.....	39
6.1	TIPOLOGIE DI DISSABBIATORI.....	39
6.2	DIMENSIONAMENTO DEI DISSABBIATORI AERATI.....	39
7	SEDIMENTAZIONE PRIMARIA.....	43
7.1	CARATTERISTICHE FISICHE DEI FANGHI.....	43
7.2	VASCHE DI PIOGGIA.....	43
7.3	DIMENSIONAMENTO DEI SEDIMENTATORI PRIMARI.....	43
7.3.1	Carico idraulico superficiale.....	44
7.3.2	Profondità.....	44
7.3.3	Tempo di ritenzione idraulica.....	44
7.3.4	Carico sullo stramazzo.....	45
7.3.5	Dimensioni delle vasche.....	45
7.4	EFFICIENZA DI SEDIMENTAZIONE.....	46
7.5	CARATTERISTICHE E QUANTITÀ DEI FANGHI.....	47
8	CHIARIFLOCCULAZIONE O COAGULAZIONE CHIMICA.....	49
8.1	PRINCIPALI REAZIONI CHIMICHE.....	49
8.1.1	Solfato di alluminio (Alum).....	50
8.1.2	Calce.....	50
8.1.3	Cloruro ferrico.....	51
8.1.4	Miscelazione iniziale dei reagenti.....	51
8.2	PRECIPITAZIONE DEL FOSFORO.....	51
8.2.1	Aspetti chimici della precipitazione.....	51
8.2.2	Strategie adottate.....	52
8.3	VANTAGGI E SVANTAGGI DELLA CHIARIFLOCCULAZIONE.....	54

9	TRATTAMENTI BIOLOGICI A BIOMASSA SOSPESA	56
9.1	DESCRIZIONE DEI PROCESSI	56
9.1.1	Bilancio di materia della biomassa	56
9.1.2	Bilancio di materia del substrato	57
9.2	COEFFICIENTI CINETICI E STECHIOMETRICI	61
9.3	DIMENSIONAMENTO DI UN SISTEMA PER LA RIMOZIONE DEL CARBONIO E LA NITRIFICAZIONE	63
9.4	DIMENSIONAMENTO DI UN SISTEMA INTEGRATO ANOSSICO-AEROBICO	64
9.5	PROCESSO AD AERAZIONE INTERMITTENTE	67
9.6	REATTORI BIOLOGICI A MEMBRANA (MBR)	68
9.6.1	Membrane piane	69
9.6.2	Membrane a fibra cava	70
9.7	RIEPILOGO PARAMETRI EMPIRICI PER IL DIMENSIONAMENTO DEI SISTEMI A FANGHI ATTIVI	71
9.8	MODELLO MATEMATICO ASM	71
10	TRATTAMENTI BIOLOGICI A BIOMASSA ADESA	73
10.1	FILTRI PERCOLATORI	74
10.1.1	Parametri caratteristici	75
10.1.2	Profondità	75
10.1.3	Ricircolo	75
10.1.4	Braccio distributore	76
10.1.5	Ventilazione	76
10.1.6	Temperatura	77
10.1.7	Nitrificazione nei filtri percolatori	77
10.1.8	Equazioni di dimensionamento	77
10.1.9	Procedure di dimensionamento per la nitrificazione terziaria	78
10.2	SISTEMA A DISCHI BIOLOGICI	79

I 1	SISTEMA DI AERAZIONE	81
I 1.1	AERATORI MECCANICI	81
I 1.2	DIFFUSORI	82
I 2	SEDIMENTAZIONE SECONDARIA	85
I 2.1	DIMENSIONAMENTO DELLE VASCHE DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA	86
I 2.2	DIMENSIONI DELLE VASCHE	87
I 3	FILTRAZIONE TERZIARIA	89
I 3.1	ASPETTI DA CONSIDERARE NEL DIMENSIONAMENTO DI UN FILTRO	89
I 3.2	FILTRI A NASTRO	89
I 4	SISTEMI DI DISINFEZIONE	90
I 4.1	CLORAZIONE	90
I 4.1.1	Dosaggio	91
I 4.1.2	Tempo di contatto	91
I 4.1.3	Dimensionamento	91
I 4.2	OZONIZZAZIONE	91
I 4.3	DISINFEZIONE CON RAGGI U.V.	93
I 4.3.1	Parametri di dimensionamento	93
I 4.3.2	Elementi costituenti un sistema U.V.	94
I 4.3.3	Esempio: Calcolo della Dose garantita per il depuratore di ROMA-OSTIA	95
I 5	LINEA FANGHI	98
I 5.1	PRODUZIONE DI FANGHI	98
I 5.2	ISPESSIMENTO	98
I 5.2.1	Ispessimento a gravità	98
I 5.2.2	Flottazione	100
I 5.3	STABILIZZAZIONE	102
I 5.3.1	Digestione aerobica	102
I 5.3.2	Digestione aerobica discontinua	105
I 5.3.3	Digestione anaerobica a singolo stadio ad alto carico	107

15.3.4	Digestione anaerobica a doppio stadio.....	110
15.3.5	Efficienza di abbattimento dei solidi volatili	110
15.3.6	Bilancio termico del digestore	111
15.4	DISIDRATAZIONE.....	112
15.4.1	Condizionamento chimico.....	113
15.4.2	Dispositivi di disidratazione meccanica.....	118
15.5	LETTI DI ESSICCAMENTO	125
16	PROFILO IDRAULICO.....	126
16.1	METODOLOGIA.....	129
16.2	CONDOTTE IN PRESSIONE	129
16.3	CORRENTI A PELO LIBERO	136
16.4	STRAMAZZI	138
16.5	GRIGLIE.....	139
17	PROPORZIONAMENTO IDRAULICO DEGLI SFIORATORI LATERALI	140

1 PREMESSA

Nel presente documento sono riportati i criteri generali minimi di verifica e dimensionamento degli impianti di depurazione, da adottare sia nel progetto di nuovi impianti che nella verifica degli impianti esistenti.

2 DATI DI PROGETTO

2.1 PORTATE

La determinazione delle portate influenti e dei carichi inquinanti, ovvero delle concentrazioni dei reflui, rappresenta il primo passaggio necessario per le successive fasi di dimensionamento e verifica delle opere idrauliche. In particolare, per tale determinazione deve essere eseguita un'analisi dei dati reali misurati in ingresso all'impianto in argomento, attraverso i quali è possibile acquisire informazioni fondamentali sulle caratteristiche specifiche del bacino fognario servito, dalle quali non è possibile prescindere nella progettazione di una nuova opera che deve integrarsi perfettamente nella realtà del sistema in cui va ad inserirsi.

All'analisi dei dati reali che forniscono informazioni sullo stato di fatto (consumi idropotabili, valori di portata trattata negli impianti di depurazione, misure in campo su condotte idriche o fognarie, ecc.) va affiancata da una valutazione dell'evoluzione della popolazione servita nel bacino di competenza dell'opera da effettuarsi a lungo, medio o breve termine in funzione del tempo medio di vita dell'intervento previsto.

La caratterizzazione del bacino servito, dovrà essere realizzata sulla base dell'analisi di più fonti, ad esempio la Carta Tecnica Regionale (scala 1:10.000 – 1:5.000), il P.R.G. dei Comuni di competenza, il layout esistente delle reti di distribuzione. A seguito d'indagini e verifiche in campo è possibile generare un poligono geo referenziato rappresentativo del bacino di interesse per il quale è necessario definire la popolazione, i consumi idropotabili e la tipologia di bacino.

La stima della popolazione attuale servita nel bacino servito precedentemente individuato, deve essere effettuata a partire dall'analisi dei dati raccolti, quali:

- profilo dei consumi idrici e portate immesse in rete;
- andamento della portata associato ai valori dei carichi biologici nei reflui;
- sezioni censuarie ISTAT;
- dati anagrafici del comune (CEU).

Si procede successivamente ad effettuare una stima della popolazione futura gravante sul bacino servito per mezzo di un'analisi dello sviluppo demografico nel comune di riferimento, e sulla base delle indicazioni fornite dagli strumenti urbanistici vigenti nel comune stesso.

Per quanto riguarda il valore della dotazione idrica procapite da assegnare alla popolazione servita è opportuno fare riferimento ai valori ricavati dai dati analizzati precedentemente (consumi idrici, valori di portata e carichi biologici nei reflui).

In alternativa è possibile utilizzare fare riferimento ai valori della dotazione idrica pro capite previsti dall'aggiornamento del Piano di Tutela delle Acque (P.T.A.) della Regione Lazio allegato alla deliberazione consiliare n. 18 del 23 novembre 2018.

Infatti, l'articolo 31 delle Norme Tecniche di Attuazione del suddetto P.T.A. recita: *"Gli scolmatori di piena di reti fognanti di tipo misto e di reti esclusivamente pluviali, devono essere dimensionati in modo tale che le portate di supero, sversate direttamente nei corpi idrici ricettori, abbiano caratteristiche compatibili con quelle del ricettore e con gli usi, in atto o previsti, dello stesso. La taratura dello scolmatore deve consentire la deviazione dei reflui quando le portate in tempo di pioggia superano di almeno 5 volte la portata di acque nere media in tempo secco. Per portata di acque nere media in tempo secco, deve intendersi il volume dei reflui urbani effettivamente recapitati nella rete fognaria dal bacino di utenza dell'impianto di depurazione ed è calcolata sulla base dell'utenza servita (numero abitanti equivalenti), della dotazione idrica, fissata in 250 litri/abitante x giorno, e del coefficiente di restituzione in fogna, fissato in almeno 0,8. È vietato il recapito diretto delle acque di scolmo in corpi idrici lacustri, salvo l'impossibilità di tecniche alternative"*.

Il calcolo empirico della portata media è eseguito sulla base delle seguenti formule:

Portata media nera in ingresso all'impianto Q_m (l/s):

$$Q_m = (P \cdot d \cdot c) / 86400$$

con P (AE) = numero di abitanti serviti

d (l/AE/d) = dotazione idrica giornaliera

c = coefficiente di afflusso in fogna, assunto pari a 0.8

Nel caso di impianti di depurazione, il coefficiente di punta tiene conto della contemporaneità degli scarichi ed è variabile in funzione del numero di abitanti serviti. Generalmente esso deve essere ricavato come rapporto tra il valore della portata massima di tempo asciutto e della portata media misurate nel bacino di riferimento.

In mancanza di dati reali può essere espresso empiricamente tramite la seguente relazione:

$$c_{pm} = \frac{\frac{5}{P^{1/6}} \cdot 150 + (d - 150)}{d}$$

con C_{pm} = coefficiente di punta

P = numero di abitanti serviti espresso in migliaia

d = dotazione idrica pro-capite

La portata di punta nera è determinata dal prodotto della portata media giornaliera e del coefficiente di punta nera.

Un bacino con una popolazione ridotta presenta una elevata contemporaneità dei consumi idrici e quindi elevati coefficienti di punta rispetto a bacini più estesi caratterizzati da un effetto di laminazione delle portate.

Per effettuare la verifica e il dimensionamento degli impianti di depurazione e sfioratori di piena posti in ingresso impianto, è necessario valutare il valore della portata massima di pioggia, vale a dire il valore limite da avviare a depurazione determinato in funzione del coefficiente di diluizione.

Per la stima del coefficiente di diluizione si fa riferimento alla normativa vigente in materia di acque. Nello specifico, per quanto concerne la Regione Lazio, le modalità di calcolo del coefficiente di diluizione sono precisate nel Piano di Tutela delle Acque (PTA) della Regione Lazio.

In sintesi i dati di input per le verifiche di dimensionamento degli impianti di depurazione sono:

Potenzialità	n° di abitanti equivalenti serviti
Dotazione idrica giornaliera	$I/AE \cdot d$
Coefficiente di afflusso in fogna	0,8
Coefficiente di punta nera	$5/(p^{1/6})$ (p = popolazione in migliaia)
Coefficiente di minimo nero	$0.2 \cdot p^{1/6}$
Tipo di fognatura	mista o separata
Portata di massima pioggia	Analisi pluviometriche
Portata massima trattabile	Concentrazioni inquinanti / Piano di Tutela

2.2 CARICHI INQUINANTI

I valori di letteratura indicati si riferiscono a carichi tipici dei reflui di origine civile. La scelta dei valori di produzione procapite adottati in progetto dovrà essere tenuto conto delle caratteristiche riscontrate nel refluo oggetto del trattamento.

Parametri	Produzione (gr/ab·d)
BOD ₅	~ 60
COD	120 ÷ 130
SST	70 ÷ 90
N totale	12 ÷ 14
P	2 ÷ 3

3 STAZIONE DI SOLLEVAMENTO

3.1 SOLLEVAMENTO CON POMPE CENTRIFUGHE SOMMERGIBILI

Le pompe sommergibili offrono vantaggi rispetto ad altre tipologie in termini di progettazione del pozzo e dell'intera stazione di pompaggio.

I principali vantaggi sono:

- Riduzione delle dimensioni del pozzo, per una data portata, per effetto delle buone caratteristiche idrauliche e per i minori volumi di accumulo dovuti a cicli di pompaggio più brevi;
- Il pozzo risulta più piccolo perché le pompe di riserva possono essere tenute fuori dal pozzo ed installate all'occorrenza;
- L'opera civile sovrastante la stazione di pompaggio può essere omessa o ridotta al minimo necessario, per garantire l'alloggiamento dei quadri elettrici.
- L'installazione delle pompe è semplice e rapida. Il sistema di accoppiamento automatico non necessita di bulloni di serraggio.

Le stazioni di pompaggio equipaggiate con pompe sommergibili risultano quindi generalmente meno costose sia come realizzazione che come gestione.

3.1.1 Dimensionamento volume pozzo

Il numero e la dimensione delle pompe si fissano in base alle portate da sollevare, tenendo conto di quelle di riserva.

I costruttori forniscono il numero massimo di avviamenti consentiti in 1 ora (per evitare surriscaldamenti del motore), in funzione del tipo di raffreddamento e delle condizioni di esercizio (sommergenza minima pompe).

max numero di avviamenti: 4-15

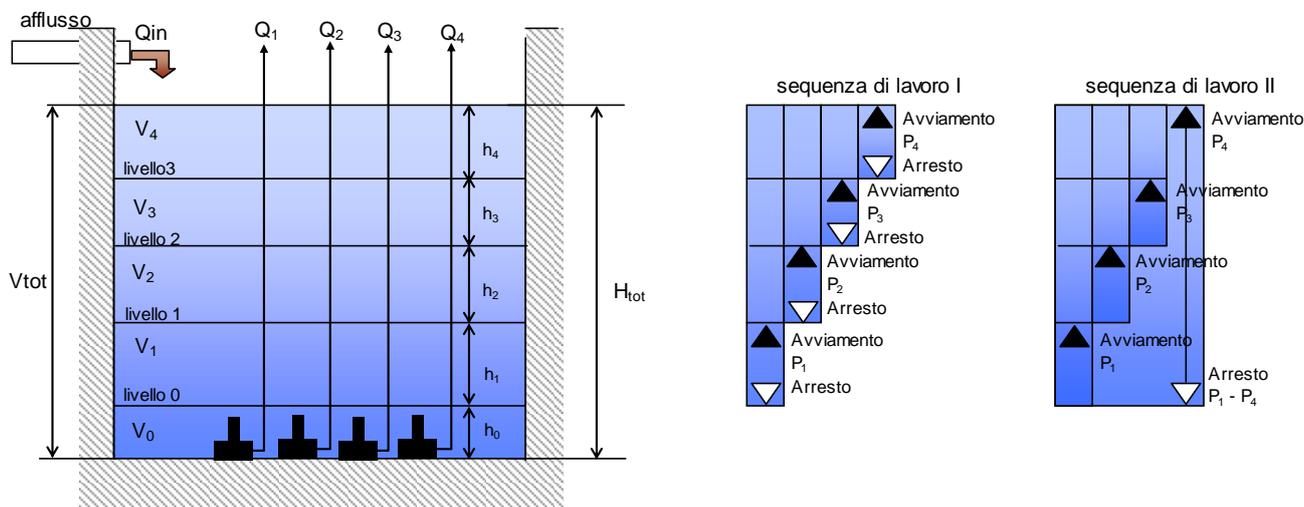


Figura 3.1. Sequenza di lavoro per 4 pompe

La durata di un ciclo T_c , ovvero l'intervallo di tempo tra due avviamenti successivi della pompa, dipende dal tempo di riempimento e dal tempo di svuotamento del volume utile richiesto.

$$T_c = \frac{V}{q} + \frac{V}{Q_p + q}$$

Con: q = portata in ingresso
 Q_p = portata della pompa

$$q = \frac{Q_p}{2}$$

Si dimostra che il ciclo più breve si verifica per $q = \frac{Q_p}{2}$ per cui sarà:

$$V_{rich} = \frac{T_{c\min} \cdot Q_p}{4}$$

La stessa formula può essere applicata per i volumi successivi (per una sequenza di pompe diverse).

Nel caso di più pompe con portate uguali o simili si può utilizzare il sistema di sovrapposizione dei volumi utili.

In questo caso la seconda pompa si avvierà solo se la portata q è superiore a Q_{p1} .

Il tempo di un ciclo per la seconda pompa sarà:

$$T_c = \frac{V_2}{q - Q_{p1}} + \frac{V_2}{Q_{p1+p2} - q} \quad \text{che si può anche scrivere}$$

$$T_c = \frac{V_2}{q - Q_{p1}} + \frac{V_2}{(Q_{p1+p2} - Q_{p1}) - (q - Q_{p1})} \quad \text{sostituendo } \Delta q = q - Q_{p1} \ ; \quad \Delta Q_p = Q_{p1+p2} - Q_{p1}$$

$$T_c = \frac{V_2}{\Delta q} + \frac{V_2}{\Delta Q_p - \Delta q}$$

Tc risulta minimo per $\Delta q = \frac{\Delta Q_p}{2}$ e quindi sarà:

$$V_{2\min} = \frac{T_{c\min} \Delta Q_p}{4}$$

E la portata critica $q_c = Q_{p1} + \frac{\Delta Q_p}{2}$

ΔH risulta costante e tale da differenziare senza imprecisioni i livelli.

Il volume totale richiesto per n pompe uguale e ΔH costante sarà:

$$V_{tot,n} = V_{rich} + (n-1)\Delta H \cdot s \quad \text{con } s = \text{superficie del pozzo}$$

In caso di rotazione delle pompe, il volume richiesto per una pompa va diviso per il numero di pompe.

$$V_{tot} = \frac{V_r}{n} + (n-1)\Delta H \cdot s$$

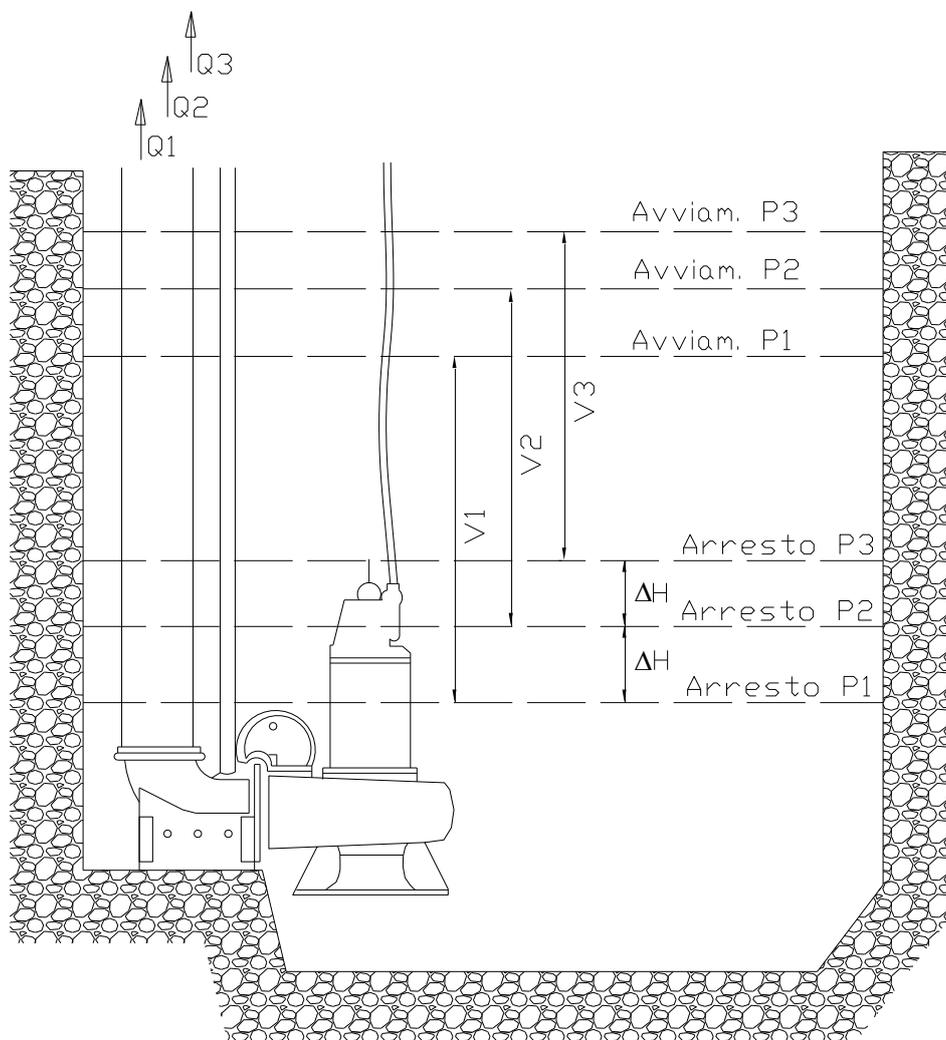


Figura 3.2. Schema di funzionamento per tre pompe uguali

3.1.2 Principi generali di progettazione dei pozzi

Il flusso d'acqua verso una pompa deve essere uniforme e costante, senza presenza di aria e vortici.

La mancanza di uniformità di flusso determina uno squilibrio del carico sulla girante non consentendo un funzionamento ottimale, con conseguente riduzione del rendimento idraulico.

Un flusso non costante produce un carico variabile sulla girante determinando rumorosità e vibrazioni, con possibili danneggiamenti meccanici.

Un eccesso di vorticosità in aspirazione può provocare una variazione significativa del punto di lavoro alterando la portata, la potenza ed il rendimento. Può inoltre originare zone a bassa pressione con formazione di vortici che costantemente si estendono all'interno della pompa.

Quest'aria causa inevitabilmente una riduzione della portata e costituisce, per la girante, un carico variabile: si generano così rumorosità e vibrazioni, con dannosi carichi di impatto sulle varie parti del sistema.

Per la corretta progettazione di un pozzo, devono essere considerati i seguenti aspetti:

- Il flusso d'acqua in ingresso al pozzo deve essere appropriatamente diretto verso l'aspirazione della pompa: ciò deve avvenire con il minimo di vorticosità e di perdite idrauliche;
- Per evitare la formazione di vortici di superficie le pareti verticali devono essere realizzate con opportuni riempimenti, evitando per quanto possibile, zone di ristagno dell'acqua. Nelle immediate vicinanze dell'aspirazione della pompa, è spesso consigliabile prevedere una parete per ridurre ogni tendenza alla formazione di vortici locali con conseguente entrata d'aria e dannose rotazioni di flusso. L'immersione minima delle pompe deve essere sufficiente ad evitare formazione di vortici superficiali;
- Sebbene debba essere evitata una turbolenza eccessiva con presenza di grossi mulinelli, una leggera turbolenza è spesso utile nel prevenire la formazione e lo sviluppo di vortici persistenti;
- I sedimenti, che potrebbero nel tempo diventare veri e propri depositi, non devono accumularsi nel pozzo. Devono pertanto essere evitate le zone stagnanti o a bassa velocità. Per prevenire la sedimentazione spesso vengono realizzati pozzi con fondo inclinato, muretti e gradini di riempimento;
- La schiuma di superficie, croste galleggianti, e piccoli detriti in genere, potrebbero restare in ogni zona relativamente calma della superficie d'acqua: questi materiali devono essere rimossi continuamente, evitandone l'accumulo. Il livello d'acqua dovrebbe essere abbassato il più possibile ad intervalli, in modo da aumentare velocità e turbolenza, ma evitando comunque l'entrata d'aria nella pompa. Ciò contribuirà a contrastare la tendenza all'accumulo di sedimenti sul fondo;
- In molti pozzi, l'ingresso della fognatura è posizionato ad un livello relativamente alto. Il liquido quindi deve compiere un salto elevato prima di arrivare nel pozzo. Il salto risulta tanto più elevato quanto più è basso il livello nel pozzo. Questo si verifica in genere quando le pompe stanno terminando lo svuotamento e sono prossime all'arresto. È necessario ridurre al minimo la quantità di aria nel liquame o comunque assicurarsi che possa raggiungere la superficie e fuoriuscire prima che il flusso raggiunga le pompe. Ne consegue che il percorso tra l'ingresso nel pozzo e le pompe deve essere sufficientemente lungo. L'energia dovuta alla caduta dovrebbe dissiparsi contro un ostacolo, per evitare velocità troppo elevate nel pozzo.
- Il pozzo dovrebbe essere il più piccolo e semplice possibile per ridurre i costi di realizzazione; deve comunque assicurare un volume minimo per evitare che si verifichino un elevato numero di avviamenti/ora.

I principi da adottare nel progettare un pozzo vengono illustrati in specifiche guide alla progettazione e in manuali contenenti regole pratiche, come quelli dello American Hydraulic Institute e del British Hydromechanics Research Association. Le regole teoriche non sono sempre applicabili ad ogni caso reale.

Quando si realizza un nuovo progetto fuori da standard collaudati, si raccomanda di eseguire un test su modello in scala.

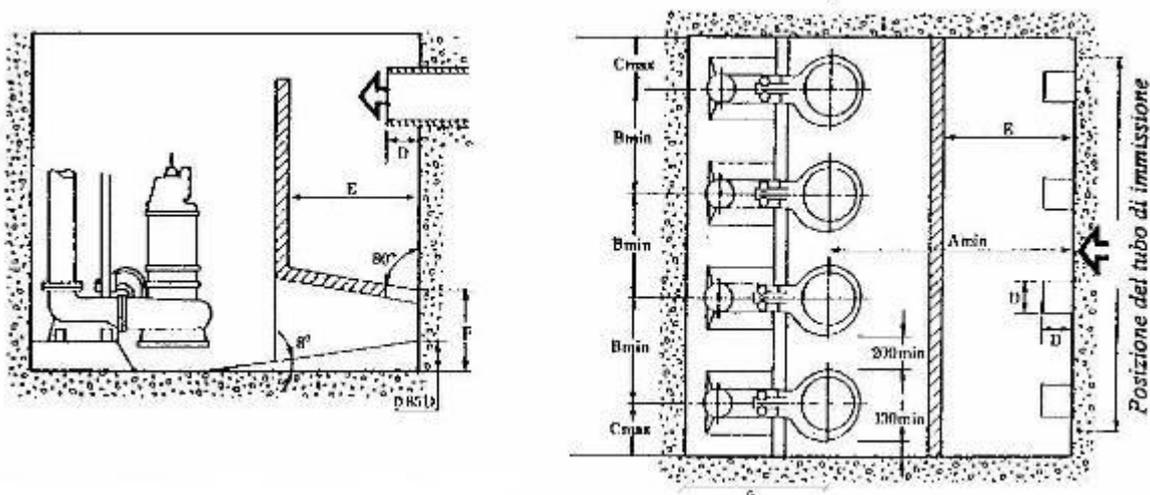


Figura 3.3. Disegno schematico del pozzo

3.1.3 Il pozzo standard

Per soddisfare tutte le esigenze esposte, è stato sviluppato e provato su modello in scala un disegno di pozzo divenuto ormai standard (Figura 3.3) e riproposto dalla più attuale letteratura tecnica.

Il pozzo ha le seguenti caratteristiche principali:

- Il flusso verso la pompa è il più possibile costante, uniforme e privo di vortici;
- L'eliminazione quasi completa dei vortici di superficie elimina i grossi ingressi d'aria nelle pompe;
- Si evitano zone a bassa pressione sotto l'aspirazione delle pompe prevenendo la formazione di vortici sommersi;
- Il pozzo è disegnato in modo che tutta l'aria in ingresso abbia la possibilità di fuoriuscire dall'acqua, raggiungendo la superficie prima di essere aspirata dalla pompa.

Il maggior ingresso d'aria viene ridotto facendo sì che il flusso in uscita dal tubo di adduzione urti contro un muro, che forma la camera di smorzamento. La camera è provvista di uscite dal fondo che rappresentano strozzature per il flusso in ingresso.

Questo sistema garantisce un tempo sufficiente per liberare la maggior parte d'aria contenuta nel getto. L'aria che riesce ad entrare nel pozzo pompe risale lungo il fondo inclinato della camera di smorzamento e quindi raggiunge la superficie in aderenza al muro verticale.

Il fondo della camera di smorzamento è posizionato in modo che l'uscita resti sempre sotto il minimo livello di acqua della camera delle pompe, evitando ulteriori ingressi d'aria.

Il muro di smorzamento posto di fronte al tubo di adduzione deve essere sufficientemente alto da garantire il totale contenimento del getto. Sebbene il flusso nella camera di smorzamento sia molto turbolento, è

possibile, in alcuni casi, che si accumulino del materiale galleggiante. Si possono allora realizzare degli stramazzi o passaggi laterali, che contribuiscono a prevenire l'accumulo di detriti.

Le uscite dal fondo della camera di smorzamento sono in asse con le pompe (un'uscita per ciascuna pompa).

Il flusso verso le pompe risulta quindi opportunamente distribuito nella camera delle pompe contribuendo a prevenire la formazione di vortici.

Il piede di accoppiamento della pompa è appoggiato su un basamento che, posto vicino alla sua aspirazione, contribuisce a ridurre la formazione di vortici sotto la pompa stessa, consentendo al flusso di raggiungerla con la stessa angolazione. Il tubo di mandata verticale è posizionato contro la parete del pozzo, eliminando la possibilità che la massa di acqua entri in rotazione dando origine a vortici dietro la pompa.

3.1.4 Varianti del pozzo standard

Molte varianti allo standard sono il risultato di un programma intenso di prove realizzato sia su modelli in scala, che su stazioni di sollevamento reali.

Le dimensioni principali del pozzo indicate da A ad F nelle Figura 3.5 Figura 3.6 Figura 3.7 e Figura 3.8 dipendono dalla portata della pompa. Le relazioni funzionali sono illustrate nel diagramma di Figura 3.4.

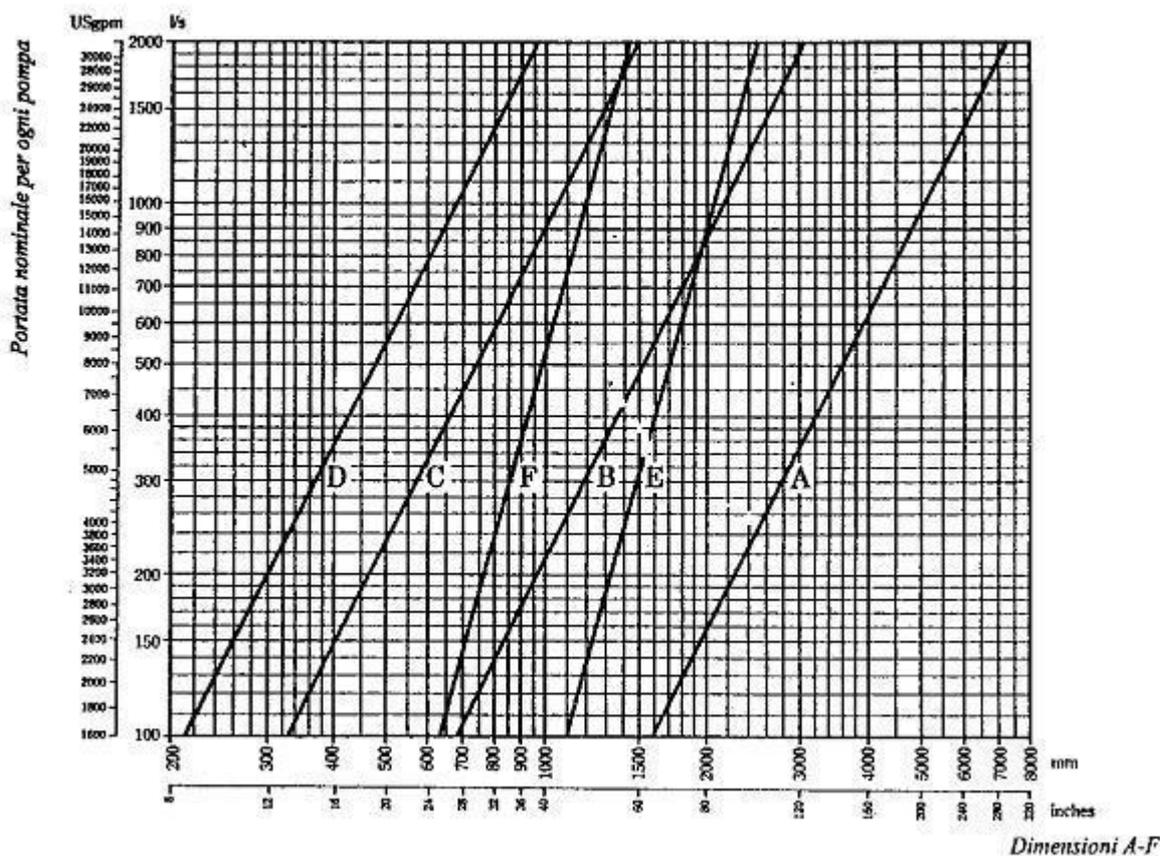


Figura 3.4. Dimensioni del pozzo

Le dimensioni raccomandate sono quelle ottimali e sono state verificate in applicazioni reali.

Ogni variazione ai valori indicati può determinare aumenti o diminuzioni delle velocità con rischi rispettivamente di formazione di vortici ed entrata d'aria o sedimentazione.

L'unica dimensione che può essere aumentata è la A. gli indici Min e Max indicano l'impossibilità rispettivamente di diminuire ed aumentare quelle dimensioni.

Note

1. dimensione B: la distanza tra due corpi pompa deve essere almeno 200 mm;
2. Dimensione C: la distanza tra il muro laterale e il corpo pompa deve essere almeno 100 mm;
3. Dimensione F: la minima profondità d'acqua nella camera delle pompe, cioè il livello di arresto dell'ultima pompa, non deve essere inferiore alla dimensiona F, avendo cura di verificare nel contempo che il corpo pompa resti sempre sommerso e che sia sempre garantito il minimo valore di NPSH richiesto;

4. tutte le dimensioni riguardanti la pompa ed il piede di accoppiamento rispetto al fondo pozzo e al basamento, sono indicate su specifiche tecniche o dimensioni di ingombro per ogni modello di pompa.

Pozzo con ingresso dall'alto

In funzione della posizione dell'entrata, possono essere realizzate due diverse configurazioni: (1) ingresso frontale, (2) ingresso laterale.

A - 1 Ingresso frontale

Il disegno mostrato in Figura 3.5 può essere usato per stazioni ad una o più pompe. Necessita di uno spazio minimo ed è la base per realizzazioni più complesse.

A - 2 ingresso laterale

Il disegno mostrato in Figura 3.6 è per un ingresso posizionato su uno dei lati del pozzo.

Il tubo di arrivo deve essere contenuto nella camera di smorzamento, quest'ultima deve quindi essere circa il 25% più larga rispetto alle dimensioni del tubo.

L'altezza del muro di smorzamento deve essere almeno pari ai $\frac{3}{4}$ rispetto alla dimensione del tubo. Per le altre dimensioni la configurazione del pozzo è simile a quella descritta in A - 1.

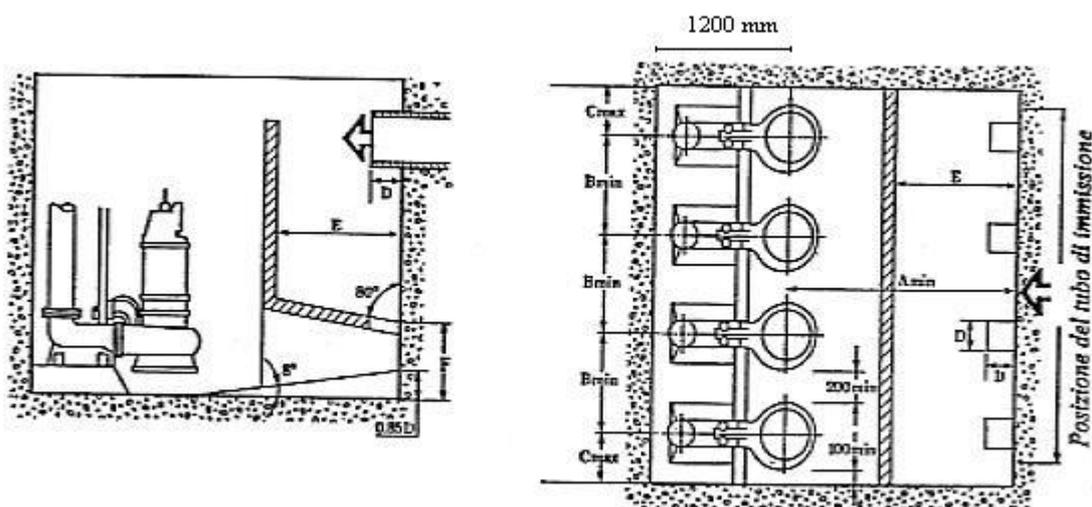


Figura 3.5. Pozzo con entrata frontale a livello alto, (A-1)

Bmin = 200mm,

Cmin = 100mm;

F = altezza minima di immersione delle pompe

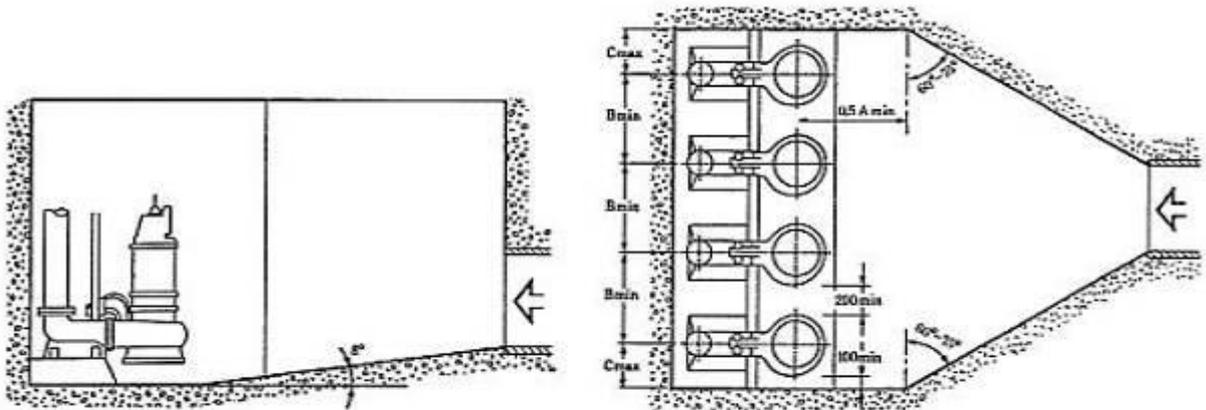


Figura 3.7. Pozzo con entrata frontale a livello basso (B-1)

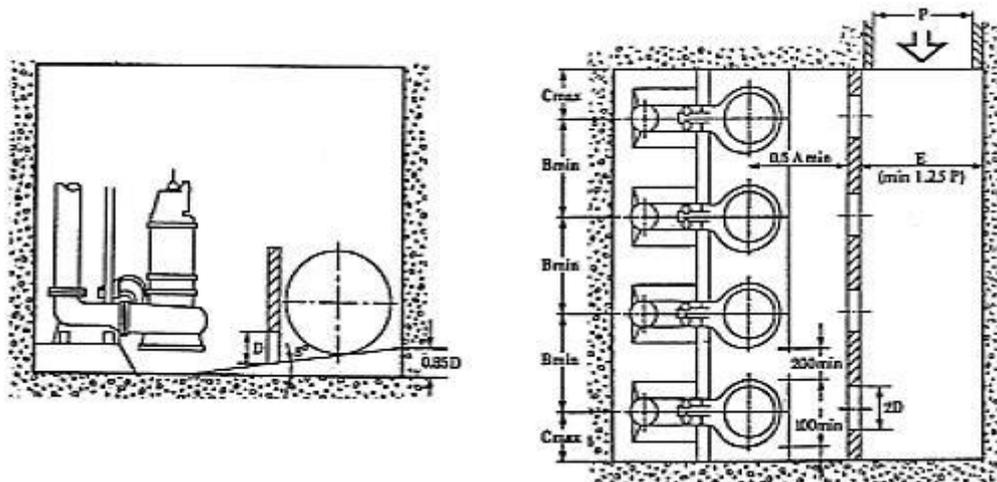


Figura 3.8. Pozzo con entrata laterale a livello basso (B-2)

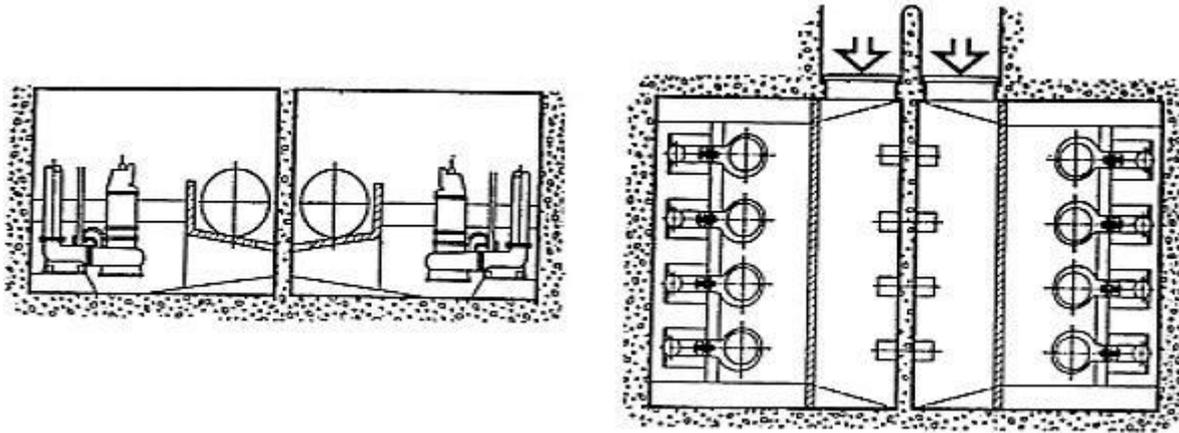


Figura 3.9. Doppio pozzo con entrata laterale a livello medio

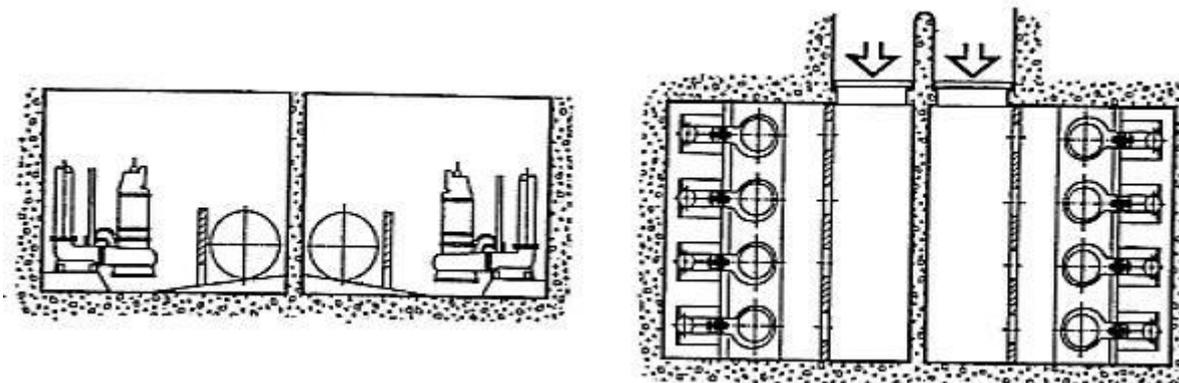


Figura 3.10. Doppio pozzo con entrata laterale in prossimità del fondo

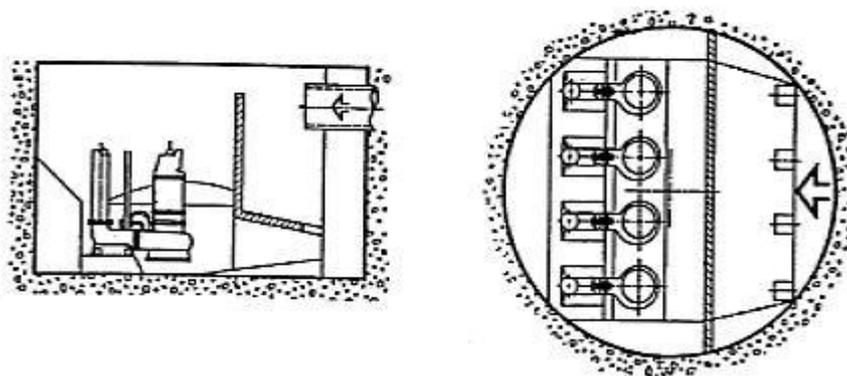


Figura 3.11. Struttura circolare esterna. Camera di afflusso frontale alle pompe

3.2 SOLLEVAMENTO MEDIANTE COCLEE

Il liquame che affluisce ad una stazione di sollevamento, subisce ampie variazioni quantitative in relazione agli utilizzi che stanno a monte, nonché alle condizioni atmosferiche e stagionali. L'impianto di sollevamento

deve quindi presentare caratteristiche di adattabilità ai vari regimi, tanto più si voglia mantenere lineare e continuo, senza picchi e interruzioni, il flusso in ingresso all'impianto di trattamento.

Un altro problema è costituito dal tipo di liquame da sollevare, talvolta fortemente carico di materiali di rifiuto, non di rado voluminosi e difficilmente pompabili.

La coclea, o vite di Archimede, è un'apparecchiatura semplice che non richiede particolari manutenzioni e che consente di economizzare sensibilmente sui costi di esercizio. Date le sue caratteristiche è ideale per far fronte ai suddetti problemi di variabilità delle portate e delle caratteristiche dei liquami.

La portata della coclea può variare in modo continuo, entro limiti molto ampi, proporzionalmente alla sommergenza (Figura 3.12) ed il rendimento rimane pressoché immutato, anche per notevoli variazioni di portata. Il passaggio libero attraverso le spire è sempre molto grande e consente il sollevamento di qualsiasi oggetto voluminoso che possa finire nel pozzo di raccolta.

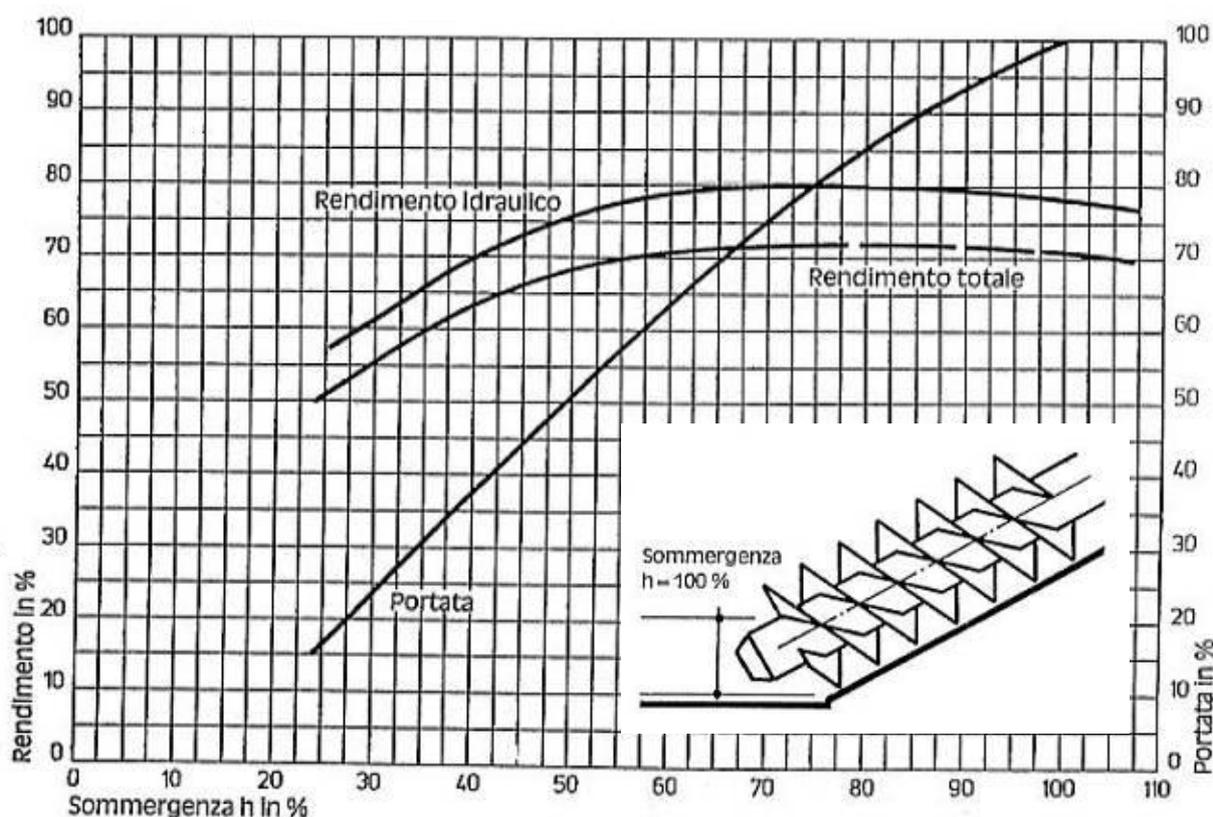


Figura 3.12. Rendimento idraulico della coclea

3.2.1 Rendimento

Come mostrato da grafico in Figura 3.12, il rendimento totale di una coclea resta costante lungo un ampio segmento della curva di portata, di conseguenza il consumo energetico aumenta e diminuisce in proporzione quasi diretta con la portata.

3.2.2 Portata variabile

Mentre la prevalenza geodetica è un parametro fisso dell'impianto, la portata subisce variazioni in relazione alla sommergenza (h) alla base della coclea. La portata massima si ottiene quando il livello del liquido nel pozzo di raccolta raggiunge il diametro esterno del tubo sul quale sono saldate le spire (Figura 3.13).

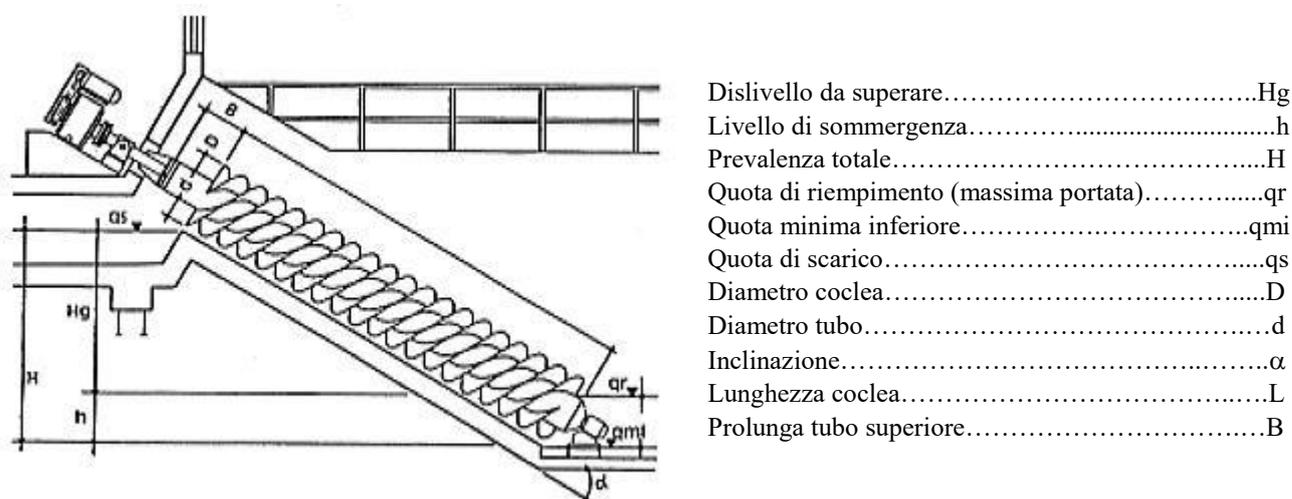


Figura 3.13.

Oltre che al livello di sommergenza (h), la portata è correlata alla velocità di rotazione della coclea che, a seconda del suo diametro, può variare dai 20 ai 90 giri al minuto. L'azionamento si ottiene di norma mediante un motore elettrico e la rotazione al valore desiderato mediante un riduttore di giri.

3.2.3 Variazione della velocità di rotazione

La velocità di rotazione è un dato che viene fissato in relazione alla portata di progetto desiderata, al diametro della coclea ed alla sua inclinazione.

Due diverse velocità di rotazione, nella medesima coclea, possono essere ottenute impiegando un motore a doppia polarità. In tal modo si rendono operanti due curve di portata da utilizzare in funzione di un volume di liquido in afflusso fortemente variabile.

3.2.4 Campi di impiego indicativi

La portata (Q) della coclea è determinata dal suo diametro (D) e dall'angolo di inclinazione (α) variabile fra 30° e 40° . La velocità di rotazione considerata nei grafici è quella ottimale, di massima portata. La massima

prevalenza ottenibile varia in base al diametro del tubo (d) ed è di circa 5 m per i diametri minori e di circa 10 m per i maggiori. Per prevalenze superiori è necessario installare le coclee in serie.

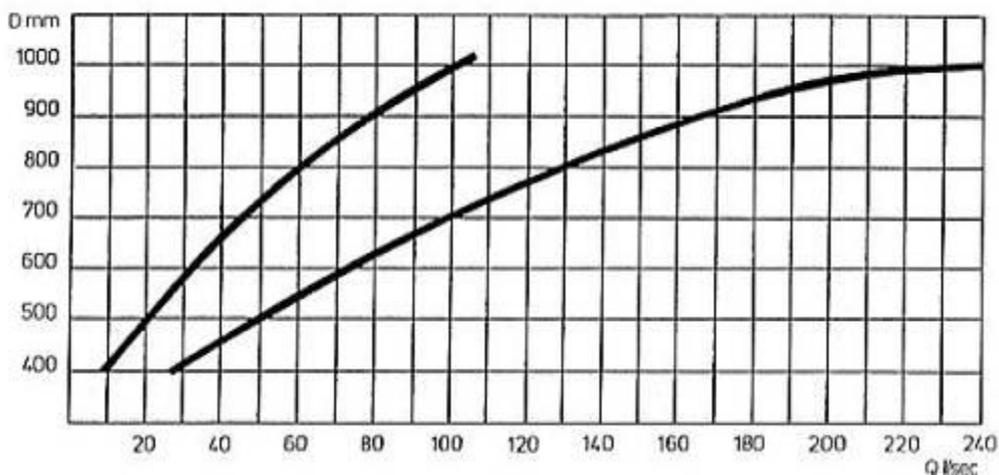


Figura 3.14. Campo di impiego delle coclee con diametro (D) compreso tra 400 mm e 1000mm

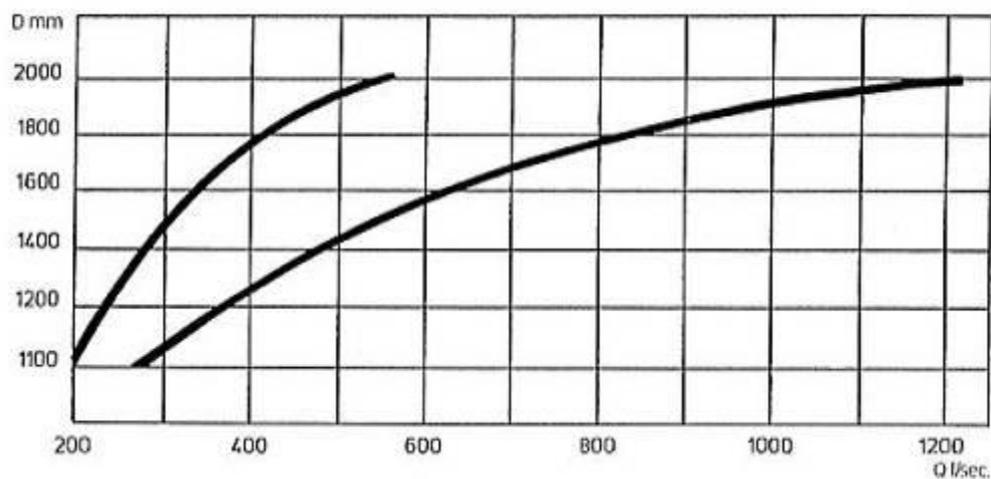


Figura 3.15. Campo di impiego delle coclee con diametro (D) compreso tra 1100 mm e 2000mm

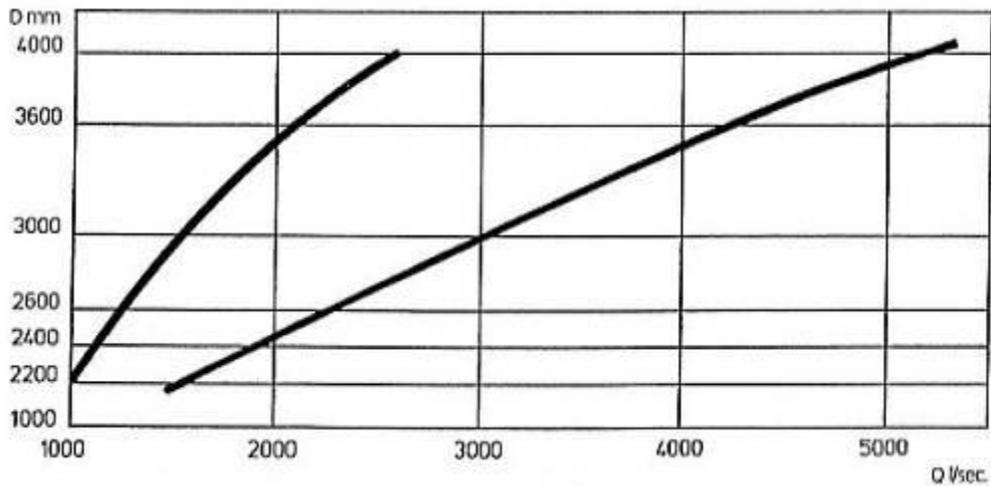
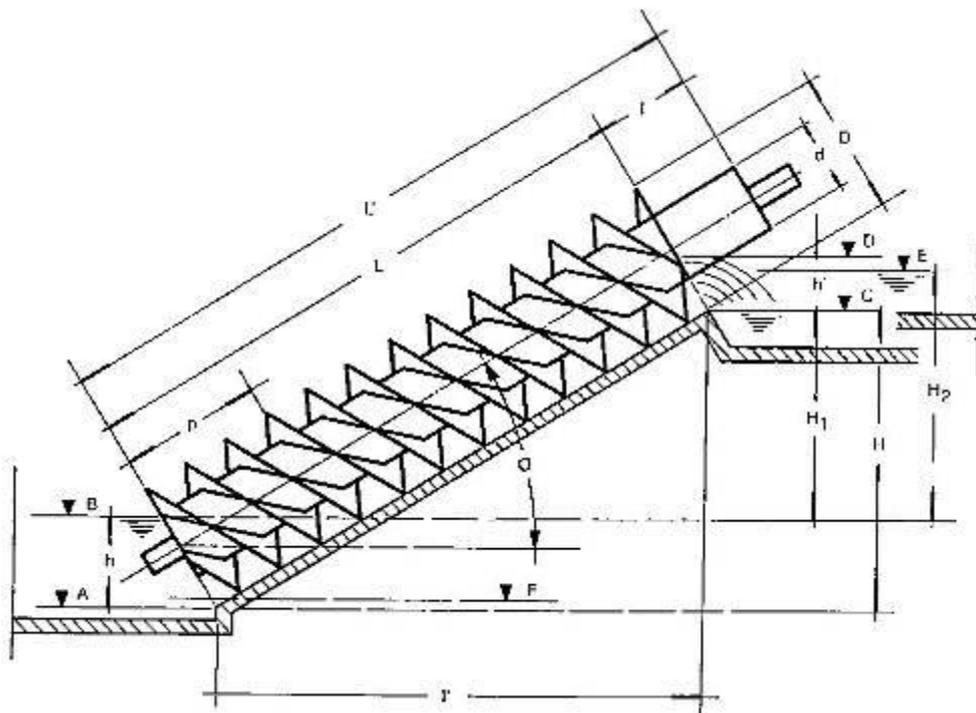


Figura 3.16. Campo di impiego delle coclee con diametro (D) compreso tra 2200 mm e 4000mm

3.2.5 Dimensioni geometriche principali

Altezza di massimo riempimento all'aspirazione

La coclea eroga la massima portata quando il livello B del liquido in aspirazione è situato ad una determinata altezza h rispetto alla quota dello spigolo inferiore A della spigolatura.



A	Livello allo spigolo inferiore	m
B	Livello alla massima portata	m
C	Livello di resa con scarico libero	m
D	Livello massimo del getto allo scarico	m
E	Livello di resa con scarico in contropressione	m
F	livello corrispondente alla portata nulla	m
h'	Altezza massima del getto di scarico	m
H	Altezza tra gli spigoli inferiore e superiore	m
H ₁	Prevalenza geodetica a scarico libero (dipende dalle perdite di carico totali dell'impianto)	m
H ₂	Prevalenza geodetica con scarico in contropressione	m
α	Angolo di inclinazione	(α = 30°÷38°)
S	Numero dei principi	
p	Passo delle spirali	m
D	Diametro esterno delle spirali	m
d	Diametro esterno del tubo centrale	m
R _d	Rapporto tra i diametri d/D	(R _d = 0,4÷0,6)
R _p	Rapporto tra il passo ed il diametro spirali, p/D	(R _p = 1)
g	Gioco tra estremità palare e canale di risalita	mm
Q	Portata effettiva	m ³ /h
β	Coefficiente di portata	adim.
n	velocità di rotazione	giri/l
Z	Coefficiente di velocità rotazionale	adim.
ξ	Coefficiente di potenza dissipata	adim.
f	Potenza specifica unitaria	kW
N _a	Potenza meccanica assorbita all'asse	kW
η _g	Rendimento geodetico all'asse	%
N _t	Potenza meccanica totale assorbita	kW
η _{gt}	Rendimento geodetico totale	%
N _M	Potenza nominale del motore elettrico	kW
P _t	Peso del tubo centrale	kg
P _s	Peso delle spirali	kg
Ca	Carico d'acqua	kg
L	Lunghezza della spiralatura	m
l	Prolunga del tubo centrale	m
L'	Lunghezza del tubo centrale	m
li	Lunghezza in orizzontale della spiralatura	m

Qualora il livello del liquido all'aspirazione scenda al di sotto della quota B si verifica un decremento progressivo di portata conformemente ad una curva caratteristica, se sale al di sopra di B (coclea rigurgitata) il valore di portata si mantiene corrispondente e costante rispetto a quello di livello B.

L'altezza h corrisponde, con sufficiente approssimazione ad:

$$h = \frac{D+d}{2} \cdot \cos\alpha$$

Prevalenza geodetica a scarico libero

$$H_1 = \operatorname{sen} \alpha \left(L - \frac{D+d}{2 \operatorname{tg} \alpha} \right)$$

Prevalenza geodetica con scarico in contropressione

$$H_2 = \operatorname{sen} \alpha \left(L - \frac{D+d}{2 \operatorname{tg} \alpha} \right) + h''$$

Lunghezza della spiralatura

$$L = \frac{H_1}{\operatorname{sen} \alpha} + \frac{D+d}{2 \operatorname{tg} \alpha}$$

Altezza tra gli spigoli inferiore e superiore

$$H = L \cdot \operatorname{sen} \alpha$$

Lunghezza in orizzontale della spiralatura

$$l' = L \cdot \operatorname{cos} \alpha$$

3.2.6 Rapporto tra i diametri interno ed esterno

Il valore del rapporto tra il diametro del tubo centrale ed il diametro esterno della spiralatura R_d varia normalmente nei casi generali da 0,4 a 0,6. Tale rapporto ha un legame diretto con gli angoli della superficie idrovora e con il contenuto di liquido tra le spirali. È opportuno, quindi, assumere nella fase di stima della coclea i seguenti rapporti ottimali validi per un valore di passo $p/D = 1$ il quale rappresenta a sua volta il migliore rapporto agli effetti delle normali angolazioni da 30° a 38° .

$\alpha=20^\circ$	$R_d=0,40$	$\alpha=35^\circ$	$R_d=0,50$
$\alpha=25^\circ$	$R_d=0,45$	$\alpha=38^\circ$	$R_d=0,50 \div 0,55$
$\alpha=30^\circ$	$R_d=0,40 \div 0,50$	$\alpha=40^\circ$	$R_d=0,55$

Tabella 3.1. Valori ottimali del rapporto R_d per coclee con $R_p=1$

L'assunzione dei valori ottimali implica contemporaneamente la verifica delle sollecitazioni statiche e dinamiche della coclea.

Qualora, nonostante l'aumento massimo consentito dallo spessore del tubo centrale non si rientrasse nelle condizioni di sicurezza, non resta che aumentare convenientemente il rapporto R_d .

L'aumento del rapporto R_d permette di aumentare notevolmente il momento di inerzia del tubo centrale e quindi la sua resistenza; contemporaneamente però il rendimento volumetrico subisce un decremento.

3.2.7 Angolo d'inclinazione

L'angolo di inclinazione α rappresenta uno dei parametri fondamentali e la definizione appropriata del suo valore è legata a due esigenze fondamentali:

- a) L'ottenimento del massimo rendimento volumetrico. Sotto tale aspetto risultano convenienti bassi angoli d'inclinazione (i quali però nella normalità dei casi ed in presenza di prevalenza geodetica non scendono al di sotto di 27°), velocità di rotazione ottimali, rapporti appropriati di R_d ed R_p . Un basso angolo di inclinazione, correlato da parametri geometrici e rotazionali ottimali assicura inoltre il maggior rendimento idraulico e pertanto i minori consumi energetici gestionali.
- b) L'applicazione del criterio indicato precedentemente deve essere confrontato con le esigenze di resistenza strutturale della coclea, per cui le condizioni volumetriche ed energetiche ottimali si trovano a poter essere più o meno modificate in funzione di un indispensabile equilibrio con la resistenza della macchina. È indispensabile pertanto individuare la soluzione di compromesso per la quale, rientrando nelle condizioni di sicurezza agli effetti della resistenza della struttura, si ottenga il miglior rendimento volumetrico ed idraulico. La coclea è soggetta a carichi statici e dinamici, la sua struttura è caratterizzata essenzialmente da due sezioni critiche soggette a sollecitazione composta: quelle di mezzeria e superiore del tubo centrale nelle quali si esplicano le seguenti azioni generate dal peso della coclea, dal carico d'acqua interspirale e dalla potenza applicata:
 - Sezione di mezzeria: flessione – trazione – torsione
 - Sezione d'estremità superiore: trazione – torsione – taglio

Il valore delle sollecitazioni composte è in funzione della % di carico alla quale opera la macchina.

Durante la fase di calcolo strutturale è indispensabile considerare ulteriori fattori positivi o negativi quali:

- L'effetto di galleggiamento della coclea, dovuto alla spinta idrostatica del carico d'acqua;
- L'apporto di resistenza della spiralatura;
- Il fenomeno oscillatorio di compressione e trazione interessante la sezione di mezzeria del tubo centrale.

Come rilevato, risulta evidente la molteplicità e la complessità dei problemi legati alla selezione dell'angolo α , per cui l'assunzione ottimale implica l'intervento di uno specialista. Nei casi generalizzati di sollevamento si opera nel campo d'inclinazione $\alpha = 30^\circ \div 38^\circ$.

Con riferimento al rendimento volumetrico corrispondente ad $\alpha = 30^\circ$, a parità di parametri geometrici e rotazionali si può ritenere approssimativamente un decremento del 3% per ogni grado di incremento nell'inclinazione.

3.2.8 Prevalenza geodetica massima raggiungibile

Il valore della prevalenza massima raggiungibile è strettamente dipendente dall'angolo d'inclinazione α e dalla lunghezza della coclea in rapporto ai suoi diametri.

Gli aspetti prioritari che influiscono sul valore di prevalenza massima sono identificabili in:

- Caratteristiche del materiale costituente il tubo portante della coclea;
- Momento d'inerzia del tubo portante;
- Valore del prolungamento l del tubo portante e distanza di mezzeria della sopportazione;

- Spessore delle spirali;
- Qualità d'esecuzione delle saldature;
- Apporto di resistenza della spirallatura;
- Disassamento differenziale massimo ammissibile in relazione al tipo di sopportazioni;
- Esperienze specifiche e margini di sicurezza assunti dal progettista.

La Tabella 3.2 fornisce gli elementi preliminari relativi ai massimi valori di prevalenza raggiungibile in funzione dei parametri geometrici principali. I valori tabulati si riferiscono ad una fascia di elevati valori dello spessore del tubo centrale.

D	α	30°			33°			35°			38°			40°		
		R _n			1			1			1			1		
		0,50	0,55	0,60	0,50	0,55	0,60	0,50	0,55	0,60	0,50	0,55	0,60	0,50	0,55	0,60
0,300	2,2	2,4	2,7	2,5	2,7	3,0	2,7	2,9	3,2	2,9	3,2	3,5	3,1	3,4	3,6	
0,400	2,6	2,9	3,2	2,9	3,2	3,6	3,2	3,5	3,8	3,5	3,8	4,2	3,7	4,1	4,5	
0,500	2,9	3,2	3,5	3,3	3,6	4,0	3,5	3,9	4,3	3,9	4,3	4,7	4,2	4,6	5,0	
0,600	3,2	3,6	3,9	3,6	4,0	4,4	3,9	4,3	4,7	4,3	4,8	5,2	4,6	5,1	5,6	
0,700	3,5	3,8	4,2	3,8	4,3	4,5	4,2	4,6	5,1	4,7	5,2	5,7	5,0	5,5	6,1	
0,750	3,5	3,9	4,3	4,0	4,4	4,7	4,3	4,8	5,3	4,6	5,3	5,9	5,2	5,7	6,3	
0,800	3,6	4,0	4,4	4,1	4,5	4,9	4,4	4,9	5,4	4,9	5,4	6,0	5,3	5,8	6,5	
0,900	3,8	4,2	4,7	4,3	4,8	5,3	4,6	5,2	5,7	5,2	5,8	6,4	5,6	6,2	6,8	
1,000	3,9	4,4	4,9	4,5	5,0	5,4	4,8	5,4	5,8	5,5	6,0	6,5	5,9	6,5	7,0	
1,100	4,1	4,6	5,0	4,7	5,2	5,7	5,1	5,6	6,1	5,6	6,2	6,8	6,2	6,8	7,5	
1,200	4,2	4,7	5,2	4,8	5,3	5,9	5,2	5,8	6,3	5,8	6,5	7,1	6,3	7,0	7,7	
1,300	4,3	4,8	5,4	4,9	5,5	6,1	5,3	6,0	6,6	6,0	6,7	7,4	6,5	7,2	8,0	
1,400	4,4	5,0	5,6	5,1	5,6	6,3	5,5	6,1	6,8	6,2	6,9	7,8	6,7	7,5	8,2	
1,500	4,5	5,1	5,8	5,1	5,8	6,5	5,6	6,3	7,0	6,3	7,1	7,9	6,9	7,8	8,4	
1,600	4,6	5,2	5,9	5,3	5,9	6,6	5,7	6,4	7,1	6,5	7,3	8,0	7,1	7,9	8,7	
1,700	4,7	5,3	6,0	5,4	6,0	6,6	5,8	6,5	7,1	6,7	7,5	8,0	7,2	8,0	8,7	
1,800	4,8	5,4	6,1	5,5	6,1	6,7	6,0	6,6	7,3	6,8	7,5	8,2	7,4	8,2	8,9	
1,900	4,9	5,5	6,2	5,6	6,2	6,9	6,1	6,8	7,4	7,0	7,7	8,4	7,6	8,3	9,1	
2,000	4,9	5,7	6,3	5,8	6,3	7,0	6,1	6,8	7,4	7,0	7,7	8,6	7,5	8,4	9,3	
2,200	5,3	6,0	6,7	6,1	6,6	7,6	6,6	7,4	8,2	7,5	8,4	9,3	8,2	9,1	10,0	
2,400	5,4	6,1	6,9	6,2	7,0	7,8	6,8	7,7	8,5	7,8	8,7	9,6	8,4	9,5	10,4	
2,600	5,5	6,2	6,9	6,3	7,1	7,9	6,9	7,8	8,6	7,9	8,8	9,8	8,6	9,6	10,6	
2,800	5,6	6,3	7,0	6,4	7,2	8,0	7,0	7,9	8,7	8,0	9,0	9,9	8,7	9,7	10,7	
2,800	5,7	6,4	7,2	6,5	7,3	8,2	7,2	8,1	9,0	8,2	9,2	10,1	9,0	10,0	11,1	
3,000	5,8	6,7	7,5	6,7	7,5	8,4	7,3	8,2	9,2	8,4	9,4	10,4	9,2	10,3	11,4	
3,200	6,1	6,9	7,8	7,1	8,0	8,9	7,8	8,8	9,7	8,9	10,0	11,1	9,7	10,9	12,0	
3,400	6,2	7,0	7,8	7,2	8,1	9,1	7,9	8,9	9,9	9,1	10,2	11,3	9,9	11,1	12,3	
3,500	6,2	7,0	7,8	7,2	8,1	9,1	8,0	9,0	10,0	9,2	10,3	11,4	10,0	11,2	12,4	
3,600	6,3	7,1	8,0	7,3	8,2	9,2	8,1	9,1	10,1	9,3	10,4	11,5	10,1	11,3	12,6	
3,800	6,4	7,2	8,1	7,4	8,3	9,3	8,2	9,2	10,3	9,4	10,6	11,7	10,3	11,6	12,8	
4,000	6,4	7,3	8,2	7,5	8,5	9,5	8,3	9,4	10,4	9,6	10,7	11,9	10,5	11,7	13,0	

Tabella 3.2. Prevalenze geodetiche H, massime realizzabili con coclee a 3 principi ed elevati spessori di tubo centrale

3.2.9 Potenza assorbita

Il valore della potenza assorbita dalla coclea a scarico libero alle condizioni di progetto (corrispondenti ad un grado di riempimento e velocità ottimali), può essere espresso attraverso le seguenti formulazioni convenzionali:

$$N_a = \frac{\gamma Q(H_1 + h')}{367\eta_a} \quad \text{kW} \quad \text{potenza meccanica assorbita all'asse della coclea}$$

$$N_T = \frac{\gamma Q (H_1 + h')}{367 \eta_a \eta_r \eta_c} \quad \text{kW}$$

potenza meccanica totale assorbita all'asse della puleggia primaria della trasmissione a cinghie

Dove:

γ = peso specifico del liquido	kg/dm ³
Q = portata	m ³ /h
H_1 = prevalenza geodetica	m
h' = sovrapprevenza di scarico	m
η_a = rendimento dell'asse	
η_r = rendimento del riduttore	
η_c = rendimento della trasmissione a cinghie	

N_a ed η_a dipendono dai seguenti fattori:

- Energia impiegata per il sollevamento della portata Q alla prevalenza $H_1 + h'$;
- Perdite per cambiamento di direzione del liquido all'ingresso;
- Perdite d'ingresso all'aspirazione;
- Perdite di battimento del profilo palare all'aspirazione;
- Incremento dell'energia cinetica del liquido tra la zona di aspirazione e la linea di risalita, computabile in $(W_2^2 - W_1^2)/2g$;
- Perdite per attrito tra il liquido e le parti mobili della coclea;
- Perdite per turbolenza interna del liquido;
- Perdita d'energia per effetto di tra filamento;
- Perdite energetiche alle sopportazioni.

Limiti delle formulazioni convenzionali

Agli effetti pratici da parte del progettista di impianti, la determinazione della potenza totale assorbita è legata direttamente alla conoscenza del valore del rendimento funzionale totale di macchina:

$$\eta_{FT} = \eta_a \cdot \eta_r \cdot \eta_c$$

A meno di non possedere i dati di collaudo di una coclea esattamente uguale, il progettista si trova normalmente di fronte all'impossibilità di reperimento di un valore attendibile di η_{FT} .

3.2.10 Il rendimento effettivo di sollevamento

Nella stazione di sollevamento con coclee a scarico libero identifichiamo due valori distinti di rendimento:

- il rendimento geodetico di macchina: caratterizzato dalla prevalenza H_1 ;
- il rendimento geodetico di stazione riferito alla prevalenza H_s intesa quale valore differenziale tra i livelli idrometrici ai limiti di batteria della stazione stessa.

Ai fini del consumo energetico di sollevamento il rendimento di macchina riveste un'importanza relativa, il fattore determinante è rappresentato dal rendimento geodetico globale della stazione.

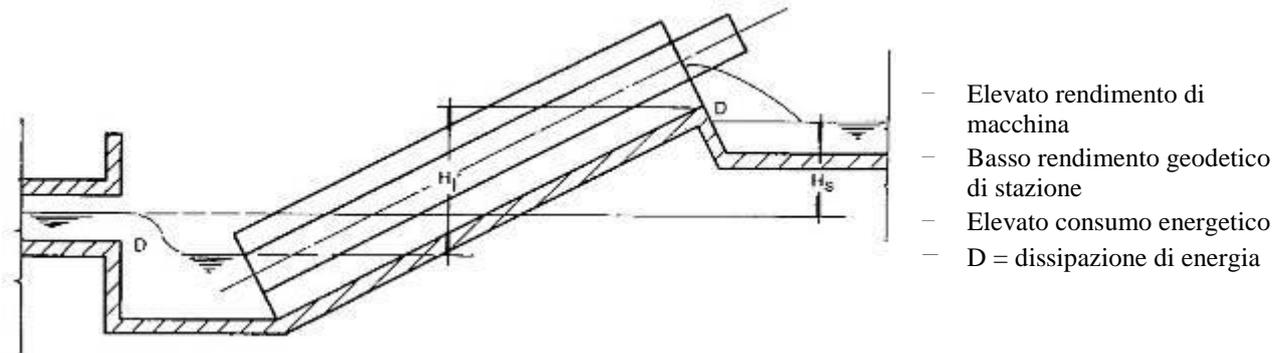


Figura 3.17. Stazione energeticamente irrazionale

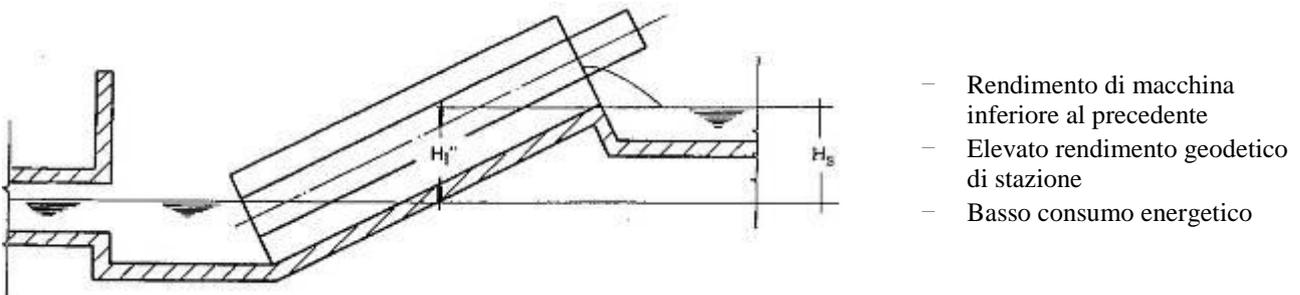


Figura 3.18. Stazione energeticamente razionale

Le Figura 3.17 e Figura 3.18 evidenziano che, a parità di sollevamento effettivo H_s , con una coclea anche di rendimento superiore è possibile riscontrare un consumo di energia maggiore, qualora la progettazione della stazione risulti idraulicamente irrazionale.

4 CANALE VENTURI

Il canale Venturi consente la misurazione della portata di liquame in ingresso all'impianto. Generalmente il canale Venturi è posto a valle dei pretrattamenti. Consiste in una strozzatura del canale che dà luogo alla variazione di velocità della corrente, da lenta, a monte del canale, a veloce, in corrispondenza della strozzatura; un successivo risalto idraulico riporta la corrente alla condizione lenta.

Per il dimensionamento e la verifica del canale Venturi si adottano le seguenti regole geometriche:

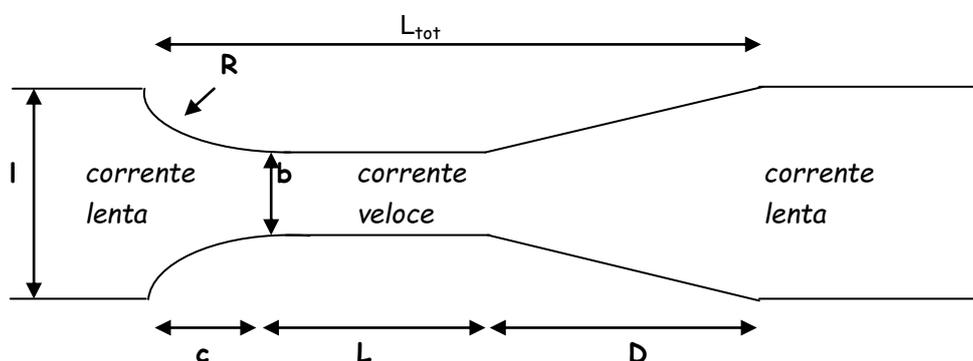


Figura 4.1. Schema Canale Venturi

Scala di deflusso: $Q = 1,705 \cdot b \cdot H^{3/2}$
 con $Q = \text{portata [m}^3/\text{s]}$
 $b = \text{larghezza del restringimento [m]}$
 $H = \text{altezza dell'acqua a monte del canale [m]}$

$B/l < 0,7$ verificando che $v_{\min} > 0,4 \text{ m/s}$

Valori di riferimento: $L = 1,5 H$ (H relativo alla Q_{\max})
 $D = 3 (l-b)$
 $R = 2 (l-b)$

$$c = \left[R^2 - \left(R - \frac{R}{4} \right)^{1/2} \right]^{3/2}$$

La perdita di carico nel canale è circa 1/3 dell'altezza dell'acqua a monte.

Limitazioni sulle altezze d'acqua a monte del canale:

$$H_e > 0,3 \text{ m}$$

$$H_e < 1,5 \text{ m}$$

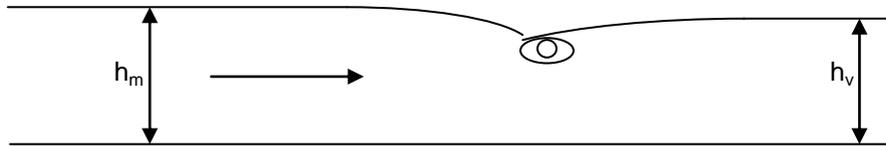


Figura 4.2. Profilo di rigurgito risalto idraulico nel canale venturi

5 GRIGLIATURA

La fase di grigliatura viene realizzata a monte delle altre fasi di trattamento delle acque reflue, al fine di trattenere i materiali grossolani contenuti nel liquame in ingresso che altrimenti potrebbero comportare:

- a) il danneggiamento dei dispositivi meccanici presenti nelle unità a valle del processo;
- b) la riduzione dell'efficienza complessiva del processo;
- c) la contaminazione dei corpi idrici recettori.

Nel caso in cui sia richiesta dal processo una più spinta rimozione dei solidi, alla grigliatura grossolana si può far seguire una grigliatura fine sia per proteggere maggiormente i dispositivi meccanici delle unità di valle, sia per rimuovere i materiali che rendono problematico il riutilizzo dei fanghi di processo.

Nella progettazione e nella scelta di un sistema di grigliatura occorre considerare i seguenti aspetti:

- l'efficacia del dispositivo di rimozione in relazione ai potenziali effetti sui comparti di valle;
- la sicurezza e la salute degli operatori preposti all'esercizio;
- le potenziali molestie da odori;
- le operazioni di manipolazione e trasporto del materiale allo smaltimento;
- le opzioni di trattamento e smaltimento.

5.1 CLASSIFICAZIONE DELLE GRIGLIE

È possibile classificare le griglie in funzione della spaziatura tra le barre e delle modalità di pulizia della griglia stessa (Figura 5.1).

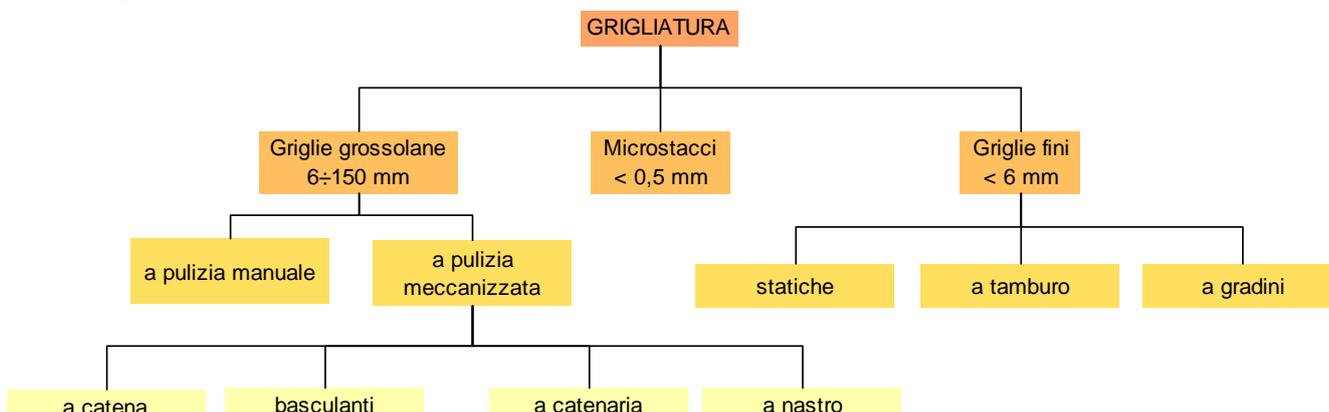


Figura 5.1. Tipologie di griglie utilizzate nel trattamento delle acque

5.1.1 Griglie grossolane a pulizia manuale

Frequentemente è previsto questo tipo di griglie a monte delle stazioni di pompaggio di minori dimensioni.

Spaziatura = 20 ÷ 80 mm

Inclinazione = 30° ÷ 60° sull'orizzontale

5.1.2 Griglie grossolane a pulizia automatica

In tutti i casi la pulizia è assicurata da un braccio ad azionamento motorizzato, collegato ad uno o più pettini che provvedono automaticamente a trascinare il materiale grigliato.

Inclinazione = $60^\circ \div 90^\circ$ sull'orizzontale

Possono essere classificate in:

Piane: il pettine pulitore è mosso da una coppia di catene

Cilindriche: il pettine pulitore è montato su un braccio che si muove attorno ad un asse orizzontale.

5.1.3 Griglie fini

Trovano applicazione nelle sezioni di trattamento preliminare dei liquami possono essere di tipo statico, a tamburo rotante o a gradino.

Spaziatura ≤ 15 mm (= $3 \div 5$ mm se a gradino)

Inclinazione = $30^\circ \div 60^\circ$ sull'orizzontale se a pulizia manuale

$60^\circ \div 90^\circ$ sull'orizzontale se a pulizia automatica

5.1.4 Rotostacci

La griglia o lo staccio sono montati su un cilindro in grado di ruotare all'interno di un tamburo.

Spaziatura ≤ 2 mm

5.2 DIMENSIONAMENTO DELLE GRIGLIE

Nella scelta e installazione di una griglia occorre tenere in considerazione i seguenti aspetti:

1. il posizionamento;
2. la velocità di ingresso del fluido nel canale di grigliatura;
3. la luce libera tra le barre o la dimensione della sezione di passaggio;
4. la manipolazione, il trattamento, lo smaltimento del grigliato;
5. l'automazione e controllo del sistema.

Parametro	U.M.	Metodo di pulizia	
		manuale	meccanizzato
Dimensione delle barre			
larghezza	mm	$5 \div 15$	$5 \div 15$
profondità	mm	$25 \div 38$	$25 \div 38$
Spaziatura libera tra le sbarre	mm	$25 \div 50$	$15 \div 75$
Inclinazione rispetto alla verticale	$^\circ$	$30 \div 45$	$0 \div 30$
Velocità a monte			
massima	m/s	$0,3 \div 0,6$	$0,6 \div 1,0$
minima	m/s		$0,3 \div 0,5$
Perdita di carico ammissibile	mm	150	$150 \div 600$

Tabella 5.1. Parametri progettuali caratteristici per il dimensionamento di griglie meccanizzate e a pulizia manuale (Metcalf & Eddy)

Il dimensionamento dei canali di grigliatura è eseguito onde ottenere, al variare della portata in ingresso, una velocità massima non superiore a 1,2 m/s (per evitare trascinamenti di materiale trattenuto) ed una velocità minima non inferiore a 0,45 m/s (onde evitare il deposito delle sabbie sul fondo del canale).

$$0,6 \leq v \leq 1 \text{ m/s (fino a 1,2 m/s)}$$

Una volta fissate le altezze d'acqua derivanti dal dimensionamento del restringimento, è possibile calcolare la larghezza del canale di grigliatura, ovvero:

- Larghezza utile del canale di grigliatura (m):
$$L_u = \frac{Q}{V \times H}$$

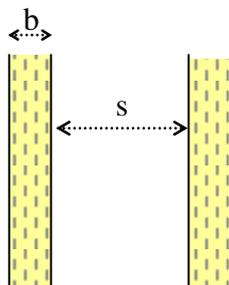
con:

Q = portata transitante attraverso la griglia (mc/s)

V = velocità di attraversamento della griglia (m/s)

H = altezza della corrente (m)

- Larghezza totale del canale di grigliatura (m):
$$L_t = L_u \times \frac{b + s}{s}$$



con:

b = spessore delle barre (mm)

s = spaziatura tra le barre (mm)

La scelta di un canale doppio (Figura 5.2) garantisce un funzionamento continuo dell'unità, consentendo di effettuare le operazioni di pulizia e manutenzione ordinaria della griglia senza interrompere il processo stesso.

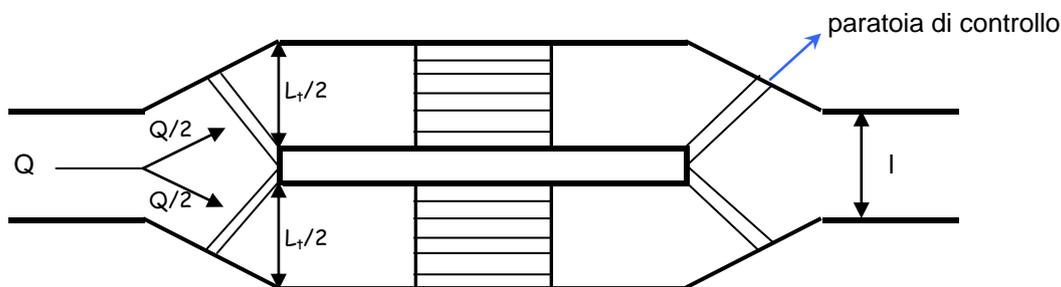


Figura 5.2. Canale di grigliatura a doppio corpo

I tratti convergenti e divergenti del canale principale di grigliatura devono formare un angolo di 45° con l'asse longitudinale.

5.3 CARATTERISTICHE E QUANTITÀ DEL MATERIALE GRIGLIATO

La quantità di materiale grigliato dipende dall'apertura delle barre, dalla portata, dalle abitudini locali, dal sistema fognario e dal tipo di griglia.

Per aperture tra 25 ÷ 50 mm il volume di grigliato per unità di portata è proporzionale all'apertura. In questo range, una riduzione di 13mm della spaziatura, comporta il raddoppio del volume grigliato.

Per aperture < 25 mm, il volume di grigliato cresce più rapidamente.

	Spaziatura tra le barre (mm)	Umidità (%)	Peso specifico (kg/m ³)	Volume di grigliato (l/1000 m ³)	
				intervallo	valore caratteristico
Griglie grossolane	12,5	60 ÷ 90	700 ÷ 1100	37 ÷ 74	50
	25	50 ÷ 80	600 ÷ 1000	15 ÷ 37	22
	37,5	50 ÷ 80	600 ÷ 1000	7 ÷ 15	11
	50	50 ÷ 80	600 ÷ 1000	4 ÷ 11	6
Griglie fini a barre	12,5	80 ÷ 90	900 ÷ 1100	44 ÷ 110	75
Tamburo rotante	6,25	80 ÷ 90	900 ÷ 1100	30 ÷ 60	45

Tabella 5.2. principali caratteristiche quali-quantitative dei grigliati (Metcalf & Eddy)

Anche la composizione del grigliato varia con l'apertura: al diminuire di questa, aumenta il contenuto di sostanza organica.

Luce tra le barre (mm)	Volume di solidi rimossi (m³/ab anno)	Rimozione solidi sospesi (%)	Rimozione BOD₅ (%)
15	2·10 ⁻³ ÷ 4·10 ⁻³	1 ÷ 3	-
10	3·10 ⁻³ ÷ 6·10 ⁻³	2 ÷ 5	1 ÷ 3

Tabella 5.3. Principali caratteristiche di funzionamento di griglie fini a pulizia meccanica (con riferimento ad uno scarico urbano)

6 DISSABBIATURA

La dissabbiatura è un'operazione di sedimentazione frazionata che consente di rimuovere dalle acque le sabbie aventi densità maggiore di $2,5 \div 2,6 \text{ Kg/dm}^3$ e diametro maggiore di $0,15 \div 0,20 \text{ mm}$, senza che ci sia rimozione dei solidi organici sospesi. La rimozione delle sabbie si esegue al fine di prevenire il danneggiamento delle apparecchiature disposte a valle, l'ostruzione delle tubazioni e la formazione di depositi in aree morte.

In un impianto di depurazione i dissabbiatori sono comunemente realizzati a valle delle griglie ad a monte della sedimentazione primaria.

6.1 TIPOLOGIE DI DISSABBIATORI

I dissabbiatori sono realizzati per:

- a) proteggere gli equipaggiamenti meccanici dall'abrasione e dai fenomeni di usura conseguenti;
- b) ridurre la formazione di depositi nelle tubazioni, nei canali e nei condotti;
- c) ridurre la frequenza degli interventi di pulizia dei gestori, resi necessari a causa dell'eccessivo accumulo di sabbie.

Le tipologie principali di unità di dissabbiatura sono:

1. a flusso orizzontale (a configurazione rettangolare o quadrata)
2. aerate;
3. a vortice.

Nel primo caso, il liquido attraversa la vasca con moto di direzione orizzontale, caratterizzato da una velocità costante, dipendente dalle dimensioni dell'unità, dal tipo di sistema di distribuzione dell'influente e dallo stramazzo. Il dissabbiatore aerato è costituito da una vasca all'interno della quale il liquido assume un moto a spirale, con una velocità che dipende dalle dimensioni della vasca e dalla quantità di aria fornita. Il tipo a vortice è costituito da una vasca cilindrica nella quale il fluido entra tangenzialmente, creando un moto a vortice, le forze gravitazionali e centrifughe causano la separazione delle sabbie.

6.2 DIMENSIONAMENTO DEI DISSABBIATORI AERATI

La dissabbiatura è una fase molto delicata in quanto deve provvedere ad una separazione differenziata dei solidi: la cattura delle sostanze sospese non deve essere eccessiva in quanto provocherebbe l'accumulo di sostanze putrescibili, né sottodimensionata in quanto parte della sabbia sfuggirebbe entro l'impianto provocando i problemi suddetti. Pertanto è necessario garantire una efficienza di rimozione superiore al 97% delle particelle di dimensioni superiori a $200 \mu\text{m}$

A tale scopo il dimensionamento dell'unità viene eseguito su un tempo minimo di ritenzione di circa 4 minuti alla portata massima.

L'unità di dissabbiatura è accoppiata all'unità di disoleatura. L'abbattimento degli olii e grassi presenti negli scarichi risulta necessario per i gravi inconvenienti che potrebbero indurre sia sulle fasi di trattamento

(intasamento tubazioni e impianti di sollevamento, inibizione di reazioni biologiche, formazione di schiume, intasamento delle macchine di disidratazione), sia nei corpi idrici recettori (eutrofizzazione, inquinamento).

I risparmi consentiti dalla combinazione dei due processi sono elevati, soprattutto se vengono raggiunti contemporaneamente i tre seguenti obiettivi:

- evitare la risospensione delle sabbie, una volta sedimentate;
- mantenere in sospensione le particelle organiche, evitando la loro risalita in superficie;
- favorire la flottazione di oli e grassi.

Nei dissabbiatori aerati, quindi, l'aria viene introdotta lungo un lato della vasca rettangolare in modo da creare un moto a spirale con direzione perpendicolare a quella del flusso liquido attraverso la vasca stessa. Un sistema di diffusori, posti lungo le pareti a circa 1 m di profondità dal fondo, provvede ad insufflare aria. Il moto rotazionale provocato dall'aria immessa, sommato a quello longitudinale del fluido che attraversa il canale, determina un moto elicoidale capace di mantenere le particelle organiche in sospensione.

In fase di progettazione del dissabbiatore aerato, è opportuno prevedere sistemi per regolare la portata di aria da fornire, al fine di controllare l'efficienza della dissabbiatura ma anche per ottenere sabbie relativamente pulite.

Tempo di ritenzione = 2 ÷ 4 minuti a portata massima

Profondità = 2 ÷ 5 m

Larghezza (di una vasca) = 2 ÷ 7 m $\frac{L_{arg}}{prof} = 1 : 1 \div 5 : 1$

Lunghezza = 7,5 ÷ 20 m $\frac{Lung}{L_{arg}} = 2,5 : 1 \div 5 : 1$

Carico idraulico superficiale max = 50 m³/m² h

Profondità di immersione diffusori = 2 ÷ 2,5 m

Distanza dal fondo = 0,6 ÷ 1 m

Quantità di aria da insufflare (bolle medie o grosse) Pa = 0,15 ÷ 0,45 Nm³/min m
 fino a 0,74 Nm³/min m se in presenza di disoleatura

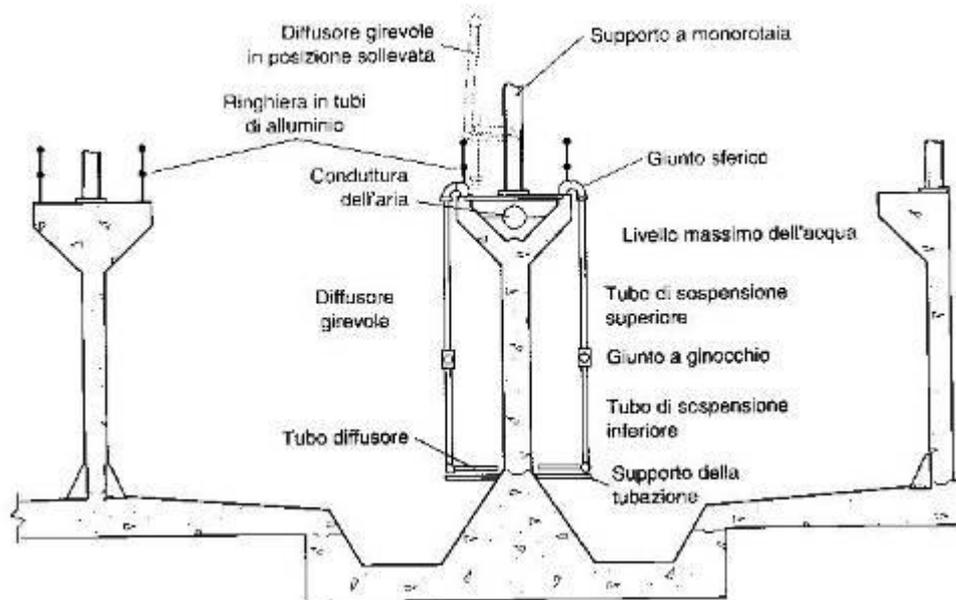


Figura 6.1. Sezione trasversale di un dissabbiatore aerato

Parametro	U.M.	Intervallo	Tipico
Tempo di residenza alla portata di punta	min	2 ÷ 5	3
Dimensioni			
profondità	m	2 ÷ 5	
lunghezza	m	7,5 ÷ 20	
larghezza	m	2,5 ÷ 7,0	
Rapporto larghezza/profondità		da 1:1 a 5:1	1,5:1
Rapporto lunghezza/larghezza		da 3:1 a 5:1	4:1
Aria fornita per unità di lunghezza	m ³ /m min	0,2 ÷ 0,5	
Quantità di sabbia rimossa	m ³ /10 ³ m ³	0,004 ÷ 0,20	0,015

Tabella 6. I parametri di dimensionamento per un dissabbiatore aerato (Metcalf & Eddy)

Nel caso sia prevista anche la fase di disoleatura, è necessario realizzare una zona di calma laterale per la raccolta di olii e schiume, realizzando dei setti verticali.

La disoleatura consente di separare dall'acqua sostanze sospese liberamente flottabili come olii, grassi e sostanze con densità inferiore a quella dell'acqua e presenti in forma di particelle colloidali. Le sabbie depositate e le schiume in sospensione si rimuovono meccanicamente con un carro ponte dotato di skimmer (lame sfioratrici laterali), che invia le prime in una tramoggia di raccolta sul fondo e le seconde verso gli sfioratori laterali.

In questo caso si aumenta la superficie del 20% ÷ 30%.

La sabbia raccolta avrà un basso contenuto di sostanza organica (1 ÷ 5%).

Produzione di sabbia a portata media = 4 ÷ 180 l/1000m³ di liquame

7 SEDIMENTAZIONE PRIMARIA

L'obiettivo di un trattamento di sedimentazione è quello di rimuovere i solidi facilmente sedimentabili ed il materiale flottante, riducendo la concentrazione di solidi sospesi nel refluo trattato. La sedimentazione primaria viene utilizzata come stadio preliminare a monte di ulteriori trattamenti delle acque reflue. Se dimensionato e gestito correttamente, un comparto di sedimentazione primaria consente di conseguire un'efficienza di rimozione variabile dal 50% al 70% per i solidi sospesi e tra il 25% e il 40% per il BOD.

Quando i comparti di sedimentazione primaria vengono utilizzati come bacini di accumulo per le acque di pioggia devono essere dimensionati con tempi di residenza relativamente modesti (10 ÷ 30 min). in tali applicazioni lo scopo della sedimentazione risulta quello di rimuovere una porzione considerevole dei solidi di natura organica che verrebbero altrimenti scaricati direttamente nel corpo idrico ricettore.

7.1 CARATTERISTICHE FISICHE DEI FANGHI

I Solidi Totali sono definiti analiticamente come tutta la materia che rimane dopo evaporazione a 105°C per 24 ore.

Si dividono in sospesi ovvero trattenuti attraverso un filtro di apertura 1 μm e filtrabili ovvero passanti allo stesso filtro. A loro volta i solidi sospesi includono i sedimentabili, ovvero i solidi che sedimentano al fondo di un cono in 60 minuti. La frazione di solidi filtrabili si divide in solidi *colloidali* e *disciolti*. I primi consistono di materia articolata e di dimensioni comprese tra 10⁻³ μm e 1 μm , mentre i secondi sono quelli presenti in soluzione nell'acqua. Ognuna di queste frazioni si può dividere in organica ed inorganica.

Mettendo il campione in stufa a 600°C, la frazione organica si ossida e volatilizza come gas, mentre quella inorganica rimane come cenere.

7.2 VASCHE DI PIOGGIA

L'utilizzo della vasca di pioggia è previsto allo scopo di laminare le portate eccedenti la massima ammissibile al biologico stabilita dal progetto prevedendo, nel caso di evento meteorico di lunga durata, una fase di sedimentazione primaria dei liquami con abbattimento di una percentuale di BOD₅ fino al oltre il 30% e sfioro della corrente in eccesso dalla vasca di pioggia; tale flusso, una volta ricongiunto in vasca di disinfezione con la corrente principale sottoposta al trattamento completo (secondario ed eventualmente terziario), dovrà rispettare, a tutti i regimi di portata, la concentrazione limite allo scarico.

Nel caso di evento meteorico di breve durata, invece, la vasca fungerà da serbatoio di accumulo con successivo svuotamento del bacino mediante sollevamento delle acque di pioggia alla linea liquami (unità di dissabbiatura-disoleatura) una volta terminato l'evento meteorico. Il dimensionamento dei sistemi di svuotamento dovrà essere tale da garantire che le operazioni di flussaggio e svuotamento avvengano in un arco temporale ridotto entro le 24 ore.

7.3 DIMENSIONAMENTO DEI SEDIMENTATORI PRIMARI

Il dimensionamento si basa su criteri empirici:

- Carico idraulico superficiale (CIS);
- Profondità
- Tempo di ritenzione idraulica;
- Carico sullo stramazzo.

Per poter prevedere le effettive prestazioni della sedimentazione, si deve eseguire una verifica alle condizioni limite (portata massima e minima). Attenzione va posta anche sugli effetti dei ricircoli (surnatanti dalla linea fanghi, fango di spurgo, ecc.).

7.3.1 Carico idraulico superficiale

In condizioni ideali esiste una relazione diretta tra CIS ed efficienza di rimozione E: maggiore è CIS, minore è E. In realtà ci sono molti altri fattori che influenzano le prestazioni.

Valori indicativi

CIS = 1,3 ÷ 2,0 m³/m² ha portata media

CIS = 3,3 ÷ 5,0 m³/m² h a portata di punta (Metcalf & Eddy)

CIS = 1,7 m³/m² h a portata media

CIS = 2,5 m³/m² h a portata di punta (Ten State Standard)

7.3.2 Profondità

La profondità deve essere tale da consentire di alloggiare le apparecchiature per la rimozione del fango, per stoccare i fanghi sedimentati, impedirne la risospensione ed il loro trasporto con l'effluente. Vasche meno profonde si possono accettare se la rimozione dei fanghi è continua. Vasche più profonde potrebbero portare a condizioni anaerobiche dei fanghi.

Valori indicativi

h = 3 ÷ 5 m per sedimentatori rettangolari (3,6 m)

h = 3 ÷ 5 m per sedimentatori circolari (4,5 m) (Metcalf & Eddy)

h = 2,1 m profondità minima (Ten State Standard)

7.3.3 Tempo di ritenzione idraulica

È necessario garantire un sufficiente tempo di contatto per la flocculazione e la sedimentazione. Inoltre bisogna verificare che, alle portate minori, il tempo di residenza troppo lungo non causi condizioni settiche o risolubilizzazione della sostanza organica, nel caso non sia presente estrazione continua del fango. [velocità periferiche di rimozione del fango = 1 ÷ 3 m/min]

Valori indicativi

$\theta_h = 1,5 \div 2,5$ h fino a 4 h alla portata minima

$\theta_h = 1 \div 2$ h alla portata di punta

7.3.4 Carico sullo stramazzo

La verifica del carico sullo stramazzo riveste notevole importanza in quanto influenza in modo significativo l'efficienza di abbattimento dell'unità di sedimentazione. Carichi troppo elevati possono, infatti determinare la fuoriuscita dei solidi attraverso lo stramazzo dell'effluente.

Valori indicativi

125 ÷ 500 m ³ /m d	a portata media		(Metcalf & Eddy)
≤ 186 m ³ /m d	a portata media	se Q > 4000 m ³ /d	
≤ 124 m ³ /m d	a portata media	se Q > 4000 m ³ /d	(Ten State Standard)

	U.M.	Intervallo	Valore tipico
Sedimentatori primari seguiti da trattamento secondario			
Tempo di residenza	h	1,5 ÷ 2,5	2,0
Carico idraulico superficiale			
portata media	m ³ /m ² d	30 ÷ 50	40
portata di punta oraria	m ³ /m ² d	80 ÷ 120	100
Carico allo stramazzo	m ³ /m d	125 ÷ 500	250
Sedimentazione primaria con ricircolo di fanghi attivi			
Tempo di residenza	h	1,5 ÷ 2,5	2,0
Carico idraulico superficiale			
portata media	m ³ /m ² d	24 ÷ 32	28
portata di punta oraria	m ³ /m ² d	48 ÷ 70	60
Carico allo stramazzo	m ³ /m d	125 ÷ 500	250

Tabella 7.1. Valori dei parametri di progetto per vasche di sedimentazione primaria (Metcalf & Eddy)

7.3.5 Dimensioni delle vasche

Vasche rettangolari

Lunghezza = 15 ÷ 90 m

Larghezza = 3 ÷ 24 m

Rapporto lunghezza /larghezza = 3:1 ÷ 5:1 ma può anche uscire da questi limiti. La larghezza è in genere controllata dalla disponibilità dell'apparecchiatura per la rimozione dei fanghi.

Vasche circolari

Diametro = 3 ÷ 90 m

	U.M.	Intervallo	Valore tipico
Sedimentatori rettangolari			
altezza	m	3 ÷ 4,9	4,3

lunghezza	m	15 ÷ 90	24 ÷ 40
larghezza*	m	3 ÷ 24	4,9 ÷ 9,8
velocità del carroponete	m/min	0,6 ÷ 1,2	0,9
Sedimentatori circolari			
altezza	m	3 ÷ 4,9	4,3
diametro	m	3 ÷ 60	12 ÷ 45
pendenza del fondo	mm/mm	1/16 ÷ 1/6	28
velocità del carroponete	giri/min	0,02 ÷ 0,05	0,03

Tabella 7.2. Dimensioni tipiche per vasche di sedimentazione primaria (Metcalf & Eddy)

7.4 EFFICIENZA DI SEDIMENTAZIONE

L'efficienza della sedimentazione può essere valutata per mezzo di formule empiriche ricavate da grafici sui dati sperimentali. Attraverso l'analisi del comportamento di vasche di sedimentazione funzionanti in impianti reali è stato possibile ottenere l'espressione analitica dell'andamento dell'efficienza di abbattimento (R) dei SST e del BOD a rappresentabile tramite l'equazione di un'iperbole rettangolare

$$R = \frac{t}{a + bt}$$

dove: R = efficienza di rimozione

t = tempo di residenza idraulica nominale

a, b = costanti empiriche

In Tabella 7.3 si riportano alcuni valori tipici per le costanti a, b alla temperatura di 20°C.

Parametro	a	b
BOD (100 ÷ 200 mg/l)	0,018	0,020
SST (100 ÷ 200 mg/l)	0,0075	0,014
BOD (200 ÷ 300 mg/l)	0,016	0,0185
SST (200 ÷ 300 mg/l)	0,0074	0,0133

Tabella 7.3

* Nel caso di vasche rettangolari a pulizia meccanica di lunghezza superiore a 6 m, possono essere impiegati più comparti dotati di sistemi di pulizia separati, il che può consentire la realizzazione di vasche di larghezza fino a 24 m ed oltre.

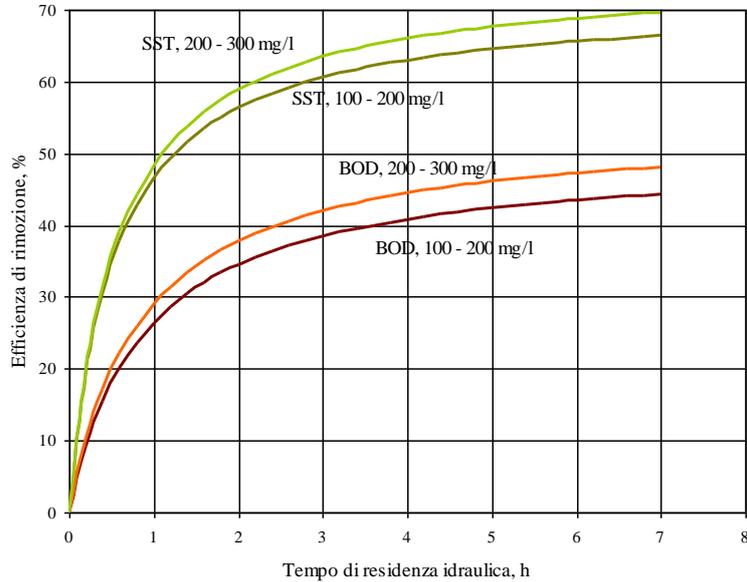


Figura 7.1 Andamento dell'efficienza di rimozione dei SST e del BOD nei sedimentatori primari (Metcalf & Eddy)

È possibile, inoltre, valutare il rendimento di rimozione dei restanti parametri (frazioni particolate) come %:
 Abbattimento TKN = 10%

Abbattimento P_{tot} = 5%

Abbattimento COD = 30 ÷ 35%

7.5 CARATTERISTICHE E QUANTITÀ DEI FANGHI

In Tabella 7.4 si riportano i valori tipici della densità relativa e della concentrazione in secco di fanghi e schiume rimossi nelle vasche di sedimentazione primaria. La concentrazione in secco delle schiume risulta particolarmente variabile in quanto queste sono costituite principalmente da materiali flottanti.

Tipo di fango	Densità relativa	Concentrazione in secco % [†]	
		Intervallo	Valore tipico
Solo primario			
da reflui a medio carico	1,03	4 ÷ 12	6
da reflui di fognatura mista	1,05	4 ÷ 12	6,5
Primario e fango attivo di supero	1,03	2 ÷ 6	3
Primario e fango da filtri percolatori	1,03	4 ÷ 10	5
Schiume	0,95	‡	-

Tabella 7.4. Valori della densità relativa e della concentrazione in secco per fanghi e schiume da vasche di sedimentazione I (Metcalf & Eddy)

[†] Percentuale di sostanza secca

[‡] L'intervallo di variazione risulta estremamente ampio

8 CHIARIFLOCCULAZIONE O COAGULAZIONE CHIMICA

Questo trattamento include le fasi di:

- a) Coagulazione (o miscelazione): processo di destabilizzazione di una sospensione colloidale mediante dosaggio di adatti reattivi chimici (coagulanti);
- b) Flocculazione: processo di aggregazione in fiocchi delle particelle destabilizzate nella fase precedente;
- c) Sedimentazione: fase in cui si ottiene la separazione dei fiocchi dal surnatante chiarificato.

Effettuata su liquami grezzi prima della sedimentazione, porta a flocculazione dei solidi più fini in fiocchi più facilmente sedimentabili; si ottiene un incremento delle efficienze di rimozione. Inoltre si ottengono dei fanghi chimici.

Parametro	Efficienza di rimozione (%)	
	senza coagulazione	con coagulazione
SS	~ 60	~ 80
BOD ₅	25 ÷ 30	40 ÷ 60
P	5 ÷ 10	70 ÷ 90
COD	30 ÷ 35	45 ÷ 65
N	10 ÷ 15	20 ÷ 25

Tabella 8.1

8.1 PRINCIPALI REAZIONI CHIMICHE

Nel corso degli anni quali reattivi per i trattamenti di precipitazione sono state impiegate diverse sostanze. L'efficienza di chiarificazione ottenuta dipende dalla quantità di reattivi chimici impiegati nonché dall'attenzione posta al controllo del processo.

Gli agenti chimici impiegati per il trattamento del refluo interagiscono con le sostanze normalmente presenti all'interno del refluo stesso o aggiunte appositamente durante il processo.

I reattivi maggiormente utilizzati sono sali di alluminio e ferro, o calce, quest'ultima meno usata in quanto produce quantitativi di fango e risulta più difficile da stoccare e maneggiare.

Spesso si utilizzano polielettroliti organici (molecole organiche a catena lunga) come coadiuvanti della flocculazione. La scelta ed il dosaggio dei coagulanti viene fatta attraverso il jar-test (Figura 8.1) per individuare:

- Prodotti più opportuni e loro dosaggio ottimale;
- Opportunità di utilizzare coadiuvanti, che favoriscono l'intrappolamento delle particelle e la sedimentazione (polielettroliti organici);
- Sequenza e dosaggio di tutti i reagenti.

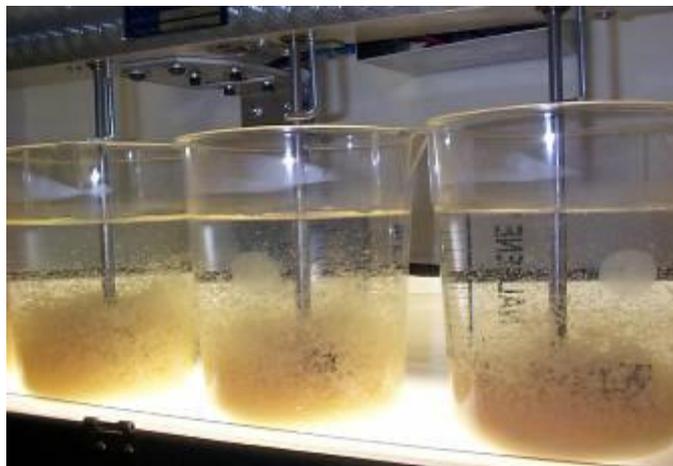


Figura 8.1. Jar - Test

I polielettroliti rimuovono le particelle per adsorbimento o creando dei "ponti".

Di seguito si riportano le principali reazioni chimiche coinvolte in un trattamento di precipitazione chimica.

Tutte le reazioni dipendono dall'alcalinità dell'acqua.

8.1.1 Solfato di alluminio (Alum)

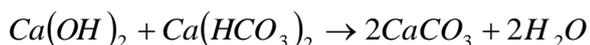
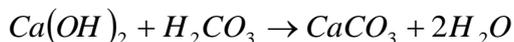
L'aggiunta di alum ad un reffluo caratterizzato da una certa alcalinità da bicarbonato di calcio e magnesio, comporta la formazione di un precipitato di idrossido di alluminio. la reazione complessiva può essere rappresentata come segue:



L'idrossido di alluminio è insolubile e sedimenta sotto forma di un fiocco gelatinoso, inglobando i solidi sospesi.

8.1.2 Calce

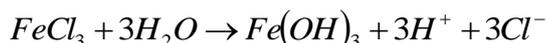
Quando si aggiunge sola calce quale agente di precipitazione il processo di chiarificazione può essere esemplificato facendo riferimento alle reazioni con l'acido carbonico e l'alcalinità da bicarbonati.



Quando la calce viene impiegata come unico agente di precipitazione, il dosaggio richiesto risulta notevolmente superiore rispetto al caso in cui essa venga impiegata unitamente ad altri reagenti (in particolare il solfato ferrico).

8.1.3 Cloruro ferrico

A causa dei numerosi problemi associati all'impiego del solfato ferroso, il sale di ferro più comunemente usato nelle applicazioni dei trattamenti di precipitazione chimica è rappresentato dal cloruro ferrico. L'aggiunta di tale composto al refluo comporta la seguente reazione:



8.1.4 Miscelazione iniziale dei reagenti

Aspetto fondamentale nell'impiego di reagenti chimici è la miscelazione iniziale ed uniforme che questi devono ricevere all'interno del refluo da trattare. La durata ottimale della miscelazione può durare da una frazione di secondo ad alcuni secondi o anche più.

In tale fase è importante controllare il gradiente di velocità G , che rappresenta l'intensità di miscelazione:

$$G = \left(\frac{P}{V\mu} \right)^{1/2} \quad (s^{-1})$$

con: P = potenza di agitazione applicata (W)

V = volume del reattore (m^3)

μ = viscosità del liquido ($N s/m^2$)

Il gradiente G deve essere compresa tra $200 \div 600 s^{-1}$ con tempi di permanenza da pochi secondi a qualche minuto (Volume max di rapid mix = $8 \div 10 m^3$).

8.2 PRECIPITAZIONE DEL FOSFORO

La depurazione biologica dei liquami provoca una rimozione totale del fosforo presente in entrata all'impianto di circa il 50%, in parte utilizzato dai microrganismi nella crescita cellulare (ca 30%) e in parte all'effetto del luxury uptake che, come mostrano le numerose esperienze sugli impianti di Acea SpA, anche in assenza di un trattamento specifico di rimozione biologica del fosforo determina un ulteriore abbattimento della concentrazione di fosforo nell'effluente (ca 20%).

La rimozione chimica del fosforo implica la sua precipitazione in forma di sali nel bacino di sedimentazione ed il suo incorporamento all'interno dei SST con successiva rimozione.

8.2.1 Aspetti chimici della precipitazione

La precipitazione chimica viene realizzata tramite l'aggiunta di sali di cationi polivalenti in grado di formare fosfati poco solubili, quali sali di calcio, alluminio e ferro unitamente ai quali è possibile impiegare coadiuvanti di flocculazione come i polimeri.

Precipitazione con calcio

Il calcio viene generalmente impiegato nella forma di calce $Ca(OH)_2$. questa reagisce con l'alcalinità da bicarbonato dell'acqua dando luogo alla precipitazione di $CaCO_3$. quando il pH del refluo supera valore 10,

gli ioni di calcio in eccesso reagiscono con i fosfati determinando la precipitazione dell'idrossiapatite $[Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2]$:

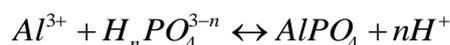


La quantità di calce richiesta risulta indipendente dalla quantità di fosfati presente mentre dipende essenzialmente dal valore dell'alcalinità. I valori di calce richiesti per un trattamento di precipitazione del fosforo sono dell'ordine di 1,4 ÷ 1,5 volte l'alcalinità totale espressa come CaCO₃. inoltre, poiché per la precipitazione dei fosfati sono necessari elevati valori del pH, in genere non è possibile realizzare una co-precipitazione.

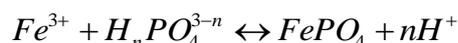
Precipitazione con alluminio e ferro

Le principali reazioni risultano essere:

- Precipitazione con alluminio



- Precipitazione con ferro



A causa della loro complessità, non è opportuno ricavare la stima dei dosaggi di agenti chimici richiesti applicando direttamente tali reazioni, ma è opportuno valutarli in base ai risultati di prove di laboratorio o in piena scala. Tuttavia dosaggi tipici possono essere:

20 mg/l di cloruro ferrico (2,6 kgFe/kgP da rimuovere)

0,2 mg/l di polimero (come coadiuvante)

Con questi dosaggi la produzione di fango può aumentare di circa il 40%.

Abbattimento del fosforo, %	Rapporto molare, Al:P	
	intervallo	valore tipico
75	1,25:1 ÷ 1,5:1	1,4:1
85	1,6:1 ÷ 1,9:1	1,7:1
95	2,1:1 ÷ 2,6:1	2,3:1

Tabella 8.2. Dosaggi di alluminio tipici per diverse efficienze di abbattimento di P (Metcalf & Eddy)

8.2.2 Strategie adottate

I trattamenti di rimozione del fosforo possono essere inseriti in punti diversi dello schema di processo. A seconda dello schema di trattamento adottato, è possibile distinguere tra:

1. pre-precipitazione
2. co-precipitazione
3. post-precipitazione.

Pre-precipitazione

Il termine indica l'aggiunta di agenti chimici al refluo grezzo all'interno dei comparti di sedimentazione primaria. I fosfati precipitati vengono rimossi insieme con i fanghi primari.

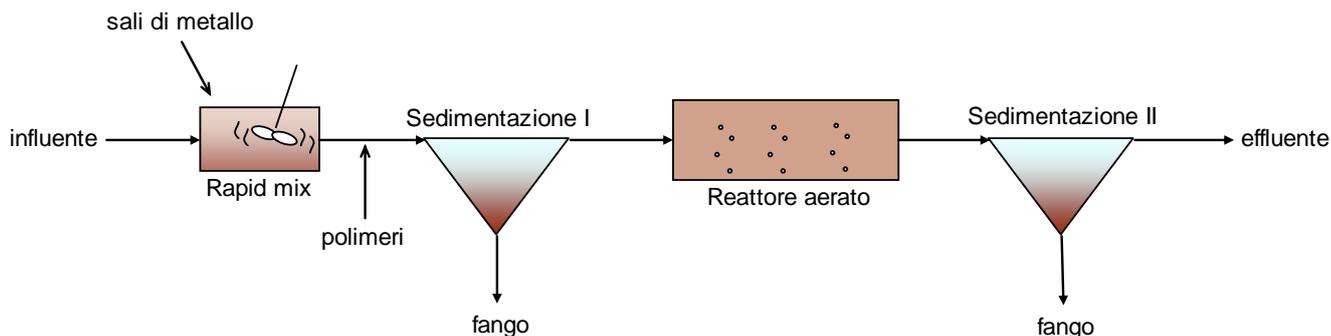


Figura 8.2. Schema di pre-precipitazione del fosforo

Co-precipitazione

Il termine si riferisce all'aggiunta degli agenti chimici per la formazione di precipitati di fosfati che vengono rimossi insieme con i fanghi biologici di supero. In tal caso, gli agenti chimici possono essere aggiunti 1) all'effluente da sedimentazione primaria, 2) alla miscela aerata (nel caso di processi a fanghi attivi) oppure 3) all'effluente dal trattamento biologico prima dell'ingresso alla sedimentazione secondaria (come rappresentato in Figura 8.1).

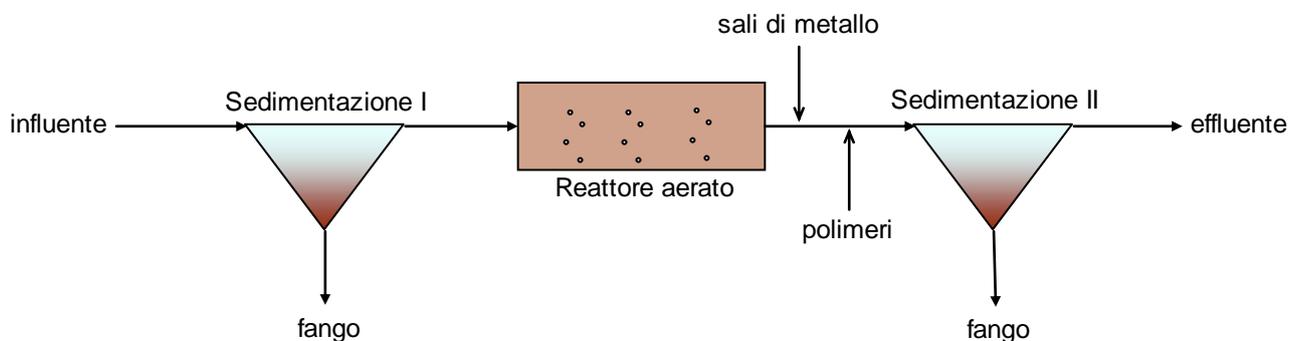


Figura 8.3. Schema di co-precipitazione del fosforo

Va tenuto in considerazione che parte del fosforo presente nel liquame viene abbattuto nella fase biologica per la crescita cellulare.

~ 1% del BOD abbattuto

2 ÷ 2,5% di P rispetto ai solidi totali nei fanghi prodotti.

La restante parte viene abbattuta mediante aggiunta di cloruro ferrino (FeCl_3) con dosaggio di 1,8 ÷ 3,6 mg Fe/mg P abbattuto.

In queste condizioni il fango chimico prodotto risulta circa pari a 9 ÷ 12 kg/kg P.

Post-precipitazione

La post-precipitazione prevede l'aggiunta di agenti chimici all'effluente dalla sedimentazione secondaria e la successiva rimozione dei fanghi chimici prodotti realizzata in comparti di sedimentazione separati o in unità di filtrazione.

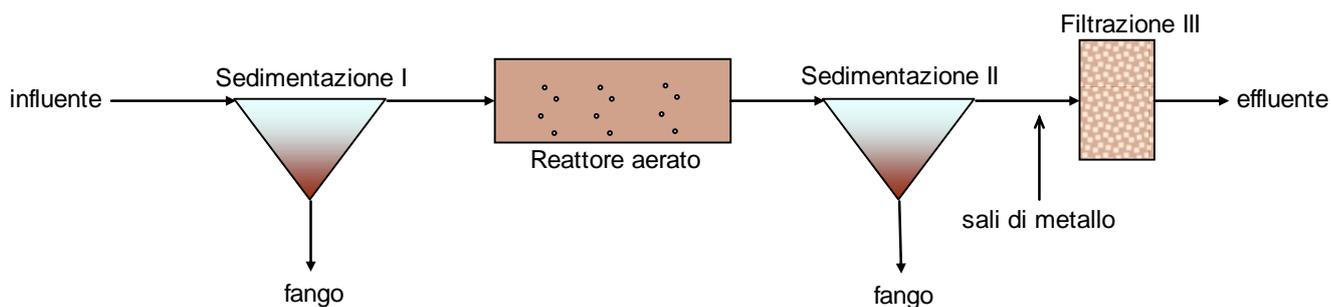


Figura 8.4. Schema di post-precipitazione del fosforo

La post-precipitazione è un trattamento standard per effluenti secondari che può essere effettuato anche usando esclusivamente reagenti metallici (senza aggiunta di polielettroliti). È il processo con la più alta funzionalità nella rimozione del fosforo, con efficienze che possono raggiungere il 95% e con concentrazioni di P nell'effluente inferiori a 0.5 mg/l. La post-precipitazione favorisce, inoltre, l'abbattimento dei SST che sono sfuggiti alla sedimentazione secondaria. Essendo posizionata a valle dei trattamenti biologici, è garantita la copertura del fabbisogno di P per la crescita microbica.

Dalla relazione **BOD5 : N : P = 100 : 5 : 1** è possibile ricavare la quantità di fosforo abbattuto nella vasca di ossidazione aerobica e la concentrazione in ingresso all'unità di defosfatazione.

8.3 VANTAGGI E SVANTAGGI DELLA CHIARIFLOCCULAZIONE

Oltre all'aumento dell'efficienza si ottengono ulteriori vantaggi:

- possibilità di usare carichi idraulici superficiali maggiori (
- Tabella 8.3);
- prestazioni più costanti

In ogni caso l'utilizzo di additivi chimici per favorire il processo di sedimentazione, presenta anche diversi svantaggi:

- aumento della quantità di fanghi primari;
- fanghi prodotti più difficilmente disidratabili;
- aumento dei costi gestionali per i reattivi;
- necessità di una gestione più assidua.

Sospensione

Carico Idraulica Superficiale (m³/m²)

d)		
	Intervallo tipico	Valore di punta
Precipitato di alum. [§]	30 ÷ 70	80
Precipitato di ferro	30 ÷ 70	80
Precipitato di calce	35 ÷ 80	90
Refluo non trattato	30 ÷ 70	80

Tabella 8.3. Valori consigliati del CIS in vasche di sedimentazione per diversi agenti chimici (Metcalf & Eddy)

[§] Miscelati con i solidi sospesi sedimentabili presenti nel refluo non trattato e con solidi colloidali o sospesi inglobati all'interno dei precipitati.

9 TRATTAMENTI BIOLOGICI A BIOMASSA SOSPESA

9.1 DESCRIZIONE DEI PROCESSI

Nella trattazione relativa ai processi a biomassa sospesa si fa riferimento al caso del reattore biologico a flusso continuo a completa miscelazione e con ricircolo (Figura 9.1).

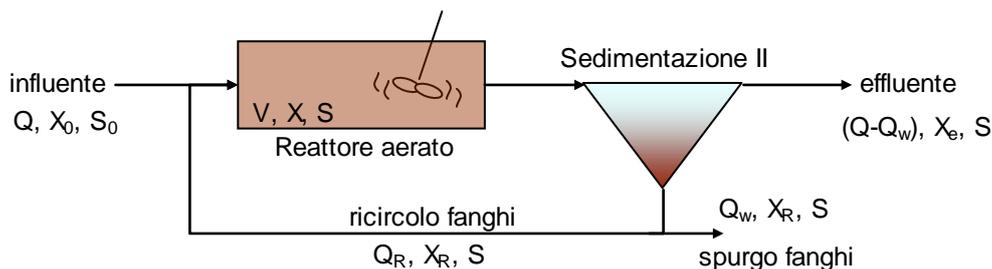


Figura 9.1. Rappresentazione di un processo a fanghi attivi con spurgo dalla linea di ricircolo

Il dimensionamento dei reattori biologici viene effettuato sulla base del bilancio di materia rispetto ad un prefissato volume di controllo, relativo ad ogni costituente di interesse nel caso in esame.

9.1.1 Bilancio di materia della biomassa

Il bilancio di materia della biomassa, riferito ad un prefissato intervallo di tempo ed un determinato volume, per un reattore a miscelazione completa può formularsi come segue:

accumulo = ingresso - uscita + crescita netta

$$V \frac{dX}{dt} = QX_0 - [(Q - Q_w)X_e + Q_w X_e] + r'_g V$$

dove $\frac{dX}{dt}$ = velocità con cui la concentrazione di biomassa all'interno del reattore si modifica nel tempo

V = volume del reattore

Q = portata influente

X₀ = concentrazione di biomassa influente

Q_w = portata di fango di spurgo

X_e = concentrazione di biomassa nell'effluente

X_R = concentrazione di biomassa nella corrente di ricircolo dal sedimentatore secondario

r'_g = velocità netta di crescita della biomassa.

Nell'ipotesi di considerare nulla la biomassa presente nell'influente (X₀ = 0), in condizioni di stato stazionario e sostituendo la relazione r'_g si ha:

$$\frac{(Q - Q_w)X_e + Q_w X_r}{VX} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d$$

con X = concentrazione di biomassa nel reattore biologico

L'inverso del termine a primo membro rappresenta il tempo medio di residenza cellulare ovvero il rapporto tra la quantità totale di solidi presenti nel reattore e la quantità di solidi allontanati giornalmente dal sistema.

$$\theta_c = \frac{VX}{(Q - Q_w)X_e + Q_w X_r} \quad \text{ovvero} \quad \frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d$$

in cui il rapporto $(-r_{su}/X)$ rappresenta la velocità specifica di utilizzazione del substrato

$$U = \frac{r_{su}}{X} = \frac{Q(S_0 - S)}{VX} = \frac{S_0 - S}{\theta_H X}$$

dove U = tasso di utilizzazione del substrato

Q = portata influente

S_0 = concentrazione di substrato solubile nell'influente

S = concentrazione di substrato solubile nell'effluente

V = volume del reattore biologico

X = concentrazione di biomassa nel reattore biologico

θ_H = tempo medio di residenza idraulica.

9.1.2 Bilancio di materia del substrato

Il bilancio di materia relativo al substrato solubile, con riferimento al processo di utilizzazione dello stesso all'interno di un reattore biologico, presenta la seguente espressione:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - [(Q - Q_w)S + Q_{ws}] + r_{su} V$$

dove S_0 = concentrazione di substrato solubile nell'effluente.

Effettuando le opportune sostituzioni e nell'ipotesi di stato stazionario si ha:

$$S_0 - S = \frac{V}{Q} \frac{kXS}{k_s + S}$$

È opportuno sottolineare che la concentrazione di substrato solubile nell'effluente da un reattore a miscelazione completa è funzione unicamente del tempo di residenza cellulare e delle costanti cinetiche relative ai processi di crescita e di decadimento batterico:

$$S = \frac{k_s [1 + k_d \theta_c]}{\theta_c (Yk - k_d) - 1}$$

Pertanto la concentrazione di substrato nell'effluente non dipende dalla concentrazione di substrato solubile nell'influente, che invece influenza la concentrazione di biomassa presente nel reattore biologico.

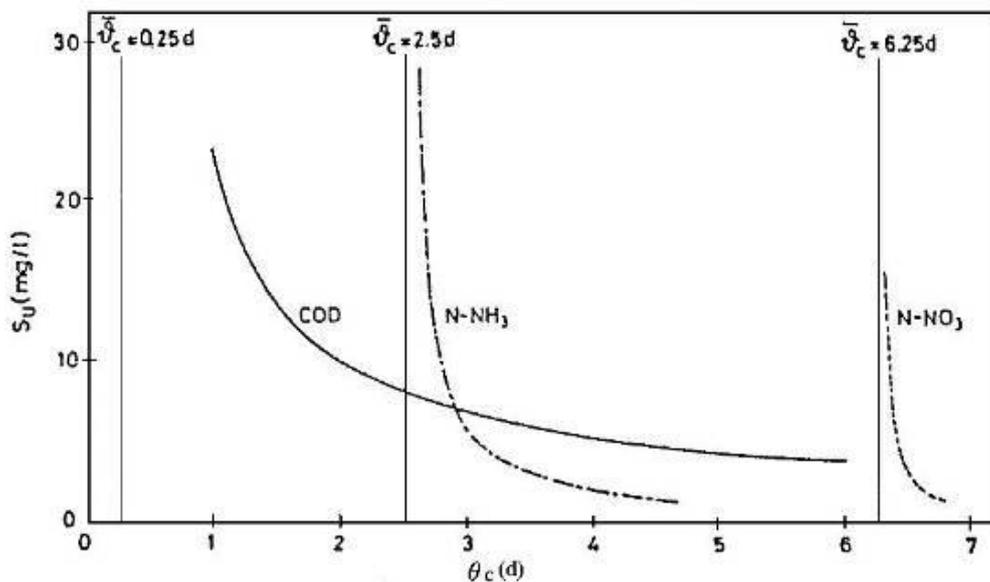


Figura 9.2. Andamento della concentrazione di substrato nell'effluente in funzione del θ_c

In Figura 9.2 si riportano gli andamenti di diversi substrati nell'effluente in funzione del tempo medio di residenza cellulare in un reattore a completo mescolamento e con ricircolo dei fanghi attivi, avendo assunto i parametri caratteristici a $T = 20^\circ\text{C}$.

Il valore di θ_c al di sotto del quale la biomassa viene allontanata dal sistema ad una velocità maggiore rispetto alla costante di crescita e pertanto non si può avere rimozione del substrato risulta essere:

$$\frac{1}{\theta_c^{\min}} = \bar{\mu} - k_d$$

Relazione	Descrizione	Definizione dei termini
$K_T = k_{20} \theta^{(T-20)}$		K_T = costante della velocità di reazione alla temperatura T k_{20} = costante della velocità di reazione alla temperatura di 20°C θ = coefficiente della temperatura
$r_{su} = -\frac{kXS}{k_s + S}$	Velocità di utilizzazione del substrato solubile	k = tasso massimo di utilizzazione del substrato S = concentrazione del substrato in soluzione che risulta limitante per la crescita X = concentrazione della biomassa k_s = costante di semisaturazione del substrato carbonioso
$\mu_m = kY$	Velocità massima di crescita dei microrganismi	μ_m = tasso massimo di crescita della biomassa Y = rendimento di sintesi della biomassa
$r_{su} = \frac{\mu_m XS}{Y(k_s + S)}$	Velocità di utilizzazione del substrato solubile	
$r'_g = Y \frac{kXS}{(k_s + S)} - k_d X$	Velocità netta di crescita della biomassa	r'_g = velocità netta di crescita della biomassa k_d = costante di decadimento endogeno
$\mu' = \frac{r'_g}{X}$	Tasso netto di crescita della biomassa	μ' = tasso netto di crescita della biomassa
$\theta_c = \frac{VX}{(Q - Q_w)X_e + Q_w X_R}$	Età del fango	θ_c = tempo medio di residenza cellulare X_e = concentrazione di microrganismi nell'effluente X_R = concentrazione di microrganismi nella corrente di ricircolo Q_w = portata volumetrica di spurgo dei fanghi
$\theta_c = \frac{1}{\mu'}$		
$\frac{1}{\theta_c} = -\frac{YkS}{k_s + S} - k_d$		
$S = \frac{k_s [1 + k_d \theta_c]}{\theta_c (Yk - k_d) - 1}$	Concentrazione di substrato solubile nell'effluente	
$X = \left(\frac{\theta_c}{\theta_H} \right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \right]$	Concentrazione di biomassa nel reattore	θ_H = tempo di residenza idraulica
$O_2 = Q(S_0 - S) - 1,42 P_X$	Richiesta di ossigeno	S_0 = concentrazione di substrato nell'influente P_X = quantità di fanghi spurgata giornalmente, come SSV
$F/M = \frac{QS_0}{VX}$	Rapporto tra substrato e microrganismi	

Tabella 9.1. Sintesi delle relazioni utilizzate ai fini dell'analisi dei processi a biomassa dispersa

9.2 COEFFICIENTI CINETICI E STECHIOMETRICI

Rimozione del COD

Costante	U. M.	Intervallo	Valore tipico
μ_m	g SSV/g SSV d	3,0 ÷ 13,2	6,0
k_s	g bCOD/m ³	5,0 ÷ 40,0	20,0
Y	g SSV/g bCOD	0,30 ÷ 0,50	0,40
k_d	g SSV/g SSV d	0,06 ÷ 0,20	0,12
f_d	adim.	0,08 ÷ 0,20	0,15
Valori di θ			
μ_m	adim.	1,03 ÷ 1,08	1,07
k_d	adim.	1,03 ÷ 1,08	1,04
k_s	adim.	1,00	1,00

Tabella 9.2. Costanti cinetiche del processo a fanghi attivi per batteri eterotrofi a 20°C (Metcalf & Eddy)

$$\mu = 2 \div 6 \text{ d}^{-1}$$

$$k_s = 40 \div 60 \text{ mg COD/l}$$

$$Y = 0,60 \text{ mg SSV/mg BOD} \quad 0,45 \text{ mg SSV/mg COD}$$

$$k_d = 0,08 \text{ d}^{-1}$$

Nitrificazione

Costante	U. M.	Intervallo	Valore tipico
μ_m	g SSV/g SSV d	0,20 ÷ 0,90	0,75
K_N	g N_NH ₄ ⁺ /m ³	0,5 ÷ 1,0	0,74
Y_N	g SSV/g N_NH ₄ ⁺	0,10 ÷ 0,15	0,123
k_{dN}	g SSV/g SSV d	0,05 ÷ 0,15	0,08
K_0	g/m ³	0,40 ÷ 0,60	0,50
Valori di θ			
μ_m	adim.	1,06 ÷ 1,123	1,07
k_{dN}	adim.	1,03 ÷ 1,08	1,04
K_N	adim.	1,03 ÷ 1,123	1,053

Tabella 9.3. Costanti cinetiche del processo di nitrificazione a 20°C (Metcalf & Eddy)

$$\mu_N = 0,3 \div 0,65 \text{ d}^{-1}$$

$$k_{sN} = 1 \text{ mg N_NH}_4^+/\text{l}$$

$$Y_N = 0,10 \text{ mg SSV/mg N_NH}_4^+$$

$$k_{dN} = 0,04 \text{ d}^{-1}$$

Influenza delle principali variabili operative ed ambientali:

➤ Ossigeno disciolto

$$\mu'_N = \mu_N \cdot \frac{OD}{k_{O_2} + OD} \quad \text{con} \quad k_{O_2} = 0,4 \text{ mg/l}$$

➤ Rapporto BOD₅/TKN

Rapporto BOD ₅ /TKN	Frazione nitrificante
0,5	0,35
1	0,21
2	0,12
3	0,083
4	0,064
5	0,054
6	0,043
7	0,037
8	0,033
9	0,029

Tabella 9.4. Relazione tra la frazione di microrganismi nitrificanti e rapporto BOD₅/TKN

➤ Temperatura

$$\mu'_N = \mu_N \cdot 1,123^{(T-20)}$$

$$k_{dN} = k_{dN} \cdot 1,123^{(T-20)}$$

➤ pH

$$\mu'_N = \mu_N \cdot [1 - 0,833(7,2 - pH)]$$

Denitrificazione

Costante	U. M.	Intervallo	Valore tipico
μ_{mD}	g SSV/g SSV d	0,30 ÷ 0,90	0,22
K_D	g N _{NO₃} /m ³	0,05 ÷ 0,2	0,063
Y_D	g SSV/g N _{NO₃}	0,4 ÷ 0,9	0,03
k_{dD}	g SSV/g SSV d	0,04 ÷ 0,08	0,04
K_{sD}	g/m ³	0,06 ÷ 0,2	0,06

Tabella 9.5. Costanti cinetiche del processo di denitrificazione a 20°C (Metcalf & Eddy)

$$k_D = \mu_D / Y_D = 0,05 \div 0,2 \text{ mg N}_{NO_3^-} / \text{mg SSV d}$$

$$Y_D = 0,30 \div 0,45 \text{ mg SSV} / \text{mg N}_{NO_3^-}$$

$$k_{sD} = 0,1 \text{ mg N}_{NO_3^-} / \text{l}$$

$$k_{dD} = 0,04 \text{ d}^{-1}$$

Altri

Contenuto di azoto nella biomassa

$$f_n = 0,1 \text{ mg N} / \text{mg SSV}$$

COD della biomassa

$$f_v = 1,48 \text{ mg COD} / \text{mg SSV}$$

Consumo di COD per la denitrificazione $c = 6 \div 7 \text{ mg COD/mg N_NO}_3^-$
 Consumo di ossigeno per la nitrificazione $R = 4,57 \text{ mg O}_2/\text{mg N_NH}_4^+$.

9.3 DIMENSIONAMENTO DI UN SISTEMA PER LA RIMOZIONE DEL CARBONIO E LA NITRIFICAZIONE

In Figura 9.3 viene mostrato lo schema tipico di un processo a fanghi attivi in un reattore a completo mescolamento che prevede la sola rimozione del substrato carbonioso e di quello azotato.

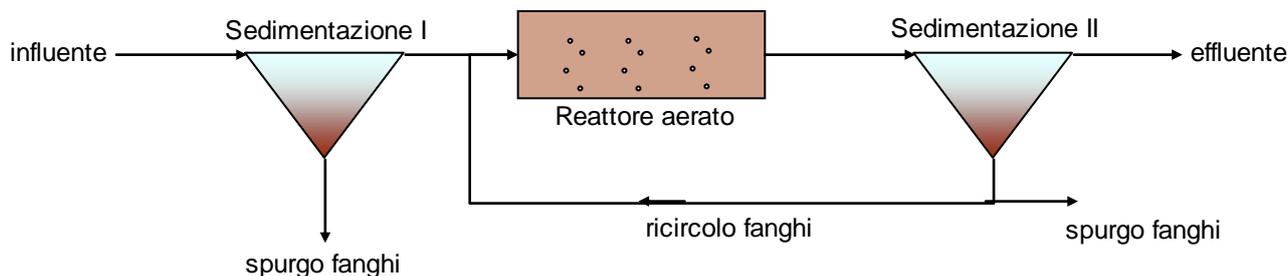


Figura 9.3. Schema di sistema per la rimozione del carbonio e per la nitrificazione

Approccio di calcolo per il dimensionamento

Noti la portata media in ingresso (Q), la concentrazione di COD e TKN a valle della sedimentazione primaria ed assunti la temperatura di esercizio T_{min} ($10 \div 15^\circ\text{C}$, l'ossigeno disciolto OD ($2 \div 2,5 \text{ mg/l}$) ed il pH ($\sim 7,2$) si procede come segue:

1. fissare il fattore di sicurezza ($f_s = 1,5 \div 2,5$);
2. determinare il tasso di crescita massimo dei microrganismi nitrificanti (μ'_N) alle condizioni operative fissate (T , OD, pH);
3. determinare il tasso massimo di utilizzazione del substrato $k'_N = \frac{\mu'_N}{Y_N}$;
4. determinare l'età del fango minima $\frac{1}{\theta_c^{\min}} = \mu'_N - k_{dN}$
e quella di progetto $\theta_c = \theta_c^{\min} \cdot f_s$;
5. determinare la velocità di utilizzazione del substrato azotato $\frac{1}{\theta_c} = Y_N U_N - k_{dN}$;
6. determinare la concentrazione di ammoniaca nell'effluente $U_N = k'_N \frac{N}{k_N + N}$;
7. determinare la velocità di utilizzazione del substrato carbonioso $\frac{1}{\theta_c} = YU - k_d$;
8. determinare il tempo di ritenzione idraulica

- per il substrato azotato
$$U_N = \frac{N_0 - N}{\theta_H X_N}$$
- con $X_N = f_N X$ $X = 2500 \div 3500 \text{ mgSSV/l}$
- per il substrato carbonioso
$$U = \frac{S_0 - S}{\theta_H X};$$

utilizzando il tempo maggiore per determinare il volume del reattore;

9. determinare la quantità di ossigeno richiesto (A.O.R.)

$$O_2 (kg/d) = Q(S_0 - S) - f_v P_x + RQ(N_0 - N - N_x)$$

con
$$P_x = \frac{XV}{\theta_c} = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c} Q(S_0 - S) = YQ(S_0 - S) - k_d XV$$

f_v = fabbisogno di O_2 per la biomassa (1,48 mgCOD/mgSSV)

R = fabbisogno di O_2 per la nitrificazione (4,57 mg O_2 /mgN-NH $_4$)

$$N_x = \frac{P_x}{Q} f_n \quad \text{pari, in genere, al 10\% della biomassa prodotta}$$

la quantità di ossigeno determinata si moltiplica, poi, per un coefficiente di punta (1,5);

10. determinare la concentrazione di nitrati uscenti
$$N_{usc} = N_0 - N - N_x$$

9.4 DIMENSIONAMENTO DI UN SISTEMA INTEGRATO ANOSSICO-AEROBICO

Il processo a fanghi attivi rappresenta, in una versione ridotta ma notevolmente accelerata, il fenomeno naturale di rimozione biologica delle sostanze organiche ad opera dei microrganismi che utilizzano il substrato carbonioso e l'azoto per il loro metabolismo ottenendo, così, nuova biomassa e l'energia necessaria per la vita.

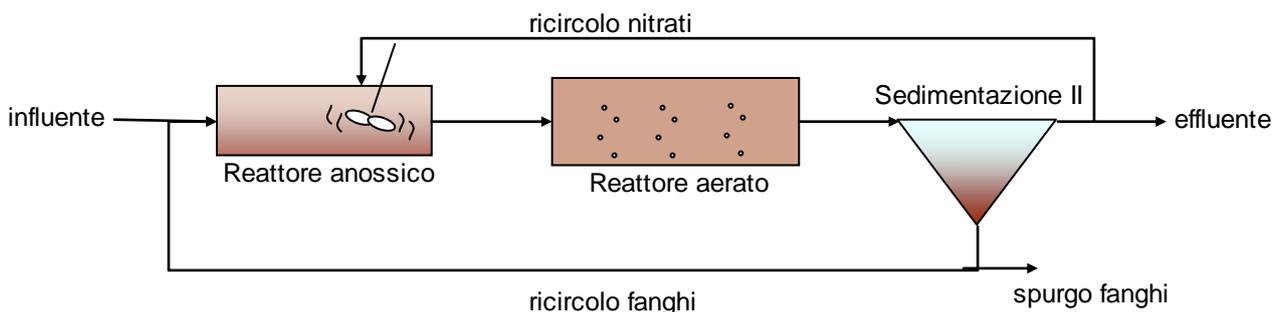


Figura 9.4. Schema di sistema integrato anossico-aerobico

Il trattamento biologico integrato a due stadi consiste, nella sua unitarietà, in un processo di denitrificazione seguito da una nitrificazione ed ossidazione del carbonio organico e viene effettuato in un'unica vasca costituita da due zone separate che si susseguono in serie. I liquami miscelati preventivamente con i fanghi di riciclo secondari (200% della portata media) entrano nella zona di pre-denitrificazione alla quale giunge

anche un flusso di miscela aerata (200% della portata media) prelevato dalla zona di ossidazione e contenente nitrati (NO_3).

Nel bacino di denitrificazione l'ambiente è mantenuto privo di ossigeno disciolto (condizioni anossiche) per consentire l'attivazione dei batteri eterotrofi denitrificanti: in tali situazioni, venendo a mancare l'apporto esterno di ossigeno, la biomassa utilizza la capacità ossidativa dei nitrati provenienti dal ricircolo della miscela aerata, consentendo la riduzione di quest'ultimo ad azoto gassoso, che viene ceduto all'ambiente atmosferico. Il processo avviene sfruttando come fonte di carbonio quello contenuto nel liquame grezzo.

La miscela liquame-fanghi attivi fluisce poi nella susseguente zona di nitrificazione, dove l'ambiente è invece mantenuto in condizioni aerobiche per mezzo di diffusori che, oltre a fornire l'ossigeno necessario al processo di ossidazione dell'ammoniaca e della sostanza organica, mantengono la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca intorno a 2-2,5 mg/l. Il processo biologico di nitrificazione avviene grazie allo sviluppo di una flora batterica aerobica di tipo autotrofo che opera l'ossidazione dell'azoto ammoniacale (NH_4) ad azoto nitrico ed utilizza come fonte di carbonio la CO_2 contenuta nei liquami.

Le velocità di crescita dei batteri autotrofi sono piuttosto basse e variano al variare della temperatura. Per questo, la nitrificazione si ottiene soltanto quando il tempo di ritenzione dei solidi nel sistema (età del fango) è sufficientemente elevato per permettere lo sviluppo dei batteri nitrificanti. Parallelamente alla nitrificazione, poi, avviene anche l'ossidazione del carbonio organico contenuto nei liquami influenti (BOD5 e COD) ad opera dei batteri eterotrofi aerobi.

Il processo integrato consente un ottimale sfruttamento del nutrimento organico grazie all'utilizzo per la denitrificazione del carbonio organico presente nei liquami grezzi; inoltre proprio l'abbattimento iniziale del BOD5 e del COD nella vasca anossica determina una riduzione della richiesta di ossigeno in vasca aerobica, con conseguenti risparmi energetici.

Per il dimensionamento del processo biologico si segue il modello di calcolo **ASCAM**, proposto dall'Istituto di Ricerca Sulle Acque (I.R.S.A.) del C.N.R., le cui equazioni sono illustrate di seguito.

– Velocità specifica di denitrificazione ($\text{mgN-NO}_3/\text{mgSSV} \cdot \text{d}$):
$$U_D = \frac{k_D}{f_S}$$

con: k_D = velocità massima di denitrificazione ($\text{mgN-NO}_3/\text{mgSSV} \cdot \text{d}$)

f_S = fattore di sicurezza

– Età del fango minima per la nitrificazione (d):
$$\theta_{C2} = \frac{f_S}{\mu_A - k_d}$$

con: μ_A = velocità di crescita dei batteri autotrofi (1/d)

k_d = tasso di decadimento batteri autotrofi (1/d)

– Concentrazione dei solidi in vasca di ossidazione (mgSS/l):
$$X = X_R \frac{b}{b+1}$$

con: X_R = concentrazione dei solidi nel ricircolo (mgSS/l)

b = rapporto di ricircolo secondario = Q_R/Q

– Rapporto di ricircolo interno:
$$a = \frac{M_0 - M_2 - M_x}{N_2 - N_1} - (b + 1)$$

con: M_0 = azoto ammoniacale influente (mgN-NH₄/l)

M_2 = azoto ammoniacale effluente (mgN-NH₄/l)

M_x = azoto nei fanghi (mg/l)

N_2 = azoto nitrico effluente (mgN-NO₃/l)

N_1 = azoto nitrico nel reattore anossico (mgN-NO₃/l)

– Tempo di residenza idraulico nel reattore anossico (d):

$$\theta_1 = \frac{a(N_2 + 0.35 \cdot DO) - (a + b + 1)N_1 + bN_2}{U_D X}$$

con: DO = concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di ossidazione (mg/l)

– Tempo di residenza idraulico totale (d): $\theta_H = \theta_1 + \theta_2$

con: θ_2 = tempo di residenza idraulico nel reattore aerobico (d)

– Età del fango (d):
$$\theta_c = \frac{X \theta_H}{Y_H (S_0 - S_2) - b_H X \theta}$$

con: Y_H = rendimento di crescita batteri eterotrofi (mgSSV/mgCOD)

S_0 = COD influente (mg/l)

S_2 = COD effluente finale (mg/l)

k_{dN} = tasso di decadimento batteri eterotrofi (1/d)

– Età del fango minima per la nitrificazione (d):
$$\theta_{c2} = \theta_c \frac{\theta_2}{\theta_H}$$

– Produzione specifica di fanghi (mgSSV/l):

$$W = Y_N (S_0 - S_2) - k_{dN} X \theta_H$$

– Azoto incorporato nei fanghi (mgN/l):
$$M_x = W \cdot f_n$$

con: f_n = contenuto di azoto nei fanghi (0,1 mgN/mgSSV)

– COD rimosso in denitrificazione (mg/l): $\Delta S_1 = (S_0 - S_1) = c U_D X \theta_1$

con: S_1 = COD uscente dalla denitrificazione (mg/l)

c = richiesta di substrato per la denitrificazione (6 mgCOD/mgN-NO₃)

– Produzione fanghi nitrificazione (kgSS/d): $P_{x2} = Q \cdot W_2$

con: Q = portata media influente (mc/d)

W_2 = produzione specifica fanghi nitrificazione (mgSSV/l)

– Volume di denitrificazione (mc): $V_1 = Q \theta_1$

– Volume di ossidazione/nitrificazione (mc): $V_2 = Q \theta_2$

– Richiesta reale di ossigeno (kgO₂/d):

$$A.O.R. = Q(S_1 - S_2) - f_v P_{x2} + QR(M_0 - M_2 - M_x)$$

con: f_v = fabbisogno di ossigeno per la biomassa (1,48 mgCOD/mgSSV)

R = fabbisogno di ossigeno per la nitrificazione (4,57 mgO₂/mgN-NH₄)

– Richiesta di ossigeno in condizioni standard (kgO₂/d):

$$S.O.R. = \frac{A.O.R.}{\frac{0.98 \cdot C_{sl} - DO}{9.07} 1.024^{(T-20)} \cdot 0.6}$$

con: C_{sl} = concentrazione di saturazione dell'ossigeno alla temperatura di progetto (mg/l)

T = temperatura di progetto in vasca di ossidazione (°C)

– Portata d'aria da fornire in condizioni standard (Nmc/d): $Q_{aria} = \frac{S.O.R.}{\eta \cdot 0.232 \cdot 1.2}$

con: η = rendimento dei diffusori

9.5 PROCESSO AD AERAZIONE INTERMITTENTE

I sistemi con elevato valore dell'età del fango possono funzionare con aerazione intermittente così da conseguire nitrificazione e denitrificazione all'interno della medesima vasca.

Nel periodo di tempo in cui viene interrotta l'aerazione, viene azionato un miscelatore sommerso e la vasca funziona come bacino anossico. In tal caso i nitrati presenti vengono utilizzati come accettori di elettroni in luogo dell'ossigeno per la rimozione del BOD. Tali sistemi posseggono tempi di residenza cellulare (θ_c) dell'ordine di 18 ÷ 40 d e tempi di residenza idraulica (θ_h) superiori a 16 h.

I dati riportati in letteratura relativamente all'efficienza dei sistemi ad aerazione intermittente indicano concentrazioni di nitrati nell'effluente di 3 ÷ 4.8 mg/l e concentrazioni di azoto totale inferiori a 8.0 mg/l.

I periodi in cui l'aerazione è disattivata possono essere programmati per avvenire in diversi tempi durante la giornata: il periodo migliore dovrebbe essere quello in cui la concentrazione di BOD nell'influente risulta essere più elevata, così che la denitrificazione possa avvenire con maggiore velocità. La velocità specifica di denitrificazione dipende dalla velocità di respirazione endogena e anche dalla concentrazione di COD biodegradabile nell'influente che viene continuamente alimentato. Tale velocità può essere determinata attraverso la seguente relazione:

$$SDNR_b = \frac{0,175A_n}{Y_{net}\theta_c}$$

dove $SDNR_b$ = velocità specifica di denitrificazione relativa alla concentrazione di biomassa eterotrofa (g $N_{NO_3^-}$ / g biomassa d);

A_n = coefficiente di utilizzazione netta dell'ossigeno (g O_2 / g bCOD rimosso)

Y_{net} = rendimento netto della biomassa eterotrofa (g SSV / g bCOD)

0,175 = calcolato sulla base del valore di 2,86 g di O_2 equivalente / g $N_{NO_3^-}$, e nell'ipotesi che solo il 50% della biomassa eterotrofa presente può utilizzare i nitrati come accettori di elettroni.

Per un reattore a fanghi attivi a completo mescolamento, A_n e Y_{net} vengono calcolati attraverso le seguenti relazioni:

$$A_n = 1.0 - 1.42Y + \frac{1.42k_d Y \theta_c}{1 + k_d \theta_c}$$

$$Y_{net} = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c}$$

9.6 REATTORI BIOLOGICI A MEMBRANA (MBR)

I reattori biologici a membrana (MBR) derivano dall'accoppiamento dei tradizionali processi a biomassa sospesa con i processi di filtrazione su membrane microporose o ultraporose, a seconda delle dimensioni nominali dei pori.

I maggiori vantaggi legati a questa tecnologia vanno ricercati nella possibilità di eliminare l'unità di sedimentazione a valle del comparto biologico e tutti i vincoli gestionali ed operativi ad essa connessa. La sostituzione del comparto di sedimentazione con un comparto di filtrazione su membrane comporta:

- una notevole riduzione dell'ingombro planimetrico dell'impianto di depurazione, dovuta sia alla scomparsa del sedimentatore che all'incremento di concentrazione di solidi sospesi nel reattore biologico;

- la possibilità di gestire il processo biologico in maniera totalmente indipendente dalle fluttuazioni di carico idraulico (il tempo di residenza cellulare ed il tempo di ritenzione idraulica sono completamente svincolati tra loro);
- la diminuzione dei fanghi di supero, associata ai più alti valori di età del fango;
- l'eliminazione dei problemi di sedimentabilità del fango solitamente riscontrabili negli impianti a fanghi attivi convenzionali;
- il sensibile miglioramento delle caratteristiche qualitative dell'effluente, compatibili con il potenziale riuso agricolo dell'acqua depurata.

A fronte di questi vantaggi dei sistemi MBR, restano ancora diversi aspetti da chiarire, sia in relazione alle cinetiche del processo biologico che al controllo dei fenomeni di sporco della membrana.

Parametro	U.M.	Intervallo
Dati operativi		
carico di COD	kg/m ³ d	1,2 ÷ 3,2
MLSS	mg/l	5000 ÷ 20000
MLSSV	mg/l	4000 ÷ 16000
F/M	g COD/g MLSSV d	0,1 ÷ 0,4
θ_c	d	5 ÷ 20
θ_h	h	4 ÷ 6
flusso	l/m ² d	600 ÷ 1100
depressione applicata	kPa	4 ÷ 35
OD	mg/l	0,5 ÷ 1,0
Dati di efficienza		
BOD effluente	mg/l	< 5
COD effluente	mg/l	< 30
NH ₃ effluente	mg/l	< 1
N _{tot} effluente	mg/l	< 10
Torpidità effluente	NTU	< 1

Tabella 9.6. Dati caratteristici delle condizioni operative e delle prestazioni di un MBR (Metcalf & Eddy)

9.6.1 Membrane piane

Le membrane piane sono disposte su due lati di un supporto rigido canalizzato detto cartuccia. Sono realizzate in materiale polimerico e possono operare sia nel campo della micro che ultrafiltrazione.

Le cartucce sono inserite parallelamente all'interno di appositi moduli di contenimento. I moduli comprendono nella parte inferiore, un sistema di insufflazione d'aria tramite appositi diffusori, in modo da attuare la così detta filtrazione tangenziale "cross-flow", necessaria per prevenire il deposito di fango e l'intasamento delle superfici filtranti.

La portata specifica può variare notevolmente, anche e soprattutto in funzione del tipo di refluo da trattare (flusso critico, ovvero il valore di portata specifica, al di sotto del quale non si verificano intasamenti). Il sistema di aspirazione del permeato si basa su pompe autoadescanti autoregolate da inverter/pressostato, normalmente funzionanti in aspirazione continua con microcicli di rilassamento opportunamente calibrati.

Per il mantenimento nel lungo periodo della permeabilità, sono previsti periodici lavaggi in controcorrente, con una frequenza variabile da un mese ad un anno.

Con questa tipologia di membrane è possibile operare la filtrazione anche in presenza di concentrazioni di fango fino a 25-30 gr/l.



Figura 9.5. Particolare di membrana piana

9.6.2 Membrane a fibra cava

Le membrane a fibra cava immersa prevedono una separazione a livello di ultrafiltrazione, e oltre che per la forma, si differenziano da quelle a pannelli piani per:

- Composizione delle membrane (PE-C e/o PVDF, con proprietà non ionica e idrofila).
- Funzionamento detto OUT-IN, ovvero con l'aspirazione del permeato interrotta per brevi intervalli da un funzionamento in controlavaggio.

Questi moduli si prestano ottimamente al trattamento di reflui diluiti (COD di 200-1000 mg/l) e con concentrazioni di fango contenute entro i 10-12 kgSS/mc. Anche in questo sistema la filtrazione avviene in modo tangenziale, con insufflazione d'aria tramite diffusori posti nella parte inferiore del modulo. Il movimento delle singole fibre, ancorate al sistema di suzione ad una o ad entrambe le estremità, combinato con l'aerazione per cross-flow, permette una velocità di filtrazione stabile e a bassi costi energetici, essendo sensibilmente maggiore la superficie filtrante aerata a parità d'aria insufflata rispetto alle membrane piane. I cicli di pulizia con aria sono realizzati alternando basse ad elevate portate d'aria (air pulsing) in modo da assicurare che solidi, fibre e altre particelle siano allontanate dai capillari dei fasci delle membrane.



Figura 9.6. Particolare di membrana a fibra cava

9.7 RIEPILOGO PARAMETRI EMPIRICI PER IL DIMENSIONAMENTO DEI SISTEMI A FANGHI ATTIVI

Parametro	U.M.	Intervallo	
F/M	g BOD ₅ /g SSV d	0,05 ÷ 1,0	
θ_h	h	4 ÷ 8	
θ_c	d	5 ÷ 15	
Corg	kg BOD ₅ /m ³ d	0,3 ÷ 3	
Aerazione			
	Q_{aria}	Bolle fini	Bolle grosse
F/M > 0,3	Nm ³ /kg BOD ₅ rimosso	24 ÷ 36	30 ÷ 55
F/M < 0,3	Nm ³ /kg BOD ₅ rimosso	75 ÷ 115	95
Ossidazione totale ($\square_c > 25$ d)	Nm ³ /kg BOD ₅ rimosso	125	

9.8 MODELLO MATEMATICO ASM

La modellazione di un processo biologico con trattamento di ossidazione del carbonio, nitrificazione e denitrificazione, sia in condizioni stazionarie che non stazionarie può essere implementata secondo il modello Activated Sludge Model n° I (ASM I). Il modello ASM, sviluppato dalla International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC) - Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment, fornisce una descrizione per i termini di rimozione dei componenti coinvolti nei processi di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione operati dai batteri eterotrofi e autotrofi all'interno delle vasche di trattamento biologico.

Numerosi software di verifica dei processi biologici fanno riferimento a questo modello, o a modelli sviluppati da esso. I modelli derivati sono:

- Modello ASM1 (1987): modello per la rimozione della sostanza organica e dell'azoto;
- Modello ASM2 (1995): include i processi di rimozione biologica e di precipitazione del fosforo;

- Modello ASM2d (1999): analogo all’ASM2 con introduzione del processo di denitrificazione da parte dei batteri PAO;
- Modello ASM3 (2000): ASM1 con introduzione dei composti di immagazzinamento interno (come considerato in ASM2 e ASM2d).

Di seguito si riporta la matrice del modello AMSI con indicazione dei coefficienti cinetici e coefficienti stechiometrici di processo di ossidazione carbonio, nitrificazione e denitrificazione:

Component	→	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Process Rate, ρ_j [$ML^{-1}T^{-1}$]
j	Process	↓	S_1	S_2	X_1	X_2	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{ALK}	
1	Aerobic growth of heterotrophs			$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$					$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_2}{K_S + S_2} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$
2	Anoxic growth of heterotrophs			$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$				$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_2}{K_S + S_2} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \times \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_a X_{B,H}$
3	Aerobic growth of autotrophs							1		$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$				$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7 Y_A}$	$\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{B,A}$
4	'Decay' of heterotrophs				$1 - f_P$				-1							$b_H X_{B,H}$
5	'Decay' of autotrophs				$1 - f_P$											$b_A X_{B,A}$
6	Ammonification of soluble organic nitrogen											1				$k_A S_{ND} X_{B,H}$
7	'Hydrolysis' of entrapped organics			1												$k_h \frac{X_B / X_{B,H}}{K_X + (X_B / X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$
8	'Hydrolysis' of entrapped organic nitrogen													1		$\rho_7 (X_{ND} / X_2)$
Observed Conversion Rates [$ML^{-1}T^{-1}$]			$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$													
Stoichiometric Parameters: Heterotrophic yield: Y_H Autotrophic yield: Y_A Fraction of biomass yielding particulate products: f_P Mass N/Mass COD in biomass: i_{XB} Mass N/Mass COD in products from biomass: i_{XP}			Soluble inert organic matter [$M(COD)L^{-1}$]	Readily biodegradable substrate [$M(COD)L^{-1}$]	Particulate inert organic matter [$M(COD)L^{-1}$]	Slowly biodegradable substrate [$M(COD)L^{-1}$]	Active heterotrophic biomass [$M(COD)L^{-1}$]	Active autotrophic biomass [$M(COD)L^{-1}$]	Particulate products arising from biomass decay [$M(COD)L^{-1}$]	Oxygen (negative COD) [$M(-COD)L^{-1}$]	Nitrate and nitrite nitrogen [$M(N)L^{-1}$]	NH_4^+ and NH_3 nitrogen [$M(N)L^{-1}$]	Soluble biodegradable organic nitrogen [$M(N)L^{-1}$]	Particulate biodegradable organic nitrogen [$M(N)L^{-1}$]	Alkalinity—Molar units	Kinetic Parameters: Heterotrophic growth and decay: $\hat{\mu}_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}, b_H$ Autotrophic growth and decay: $\hat{\mu}_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$ Correction factor for anoxic growth of heterotrophs: η_a Ammonification: k_A Hydrolysis: k_h, K_X Correction factor for anoxic hydrolysis: η_h

La simbologia adottata per indicare le componenti nella matrice del modello prevede che le componenti particolate vengano indicate con la lettera X e quelle solubili con la S. L'utilizzo dei pedici consente di specificare i singoli componenti.

10 TRATTAMENTI BIOLOGICI A BIOMASSA ADESA

Nei processi a biomassa adesa, al di sopra del materiale di riempimento, costituito da plastica, roccia o altro, si crea in forma adesa al supporto un biofilm costituito da microrganismi, sostanza articolata e polimeri extracellulari.

All'interno del film, la concentrazione di substrato ed ossigeno assumono valori inferiori rispetto a quelli presenti all'interno della massa liquida, e variano con la profondità del film e a seguito delle reazioni di utilizzazione.

La velocità complessiva di utilizzazione del substrato risulta minore rispetto a quella che si potrebbe prevedere sulla base del valore di concentrazione di substrato presente nella massa di liquido.

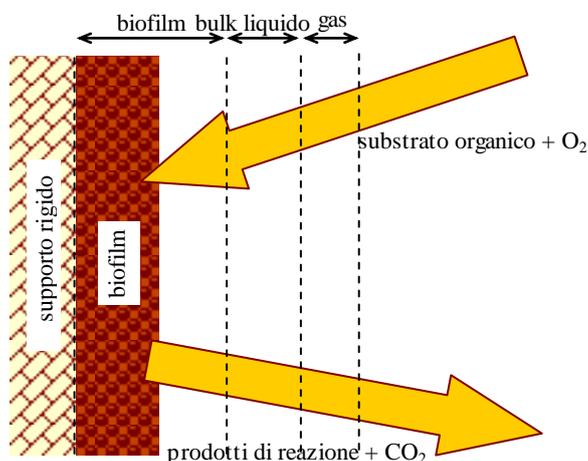


Figura 10.1. Rappresentazione schematica della struttura del biofilm

Principali vantaggi dei sistemi a biomassa adesa sono:

- possibilità di svincolare il tempo di residenza cellulare da quello di ritenzione idraulica, senza operare ricircoli di biomassa;
- possibilità di aumentare le concentrazioni di biomassa, con la conseguente riduzione dei volumi dei reattori e delle superfici occupate;
- possibilità di migliorare le prestazioni di impianti esistenti sottodimensionati o al fine di rispettare standard allo scarico più restrittivi;
- indipendenza del processo dalle caratteristiche di sedimentabilità del fango;
- bassi consumi energetici;
- semplice gestione e minori fabbisogni di manutenzione;
- migliori proprietà di ispessimento dei fanghi;
- miglior recupero da shock tossici.

10.1 FILTRI PERCOLATORI

Il filtro percolatore consiste in un letto poroso altamente permeabile, di solito realizzato in materiale plastico ad alta superficie specifica o in pietrame al quale la biomassa rimane adesa, in cui è fatta percolare l'acqua di scarico distribuita sulla superficie mediante bracci rotanti.

Sul fondo del filtro si trova un sistema drenante che consente di captare l'acqua trattata ed i solidi biologici che periodicamente si staccano dai supporti. La materia organica in ingresso viene degradata dai microrganismi che, nella zona più esterna del biofilm sono aerobi, mentre in quella più vicina al supporto sono anaerobi.

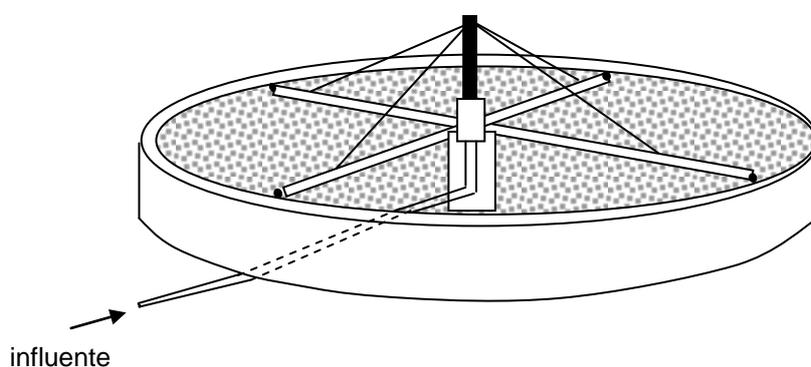


Figura 10.2. Schematizzazione di un filtro percolatore

Materiale di riempimento	Dimensione nominale cm	Peso specifico kg/m ³	Superficie specifica m ² /m ³	Spazio dei vuoti %	Applicazione**
Roccia di fiume (piccola)	2,5 ÷ 7,5	1250 ÷ 1450	60	50	N
Roccia di fiume (grande)	10 ÷ 13	800 ÷ 1000	45	60	C, CN, N
Plastica convenzionale	61x61x122	30 ÷ 80	90	> 95	C, CN, N
Plastica con elevata superficie specifica	61x61x122	65 ÷ 95	140	> 94	N
Plastica casuale-convenzionale	varia	30 ÷ 60	98	80	C, CN, N
Plastica casuale- elevata superficie specifica	varia	50 ÷ 80	150	70	N

Tabella 10.1. Proprietà fisiche dei materiali di riempimento (Metcalf & Eddy)

È opportuno tenere in considerazione alcuni aspetti fondamentali:

- È necessaria la sedimentazione primaria a monte del sistema; nel caso di riempimento verticale in plastica può essere sufficiente una staccatura con apertura < 3 mm;
- Indice di buon funzionamento è un continuo ed uniforme distacco del biofilm, misurato come SST effluenti, è quindi necessaria la sedimentazione finale;

** C = rimozione del BOD, N = nitrificazione terziaria, CN = rimozione del BOD e nitrificazione

- Per controllare od eliminare la crescita di insetti sul filtro e ridurre gli odori, si può prevedere la sua periodica sommersione o un dosaggio idraulico a bassa frequenza.

Parametro	Filtri a basso carico	Filtri a medio carico	Filtri ad alto carico	Filtri super-rate
Carico idraulico ($m^3/m^2 d$)	1 ÷ 4	40 ÷ 10	10 ÷ 40	40 ÷ 200
Carico organico ($kg/m^3 d$)	0,08 ÷ 0,32	0,24 ÷ 0,48	0,32 ÷ 1,0	0,80 ÷ 6,0
Profondità (m)	1,5 ÷ 3,0	1,25 ÷ 2,5	1,0 ÷ 2,0	4,5 ÷ 12
Rapporto di ricircolo	0	0 ÷ 1	1 ÷ 3; 2 ÷ 1	1 ÷ 4
Mezzo filtrante	roccia	roccia	roccia, materiali sintetici	materiali sintetici
Potenza richiesta ($kW/10^3 m^3$)	2 ÷ 4	2 ÷ 8	6 ÷ 10	10 ÷ 20
Intervallo di dosaggio	non > 5 minuti (generalmente intermittente)	15 ÷ 60 s (continuo)	non > 15 s (continuo)	continuo
Effluente	Completamente nitrificato	Parzialmente nitrificato	Nitrificato a basso carico	Nitrificato a basso carico

Tabella 10.2. Dati tipici di progetto per filtri percolatori

10.1.1 Parametri caratteristici

Carico idraulico superficiale

È relativo all'area trasversale del filtro, include il ricircolo e si esprime in $m^3/m^2 h$ oppure in $l/m^2 s$. per buone prestazioni è bene avere valori $> 0,51 l/m^2 s$ ($1,8 m^3/m^2 h$).

Carico organico volumetrico

Non include il carico organico ricircolato e si esprime in $kg BOD5/m^3 d$; può variare nell'intervallo $0,08 ÷ 8 kg BOD5/m^3 d$.

10.1.2 Profondità

I filtri in pietrame hanno profondità tra $1 ÷ 2,5 m$ se a tiraggio naturale, possono raggiungere i $5 m$ con ventilazione forzata.

I filtri in riempimento plastico vanno dai 5 agli $8 m$, ma possono raggiungere $\sim 13m$.

La profondità limite dipende più da praticità, richiesta di sollevamento, motivi estetici, problemi strutturali che dall'efficienza di trattamento.

I filtri profondi hanno una migliore distribuzione idraulica per i maggiori carichi applicati.

10.1.3 Ricircolo

Non risulta sempre necessario ma migliora la distribuzione idraulica e riduce la tendenza all'intasamento (aumenta l'efficienza di bagnamento). Consente inoltre un ulteriore trattamento per la sostanza organica sfuggita al primo passaggio e migliora la distribuzione dei microrganismi. Può attenuare le fluttuazioni di carico organico, nei filtri più profondi può essere utile di notte a mantenere l'umidità necessaria. Il ricircolo attraverso la sedimentazione primaria rinfresca il liquame e riduce la formazione di schiuma.

Rapporto di ricircolo $r = 0,5 \div 4$

10.1.4 Braccio distributore

L'efficienza di bagnamento può essere aumentata riducendo la velocità del braccio e rendendo così superfluo il ricircolo.

Infatti, la minore velocità del braccio diminuisce l'accumulo di fango (quindi odori ed insetti) e migliora le prestazioni del filtro: viene ridotto lo strato di acqua stagnante sul biofilm e quindi si migliora il trasferimento di ossigeno.

Per definire la velocità del braccio si fa riferimento all'intensità di dosaggio istantanea (SK = mm acqua/passaggio di un braccio).

$$SK = \frac{(q + r) \cdot 1000 \frac{mm}{m}}{a \cdot n \cdot 60 \frac{min}{h}}$$

con $q + r$ = carico idraulico medio ($m^3/m^2 h$)
 a = numero di bracci
 n = giri al minuto dei bracci (varia tra $1 \div 60$ giri/h)

il valore di SK varia con il carico organico e periodicamente si aumenta notevolmente per avere bagnamento completo (flushing); a tal fine è necessario disporre di alberi motorizzati ed a velocità variabile.

Carico BOD ₅ Kg/m ³ d	SK di progetto mm/pass	SK di bagnamento mm/pass
0,25	10 ÷ 100	≥ 200
0,50	15 ÷ 150	≥ 200
1,00	30 ÷ 200	≥ 300
2,00	40 ÷ 250	≥ 400
3,00	60 ÷ 300	≥ 600
4,00	80 ÷ 400	≥ 800

Tabella 10.3. Valori consigliati per SK

I bracci distributori hanno un diametro massimo di 60 m.

10.1.5 Ventilazione

Il tiraggio naturale risulta adeguato solo per differenze di temperatura tra interno ed esterno superiore a 3°C.

Il passaggio di aria verso il basso aiuta a ridurre gli odori.

L'aerazione forzata garantisce una buona aerazione in tutte le ore della giornata ed in tutte le stagioni.

10.1.6 Temperatura

L'efficienza di rimozione è più bassa in inverno che in estate; la variabile controllante è la T del liquame piuttosto che l'aria.

L'effetto della T sull'efficienza del filtro è data dalla seguente relazione:

$$E_T = E_{20} \cdot 1,035^{(T-20)}$$

10.1.7 Nitrificazione nei filtri percolatori

La nitrificazione si può ottenere in combinazione con la rimozione del BOD5 oppure in uno stadio terziario.

Nitrificazione terziaria

Si definisce nitrificazione terziaria il processo di ossidazione di N_{NH4} in un filtro percolatore con un influente che soddisfi i seguenti criteri:

1. rapporto BOD₅/TKN ≤ 1,0
2. BOD₅ solubile ≤ 12 mg/l (essendo BOD₅ solubile ≈ 30 ÷ 50% BOD₅)

La velocità di nitrificazione dipende sia dalla concentrazione di O₂ che di NH₄. quando l'ammoniaca non è limitante (tasso di ordine zero relativo a N_{NH4}), si avrà una diversa velocità di nitrificazione (costante per ogni concentrazione di ossigeno).

Se la concentrazione di N_{NH4} scende al di sotto di 2 ÷ 4 mg/l, il tasso di nitrificazione diviene del 1° ordine (è limitante la diffusione nel film di N_{NH4} piuttosto che di O₂).

L'efficienza dei filtri nitrificanti è maggiore per alti valori dell'intensità di dosaggio SK. In tal modo si controlla la crescita di insetti o altri predatori; inoltre si dilavano i solidi in eccesso e si migliora l'ossigenazione.

È bene avere filtri elevati per eliminare il ricircolo e conseguente effetto negativo del pH o la riduzione della concentrazione di NH₄.

Nel dimensionamento è opportuno massimizzare il volume in cui la velocità di nitrificazione risulta di ordine zero. Si usano, pertanto, filtri di profondità tra 6 12,2 m.

Si possono usare filtri meno profondi operanti in serie e scambiandoli periodicamente.

È bene avere aerazione forzata verso l'alto o il basso: i filtri nitrificanti possono ridurre gli odori dell'aria usata in quelli per la rimozione del carbonio.

Quantità di aria da fornire: 50 kgO₂/kgO₂ utilizzato.

10.1.8 Equazioni di dimensionamento

Per il dimensionamento del filtro percolatore (riempimento in plastica) si ricorre alla formula di Germain:

$$\frac{L_e}{L_0} = e^{-\frac{kD}{q^n}}$$

dove L_0 = [mgBOD₅/l] dell'influente corrispondente a quello in uscita dal sedimentatore primario

L_e = [mgBOD₅/l] dell'effluente

D = profondità [m] del filtro

n = esponente caratteristico del mezzo = 0,5 per tutti i riempimenti sintetici con superficie specifica tra 85 e 138 m²/m³

q = tasso di dosaggio idraulico [l/s m²](escluso il ricircolo)

k = trattabilità e coefficiente del mezzo [(l/s)^{0,5}/m²] alla temperatura di esercizio.

In generale k è funzione delle caratteristiche del liquame, della profondità e della superficie specifica del mezzo. Il valore di k relativo ad un filtro con una certa profondità ed una certa concentrazione di liquame, si può adattare a filtri di diversa profondità ed a diversi liquami.

$$k_2 = k_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{0,5} \left(\frac{S_1}{S_2} \right)^{0,5}$$

Per liquami domestici si assume:

$$k_{20} = 0,203 \frac{(l/s)^{0,5}}{m^2} \quad \text{per} \quad D = 6,1 \text{ m} \quad \text{e} \quad \text{BOD}_5 = 150 \text{ mg/l}$$

Per la dipendenza dalla temperatura si ha:

$$k_T = k_{20} 1,035^{(T-20)}$$

10.1.9 Procedure di dimensionamento per la nitrificazione terziaria

A. Una procedura di dimensionamento si basa su un'espressione che fornisce la velocità di nitrificazione del tipo:

$$k_n = k_n^{\max} \frac{N}{k_N + N} e^{-rD}$$

con k_n = tasso di nitrificazione alle varie profondità (tiene conto sia dell'effetto limitante dell'ossigeno che dell'efficienza del mezzo) [gN/m² d]

N = concentrazione di N-NH₄ nel liquido [mg/l]

k_N = costante di saturazione [mg/l] $k_N = 1 \div 2 \text{ mg/l}$

D = profondità del filtro [m]

R 0 parametro empirico che descrive la diminuzione della velocità con la profondità ($r = 0 \div 0,16$); quando $r = 0$ non si ha diminuzione con la profondità (sono minimi i fenomeni di predazione e la crescita non uniforme $e^{-rD} > 1$).

In assenza di dati sperimentali si può assumere:

- $k_n^{\max} = 2,0 \text{ g/m}^2 \text{ d}$;
- $k_N = 1,5 \text{ mg/l}$;

$$- r = 0.$$

Se l'effluente è 1,5 mg/l N-NH₄ si ha:

$$k_n = 2 \frac{1,5}{1,5 + 1,5} e^0 = 1,0 \text{ g/m}^2 \text{ d}$$

Noto NH₄ ossidato [g/d] si ricava l'area del mezzo necessaria e quindi il volume del filtro.

A. Una diversa procedura di dimensionamento è divisa in due fasi:

1. si determina il volume del mezzo relativo alla cinetica di ordine zero con velocità di nitrificazione $k_n = 1,2 \text{ g/m}^2 \text{ d}$ valida in un range di temperature tra 10°C e 30°C. al di sotto dei 10°C si corregge con $k_{nT} = k_n 1,045^{(T-10)}$.
2. si determina il volume del mezzo in cui la cinetica è del 1° ordine, utilizzando la seguente formulazione, valida tra 7°C e 30°C:

$$k'_n = 1,2 \left(\frac{N}{N_T} \right)^{0,75}$$

dove

k'_n = velocità di nitrificazione del 1° ordine [g/m² d]

N_T = NH₄ di transizione dall'ordine 0 all'ordine 1 [mg/l] (3 ÷ 4 mg/l)

N_e = NH₄ effluente [mg/l]

Le condizioni da rispettare sono:

- $q + r \geq 0,54 \text{ l/m}^2 \text{ s}$;
- BOD5 e SST $\leq 30 \text{ mg/l}$ per un mezzo di 138 m²/m³;
- Controllo del distributore per fornire un SK di 25 ÷ 250 mm/pass ed un'intensità di lavaggio $\geq 300 \text{ mm/pass}$.

10.2 SISTEMA A DISCHI BIOLOGICI

Un tipo di impianto che, pur mantenendo immutato lo schema tipico dei filtri percolatori tradizionali, costituisce un netto miglioramento, specie per i piccoli impianti, è quello che utilizza come supporto per la membrana biologica appositi dischi. I liquami, dopo i trattamenti preliminari e la sedimentazione primaria, sono inviati in un bacino a sezione trasversale circolare, nel quale sono parzialmente immersi (grado di immersione 40%) i dischi biologici. Questi sono costituiti di materiale plastico (polistirolo espanso o polietilene) fissati su un tamburo orizzontale in grado di ruotare.

La velocità periferica è di circa 30 cm/s, con conseguente velocità di rotazione di 1 ÷ 2 giri/minuto per dischi di grande diametro, e 3 ÷ 4 giri/minuto per quelli di diametro inferiore. I dischi hanno diametro variabile fra 1 e 4 m, a seconda della potenzialità dell'impianto e sono distanziati tra loro di 2 ÷ 3 cm.

Durante l'esercizio, sui biodischi si forma una membrana biologica di spessore pari a 2 ÷ 3 mm che si ossigena grazie alla rotazione dell'albero nella fase in cui risulta esposta all'aria.

L'azione di taglio che si esercita sul disco nel suo avanzamento nel liquido favorisce il distacco della pellicola quando lo spessore aumenta troppo.

Il movimento dei dischi ha anche la funzione di mantenere in agitazione la miscela liquida.

In genere il trattamento è realizzato in più stadi successivi, costituiti da singoli gruppi di dischi in parallelo disposti ciascuno in una porzione di vasca separata dalla successiva. Il grado di depurazione dipende dal numero di stadi.

I carichi che si adottano in genere sono:

- Carico organico superficiale < 31 kg BOD/100 m² d
- Carico idraulico 0,04 ÷ 0,12 m³/m² d

Il materiale di supporto è in genere HDPE (polietilene ad alta densità) avente una superficie variabile da 9300 a 16700 m² per alberi di 8,2 m e diametri di 3,7 m.

	U.M.	Livello di trattamento		
		Secondario	Combinato BOD ₅ - Nitrificazione	Terziario (solo Nitrificazione)
Carico idraulico	l/m ² d	80 ÷ 160	30 ÷ 80	40 ÷ 100
Carico organico	gBOD ₅ /m ² d	10 ÷ 17	7 ÷ 15	1 ÷ 3
Carico organico	gNH ₄ /m ² d	-	0,7 ÷ 1,5	1 ÷ 2
Max carico organico sul 1° stadio	gBOD ₅ /m ² d	40 ÷ 60	40 ÷ 60	-
Tempo di ritenzione idraulica	h	0,7 ÷ 1,5	1,5 ÷ 4,0	1,2 ÷ 2,9
BOD ₅ effluente	mg/l	15 ÷ 30	7 ÷ 15	7 ÷ 15
NH ₄ effluente	mg/l	-	< 2	1 ÷ 2

Tabella 10.4. Dati caratteristici delle condizioni operative e delle prestazioni dei biodischi (Metcalf & Eddy)

11 SISTEMA DI AERAZIONE

11.1 AERATORI MECCANICI

Il dimensionamento si basa sul tasso di trasferimento dell'ossigeno (o capacità di ossigenazione).

Mediamente si ha:

1,2 ÷ 2,4 kg O₂/kW h in condizioni Standard sia per aeratori superficiali che sommersi.

Flow-Get

Non ha bisogno di particolari supporti o sostegni in quanto si appoggia sul fondo della vasca, quindi si adatta perfettamente alle strutture preesistenti. A seconda della forma e delle dimensioni della vasca, si possono installare una o più unità in modo da garantire un'efficace aerazione ed una miscelazione che interessi tutto il bacino ed eviti fenomeni di sedimentazione e zone poco aerate.

Lo sviluppo senza ostacoli del getto è di fondamentale importanza per ottenere le migliori rese di trasferimento possibili. L'orientamento del getto contro una parete causa la riunione delle bolle d'aria fini in bolle più grandi riducendo l'efficacia di trasferimento dell'ossigeno.

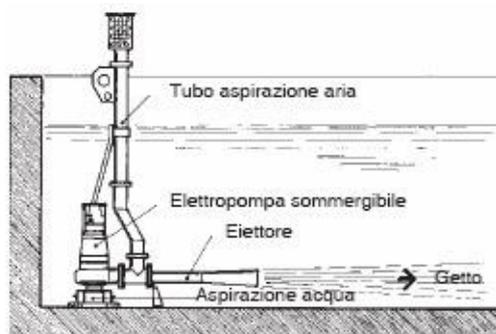


Figura 11.1. Schematizzazione del sistema flow-get (Flygt)

Il rendimento di dissoluzione dell'ossigeno è funzione del tempo di permanenza in acqua delle bolle d'aria e della loro dimensione. Di conseguenza il sistema di generazione delle bolle è il fattore che determina l'efficienza e l'economicità del processo di aerazione.

Radial-Get

È un'unità di ossigenazione che per depressione aspira aria a pressione atmosferica attraverso una apposita tubazione e la trasferisce al liquame tramite un diffusore radiale.

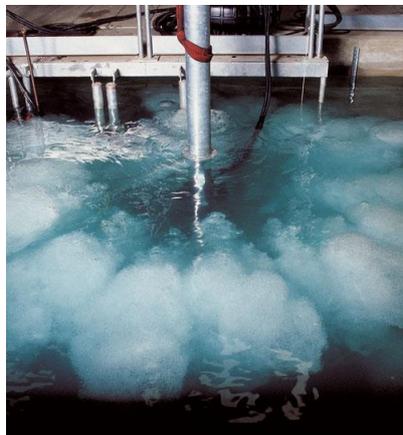


Figura 11.2. Sistema radial-get (Flygt)

Il Radial-Get è studiato per vasche a pianta quadra, circolare o poligonale, nelle quali agisce su un'ampia superficie senza creare zone di calma con problemi di sedimentazione. L'installazione è agevole e non richiede particolari interventi sulle opere civili eventualmente preesistenti.

Il Radial-Get è autoportante e si può semplicemente appoggiare sul fondo vasca senza la necessità di fissaggi.

Si identificano due zone d'influenza, una centrale circolare più turbolenta ed una periferica a corona circolare interessata dal flusso indotto. La zona centrale ad alta turbolenza di flusso ha dimensioni pari a circa metà del diametro totale ed è caratterizzata da una più elevata resa di trasferimento di ossigeno. Nel volume di liquido sovrastante questa area centrale la resa è del 30-50% superiore alla media indicata per la superficie totale interessata. Ridurre l'area significa aumentare l'efficienza della macchina in resa di trasferimento. Ciò è utile nel trattamento di liquidi fortemente carichi e con bassi tempi di ritenzione. Adottando i diametri nominali relativi alle massime superfici interessate si otterrà comunque la sicurezza che nei punti più lontani la velocità sul fondo risulti superiore ai valori di 0,25 m/sec., in grado di prevenire sedimentazioni di fanghi.

11.2 DIFFUSORI

Il dimensionamento si basa sul quantitativo di aria da fornire. Tenendo conto che il peso specifico dell'aria è $\sim 1,2 \text{ kg/m}^3$ e che il contenuto di O_2 è $\sim 23,2\%$ in peso, risulta:

$$Q_{\text{aria}} = \frac{S.O.R.}{\eta \cdot 0.232 \cdot 1.2} \quad \text{con} \quad \eta = \text{rendimento dei diffusori.}$$

Il rendimento aumenta con la profondità di immersione.

Diffusori a disco ceramici

L'originale disegno e la geometria del diffusore favoriscono la formazione di bolle e una distribuzione dell'aria uniforme ed affidabile. La forma della ghiera di fissaggio assicura l'ermeticità tra il piatto di supporto del diffusore e la guarnizione. L'aumento della pressione incrementa ulteriormente la tenuta eliminando

qualsiasi perdita. Il perfetto allineamento dei diffusori sulle tubazioni di distribuzione evita che il sistema subisca sforzi di torsione e flessione.



Figura 11.3. Diffusore a disco ceramico

Portata di aria per diffusore = $0,6 \div 6 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Rendimento $\eta = 15 \div 35\%$

Diffusori a disco a membrana

Il sistema di diffusori a membrana è flessibile, sostituibile e facilmente intercambiabile con i diffusori ceramici porosi. Questo tipo di diffusore garantisce una distribuzione uniforme del flusso d'aria e delle bolle fini su tutta la superficie. La ghiera superiore di fissaggio assicura una chiusura ermetica tra la flangia di supporto e il diffusore con guarnizione integrata nella membrana stessa.

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



Figura 11.4. diffusore a disco a membrana (Flygt)

La membrana è sostenuta da un piatto di base che ne impedisce l'afflosciamento. Quando il flusso si interrompe, la membrana si abbassa sulla piastra di sostegno chiudendo automaticamente i fori di passaggio dell'aria, impedendo così il riflusso dei liquami all'interno dei condotti di distribuzione dell'aria. La membrana è realizzata in una speciale miscela di gomma sintetica EPDM appositamente studiata per l'impiego nella depurazione dei liquami. Tale miscela è il risultato di un continuo processo di ricerca e di evoluzione del prodotto. Le membrane in EPDM "Silver" consentono:

- resistenza alle deformazioni;
- alta elasticità e buona tenuta della stessa nel tempo;
- resistenza agli agenti chimici usualmente presenti nei liquami di depurazione, in particolare agli oli, ai grassi, agli idrocarburi, ecc.;
- adeguato spessore del materiale e sforzi contenuti sul corpo diffusore.

Tutto ciò si riflette in una lunga durata di vita delle membrane e in un buon mantenimento delle prestazioni del sistema di diffusione col passare degli anni.

Portata di aria per diffusore = $2 \div 34 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Rendimento $\eta = 15 \div 35\%$

Diffusori a tubo

Il diffusore tubolare a membrana rientra nella gamma dei diffusori a bolla fine e trova applicazione negli impianti di depurazione civili e/o industriali di qualunque dimensione. Pre-aerazione ed aerazione dei liquami costituiscono un valido campo di applicazione, così come la digestione aerobica dei fanghi.



Figura 11.5. Diffusore tubolare a membrana

La resa di trasferimento di O₂ aumenta sia con la profondità utile a disposizione sia passando da un tipo di installazione ad un altro. Ad esempio, per la medesima vasca nelle medesime condizioni di esercizio un'unica linea di diffusori disposta lungo una parete fornirà l'ossigeno richiesto con un rendimento inferiore rispetto ad una soluzione che contempra un'ulteriore linea di diffusori sul lato opposto.

Portata di aria per diffusore = $2 \div 8,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Rendimento $\eta = 15 \div 30\%$

12 SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

La miscela aerata proveniente dai trattamenti biologici passa alla fase di sedimentazione, dove per effetto della decantazione la fase liquida si separa dai fiocchi di fango i quali subiscono un parziale ispessimento.

La sedimentazione si realizza in vasche appositamente conformate, in modo da facilitare al massimo la separazione delle particelle dal mezzo liquido, la raccolta del fango e il successivo allontanamento.

Affinché le particelle solide che si desidera separare sedimentino efficacemente sul fondo, è necessario garantire sia un sufficiente tempo di ritenzione del liquido nella vasca, sia che il carico idraulico superficiale non superi certi valori limite.

Per il dimensionamento della vasca di sedimentazione bisogna tenere conto, oltre che del tempo di ritenzione e della velocità ascensionale della corrente, anche del carico dei solidi (o flusso solido), che rappresenta la quantità di solidi che passano nell'unità di tempo attraverso l'unità di superficie della vasca.

Questo parametro risulta molto importante per ottenere una buona sedimentazione ed un effluente limpido: a questo proposito si è scelto un valore del carico dei solidi con riferimento alla portata massima non superiore a **200 kgSS/m² d**, anche alla luce di dover rispettare i nuovi limiti allo scarico per i solidi sospesi totali.

All'interno delle vasche di sedimentazione secondaria è possibile individuare tre zone distinte (Figura 12.1) nelle quali si verificano processi diversi:

- Zona di chiarificazione
- Zona di accumulo fanghi
- Zona di ispessimento

Un sedimentatore secondario deve infatti, sia chiarificare che ispessire; vanno quindi garantiti volumi adeguati per entrambe le funzioni.



Figura 12.1

In generale l'area richiesta per la chiarificazione si basa sulla velocità di risalita della più piccola particella da rimuovere, mentre quella per l'ispessimento dipende dal flusso solido limite. Poiché quest'ultimo varia in funzione delle caratteristiche di sedimentabilità del fango, sarebbe opportuno effettuare test di sedimentazione in colonna.

In mancanza di dati sperimentali, è necessario utilizzare valori di letteratura.

12.1 DIMENSIONAMENTO DELLE VASCHE DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

I parametri più importanti da prendere in considerazione sono:

- la velocità ascensionale, il tempo di detenzione. La portata allo stramazzo, che influiscono principalmente sulla funzione di chiarificazione della vasca, cioè sull'efficienza di abbattimento dei solidi;
- il carico superficiale di solidi sospesi, che influisce principalmente sulla funzione di ispessimento della vasca, quindi sulla capacità di produrre un fango di ricircolo sufficientemente concentrato.

Molto importante risulta essere anche l'altezza liquida che influisce su entrambe le funzioni della vasca.

- Superficie reale di sedimentazione (m^2):
$$S = \frac{(Q_p + Q_R)X}{CS_{max}}$$

con Q_p = portata di punta nera (massima ammessa al biologico) (m^3/d)

Q_R = portata di ricircolo secondario (m^3/d)

X = concentrazione dei solidi in vasca di ossidazione ($kgSS/m^3$)

CS_{max} = carico dei solidi alla portata massima ($kgSS/m^2 d$)

- Velocità ascensionale (carico idraulico superficiale) [$m^3/m^2 h$]:
$$C_{is} = \frac{Q}{S}$$

Per il carico sullo stramazzo si considerano i seguenti valori limite:

125 $m^3/m d$ per la portata media

250 $m^3/m d$ per la portata massima

- Carico sullo stramazzo [$m^3/m d$]:
$$C_{str} = \frac{Q}{L_{str}}$$

con L_{str} = lunghezza di sfioro (m)

Se il carico risulta troppo elevato è necessario prevedere una doppia cabaletta di sfioro.

Tipo di trattamento	Carico idraulico superficiale		Carico dei solidi		Profondità m
	$m^3/m^2 d$		$Kg/m^2 h$		
	medio	punta	medio	punta	
Sedimentazione dopo fanghi attivi con aria (esclusa aerazione prolungata)	16 ÷ 28	40 ÷ 64	4 ÷ 6	8	3,5 ÷ 6

Tipo di trattamento	Carico idraulico superficiale		Carico dei solidi		Profondità m
	m ³ /m ² d		Kg/m ² h		
	medio	punta	medio	punta	
Selettori, rimozione biologica dei nutrienti	16 ÷ 28	40 ÷ 64	5 ÷ 8	9	3,5 ÷ 6
Sedimentazione dopo fanghi attivi con ossigeno puro	16 ÷ 28	40 ÷ 64	5 ÷ 7	9	3,5 ÷ 6
Sedimentazione dopo aerazione prolungata	8 ÷ 16	24 ÷ 32	1,0 ÷ 5	7	3,5 ÷ 6
Sedimentazione per la rimozione del fosforo					
Concentrazione effluente (mg/l)					
P totale = 2	24 ÷ 32				
P totale = 1	16 ÷ 24				
P totale = 0,2 ÷ 0,5	12 ÷ 20				
Processi a biomassa adesa					
Filtri percolatori	16,8 ÷ 24,0	40,8 ÷ 64,8	2,9 ÷ 4,9	9,6	3,0 ÷ 4,6
Biodischi					
- effluente non nitrificato	16,8 ÷ 28,8	40,8 ÷ 64,8	3,9 ÷ 5,8	9,6	3,0 ÷ 4,6
- effluente nitrificato	16,8 ÷ 24,0	33,6 ÷ 40,8	2,9 ÷ 4,9	7,8	3,0 ÷ 4,6

Tabella 12.1. Informazioni progettuali tipiche di un sedimentatore II di un processo a fanghi attivi (Metcalf & Eddy)

Nel caso in cui riutilizzino più vasche in parallelo uguali, è bene equalizzare il flusso utilizzando stramazzi, valvole di regolazione o simmetria idraulica.

L'immissione in vasca deve dissipare l'energia influente, distribuire equamente il flusso in direzione orizzontale e verticale, minimizzare i disturbi al letto di fango e favorire la flocculazione. A tale scopo si utilizzano deflettori (cilindrici nelle vasche circolari).

Il ponte raschiatore deve avere una velocità molto bassa per non risollevare il fango sedimentato (~ 10 mm/s = 0,6 m/min).

12.2 DIMENSIONI DELLE VASCHE

Le vasche possono essere sia circolari che rettangolari.

La profondità deve prevedere:

- 1,5 ÷ 2,4 m per la chiarificazione
- 0,5 ÷ 1 m per l'accumulo di fango (escursione della portata)
- 0,5 ÷ 1 m per l'ispessimento

La maggiore profondità garantisce flessibilità operativa, ma vanno considerati costi di costruzione, livello di falda e tempi di residenza idraulica.

$$\theta_h = 1,5 \div 3 \text{ h} \quad (\text{fino a 4h}) \text{ alla portata media}$$

$1 \div 1,5 h$ alla portata di punta

Vasche rettangolari

La lunghezza non dovrebbe superare $10 \div 15$ volte la profondità laterale.

Vasche circolari

Diametro = $10 \div 40$ m anche fino a 60 m

È, comunque preferibile che il raggio non superi 5 volte la profondità laterale.

13 FILTRAZIONE TERZIARIA

13.1 ASPETTI DA CONSIDERARE NEL DIMENSIONAMENTO DI UN FILTRO

- Pretrattamenti

Jar-Test per determinare il tipo ed il dosaggio di coagulante

Dosaggi tipici

Polielettrolita	0,5 ÷ 1,5 mg/l
	0,05 ÷ 0,15 mg/l

Necessario per SS > 50 ÷ 100 mg/l o per carichi di punta.

- Tipo di filtro e carico idraulico

A gravità (consigliato nei grandi impianti)	carico idraulico	1 ÷ 4 l/m ² s	p.c. 2,4 ÷ 3 l/m ² s
---	------------------	--------------------------	---------------------------------

A pressione	carico idraulico	6 ÷ 8 l/m ² s	p.c. 8 ÷ 10 l/m ² s
-------------	------------------	--------------------------	--------------------------------

- Mezzo filtrante

Nel trattamento di reflui urbani depurati si utilizzano preferibilmente filtri dual-media o multi-media.

- Controlavaggio e pulizia del filtro

La pulizia è favorita da una moderata espansione del mezzo (~ 10%). La richiesta totale di acqua per il controlavaggio è di circa 3000 ÷ 4000 l/m². Si ottengono notevoli vantaggi adottando il trattamento con aria prima e durante il controlavaggio.

Portate per sistemi convenzionali	0,015 ÷ 0,025 m ³ /m ² s.
-----------------------------------	---

- Automazione e controllo

13.2 FILTRI A NASTRO

La filtrazione superficiale prevede la rimozione, da un liquido, del materiale sospeso particolato, per mezzo di una setacciatura meccanica, facendo passare il liquido attraverso un sottile setto.

Il filtro a pannello di tessuto è stato valutato come un'alternativa alla filtrazione su mezzo granulare da impiegare nelle applicazioni dove si vuole ottenere un'elevata efficienza di abbattimento dei SST.

La filtrazione su tessuto è un sistema a bassa perdita di carico che può essere alimentato per gravità. Ogni sistema è progettato per effettuare il controlavaggio automaticamente sul differenziale di livello d'acqua rimanendo continua la filtrazione durante il controlavaggio. Valori tipici del controlavaggio sono inferiori al 2 ÷ 3% rispetto agli altri filtri, con un rapido tempo di recupero inferiore ai tre minuti.

Prestazioni tipiche	Riduzione SST 70 ÷ 80%
Riduzione BOD (non solubile)	70 ÷ 90%
Condizioni di carico dei solidi	20 ÷ 40 mg/l < 15,0 kg/m ² /giorno
Condizioni di carico idraulico	120 l/min/m ² alla portata media
	240 l/min/m ² alla portata massima

14 SISTEMI DI DISINFEZIONE

La costante presenza nelle acque reflue di microrganismi patogeni oltre che di parassiti pericolosi, rende indispensabile poter disporre di sistemi di disinfezione delle acque efficienti e sufficientemente economici prima del loro scarico nel ricettore finale.

Caratteristiche	Proprietà/risposta
Disponibilità	Dovrebbe essere disponibile in grandi quantità e a prezzi ragionevoli
Capacità di deodorizzazione	Dovrebbe rimuovere gli odori durante la disinfezione
Omogeneità	La soluzione dovrebbe possedere una concentrazione uniforme
Interazione con materiali estranei	Non dovrebbe essere assorbito da sostanza organica e altre cellule batteriche
Non corrosivo e macchiante	Non dovrebbe alterare metalli o rivestimenti in acciaio
Assenza di tossicità per forme superiori di vita	Dovrebbe risultare tossico per i microrganismi ma non per animali ed esseri umani
Penetrazione	Dovrebbe essere in grado di penetrare attraverso le superfici
Sicurezza	Dovrebbe essere sicuro da trasportare, stoccare, manipolare ed utilizzare
Solubilità	Dovrebbe essere solubile in acqua o nel tessuto cellulare
Stabilità	Dovrebbe mantenere inalterato nel tempo il potere germicida
Tossicità verso i microrganismi	Dovrebbe risultare efficace ad elevate diluizioni
Tossicità a temperatura ambiente	Dovrebbe essere efficace nelle condizioni di temperatura ambiente

Tabella 14.1. Caratteristiche di un disinfettante ideale (Metcalf & Eddy)

14.1 CLORAZIONE

Tra i disinfettanti di tipo chimico, il cloro rappresenta l'agente più diffusamente impiegato in quanto soddisfa la maggior parte dei requisiti specificati in Tabella 14.1.

Il composto più utilizzato è l'ipoclorito di sodio (NaOCl), il cui uso comporta meno rischi rispetto al cloro gassoso. È fornito in soluzione al 12 ÷ 15% di cloro disponibile con densità 1,2 ÷ 1,25 t/m³. La soluzione si decompone più rapidamente alle alte concentrazioni ed è influenzata dall'esposizione alla luce ed al calore. Il contenitore di stoccaggio dovrebbe essere resistente alla corrosione collocato in luogo fresco.

Le pompe dosatrici hanno capacità fino 50 l/h e sono regolabili per valori inferiori, in base alla portata entrante ed eventualmente alla misura del cloro residuo (< 20 mg/l). Sversato in quantità eccessive nei corsi d'acqua naturali, il cloro diventa un agente tossico per molte forme di vita acquatiche. Di conseguenza, si può adottare un sistema di regolazione continua automatica del cloro basato sulla misura della concentrazione di cloro attivo tramite due clororesiduometri posizionati all'inizio ed alla fine del canale di disinfezione.

Per raggiungere i limiti del cloro residuo nell'effluente può essere necessaria la dechlorazione con biossido di zolfo SO₂ oppure tramite carboni attivi.

Dosaggio di SO₂:

1,0 ÷ 1,6 mg/l per mg/l di cloro residuo	alla portata media
2 ÷ 5 mg/l per mg/l di cloro residuo	alla portata di punta

14.1.1 Dosaggio

Dipende dalle caratteristiche del liquame e andrebbe quindi determinato in laboratorio in modo da rispettare le prescrizioni di legge per l'effluente. In assenza di test sperimentali si possono usare i seguenti dosaggi:

per effluente primario	5 ÷ 20 mg/l
per effluente da precipitazione chimica	2 ÷ 6 mg/l
per effluente da fanghi attivi	2 ÷ 8 mg/l
per effluente da fanghi attivi	3 ÷ 15 mg/l
per effluente filtrato (dopo fanghi attivi)	1 ÷ 5 mg/l

14.1.2 Tempo di contatto

Si può assumere un tempo di 15 minuti alla portata di punta.

È necessario garantire un adeguato mescolamento iniziale con salti idraulici o miscelatori meccanici. Il reattore è di tipo plug-flow per garantire il tempo di contatto e si realizza a serpentina con rapporto lunghezza/larghezza e lunghezza/profondità di 40/1.

Bisogna, inoltre, garantire una velocità orizzontale di almeno 1,5 ÷ 4,5 m/min per evitare deposizione di solidi.

14.1.3 Dimensionamento

Il dimensionamento dell'unità viene eseguito su un tempo minimo di ritenzione di circa 15 minuti alla portata massima.

Volume della vasca di contatto (m³):

$$V = Q_{\max} t_{rit}$$

con t_{rit} = tempo di contatto (min)

14.2 OZONIZZAZIONE

L'ozono è un forte ossidante, che va quindi utilizzato preferibilmente per effluenti fortemente chiarificati (filtrazione terziaria). Poiché non produce residui nello scarico e non è influenzato dal pH e dallo ione ammonio, è una valida alternativa al cloro soprattutto quando sia richiesta la dechlorazione.

È necessario generarlo sul posto da aria od ossigeno puro in quanto risulta chimicamente instabile e passa rapidamente ad O₂. nel primo caso la corrente gassosa prodotta contiene circa 0,5 ÷ 3% in peso di O₃, nel secondo circa il doppio 1 ÷ 6%. Date le basse concentrazioni di ozono prodotte, è importante l'efficienza di trasferimento alla fase liquida. A tale scopo si realizzano camere di contatto molto profonde (5 ÷ 7 m), costituite in genere da più stadi (data la lentezza delle reazioni) in cui il gas ozonizzato viene diffuso dal

fondo in bolle fini e, per migliorare il contatto gas – liquido, l'acqua viene immessa in ciascuno stadio dall'alto e ne esce dal basso (miscelazione in controcorrente). Il trasferimento di O₃ dovrebbe essere del 90%.

Poiché l'ozono è fortemente tossico ed irritante, le vasche sono coperte per recuperare il gas residuo.

Tempo di contatto: 10 ÷ 15 minuti alla portata di punta

Tra due bacini in serie (A, B), il tempo è distribuito per 2/3 al primo ed 1/3 al secondo.

Effluente	Dosaggio assorbito per 2,2/100 ml coliformi totali	Dosaggio assorbito per 70/100 ml coliformi totali	Dosaggio assorbito per 200/100 ml coliformi totali
Filtrato, secondario	35 ÷ 40 mg/l	15 ÷ 20 mg/l	12 ÷ 15 mg/l
Filtrato, nitrificato	15 ÷ 20 mg/l	5 ÷ 10 mg/l	3 ÷ 5 mg/l

Tabella 14.2. Dosaggi tipici

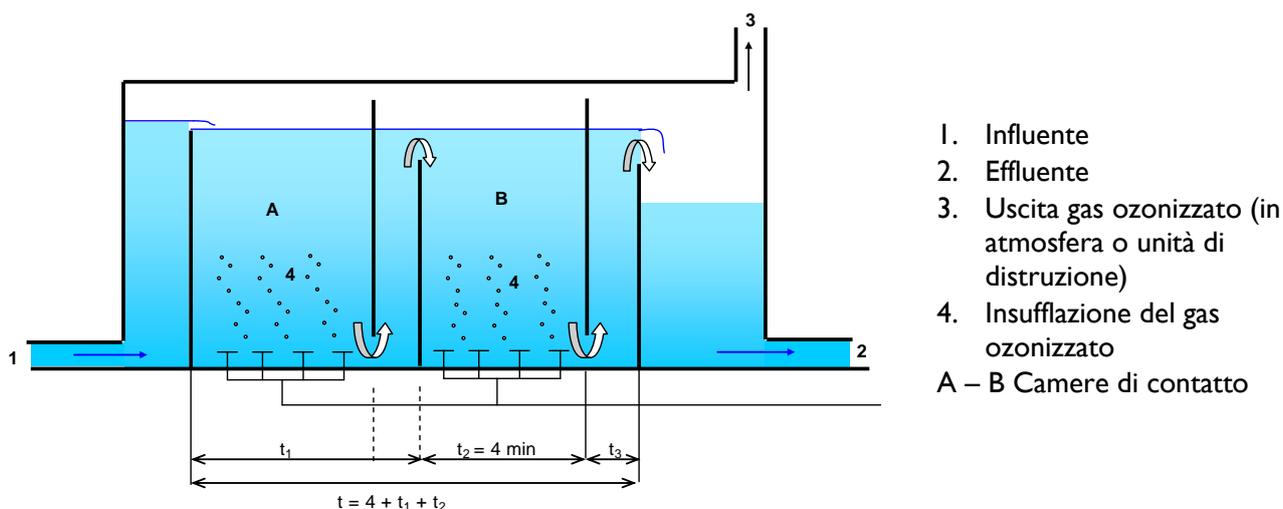


Figura 14.1. Reattore per ozonizzazione a due camere

Effluente ^{††}	Obiettivo raggiunto	Dose (mg/l)	Dose assorbita (mg/l)	t _c (minuti)	Note
FA	E. Coli < 200/100 cc	-	< 6	14	Diffusori porosi
FA	η > 99,9%	9 ÷ 12	-	-	-

^{††} FA = fanghi attivi, FAF = fanghi attivi + filtrazione, FAN = nitrificazione, NF = nitrificazione + filtrazione.

Effluente ^{††}	Obiettivo raggiunto	Dose (mg/l)	Dose assorbita (mg/l)	t _c (minuti)	Note
FA	E. Coli < 200/100 cc	15	-	10	-
FAF	T. Coli < 2,2/100 cc	-	36	10	Non nitrificato con N ₀ = 4 10 ⁵ T. Coli/100 cc
FAF	T. Coli ≤ 70/100 cc	-	18	> 1	-
NF	T. Coli < 2,2/100 cc	-	15	> 1	-
NF	T. Coli ≤ 70/100 cc	-	3	> 1	N ₀ = 10 ⁴ T. Coli/100 cc
FAN	η > 99,9%	-	5,7	-	-
NF	η > 99,9%	-	2,5	-	-
NF	T. Coli < 2,2/100 cc	-	10	≤ 15	Bacino doppio stadio in controcorrente H = 5 m
NF	T. Coli ≤ 70/100 cc	-	≥ 5	≤ 15	Bacino doppio stadio in controcorrente H = 5 m
FAN	T. Coli < 2,2/100 cc	-	8	10	-

Tabella 14.3. Dati relativi alla ozonizzazione di effluenti secondari e parzialmente affinati

14.3 DISINFEZIONE CON RAGGI U.V.

Con l'aumento del numero di autorizzazioni allo scarico che richiedono quantità di cloro residuo nell'effluente molto basse o inferiori ai limiti di rilevabilità, si è reso necessario sostituire i sistemi di clorazione con metodi di disinfezione alternativi, tra i quali le radiazioni ultraviolette (U.V.).

Inizialmente utilizzati per il trattamento delle acque di approvvigionamento, i raggi U.V. hanno trovato applicazione ai fini della disinfezione delle acque reflue. Opportunamente dimensionati, i raggi U.V. hanno mostrato un efficiente potere battericida e virucida, con un impatto ambientale praticamente nullo, non necessitando di alcun additivo chimico e non determinando la formazione di sottoprodotti della disinfezione.

14.3.1 Parametri di dimensionamento

I principali parametri da tenere in considerazione per dimensionare correttamente un sistema U.V. sono:

- Portata;
- Trasmittanza U.V. dell'effluente ovvero la misura, rilevabile con apposito strumento, della capacità dei raggi di penetrare lo specifico effluente raggiungere i microrganismi da abbattere (un'acqua reflua media ha una trasmittanza U.V. del 65%, ovvero il 35% della luce si perde nel primo cm di acqua intorno al tubo in quarzo che protegge la lampada);
- Solidi sospesi che costituiscono un ottimo rifugio per i microrganismi che si rendono difficilmente raggiungibili dai raggi;
- Dose U.V. intesa come quantità di irraggiamento immessa nell'effluente (I), è un parametro teorico dato dal prodotto dell'intensità emessa dal sistema per il tempo di ritenzione (t)
- $D = I \cdot t$

- questo parametro non risulta completamente attendibile in quanto è un dato teorico non direttamente misurabile. Inoltre nel calcolo dell'intensità U.V. media di un sistema rientrano delle variabili (principalmente la potenza di emissione delle lampade) che possono essere falsate, dando origine a dati fuorvianti. Nel dimensionamento di un sistema U.V. si potrà prendere in considerazione la Dose, oltre all'abbattimento batterico richiesto, solo considerando l'emissione U.V. delle lampade che, a titolo cautelativo, non dovrà superare il 30% della potenza applicata delle singole lampade. Tale valore è dato dalla media tra un minimo del 26% ed un massimo del 34%, considerati come limiti estremi dalla letteratura tecnico – scientifica;
- Abbattimento batterico richiesto, rappresenta il dato più attendibile su cui basare il dimensionamento di un sistema U.V., in quanto si parte da un dato certo e verificabile.

14.3.2 Elementi costituenti un sistema U.V.

Gli elementi principali che compongono un sistema di disinfezione con raggi ultravioletti sono:

- **Lampade U.V.**

Le lampade a media pressione a vapore di mercurio, con potenze di diversi kW che emettono luce ultravioletta a diverse lunghezze d'onda, tra cui quella con maggiore effetto germicida (254 nanometri); il loro rendimento, inteso come percentuale di conversione della potenza applicata in emissione U.V. è tra il 7% ed il 12%. La durata di queste lampade è di circa 5000 ore di funzionamento e, data la grande potenza applicata, esse sviluppano un'enorme quantità di calore difficilmente dissipabile, soprattutto in impianti in cui si verificano situazioni di basso e lento flusso di effluente.

Le lampade a bassa pressione possono essere a vapore di mercurio o ad amalgama di mercurio. Hanno potenze che variano da 60 a 600 Watt ed un rendimento tra il 26 ed il 34%.

- **Tubi al quarzo**

La loro funzione è di proteggere le lampade dal diretto contatto con l'acqua e di fornire un mezzo di dissipazione del calore prodotto dalle lampade stesse. Un quarzo di buona qualità deve avere la capacità di trasmettere all'effluente almeno il 92% della luce emessa dalle lampade.

- **Ballast**

Hanno la funzione di fornire la tensione sufficiente per avviare la lampada U.V. e di limitare la corrente alla lampada stessa.

- **Sistema di pulizia dei tubi in quarzo**

Può essere di tipo chimico manuale, che comporta l'interruzione del ciclo di disinfezione, l'estrazione dei moduli U.V. dal canale e la loro pulizia manuale con l'ausilio di reagenti chimici in una vasca appositamente dimensionata; oppure di tipo automatico, che consente di pulire i tubi senza dover interrompere il ciclo di disinfezione, mentre il sistema U.V. è in funzione.

- **Sistema di controllo del livello idrico**

Nei sistemi a canale aperto è necessario che il livello idrico sia tenuto costante e che il pelo libero non superi o scenda al di sotto di un determinato livello. Questo si ottiene tramite l'impiego di una paratoia posta a valle del sistema U.V..

- **Quadro elettrico e di controllo**

Il sistema U.V. è infine completato dal quadro elettrico che fornisce l'alimentazione ai moduli lampada e contiene l'equipaggiamento per la distribuzione di potenza, controllo e monitoraggio.

14.3.3 Esempio: Calcolo della Dose garantita per il depuratore di ROMA-OSTIA

Il calcolo della dose è basato sui seguenti dati di input:

- Numero di lampade UV per modulo: 8
- Lamp Spacing: 4 inches (10,16 cm)
- Lunghezza arco lampada: 58 inches (147,32 cm)
- Diametro tubo quarzo: 1,1 inches (2,794 cm)
- UVT: 65%
- EOLL Factor: 0,98
- Fouling factor: 0,95
- Trasmittanza quarzo: 0,92
- Numero lampade canale: 112

Il valore medio dell'intensità come determinato dal software UVDIS 3.1 è pari a 20.716 μ Watts/cm² nelle seguenti condizioni:

Q = 2.160 m³/h (portata media)

UVT = 65%

Il suddetto valore deve essere ridotto secondo la seguente formula che tiene conto dei fattori di influenza:

Intensità media = 20.716 x 0,98 (EOLL Factor) x 0,92 (Quartz Sleeve Transmittance) x 0,95 (Fouling Factor) = 17.743,67 μ Watts/cm²

Il calcolo della dose si ottiene:

Dose a fine vita lampade = intensità media x tempo di residenza idraulica

Il tempo di residenza idraulica si ottiene dalla seguente formula:

Tempo di residenza idraulica (s) = Volume netto canale/Flusso per canale

Flusso: 4.680 m³/h

Volume netto canale = Volume lordo canale - Volume tubi di quarzo (cm³)

Volume lordo canale (cm³) = Lamp Spacing² x Lunghezza arco lampada x Lampade per canale = (4.0 x 2.54)² x ((64 - 6) x 2.54) x (8 x 14) = 1.703.205,88 cm³

Volume tubi di quarzo = (3.14 x diametro²)/4 x lunghezza arco lampada x Lampade per canale = (3.14 x 2.792)/4 x ((64 - 6) x 2.54) x (8 x 14) = 100.822,58 cm³

Quindi:

Volume netto canale = 1.703.205,88 - 100.822,58 = 1.602.383,31 cm³

Tempo di residenza idraulica = 1.602.383,31 / 2.160 x (106/3600) = 2,67 sec

Pertanto:

Dose a fine vita lampade = I x tr = 17.743,67 x 2,67 = 47.386,93 μ Ws/cm²

Posto il seguente limite di disinfezione da raggiungere:

E. Coli in uscita (da progetto) = 10 CFU/100mL (80%ile)

ne consegue che i Log di rimozione richiesti sono:

log (26.000/10) = log (2000) = 3,42

Si noti che il dato di 26.000 E.coli/100mL è stato ricavato considerando il peggiore degli eventi presente nella serie storica dei dati di collaudo, e rappresenta il carico microbiologico massimo registrato dal 28 Giugno al 11 Ottobre 2007.

Utilizzando la cinetica di inattivazione di Chick-Watson, si ottiene che:

$$\log \frac{N_o}{N} = kD$$

e, nota la costante di inattivazione (nel caso di batteri non associati a particelle) k pari a 0,2 cm²/mj, se ne ricava la dose UV richiesta:

$$\frac{\log \frac{10}{20000}}{-k} = \frac{-3,42}{-0,2} = 17,1 \text{ mj/cm}^2$$

Tale dose deve essere garantita dal sistema alle condizioni di portata media e alle condizioni operative precedentemente riportate (UVT = 65%). Avendosi in tali condizioni una dose UV pari a 47,4 mj/cm², risulta che:

Dose Garantita (47,4 mj/cm², a portata media) >> Dose Richiesta (17,1 mj/cm²)

Ne consegue che il sistema risulta correttamente dimensionato e pertanto verificato.

Nel caso di effluenti non affetti dalla presenza di batteri associati a particelle, l'efficienza di disinfezione non dipende dalla carica microbica in ingresso, come descritto dalla legge di Chick-Watson per batteri dispersi.

$$\log \frac{N_o}{N} = kD$$

dove k [cm²/mj] = costante di in attivazione

D [mj/cm²] = dose UV

N_o [CFU/100mL] = carica microbica in ingresso agli UV

N [CFU/100mL] = carica microbica in uscita.

Nel caso del depuratore di Roma Ostia, è possibile calcolare il termine $\log \frac{N_o}{N}$ dai dati di collaudo forniti,

e riportare conseguentemente detto termine nel piano ($\log \frac{N_o}{N}$, N_o).

Nel caso di effluente privo di batteri associati a particelle, si risconterebbe l'indipendenza del termine all'asse Y da quello all'asse X (ovvero, una retta orizzontale), in accordo alla legge cinetica di in attivazione.

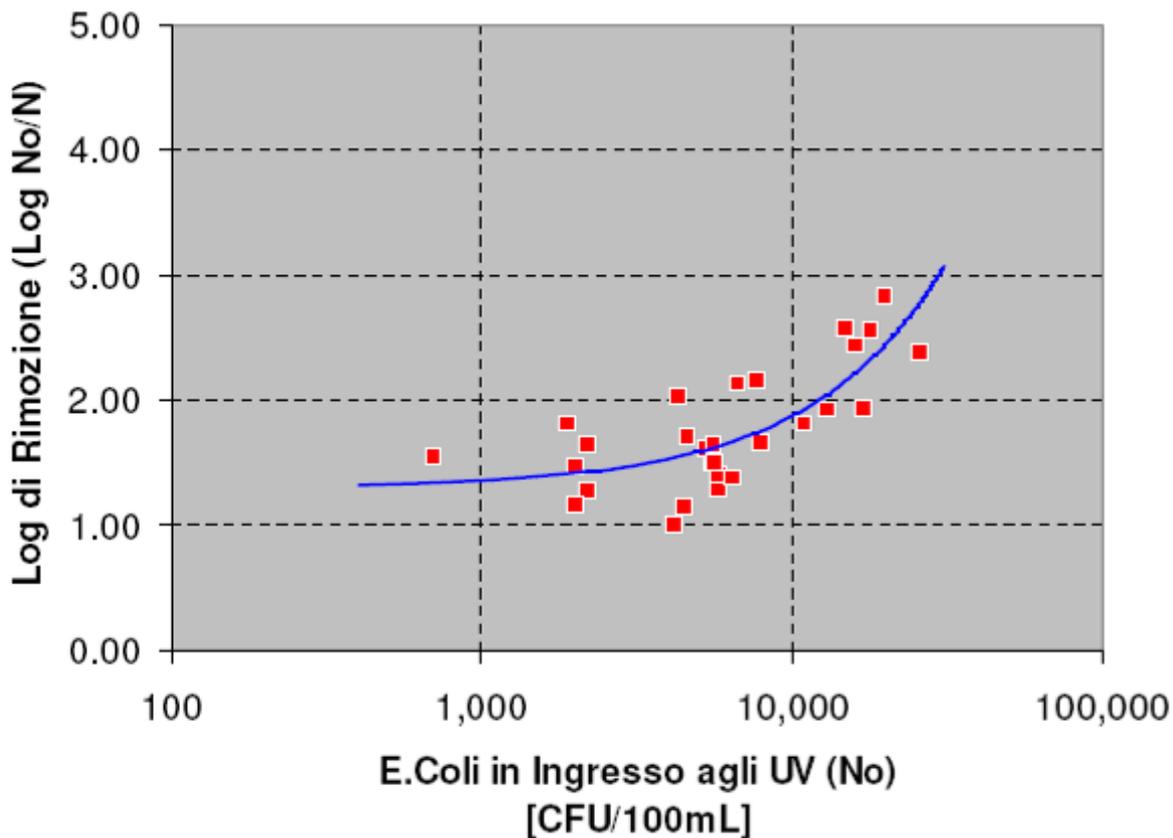


Figura 14.2. Grafico dei dati di collaudo di Roma Ostia per *Escherichia Coli*

Come si può osservare in Figura 14.2, esiste una netta dipendenza del rapporto logaritmico di rimozione (asse Y) dalla carica microbica in ingresso (asse X), a riprova della presenza di batteri associati a particelle capaci di condizionare il processo di disinfezione specialmente ai fini del raggiungimento di stringenti limiti microbiologici quali quelli di 10 CFU/100mL di *Escherichia Coli*.

Possibile soluzione è rappresentata dal potenziamento dei sistemi di pretrattamento dell'effluente in ingresso agli U.V. (costruzione di filtro a sabbia o tecnologie equivalenti di rimozione dei batteri associati a particelle).

15 LINEA FANGHI

15.1 PRODUZIONE DI FANGHI

Alla linea fanghi arrivano sia i fanghi provenienti dalla sedimentazione primaria (quando presente) che dallo spurgo della fase biologica.

I fanghi primari si calcolano dalla percentuale di solidi abbattuti in sedimentazione primaria, ipotizzando una concentrazione in secco del 3 ÷ 5 % (30 ÷ 50% kg SST/m³).

I fanghi secondari sono quelli calcolati come produzione di fango nel dimensionamento del reattore biologico, alla concentrazione XR adottata. Infatti, data l'impossibilità per i microrganismi di operare una degradazione completa delle sostanze organiche e per la presenza nei liquami di sostanze inorganiche non degradabili, in tutti gli impianti a fanghi attivi si ha un accumulo graduale di sostanze che contribuiscono alla formazione del fango di supero. Questo dovrà essere regolarmente allontanato per mantenere nella miscela aerata la concentrazione di fango desiderata.

Il calcolo della produzione di fango viene effettuato in base alle seguenti relazioni:

Produzione fanghi biologici (kgSS/d):		$P_f = P_x = Q \cdot W$		
con	Q	=	portata media (m ³ /d)	
	W	=	produzione specifica di fanghi (kgSS/m ³)	

Portata fanghi biologici (m ³ /d):	$Q_f = \frac{P_f}{\% \text{ secco}}$
---	--------------------------------------

Per ottenere la concentrazione del fango misto (primario + secondario) si fa una media pesata rispetto alle portate.

In aggiunta ai fanghi di supero biologici, si deve prevedere l'allontanamento anche dei fanghi chimici (dalla defosfatazione) e terziari (dalla filtrazione).

15.2 ISPESAMENTO

La concentrazione in secco dei fanghi primari, secondari e misti varia in maniera considerevole in funzione delle loro caratteristiche, dei sistemi di estrazione e trasporto e dei metodi di trattamento. L'ispessimento è un'operazione impiegata allo scopo di incrementare il contenuto di solidi del fango rimuovendo parte dell'acqua ad esso associata e viene, in genere, realizzato con sistemi di tipo fisico, quali la co-sedimentazione, l'ispessimento a gravità, la flottazione, l'ispessimento su nastri a gravità e su tamburo rotante.

15.2.1 Ispessimento a gravità

L'ispessimento a gravità costituisce uno dei metodi più comuni per la riduzione delle portate volumetriche dei fanghi e viene realizzato all'interno di vasche dedicate di forma circolare, alle quali il fango viene alimentato attraverso un condotto centrale.

Il dimensionamento viene effettuato in base al carico dei solidi e al carico idraulico superficiale ().

Carico dei solidi:

- 50 ÷ 70 kgSS/m² d per fanghi misti;
- 25 ÷ 30 kgSS/m² d per fanghi biologici;
- 35 ÷ 50 kgSS/m² d per fanghi digeriti aerobicamente (post-ispessimento).

- Profondità > 3 m
- Diametro 4 ÷ 20 m

Tempi di ritenzione

- < 24 h per fanghi freschi (pre-ispessimento) per evitare fenomeni putrefattivi
- 3 giorni per fanghi digeriti (post-ispessimento).

La concentrazione del fango in uscita può calcolarsi in base alle relazioni:

$$d_2 = E - (E - d_1)e^{-0,257t} \quad \text{per fango non digerito}$$

- con $E = 9,79 J^2 - 19,37 J + 16,58$
- in cui d_1 = concentrazione di fango in ingresso (%)
- t = tempo di ritenzione (d)

J = percentuale in peso di fango secondario

$$J = \frac{P_{fII}}{P_{fI} + P_{fII}} \quad (J < 1)$$

$$d_2 = 17 - (17 - d_1)e^{-0,038t} \quad \text{per fango digerito}$$

Nota la concentrazione in uscita, si può ricavare la portata uscente tenendo conto che in questa fase non si ha abbattimento dei solidi.

Tipologia di fanghi	Concentrazione in secco, %		Carico dei solidi, kg/m ² d
	Non ispessiti	Ispessiti	
Separati			
Fanghi primari	2 ÷ 6	5 ÷ 10	100 ÷ 150
Fanghi da filtri percolatori	1 ÷ 4	3 ÷ 6	40 ÷ 50
Fanghi da biodischi	1 ÷ 3,5	2 ÷ 5	35 ÷ 50
Fanghi attivi da processi a biomassa sospesa (aria)	0,5 ÷ 1,5	2 ÷ 3	20 ÷ 40
Fanghi attivi da processi a biomassa sospesa (ossigeno puro)	0,5 ÷ 1,5	2 ÷ 3	20 ÷ 40
Fanghi attivi da processi a biomassa sospesa (aerazione prolungata)	0,2 ÷ 1,0	2 ÷ 3	25 ÷ 40
Fanghi primari da digestione anaerobica (primo stadio)	8	12	120
Misti			
Fanghi primari + Fanghi da filtri percolatori	2 ÷ 6	5 ÷ 9	60 ÷ 100

Fanghi primari + Fanghi da biodischi	2 ÷ 6	5 ÷ 8	50 ÷ 90
Fanghi primari + Fanghi attivi da processi a biomassa sospesa	0,5 ÷ 1,5 ; 2,5 ÷ 4,0	4 ÷ 6 ; 4 ÷ 7	25 ÷ 70 ; 40 ÷ 80
Fanghi attivi da processi a biomassa sospesa + Fanghi da filtri percolatori Chimici (terziari)	0,5 ÷ 2,5	2 ÷ 4	20 ÷ 40
ad alto dosaggio di calce	3 ÷ 4,5	12 ÷ 15	120 ÷ 300
a basso dosaggio di calce	3 ÷ 4,5	10 ÷ 12	50 ÷ 150
con sali di ferro	0,5 ÷ 1,5	3 ÷ 4	10 ÷ 50

Tabella 15.1. Valori della concentrazione di fanghi prima e dopo ispessimento e valori del carico di solidi per ispessitori a gravità (Metcalf & Eddy)

15.2.2 Flottazione

Nell'ispessimento si applica il tipo ad aria disciolta (DAF) su fanghi attivi di supero e fanghi digeriti aerobicamente.

I flottatori hanno sia il raccogliatore fanghi superficiale che un raschiatore di fondo. I solidi superficiali sono rimossi in modo da mantenere uno spessore dello strato flottato costante.

Lo stramazzo di uscita del surnatante è sempre protetto da un deflettore.

Flottatori circolari si usano comunemente per installazioni medio – piccole e dove non ci sono limiti di spazio; quelli rettangolari in installazioni più grandi o in multistadio.

La vasca può essere in calcestruzzo oppure in acciaio per quelle di dimensioni più piccole.

Nel caso dell'ispessimento si preferisce pressurizzare una corrente di ricircolo del surnatante (15 ÷ 120%) per non sottoporre il fango alimentato ad alti sforzi di taglio ed evitare intasamenti del sistema di pressurizzazione. La pressione a cui sottoporre il ricircolo può arrivare a 520 kPa (~ 6 atmosfere come pressione assoluta).

L'efficienza di cattura dei solidi di un buon flottatore va dal 94% al 99%. Lo spessore medio dello strato di fango è di 150 ÷ 300 mm.

Le prestazioni possono essere aumentate condizionando il fango con polimeri. In tal modo si possono aumentare i carichi dei solidi e la cattura, mentre la concentrazione del flottato aumenta di poco. In genere i polimeri sono introdotti nel punto di mescolamento della corrente di ricircolo con il fango alimentato.

- Dosaggio polielettrolita: 2 ÷ 5 kg/t di SST

Parametri di dimensionamento

- Carico dei solidi = 40 ÷ 120 kg SS/m² d senza condizionamento chimico

In tal modo si ottiene un fango ispessito al 3 ÷ 5%.

- Carico dei solidi = >50 ÷ 100% con condizionamento chimico

Con un aumento di secco di 0,5 ÷ 1%.

Le prestazioni dipendono anche dal valore dello SVI del fango attivo: la concentrazione del fango diminuisce all'aumentare dello SVI (per ottenere una concentrazione del 4%, deve essere SVI < 200 mg/l).

- Carico idraulico (incluso il ricircolo) = 1,0 ÷ 5,0 m³/m² d con un valore massimo di 1,8 senza condizionamento

- Rapporto in peso aria/solidi (A/S): serve a determinare la quantità di aria da fornire. Può variare da 0,005 a 0,4 mg/mg.

Buoni rendimenti con fanghi civili si sono ottenuti con valori di $0,02 \div 0,06$.

Tale parametro è legato ad altre grandezze:

$$\frac{A}{S} = \frac{1,2s_a(fP-1)R}{XQ}$$

[mg aria/mg SST]

con s_a = solubilità dell'aria (ml/l)

f = frazione di aria disciolta alla pressione P ($0,5 \div 0,9$) grado di saturazione

$$\frac{(p + 101,35)}{101,35}$$

P = pressione atmosferica = $101,35$ con p = pressione relativa [kPa]

X = solidi del fango [mg/l]

R = ricircolo pressurizzato [l/d]

Q = portata di fango alimentata [l/d]

1,2 = peso in mg di 1 ml di aria a 20°C

-1 = sistema che sta lavorando a p atmosferica.

Tempo di residenza

nel serbatoio di saturazione $1 \div 2$ min

nella vasca di flottazione $20 \div 60$ min (ma si può arrivare anche a $3 \div 4$ h)

Diametro < 20 m

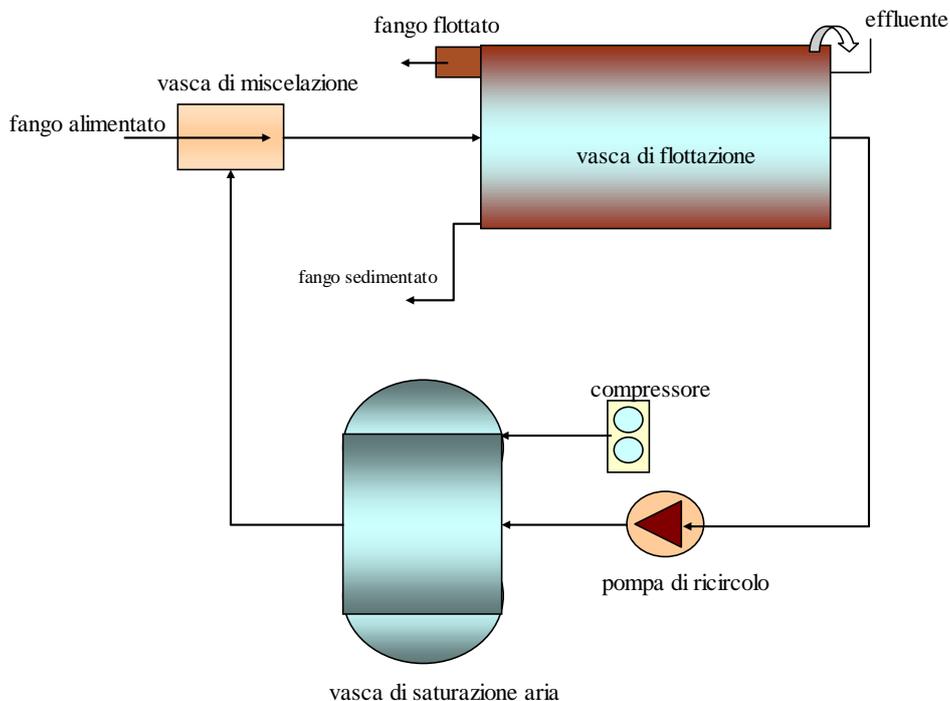


Figura 15.1. Schematizzazione di un flottatore ad aria disciolta

15.3 STABILIZZAZIONE

I fanghi freschi (non stabilizzati) presentano un alto tenore di solidi volatili, con conseguente rischio di fermentazione settica e sviluppo di gas e odori molesti. È necessaria, quindi, una fase di stabilizzazione nella quale avvenga la completa mineralizzazione del fango in condizioni aerobiche, con conseguente abbattimento di circa il 40-45% della biomassa attiva presente. Il fango in uscita non sarà più putrescibile, verrà disidratato risultando più sicuro da manipolare.

15.3.1 Digestione aerobica

Il processo di stabilizzazione aerobica è volto a diminuire la biodegradabilità dei fanghi per renderli biologicamente stabili. Poiché l'efficienza di rimozione dei solidi volatili, a parità di tempo di ritenzione del fango, aumenta all'aumentare della temperatura, a cui operano i microrganismi, la scelta di digestori aerobici è indicata per condizioni climatiche particolarmente miti e costanti. Scopo della stabilizzazione è ridurre la quantità di patogeni presenti nel fango, eliminare i cattivi odori, inibire o ridurre eventuali fenomeni putrefattivi.

Con questo trattamento si può ottenere una riduzione dei solidi volatili del 40 - 50% e un fango ben stabilizzato, non maleodorante e con buone capacità ammendanti.

Il dimensionamento può essere effettuato sulla base di metodi diversi tra i quali si sceglie quello che fornisce un volume maggiore.

Dimensionamento sulla base del carico organico volumetrico [C_{ov} (kg SV/m³ d) per fanghi misti o da filtri percolatori].

Il volume del di gestore aerobico è dato da :

$$V = \frac{C_0}{C_{ov}}$$

dove	V	=	volume (m ³)
	C ₀	=	carico organico (kg SV/m ³ d)
	C _{ov}	=	carico organico volumetrico (kg SV/m ³ d)

Il carico organico volumetrico assume diversi valori in dipendenza della temperatura e del tipo di fango.

Tipo di fango	Temperatura (°C)			
	5	10	20	30
	Carico organico volumetrico (kg SV/m ³ d)			
Fango attivo	0,2	0,5	1,6	2
Fango attivo senza sedimentazione I	0,2	0,5	1,6	2
Fango misto primario e biologico	0,4	0,83	2,5	3

Tabella 15.2

Dimensionamento sulla base del tempo di ritenzione idraulica e della temperatura (per fanghi misti o da filtri percolatori)

Il volume del di gestore è dato da

$$V = Q \cdot t_c$$

dove	V	=	volume (m ³)
	Q	=	portata di fango in ingresso (m ³ /d)
	t _c	=	tempo di ritenzione idraulica(d)

Tipo di fango	Temperatura (°C)			
	5	10	20	30
	Tempo di ritenzione idraulica (d)			
Fango attivo	35	20	12	9
Fango attivo senza sedimentazione I	45	22	16	12
Fango misto primario e biologico	55	26	18	14

Tabella 15.3

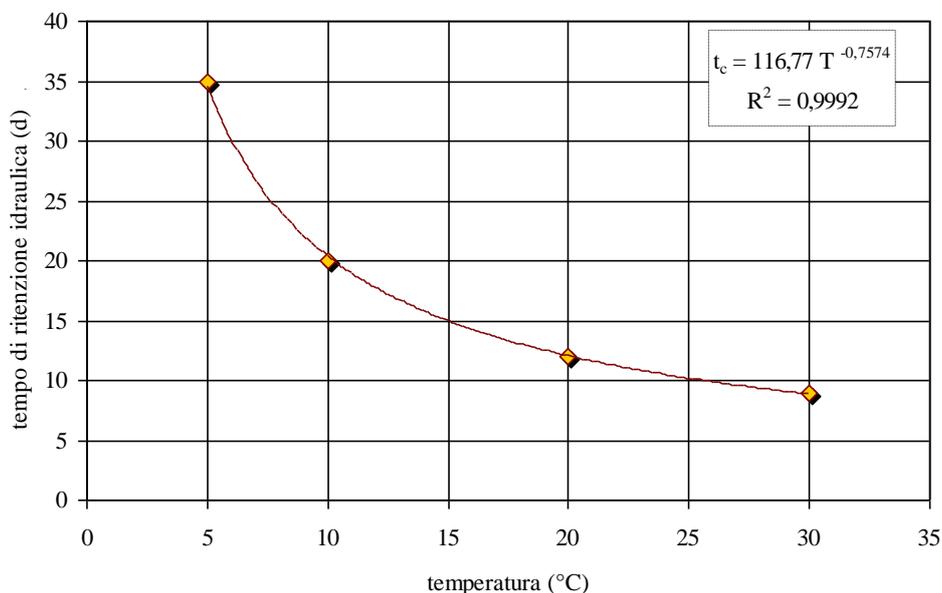


Figura 15.2. Andamento del tempo di ritenzione idraulico con la temperatura (fanghi attivi)

Dimensionamento sulla base dell'età del fango (solo per fanghi attivi)

L'età del fango è indice della sua stabilizzazione, per cui in genere si considera stabilizzato un fango che ha un'età superiore a circa 25 d (impianti ad ossidazione totale).

Quando l'impianto a fanghi attivi ha un'età del fango (θ_c) inferiore a 25 d, si può ritenere che per il dimensionamento del di gestore ssi possa considerare un'età del fango pari a:

$$\theta_{dig} = \theta_{fs} - \theta_c$$

- dove
- θ_{dig} = età del fango da imporre al di gestore (d)
 - θ_{fs} = età del fango corrispondente a un fango stabilizzato per una certa temperatura (d)
 - θ_c = età del fango proveniente dall'impianto a fanghi attivi (d)

Il volume del di gestore sarà dato da:

$$V = \theta_{dig} \cdot \frac{\Delta ST_{dig}}{X}$$

- dove
- ΔST_{dig} = solidi uscenti dal di gestore ad una data temperatura (kg/d)
 - X = concentrazione dei solidi nel di gestore (kg/m³)

L'età del fango θ_{fs} alle varie temperature è riportato in e in .

Temperatura (°C)	5	10	20	30
Età del fango θ_s (d)	70	35	25	10

Tabella 15.4

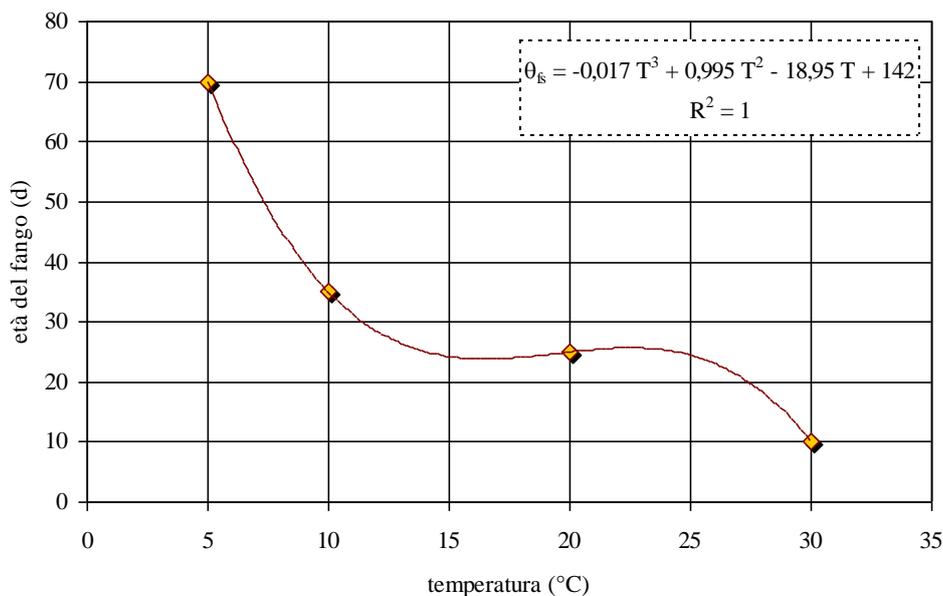


Figura 15.3. Andamento dell'età del fango θ_s con la temperatura

L'abbattimento dei solidi sospesi volatili (<1) risulta essere funzione dell'età del fango e della temperatura

$$Abb. = 0.35 + \frac{\theta_{dig} T^{0.1}}{900}$$

Richiesta reale di ossigeno (kgO_2/d):

$$A.O.R. = 2.3P_{fv} Abb.$$

con P_{fv} = quantità di solidi volatili abbattuti (kgSSV/d)

Richiesta di ossigeno in condizioni standard (kgO_2/d):

$$S.O.R. = \frac{A.O.R.}{\frac{0.98C_{sl} - DO}{9.07} 1.024^{(T-20)} 0.85}$$

15.3.2 Digestione aerobica discontinua

Può essere utile prevedere la realizzazione di una sezione di stoccaggio dei fanghi in esubero che possa fungere anche da vasca di stabilizzazione/ispessimento quando le condizioni di servizio dell'impianto lo rendano necessario.

In tal caso è possibile realizzare un reattore con sedimentazione interna discontinua che permetta di ottenere all'interno del digestore stesso, anche l'ispessimento del fango, mediante l'arresto periodico dei dispositivi di aerazione-agitazione.

Fase	Processo	Note	Durata
1	Prelievo fango da stabilizzare	Alimentazione chiusa. Agitatori ed aeratori fermi. Prelievo di fango e surnatante	Δt_{prel}
2	Alimentazione	Immissione del volume di fango da trattare. Agitatori ed aeratori fermi	Δt_{alim}
3	Omogeneizzazione, aerazione e stabilizzazione	Alimentazione chiusa. Agitatori ed aeratori in funzione	Δt_{dig}
4	Sedimentazione ed ispessimento	Alimentazione chiusa. Agitatori ed aeratori fermi.	Δt_{isp}

Tabella 15.5. Fasi di trattamento del digestore aerobico con sedimentazione interna

In Tabella 15.5 sono descritte le fasi operative che caratterizzano il funzionamento dell'unità di trattamento fanghi. La rappresenta lo schema del digestore/ispessitore durante la fase 4 in cui l'agitazione viene fermata per favorire l'accumulo delle sostanze solide sul fondo.

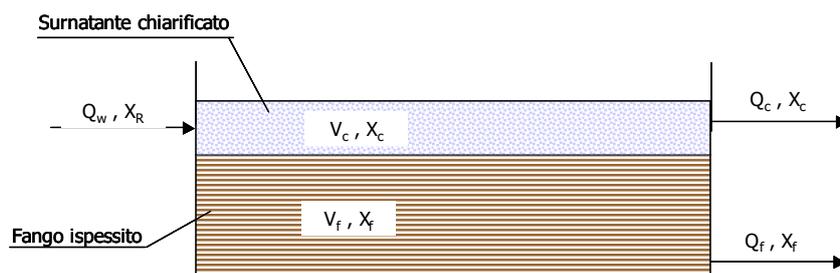


Figura 15.4. Fase di sedimentazione/ispessimento

La fase 3 dura molto più delle altre in quanto garantisce l'effettiva stabilizzazione dei SSV. In un ciclo di durata giornaliera essa può occupare da 18 a 20 ore su 24; in cicli di esercizio più lunghi (operazioni di vuotamento/riempimento eseguite una o due volte la settimana) si estende sui 3 o 6 giorni.

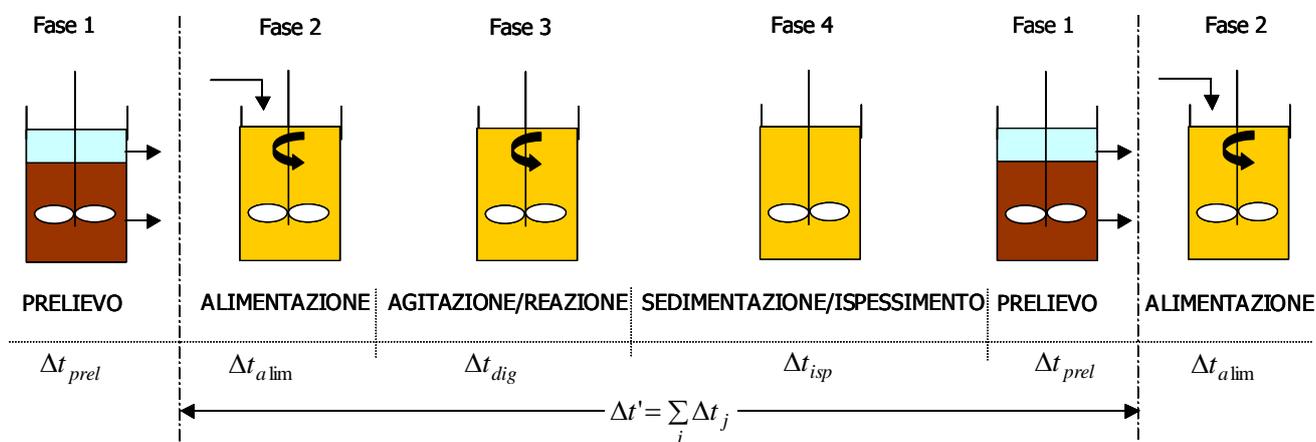


Figura 15.5. Fasi temporali tra due alimentazioni successive

L'intervallo di tempo corrispondente ad un intero ciclo di esercizio è pari alla somma dei quattro intervalli corrispondenti alle fasi di processo (Figura 15.5).

Il dimensionamento della vasca deve essere effettuato fissando la durata del ciclo di esercizio in modo da garantire un tempo di detenzione dei solidi sufficiente al processo di stabilizzazione. In Tabella 15.6 si riportano gli intervalli temporali delle varie fasi avendo fissato il ciclo ad una settimana.

Durata ciclo di digestione	$\Delta t_{dig} =$	6	d
Durata ciclo di ispessimento	$\Delta t_{isp} =$	0,7	d
Durata ciclo di estrazione	$\Delta t_{est} =$	0,2	d
Durata ciclo di alimentazione	$\Delta t_{alim} =$	0,2	d
Durata complessiva ciclo di esercizio	$\Delta t =$	7,1	d

Tabella 15.6

15.3.3 Digestione anaerobica a singolo stadio ad alto carico

I digesteri anaerobici a singolo stadio sono dotati di sistemi di riscaldamento del fango, di miscelazione, di omogeneizzazione del flusso in ingresso e di ispessimento del fango in alimentazione.

Dimensionamento sulla base dell'età del fango

La quantità di metano prodotta può essere calcolata a mezzo della seguente relazione:

$$V_{CH_4} = f_{CH_4} [(S_0 - S)Q - 1,42P_x]$$

dove: V_{CH_4} = volume di metano prodotto $[L^3T^{-1}]$

f_{CH_4} = fattore di conversione teorico per il calcolo del volume di metano prodotto dalla conversione di 1 kg di COD (=0,35 Nm³ CH₄/kg COD a 0°C e 0,40 Nm³ CH₄/kg COD a 35°C)

Q = portata volumetrica di fango $[L^3T^{-1}]$

S₀ = concentrazione di COD nell'influente $[ML^{-3}]$

S = concentrazione di COD nell'effluente [ML⁻³]

P_X = produzione di biomassa [MT⁻¹]

Nel caso di un di gestore ad alto carico a miscelazione completa senza ricircolo, il calcolo della quantità di biomassa sintetizzata giornalmente risulta:

$$P_X = \frac{YQ(S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c}$$

dove: Y = rendimento di crescita [M SSV (M COD)⁻¹] (generalmente 0,05 ÷ 0,10 g SSV/ g COD)

k_d = tasso di respirazione endogena [T⁻¹] (generalmente 0,02 ÷ 0,04 d⁻¹)

θ_c = tempo di residenza cellulare [T]

Nel caso di assenza di ricircolo il tempo di residenza cellulare coincide con quello di residenza idraulica.

In Tabella 15.7 si riportano i valori dei tempi di residenza cellulare per diversi valori della temperatura.

Temperatura, °C	θ_c minimo, d	θ_c di progetto, d
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

Tabella 15.7. Valori del tempo di residenza cellulare per il dimensionamento di di gestori anaerobici a miscelazione completa (Metcalf & Eddy)

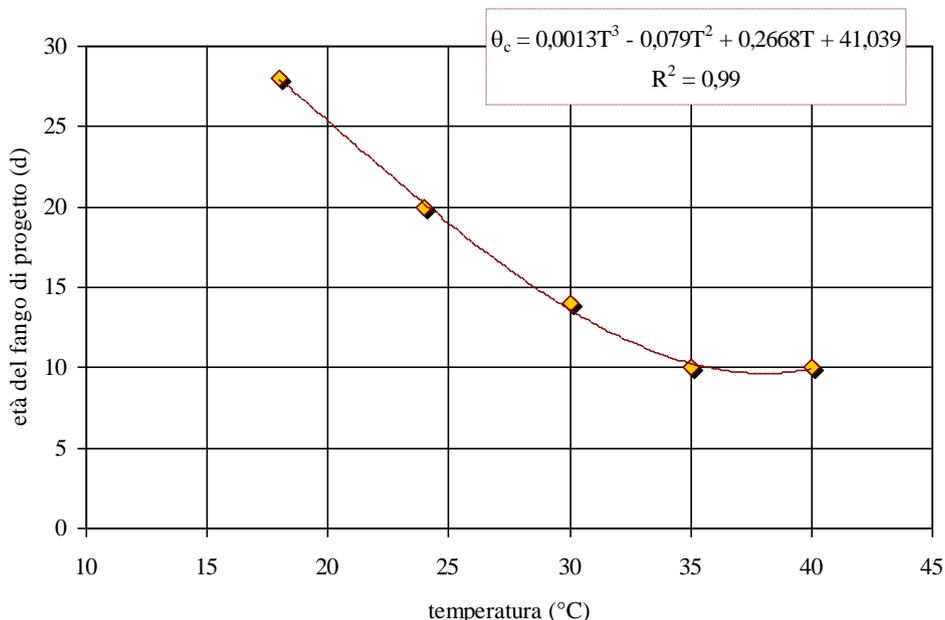


Figura 15.6. Andamento dell'età del fango di progetto θ_c con la temperatura

Nella pratica, comunque, i valori del tempo di residenza cellulare per sistemi ad alto carico sono compresi tra 10 e 20 d.

Dimensionamento sulla base dei fattori di carico

È il criterio utilizzato più di frequente e fa riferimento alla massa di solidi volatili applicati al giorno per unità di volume.

In Tabella 15.8 sono riportati i valori di alcuni parametri di dimensionamento di digestori ad alto carico operanti in campo mesofilo. Il limite superiore del carico di solidi volatili che può essere applicato al digestore è in genere legato alla velocità di accumulo dei composti tossici, in particolare l'ammoniaca, o al washout della biomassa metanigena.

Parametro	U. M.	Valore
Volume specifico		
fanghi primari	m ³ /ab	0,03 ÷ 0,06
fanghi primari+fanghi da filtri percolatori	m ³ /ab	0,07 ÷ 0,09
fanghi primari+fanghi attivi da processi a biomassa adesa	m ³ /ab	0,07 ÷ 0,11
Carico dei solidi	kg SSV/m ³ d	1,6 ÷ 4,8
Tempo di residenza cellulare	d	15 ÷ 20

Tabella 15.8. Valori dei parametri adottati per il dimensionamento di di gestori anaerobici ad alto carico a miscelazione completa operanti in campo mesofilo (Metcalf & Eddy)

15.3.4 Digestione anaerobica a doppio stadio

La digestione anaerobica a due stadi, comunemente utilizzata in passato, risulta ad oggi meno diffusa negli impianti di moderna concezione. I sistemi di digestione a due stadi prevedono la presenza di un di gestore ad alto carico seguito da una seconda vasca in serie. La prima vasca è impiegata per il processo di digestione vero e proprio, ed è dunque dotata di sistemi di riscaldamento e di agitazione del fango; il secondo reattore è di regola utilizzato per l'ispessimento e l'accumulo del fango.

Reattore primario (PRIMO STADIO)

Si dimensiona in base al carico dei solidi volatili volumetrico:

Carico: $1,3 \div 3,2$ kg SSV/m³ d

Con riferimento al mese di maggior carico.

Il reattore primario è alimentato ad alto carico, riscaldato a $35 \div 37^{\circ}\text{C}$ e continuamente miscelato. In esso avviene la maggiore produzione di biogas. Il fango, quindi, passa nel reattore secondario con un contenuto in secco inferiore a quello dell'alimentazione.

Dimensioni: diametro max = 50 m; altezza max = 20 m
 Quantità di biogas prodotto: $0,75 \div 1,15$ Nm³/kg SSV abbattuti
 Potere Calorifico Inferiore (P.C.I.) del biogas: $4500 \div 6500$ kcal/Nm³

Reattore secondario (SECONDO STADIO)

Il reattore secondario in genere non è né riscaldato, né agitato per agevolare l'ispessimento (si limita la risalita di bolle di gas che disturba la separazione).

La produzione di biogas è contenuta.

Volume = $\frac{1}{2}$ Volume del Reattore primario

15.3.5 Efficienza di abbattimento dei solidi volatili

L'entità della stabilizzazione prodotta a seguito di un processo di digestione anaerobica può essere valutata attraverso la stima della riduzione percentuale dei solidi volatili. L'abbattimento dei solidi volatili può essere correlato al tempo di residenza cellulare e a quello di residenza idraulica in base alla quantità di solidi in ingresso.

Un'indicazione sull'efficienza di abbattimento dei solidi volatili può essere ottenuta facendo riferimento ai dati riportati in Tabella 15.9.

Con tempi di digestione (tempo di residenza idraulica nel reattore primario) di $10 \div 20$ d si ottengono abbattimenti dei SSV di $40 \div 50\%$.

Tempo di digestione, d	abbattimento dei solidi volatili, % d
30	65,5
20	60,0

U_S = coeff. di scambio termico tra di gestore e suolo ($0,5 \text{ kcal h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ per terreno asciutto; $1,5 \text{ kcal h}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ per terreno umido)

U_P = coeff. di scambio termico tra di gestore e ambiente ($5 \div 30 \text{ kcal h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$)

S_S = superficie del digestore a contatto con il suolo $[\text{m}^2]$

S_P = superficie del digestore a contatto con l'atmosfera $[\text{m}^2]$

P_{FA} = portata dei fanghi alimentati $[\text{kg h}^{-1}]$

T_{FA} = temperatura dei fanghi alimentati $[\text{ }^\circ\text{C}]$

C_{FA} = calore specifico dei fanghi alimentati ($\sim 1 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$)

P_{FD} = portata dei fanghi digeriti $[\text{kg h}^{-1}]$

T_A = temperatura ambiente $[\text{ }^\circ\text{C}]$

T_S = temperatura del suolo $[\text{ }^\circ\text{C}]$

T_D = temperatura di esercizio del di gestore $[\text{ }^\circ\text{C}]$

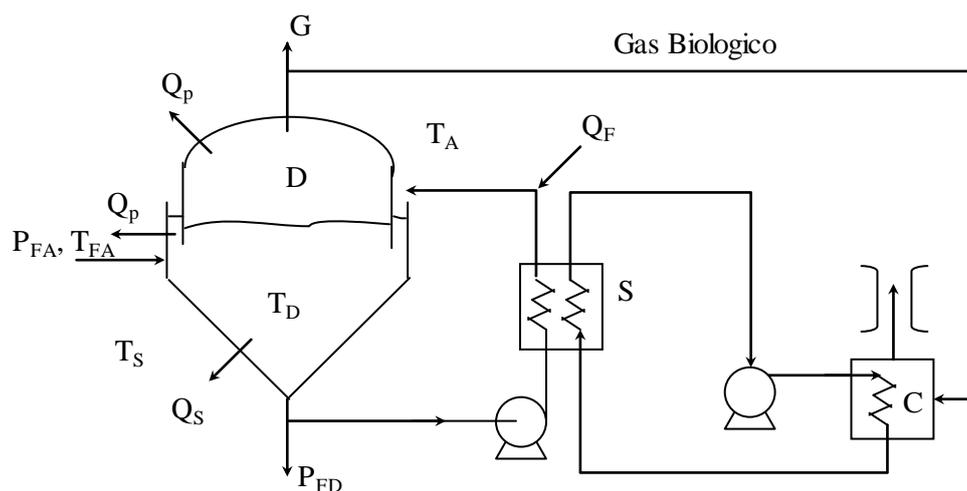


Figura 15.8. Schema di bilancio termico semplificato

15.4 DISIDRATAZIONE

La problematica del trattamento e smaltimento dei fanghi prodotti dai processi di depurazione delle acque reflue urbane assume sempre più importanza sia a livello nazionale che internazionale. Nella Comunità Europea la progressiva attuazione della Direttiva 91/271/CEE, concernente il trattamento delle acque reflue urbane, comporta un costante aumento dei quantitativi di fanghi originati dai processi di depurazione: da una produzione annuale di circa 5,5 milioni di tonnellate (sostanza secca) del 1995 si è raggiunta una

produzione di circa 8,5 milioni di tonnellate nel 2003^{††}. Le modalità di smaltimento e/o utilizzo dei fanghi più frequenti sono:

- lo smaltimento in discarica;
- il riutilizzo in agricoltura tal quali o previo compostaggio;
- l'incenerimento da soli o il co-incenerimento con i rifiuti;
- l'inserimento nella produzione di laterizi, asfalti, calcestruzzi.

Sono, quindi, necessari una serie di accorgimenti tali da conferire al fango le proprietà chimico – fisiche e biologiche che ne consentano lo smaltimento o il recupero.

Il fango che ha subito un trattamento di digestione (aerobica o anaerobica) ha l'aspetto comunque di un liquido torbido e denso, a causa dell'elevato contenuto percentuale di acqua (88÷90%) che ancora possiede. Per tale motivo, a valle del trattamento di digestione si effettua la disidratazione, sia per ridurre il volume, sia per facilitarne la manipolazione. Al fine di ridurre l'umidità del fango possono essere utilizzate diverse soluzioni tecnologiche che si basano su fenomeni naturali di evaporazione e/o percolazione. Per accelerare il processo di disidratazione di un fango è possibile utilizzare degli accorgimenti di tipo chimico (condizionamento con flocculanti e coagulanti) e delle apparecchiature meccaniche.

Un sistema di condizionamento chimico e disidratazione meccanica efficace e qualificato, determinando una notevole riduzione del volume del rifiuto, può comportare considerevoli risparmi sui costi di smaltimento, consentendo di intervenire incisivamente su una delle voci di spesa più onerose nel bilancio di gestione dei depuratori.

15.4.1 Condizionamento chimico

Il condizionamento chimico è una delicata operazione eseguita sui fanghi al fine di migliorarne la disidratabilità, sia per quanto riguarda la filtrabilità, incrementando la velocità di separazione solido – liquido, che la centrifugabilità, consentendo la formazione di fiocchi più resistenti alle sollecitazioni meccaniche. con il condizionamento chimico vengono quindi migliorate le prestazioni della disidratazione soprattutto in termini di cinetica e di riduzione delle concentrazioni di SS nel liquido separato.

La funzione principale del condizionamento è di ottenere la coagulazione delle sostanze colloidali presenti, con dimensioni variabili da 10-2 a 10 mm, che rimangono in sospensione conferendo torpidità all'effluente ed interferiscono con i processi di separazione dei solidi sospesi.

I meccanismi principali che governano il condizionamento sono:

1. Compressione del doppio strato: le particelle di fango, cariche negativamente, sono circondate da uno strato di ioni carichi positivamente che costituiscono un complesso solidale con la particella stessa. Intorno a questo primo strato se ne forma un secondo di carica positiva ma non definito esattamente (strato diffuso) e nel quale possono avvenire scambi di ioni positivi e negativi presenti in soluzione (Figura 15.9).

†† Dati APAT 2007

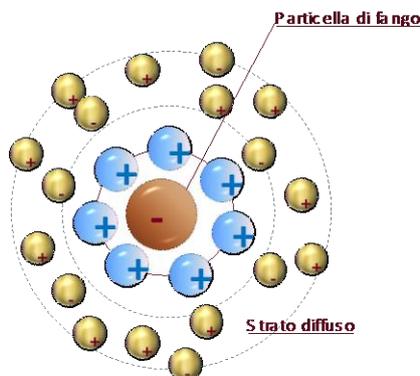


Figura 15.9. Schematizzazione del doppio strato

Le forze che agiscono sulle particelle sono di repulsione per effetto delle cariche elettriche dello stesso segno, e forze di attrazione di van der Waals. Quest'ultime sono prevalenti a distanze molto ravvicinate ma si annullano velocemente all'aumentare della distanza. La risultante delle forze agenti è quindi di repulsione.

È possibile ridurre la forza di repulsione aggiungendo alla soluzione ioni positivi bi e tri-valenti che vanno a localizzarsi tra i due strati determinando la compressione dello strato diffuso facendo, prevalere le forze attrattive di van der Waals.

2. Neutralizzazione delle cariche sulla superficie delle particelle: gli ioni positivi possono essere adsorbiti dalle particelle con conseguente neutralizzazione delle cariche.
3. Unione di particelle singole attraverso ponti di struttura fioccosa: i condizionanti chimici determinano la formazione di ponti tra le particelle ad opera di polielettroliti e idrosso-complessi polinucleati di ferro e alluminio.

Tra i condizionanti chimici maggiormente utilizzati troviamo i Sali trivalenti di ferro ed alluminio che determinano la destabilizzazione dei colloidali, la neutralizzazione delle cariche per adsorbimento diretto degli ioni nonché la formazione di ponti tra le particelle di fango.

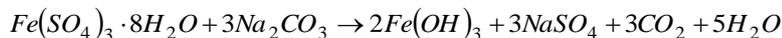
Il valore del pH della soluzione è fondamentale affinché tutti i processi avvengano correttamente, in particolare deve essere particolarmente elevato da assicurare condizioni di sovrasaturazione dell'idrossido, ma al di sotto del punto isoelettrico (assenza di carica sulla superficie dell'idrossido). Si è osservato che l'intervallo ottimale di pH è di 6-7 per i Sali di ferro e di 4,5-5,5 per quelli di alluminio. A parità di pH, un'alcalinità più elevata determina un aumento della richiesta di condizionante della frazione liquida. Le specie carbonatiche e bicarbonatiche partecipano, infatti, alla formazione di idrossidi rendendo meno efficaci nel condizionamento gli ioni metallici.

Tra i condizionanti inorganici maggiormente utilizzati troviamo:

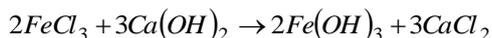
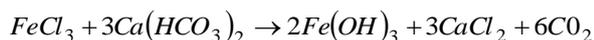
- Sali di ferro dosati generalmente insieme alla calce ai fini della correzione del pH, sono utilizzati principalmente per la disidratazione con filtropressa o filtro sottovuoto.
 - solfato ferrico $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 8H_2O$, disponibile sia in forma solida che liquida, le principali reazioni sono

$$Fe(SO_4)_3 \cdot 8H_2O + 6H_2O \rightarrow 2Fe(OH)_3 + 3HSO_4 + 8H_2O$$

$$Fe(SO_4)_3 \cdot 8H_2O + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 2Fe(OH)_3 + 3CaSO_4 + 6CO_2 + 8H_2O$$



- cloruro ferrico $FeCl_3$, disponibile in soluzione con concentrazioni comprese tra il 35 e il 40%, le principali reazioni sono $FeCl_3 + 3H_2O \rightarrow Fe(OH)_3 + 3HCl$



Il cloruro ferrico viene aggiunto per primo in un serbatoio in presenza di turbolenza. Dopo circa 5 - 10 minuti si aggiunge la calce fino al raggiungimento di un pH pari a 6-7. il fango viene quindi mantenuto in agitazione per altri 10 minuti (Figura 15.10).

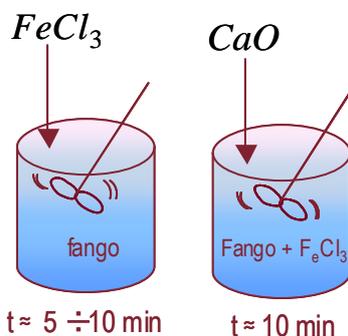


Figura 15.10. Fasi di condizionamento con cloruro ferrico

- Sali di alluminio, utilizzati per operazioni di disidratazione con filtropressa o filtro sottovuoto, consentono di ottenere un migliore abbattimento dei fosfati rispetto ai Sali di ferro, ma l'efficienza di condizionamento per unità di prodotto è inferiore.
 - Solfato di alluminio $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$, può essere fornito in forma solida con tenore di Al_2O_3 del 14-18% o in soluzione al 50% con tenore di Al_2O_3 pari a circa 8%.

$$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O + 6H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3H_2SO_4 + 14H_2O$$

$$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3CaSO_4 + 6CO_2 + 14H_2O$$

$$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O + 3Na_2CO_3 \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3Na_2SO_4 + 3CO_2 + 11H_2O$$
 - Policloruro di alluminio $[Al(OH)_{1.5}(SO_4)_{0.125}Cl_{1.25}]_n$ costituito da cloruro di alluminio parzialmente idrolizzato con una piccola % di solfato. Ha la stessa efficacia di un solfato di alluminio con aggiunta di polielettroliti.
 - Cloruro di alluminio $AlCl_3 \cdot 6H_2O$, fornito in soluzione al 2% di Al_2O_3 con pH = 2.5 e densità = 1300 kg/m³

$$AlCl_3 \cdot 6H_2O + 3H_2O \rightarrow Al(OH)_3 + 3HCl + 6H_2O$$

$$2AlCl_3 \cdot 6H_2O + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3CaCl_2 + 6CO_2 + 6H_2O$$

$$2AlCl_3 \cdot 6H_2O + 3Na_2CO_3 \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3Na_2Cl + 3CO_2 + 3H_2O$$
 - Polielettroliti, polimeri inorganici solubili in acqua che presentano, in alcuni punti della catena, gruppi attivi. Dissociandosi in soluzione danno luogo a composti carichi

positivamente o negativamente che contribuiscono al processo di neutralizzazione delle cariche sulla particella di fango. Sono disponibili in polvere, soluzione ed emulsione con concentrazioni 1÷3 g/l, hanno trovato utilizzazione soprattutto nella disidratazione con centrifuga e nastropressa. Nel caso di centrifugazione, il fango viene condizionato in linea direttamente all'ingresso dell'apparecchiatura per evitare che i fiocchi appena formati siano sottoposti ad ulteriori stress meccanici (Figura 15.11).

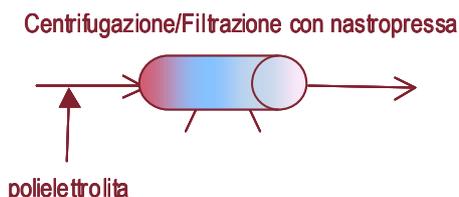


Figura 15.11. Condizionamento "in linea" con polielettroliti

Nel caso di filtrazione con nastropressa, il condizionamento ha come obiettivo la formazione di fiocchi di grandi dimensioni così che l'acqua possa facilmente drenare sul primo tratto di tela.

➤ L'acrillamide, $CH_2=CH-CO-NH_2$, è il monomero più diffusamente utilizzato.

Tipo di fango	Disidratazione con filtro sottovuoto		Disidratazione con filtropressa	
	FeCl ₃	CaO	FeCl ₃	CaO
Primario tal quale	2 - 4	8 - 10	4 - 6	11 - 14
Primario+attivato tal quale	6 - 10	0 - 16	7 - 10	20 - 25
Primario+da filtro percolatore tal quale	2 - 4	9 - 12	-	-
Primario digerito anaerobicamente	3 - 5	10 - 13	-	-
Primario+attivato digerito anaerobicamente	3 - 6	15 - 21	4 - 10	11 - 30

Tabella 15.10. Dosaggi tipici di cloruro ferrico e calce (kg per 1000 kg di solidi secchi)

Tipo di fango	Disidratazione con centrifuga	Disidratazione con natsopressa
Primario tal quale	1 - 2,5	2 - 4
Attivato (aria o ossigeno)	-	4 - 6
Primario+attivato ad aria	2 - 5	2 - 5
Primario+da filtro percolatore	-	1,5 - 5
Primario+attivato ad aria digerito anaerobicamente	3,5 - 5	1,5 - 4,5
Primario digerito anaerobicamente	3 - 5	1 - 3
Primario+attivato digerito aerobicamente	2,5 - 6	2 - 5
Primario+attivato condizionato termicamente	1,5 - 2,5	-

Tabella 15.11. Dosaggi tipici di polielettroliti (kg per 1000 kg di solidi secchi)

In Tabella 15.10 e Tabella 15.11 si riportano i dosaggi più utilizzati per fanghi di tipo urbano, in funzione del tipo di operazione di disidratazione.

Prima dell'avviamento di un'unità di condizionamento chimico è opportuno eseguire i seguenti controlli:

- Pulire vasca e tubazioni dai residui dei lavori di costruzione e montaggio;
- Verificare montaggio, senso di rotazione, allineamento, vibrazioni, rumori e lubrificazione del sistema di agitazione (motore e agitatore);
- Verificare che tutta la vasca sia uniformemente agitata;
- Controllare il funzionamento e calibrare il sistema di alimentazione e di controllo reagenti.

Nel corso dell'avviamento occorre, inoltre, definire i dosaggi ottimali dei condizionanti e le condizioni di mescolamento. Il dosaggio ottimale, ovvero il dosaggio più basso che consente di ottenere una soddisfacente efficienza di separazione solido – liquido, può essere valutato sia tramite prove di campo, determinando la concentrazione di solidi nella corrente liquida separata in funzione del dosaggio utilizzato, sia attraverso test di laboratorio.

In Tabella 15.12 sono riassunte le principali disfunzioni e le eventuali correzioni in un sistema di condizionamento chimico.

Disfunzione	Cattivo condizionamento del fango
Indicazioni	La flocculazione del fango non avviene o avviene parzialmente
Cause principali	Il tipo e/o il dosaggio di condizionanti non sono idonei. La soluzione di polielettrolita è stata preparata da troppo tempo e si è degradata. Le caratteristiche di miscelazione non sono idonee

Rilevazioni ed analisi	Determinazione in laboratorio delle caratteristiche di disidratabilità del fango grezzo e dopo condizionamento al dosaggio previsto, utilizzando la soluzione già preparata e soluzione fresca partendo dal prodotto commerciale. Prelevare il fango condizionato sull'impianto e determinare le caratteristiche di disidratabilità del punto precedente.
Interventi correttivi	Cambiare il dosaggio di condizionante ed eventualmente il tipo di polielettrolita in funzione dei risultati delle prove di laboratorio. Preparare ex novo la soluzione d'uso di polielettrolita. Ripristinare l'efficienza del sistema di miscelamento tra fango e condizionate/i.

Tabella 15.12. Disfunzioni e correzioni nel condizionamento chimico **Dispositivi di disidratazione meccanica**

Il processo di disidratazione meccanica, a valle del condizionamento chimico, avviene con l'obiettivo di incrementare la concentrazione in secco dei fanghi. Le tecnologie esistenti sul mercato sfruttano i seguenti principi di separazione solido – liquido:

- Centrifugazione;
- Filtrazione sottovuoto;
- Filtrazione a pressione.

Le tecnologie sono riportate nell'ordine di efficienza e di percentuale di solidi nel fango disidratato.

Disidratazione con centrifuga. La separazione solido liquido viene ottenuta tramite l'applicazione di un campo di forza centrifuga dipendente dalla velocità di rotazione. Le centrifughe sono costituite da un tamburo cilindrico che ruota intorno ad un asse per sviluppare la forza centrifuga. Il fango aderisce alle pareti formando uno strato nel quale si ha la separazione tra solido e liquido per effetto della differenza di densità. Le centrifughe hanno il pregio di avere un funzionamento semplice ma richiedono un accurato condizionamento chimico per evitare che il centrato sia troppo ricco di solidi sospesi. I principali componenti (Figura 15.12) sono il tamburo esterno che ha estremità troncoconica e ruota ad elevate velocità in funzione del diametro e la coclea interna che ruota nello stesso senso ma con velocità leggermente inferiori per permettere ai solidi di distribuirsi verso l'estremità conica dove subiscono un'ulteriore disidratazione e trovano le fessure di scarico. Variando il tempo di residenza idraulico nella macchina si può influire sulla qualità del liquido separato.

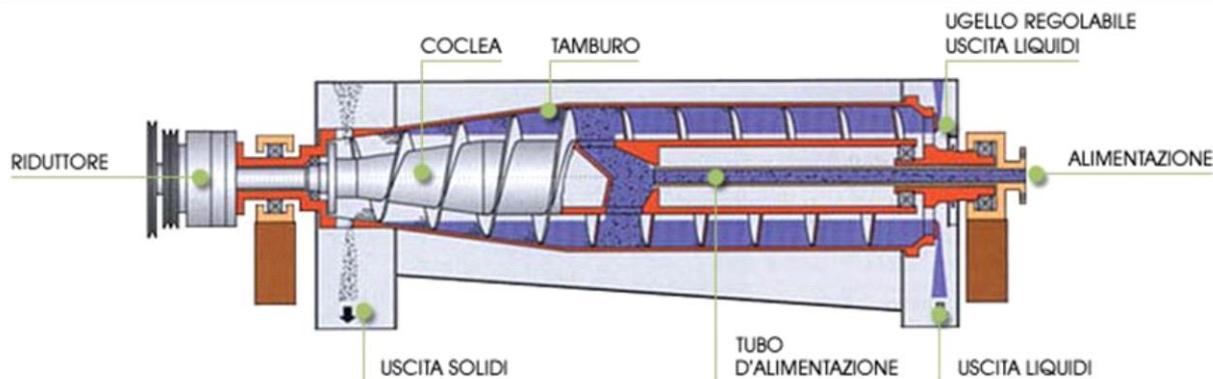


Figura 15.12. Schema di funzionamento di una centrifuga a coclea

I parametri principali che influenzano le prestazioni di una centrifuga sono:

- Qualità del fango;

- Carico del fango;
- Velocità di rotazione del tamburo;
- Velocità differenziale tamburo – coclea;
- Spessore dell'anello liquido.

L'effetto della variazione dei parametri è indicativo e valido generalmente solo nell'intervallo centrale di variazione del parametro (Tabella 15.13). La concentrazione di fanghi estratti varia dal 10% al 35% in funzione del tipo di fango. L'aggiunta di polielettrolita favorisce la catture dei solidi e la qualità del centrato; possono essere aggiunti sulla linea di alimentazione oppure direttamente nella centrifuga.

Dosaggio: 1 - 7,5 kg/tonn SST

Le prestazioni ottenibili con diversi tipi di fango sono riportate nella Tabella 15.14.

Variazione del parametro	Concentrazione del fango disidratato	Recupero dei solidi
Aumento portata di alimentazione	Diminuisce	Diminuisce
Aumento concentrazione di alimentazione	Aumenta	-
Miglioramento condizionamento chimico	-	Aumenta
Aumento velocità del tamburo	Aumenta	Aumenta
Aumento velocità differenziale tamburo-coclea	Diminuisce	Aumenta
Aumento spessore anello liquido	Diminuisce	Aumenta

Tabella 15.13. Dati di esercizio di centrifughe a coclea

Tipo di fango	Concentrazione fango disidratato (%)	Recupero di solidi (%)	Dosaggio polielettrolita (kg/tonn)
Primari tal quale o digeriti	25 - 35	80 - 95	0,5 - 2,5
Attivati	8 - 12	85 - 90	5 - 8
Attivati digeriti	8 - 10	90 - 95	1,5 - 3
Primari + attivati	18 - 25	90 - 95	1,5 - 4
Primari + attivati digeriti	15 - 20	90 - 95	2 - 5

Tabella 15.14. Influenza dei parametri caratteristici

La cattura dei solidi può essere aumentata anche con l'aumento del tempo di residenza (riducendo la portata trattata). In entrambi i casi l'efficienza passa da 50% - 80% a 80%- 95%.

La capacità di una centrifuga va da 0,6 a 40 l/s.

L'area richiesta da una centrifuga completa di tutte le apparecchiature di contorno (compresa la stazione di preparazione e dosaggio polielettrolita) è inferiore a quella necessaria con altri sistemi: ~ 40 m² per una grande centrifuga.

Intorno alla centrifuga va lasciato uno spazio libero da 1,3 a 2 m, con 2 - 2,5 m tra più unità.

Disidratazione con filtro sottovuoto. Le fasi principali del processo sono la formazione del pannello e la disidratazione del medesimo. La formazione del pannello avviene in seguito al progressivo intasamento del mezzo filtrante per la deposizione dei fiocchi di dimensioni maggiori prima e quindi per la chiusura dei fori con le particelle più fini. Il pannello viene poi staccato da una lama raschiatrice. Per aumentare la velocità di filtrazione si può ricorrere a due metodi:

- usare un mezzo filtrante con maglie più larghe ed avere un filtrato più ricco di solidi;
- scegliere accuratamente il condizionante chimico e i dosaggi.

Un filtro sottovuoto è costituito principalmente da un tamburo rotante (Figura 15.13) ricoperto da un mezzo filtrante (tela in fibra sintetica), immerso parzialmente nel fango da disidratare e diviso internamente in vari settori.

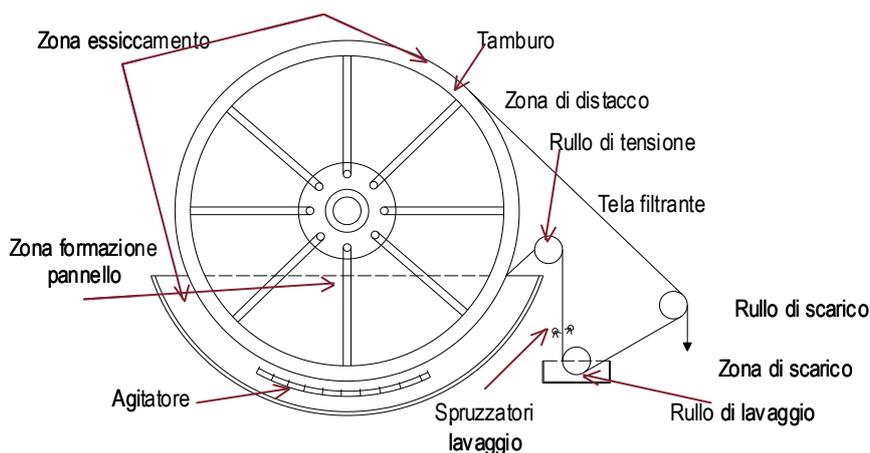


Figura 15.13. Schema di funzionamento di un filtro sottovuoto

Questi sono connessi tramite dei tubi ad una scatola rotante solidalmente con il tamburo che scorre su un disco dotato di aperture appositamente disposte in modo che i vari settori possano essere collegati con il vuoto o con la pressione. Attraverso le aperture viene applicato il vuoto necessario a generare la forza motrice che trasferisce l'acqua o l'aria compressa che distacca il pannello di fango.

Le prestazioni di un filtro sottovuoto possono essere espresse in funzione di tre parametri:

- resa in pannello solido, in kg di pannello secco ottenuto per m² e per h (valori tipici per fanghi grezzi 30 - 40 kg/m²h; per fanghi primari e misti digeriti 20 - 30 kg/m²h);
- percentuale di solidi nel pannello;
- recupero dei solidi, in percentuale dei solidi iniziali.

Disidratazione con nastropressa. Costituita essenzialmente da due nastri che si muovono guidati da una serie di rulli di diverso diametro. Il percorso dei nastri può essere notevolmente complesso con numerosi cambiamenti di direzione in modo che il fango depositato venga continuamente sostituito da quello più diluito.



Figura 15.14. Nastropressa

Il fango viene alimentato in una prima zona sulla tela inferiore insieme alla soluzione di condizionante e per effetto del drenaggio naturale una buona quota di filtrato si separa così che il fango raggiunga una concentrazione tale da impedirne la fuoriuscita laterale nel momento in cui la tela inferiore viene a contatto con quella superiore. Il fango viene quindi sottoposto ad una forza di compressione data alla tensione delle due tele e ad una forza di taglio ad ogni cambiamento di direzione del nastro. Le principali variabili di processo che influenzano la prestazioni delle nastropresse sono la concentrazione iniziale del fango, la portata di alimentazione e la velocità della tela. In particolare, la concentrazione di fango in ingresso ha un marcato effetto sulla concentrazione del fango disidratato soprattutto ad elevate portate di alimentazione. La portata alimentata ha un effetto meno evidente determinando diminuzioni della concentrazione in uscita dell'ordine del 20% per incrementi di portata del 200%. La velocità della tela ha effetti limitati sulle concentrazioni finali ma influisce fortemente sulla massima portata ammissibile.

I condizionanti di più largo impiego sono polielettroliti cationici con densità di carica medio-alta, aggiunti in soluzione immediatamente a monte della zona di drenaggio. Molto importanti sono le modalità di miscelazione ed il dosaggio che devono garantire la formazione di fiocchi voluminosi che facilitino il drenaggio naturale dell'acqua libera.

La larghezza dei teli va da 0,5 a 3,5 m, con valore tipico 1 o 2 m per fanghi civili. I carichi dei fanghi variano da 45 a 680 kg/m h in base al tipo di fango ed alla concentrazione di alimentazione; i carichi idraulici vanno da 0,5 a 6,3 l/m s.

La cattura dei solidi $[= (\text{solidi in alimentazione} - \text{solidi filtrati}) / (\text{solidi in alimentazione})]$ oscilla tra 80% e 95%.

Anche la nastropressa, come la centrifuga, è un sistema ad alimentazione continua, per cui vanno fissate le ore giornaliere di funzionamento.

I teli vengono lavati con acqua ad alta pressione e tale portata (50 - 100% del fango) va poi sommata a quella del filtrato.

Parametri di dimensionamento sono:

- carico idraulico
- carico dei solidi per unità di larghezza del nastro (in genere costituisce un un parametro critico).

Dosaggio di polielettrolita: 1 - 7,5 kg/tonn SST

I polielettroliti si preparano in soluzione tra 0,25% e 0,5% in peso da diluire ulteriormente prima di aggiungere il fango.

Per le prestazioni è importante che sia mantenuta una concentrazione pressoché costante dei solidi alimentati.

Tipo di fango, %	Contenuto in secco IN, %	Carico per metro di lunghezza del nastro		Dosaggio di polimero secco, g/kg sostanza secca	Contenuto in solidi del fango disidratato, %	
		l fango/s	Kg sostanza secca/h		tipico	intervallo
Primario non trattato	3 - 7	1,8 - 3,2	360 - 550	1 - 4	28	26 - 32
Attivo da processi a biomassa sospesa	1 - 4	0,7 - 2,5	45 - 180	3 - 10	15	12 - 20
Primario + attivo (50:50)	3 - 6	1,3 - 3,2	180 - 320	2 - 8	23	20 - 28
Primario + attivo (40:60)	3 - 6	1,3 - 3,2	180 - 320	2 - 10	20	18 - 25
Primario + da filtri percolatori	3 - 6	1,3 - 3,2	180 - 320	2 - 8	25	23 - 30
Digerito aerobicamente						
Primario	3 - 7	1,3 - 3,2	360 - 550	2 - 5	28	24 - 30
Attivo da processi a biomassa sospesa	3 - 4	0,7 - 2,5	45 - 135	4 - 10	15	12 - 20
Primario + attivo	3 - 6	1,3 - 3,2	180 - 320	3 - 8	22	20 - 25
Digerito anaerobicamente						
Primario + attivo, non ispessito	1 - 3	0,7 - 3,2	135 - 225	2 - 8	16	12 - 20
Primario + attivo, non ispessito	4 - 8	0,7 - 3,2	135 - 225	2 - 8	18	12 - 25
Attivo da processi a biomassa sospesa, O ₂ puro	1 - 3	0,7 - 2,5	90 - 180	4 - 10	18	15 - 23

Tabella 15.15. Prestazioni di nastroprese per diverse tipologie di fango (metclaf & Eddy)

Disidratazione con filtropressa a piastre. La disidratazione avviene sottopressione attraverso un ciclo in cui si susseguono le fasi di riempimento delle camere, di compressione dei pannelli, di apertura del filtro e di scarico dei pannelli stessi. La forma costruttiva più diffusa consiste in una serie di piastre sagomate appoggiate su due binari laterali. Il pacco di piastre viene chiuso per trazione o compressione mediante centraline oleodinamiche manuali o motorizzate. Le pressioni di chiusura sono generalmente comprese nell'intervallo 380 ÷ 450 bar.

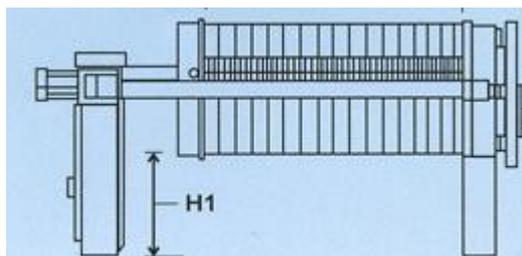


Figura 15.15. Filtropressa con piastre a membrana

Sulla superficie delle piastre sono insellate delle tele filtranti che vengono attraversate dal liquido che poi viene raccolto in apposite condutture esterne. Il fango, invece, viene trattenuto riempiendo tutta la camera. La filtropressa ha un funzionamento discontinuo in quanto, dopo a fase di disidratazione, si ha l'apertura del filtro lo scarico del pannello. L'intero ciclo può avere una durata compresa tra le 2 e le 6 ore. Recentemente ha trovato diffusione un tipo di filtropressa con piastre a membrana a volume variabile, caratterizzate dalla presenza, tra tela filtrante e piastra di sostegno, di una membrana elastica che può essere rigonfiata inserendo un fluido in pressione determinando un ulteriore sforzo meccanico di compressione sul pannello.

I vantaggi principali della filtrazione con filtropresse sono l'elevata efficienza di separazione solido liquido e la possibilità di ottenere concentrazioni di fango disidratato molto elevate. I parametri che maggiormente influiscono sulle prestazioni dell'apparecchiatura sono la pressione di filtrazione (7 - 17 bar) e la durata della fase di filtrazione (1,5 - 5 ore) stabilita in funzione del tipo di fango da disidratare.

Il dimensionamento si effettua sulla base del volume di fango pressato, una volta che si sia deciso il numero di pressate in un giorno.

Tipo di fango	Conc. fango alimentato (%)	Conc fango disidratato (%)	Tempo di filtrazione (min)	Condizionanti		
				FeCl ₃ (kg/t)	CaO (kg/t)	Policloruro di Al (kg Al ₂ O ₃ /t)
Filtropressa a volume fisso						
Primario	5,0 - 10,0	45	90 - 120	40 - 60	100 - 140	-
Primario digerito	3,8 - 4,0	23 - 37	60 - 180	40 - 60	200	-
Primario + attivato	1,0 - 6,0	27 - 41	150 - 390	50 - 60	100 - 120	5 - 40
Primario + attivato digerito	3,5 - 5,5	37 - 42	240 - 360	20 - 30	150 - 200	10 - 15
Filtropressa con piastre a membrana						
Primario + attivato	2,5 - 6,4	35 - 50	45 - 60	40 - 90	100 - 300	-

Tabella 15.16. Dati di esercizio di filtropresse

I condizionanti maggiormente utilizzati sono il cloruro ferrico e la calce, addizionati con un dosaggio del 5 - 10% e del 10 - 20% rispetto ai solidi presenti nella corrente di alimentazione. È possibile utilizzare anche polielettroliti o policloruro di alluminio ma con rendimenti inferiori per quel che riguarda la concentrazione finale a causa del mancato apporto, nel pannello di fango, di solidi inorganici. La quantità di solidi filtrati è di 5 - 8 kg di solidi secchi per m² di tela, pertanto, considerando empi di filtrazione di 2 - 4 ore, la produttività è di 1 - 4kg di solidi per m² h. Il pannello formato ha un tenore di umidità residua variabile dal 55 al 75%.

Intorno alla pressa va lasciato uno spazio di 1,2 - 1,8 m e di 1,8 - 2,4 m tra due unità.

La produttività delle filtropresse è:

- 1 - 4 kgSS/h m² per filtropresse a piastre a volume fisso
- 5 - 10 kgSS/h m² per filtropresse a membrana

Confronto tra le apparecchiature. Nella Tabella 15.17 si mettono a confronto le performance e le caratteristiche di diverse apparecchiature.

CENTRIFUGA	NASTROPRESSA	FILTROPRESSA
<i>Prestazioni</i>		
Minore consumo di polimeri: generalmente 1÷2 kg/tonn.	Dosaggio di polimeri generalmente più elevato del 30÷40%.	Dosaggio di polimeri generalmente più elevato del 30÷40% con ulteriore aggiunta di altri condizionanti come cloruro di Fe, calce, ecc..
Percentuale in secco del fango pari al 95%.	Percentuale in secco del fango pari al 90% (esclusi i contaminanti nell'effluente).	Generalmente utilizzata per fanghi inorganici e poco efficiente con fanghi biologici.
Possibilità di trattare fanghi con cattive caratteristiche di disidratazione.	-	La capacità ed il recupero diminuiscono con l'efficienza e l'occlusione della tela filtrante.
<i>Flessibilità nell'automatismo e nel mantenimento</i>		
Ingombri ridotti, facilità di installazione (anche all'esterno), semplice basamento.	Ingombri di medie dimensioni, complessità nell'installazione e costi maggiori.	Ingombri maggiori, complessità nell'installazione e costi elevati.
Sistema complessivamente semplice consistente in una unità di dosaggio del condizionante, dispositivi di raccolta del fango e dell'acqua separata.	Richiesta di equipaggiamenti come pompe ad alta pressione per il contro lavaggio, compressore ad aria od idraulico, nastro trasportatore per il fango essiccato.	Richiesta di equipaggiamenti come pompe ad alta pressione per il contro lavaggio, compressore ad aria od idraulico, nastro trasportatore per il fango essiccato.
Completamente automatizzata nel dosaggio del condizionante in funzione delle caratteristiche del fango alimentato, richiesta minima di assistenza.	Richiesta costante della presenza di un operatore per adeguare i parametri funzionali alle variazioni delle caratteristiche del fango. Necessita della presenza di 1 o 2 operatori soprattutto nella	Funzionamento per cicli discontinui. L'area filtrante si riduce velocemente.

	fase di avviamento per regolare la velocità e la tensione del nastro.	
Non richiede contro lavaggio.	Necessita di acqua per il lavaggio del nastro in rapporto 1:1 (1m ³ di acqua per 1 m ³ di fango).	Difficoltà nella fase di pulitura delle piastre. Lavaggio con acqua ad alta pressione
Consumi energetici dell'ordine di 0.8÷0.9 kWh per m ³ di fango disidratato.	Consumi energetici dell'ordine di 0.5÷0.7 kWh per m ³ di fango disidratato.	Consumi energetici dell'ordine di 0.5÷0.7 kWh per m ³ di fango disidratato.
Funzionamento continuo nelle 24 ore	Funzionamento discontinuo di 13 ÷ 14 ore al giorno.	Funzionamento discontinuo
Considerazioni su sicurezza e salute degli operatori		
Facilità di inserire automatismi e sistemi di deodorizzazione.	Difficoltà nei sistemi di automatizzazione e di deodorizzazione.	-
Processo completamente al chiuso.	Processo all'aperto che può generare cattivi odori (in presenza di H ₂ S) e aerosol dell'acqua pressurizzata.	Processo all'aperto che può generare cattivi odori (in presenza di H ₂ S).
Livello di rumore durante l'attività nell'intervallo 76÷82 dBA	Livello di rumore durante l'attività nell'intervallo 70÷75 dBA	Operazioni silenziose.

Tabella 15.17. Confronto tra le caratteristiche funzionali dei sistemi di disidratazione meccanica

15.5 LETTI DI ESSICCAMENTO

Si possono prevedere per le emergenze per un tempo di ritenzione di circa 2 ÷ 3 giorni.

I fanghi avviati ai letti devono essere ben stabilizzati.

La profondità dello strato di fango è di 30 cm e la superficie di ciascun letto < 100 m².

In genere le dimensioni sono:

larghezza	5 ÷ 6 m
lunghezza	10 ÷ 12 m

dopo 1,5 ÷ 2 mesi si raggiunge un tenore di acqua del 60%.

Tipo di fango	Area m ² /abitante	Carico dei solidi kg sostanza secca/m ² anno
Primario digerito	0,1	120 - 150
Primario e da filtrazione digerito	0,12 - 0,16	90 - 120
Primario e da fanghi attivi digerito	0,16 - 0,23	60 - 100
Primario e da precipitazione chimica digerito	0,19 - 0,23	100 - 160

Tabella 15.18. tipico impegno di superfici di un letto di essiccamento all'aperto per diverse tipologie di fanghi (Metcalf & Eddy)

16 PROFILO IDRAULICO

Nella progettazione di un impianto di trattamento particolare importanza assume il profilo idraulico, ossia la successione delle quote dei livelli delle unità costituenti l'impianto stesso, che deve essere calcolato in modo che:

- il gradiente idraulico, in tratti parziali ed in quello complessivo, risulti adeguato per consentire il passaggio dei liquami attraverso l'impianto anche alle massime portate della fognatura e/o del corpo ricettore;
- sia definita la quota alla quale deve essere inizialmente portato il liquame mediante le stazioni di sollevamento, quando necessario.

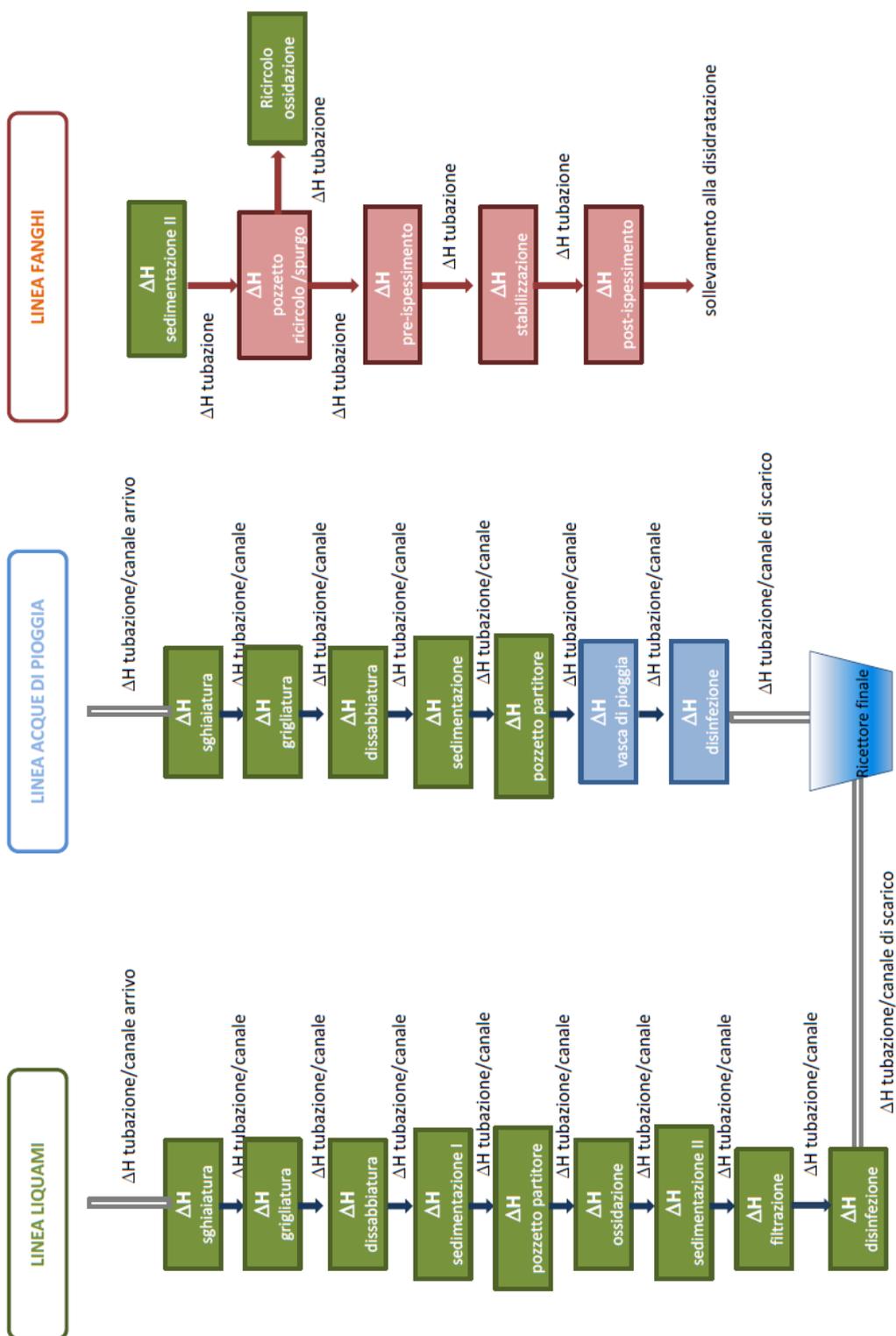
Il profilo idraulico si sviluppa in funzione della quota di recapito nel corpo ricettore e della topografia e delle caratteristiche del terreno del sito prescelto per l'installazione dell'impianto ed è in genere calcolato per realizzare il flusso con il minimo consumo di energia per i sollevamenti eventualmente necessari.

I calcoli delle perdite di carico attraverso l'impianto vengono eseguiti sia per la portata media che per quella massima ammessa.

Le variazioni del profilo idraulico in funzione della variazione della portata ammessa in un impianto ben dimensionato non comportano problemi particolari.

La sequenza delle perdite di carico di un impianto di depurazione biologica composto da

- grigliatura;
- dissabbiatura-disoleatura;
- sedimentazione primaria;
- ossidazione;
- sedimentazione secondaria;
- disinfezione;





Acea Elabori SpA

Nota Tecnica allegata alla Linea Guida LG023 "Ingegneria sanitaria e ambientale - Criteri di dimensionamento"

Intervalli tipici di valori delle perdite di carico nelle varie unità sono riportati in Tabella 16.1.

Unità di trattamento	Perdite di carico, m H ₂ O
Griglie	0,10 - 0,20
Dissabbiatori	
aerati	0,30 - 1,20
a velocità controllata	0,30 - 1,00
Sedimentatori	0,30 - 1,00
Vasche di ossidazione	0,20 - 0,60
Vasche di disinfezione	0,20 - 1,50

Tabella 16.1. Intervalli tipici dei valori delle perdite di carico nelle varie unità di trattamento

Di seguito si riportano le formule principali utilizzate nel tracciamento del profilo idraulico e nella scelta delle tubazioni di collegamento tra le varie unità.

16.1 METODOLOGIA

Il calcolo del profilo idraulico è un'operazione necessaria per verificare la funzionalità idraulica dell'impianto. Esso viene tracciato a partire dal ricettore finale risalendo verso monte lungo le varie unità di trattamento, determinando sezione per sezione le perdite di carico dovute al passaggio dei liquami attraverso manufatti e tubazioni.

Il profilo idraulico determina il dislivello minimo che deve sussistere tra monte e valle dell'impianto affinché le acque reflue defluiscano tra un comparto di trattamento e l'altro per mezzo della sola forza di gravità.

Il dislivello idrico, ottenuto sommando tutte le perdite di carico della corrente liquida, determina, infine, la prevalenza geodetica della stazione di sollevamento in testa all'impianto. Il calcolo è condotto in modo da ottimizzare i sollevamenti strettamente indispensabili e di conseguenza i consumi energetici della gestione. Nello stesso tempo, il calcolo garantisce il deflusso corretto dei liquami in ogni condizione di portata, allo scopo di evitare anche le minime fuoriuscite o ristagni della corrente.

Le portate da considerare sono: la massima transitante nelle unità biologiche dell'impianto, cioè la Q_{bio} e la massima transitante nelle unità di pretrattamenti, cioè la Q_{max} .

Le velocità massime dei liquami nelle tubazioni si impongono pari a 2,5 m/s per le condotte a gravità e 3,5 m/s per le condotte prementi, allo scopo di minimizzare le perdite di carico. Le velocità minime dei liquami nelle tubazioni pari a 0,40 m/s per evitare i fenomeni di sedimentazione.

16.2 CONDOTTE IN PRESSIONE

Per effettuare il calcolo delle **perdite di carico distribuite** nel caso di moto uniforme nelle condotte in pressione si utilizza la formula di Darcy-Weisbach per il calcolo della cadente piezometrica j [m/m]:

$$j = \frac{\lambda V^2}{2Dg}$$

con D [m]: diametro del tubo

λ : indice di resistenza

V [m/s]: velocità media della corrente

g [m/s²]: accelerazione di gravità

L'indice di resistenza λ è in generale funzione della scabrezza relativa del tubo ε/D (in cui ε [mm] è il coefficiente di scabrezza (Tabella 16.2) e rappresenta lo spessore medio delle asperità presenti sulla superficie intera del tubo e D [mm] è il diametro del tubo stesso) e del numero di Reynolds, Re , definito come:

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{V D}{\nu}$$

con D [m]: diametro del tubo

V [m/s]: velocità media della corrente

ρ [kg/m³]: densità del fluido

μ [kg/m s]: viscosità dinamica del fluido

ν [m²/s]: viscosità cinematica del fluido

Per il calcolo dell'indice di resistenza λ si utilizza la formula di Colebrook-White, la cui rappresentazione grafica è data dal diagramma logaritmico di Moody, come un fascio di curve a scabrezze relative ε/D costanti:

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

con λ : indice di resistenza

ε [mm]: coefficiente di scabrezza

D [mm]: diametro del tubo

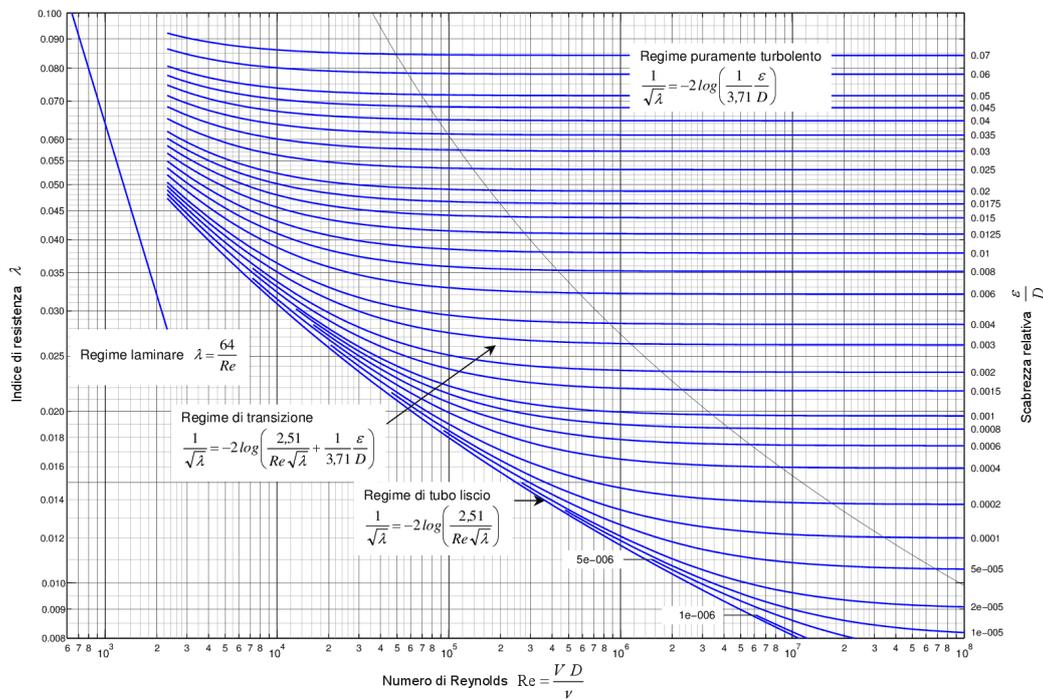


Figura 16.1. Diagramma di Moody

In regime laminare ($Re \leq 2300$) il diagramma è costituito da un'unica retta per cui l'indice di resistenza è indipendente dalla scabrezza relativa, risultando funzione del solo numero di Reynolds:

$$\lambda = \frac{64}{Re}$$

Per valori del numero di Reynolds maggiori, in regime di moto turbolento, la relazione è rappresentata da un fascio di rette a scabrezza relativa ε/D costante. Per valori nulli della scabrezza (tubo liscio) la relazione risulta:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left(\frac{2,51}{Re\sqrt{\lambda}} \right)$$

Tra il regime laminare e turbolento esiste una zona di transizione per la quale le caratteristiche della corrente dipendono sia dalla viscosità che dalla scabrezza delle pareti. Tale zona può essere suddivisa in due ulteriori aree. Procedendo da sinistra, la prima è caratteristica di un moto non assolutamente turbolento (regime turbolento di transizione), rappresentativo dell'equazione di Colebrook-White nella sua forma completa, in cui il moto laminare è presente solo nello strato limite. Nella seconda, a destra della prima, le curve tendono a disporsi parallelamente all'asse delle ascisse e sono rappresentate dall'equazione:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,71} \right)$$

Tabella 16.2. Valori del coefficiente di scabrezza ε [mm]

Tipo di tubazione	ε [mm]	
	Minimo(*)	Massimo(**)
Tubazioni in acciaio		
- Nuove:		
grezze non saldate	0,03	0,06
grezze saldate	0,03	0,08
- Nuove con rivestimenti degradabili nel tempo:		
verniciati per centrifugazione	0,02	0,05
bitumati per immersione	0,1	0,15
Con asfalto o catrame	0,5	0,6
- In servizio, grezze o con rivestimenti degradabili:		
con leggera ruggine	0,6	0,8
con tubercolizzazione diffusa	1	4
- Con trattamenti o rivestimenti non degradabili nel tempo:		
zincati	0,02	0,05
galvanizzati	0,015	0,03
rivestimento bituminoso a spessore	0,015	0,04
rivestimento cementizio applicato per centrifugazione	0,05	0,15
Tubazioni in ghisa		

Tipo di tubazione	ε [mm]	
	Minimo ^(*)	Massimo ^(**)
- Nuove:		
grezze	0,2	0,4
rivestite internamente con bitume	0,1	0,2
- In servizio, grezze o con rivestimenti degradabili:		
con lievi incrostazioni	0,4	1
parzialmente arrugginite	1	2
con forti incrostazioni	3	5
- Con rivestimenti non degradabili nel tempo:		
rivestimento cementizio applicato per centrifugazione	0,05	0,15
Tubazioni in cemento		
Cemento amianto (nuovi)	0,03	0,1
In servizio	0,1	0,4
Cemento armato con intonaco perfettamente liscio (nuove)	0,1	0,15
Cemento armato con intonaco perfettamente liscio (in servizio da anni)	1	3
Gallerie con intonaco in cemento, in funzione di finitura e condizioni di servizio	1	10

(*) Minimo = assolutamente rispondente alla descrizione (**) Massimo = in condizioni limite per passare alla condizione "peggiore"

In alternativa alla formula di Darcy-Weisbach per il calcolo delle **perdite di carico distribuite**, può essere anche utilizzata la relazione di Chézy. Nel caso di condotte circolari, per le quali il raggio idraulico può essere espresso come $R = D/4$, la relazione di Chézy è espressa come:

$$j = \beta \frac{Q^2}{D^5}$$

con j [m/m]: cadente piezometrica

Q [m³/s]: portata

D [m]: diametro del tubo

β [s²/m]: coefficiente di conduttanza

Il coefficiente di conduttanza β può essere determinato con la formula empirica di Gauckler-Strickler indicando con $K [m^{1/3}/s]$ il coefficiente di scabrezza di Gauckler-Strickler i cui valori sono riportati in Tabella 16.3:

$$\beta = \frac{10,3}{K^2 D^{1/3}}$$

Alle perdite di carico distribuite vanno aggiunte le **perdite di carico concentrate** che, nel caso di moto uniforme nelle condotte in pressione vengono calcolate con la formula:

$$\Delta H = K \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

con $\Delta H [m]$: perdita di carico concentrata

K : coefficiente di perdita concentrata

$V [m/s]$: velocità media della corrente

$g [m/s^2]$: accelerazione di gravità

Tabella 16.3. Valori del coefficiente di scabrezza di Gauckler-Strickler $K [m^{1/3}/s]$ in pressione

Tipo di tubazione	$K [m^{1/3}/s]$	
	Minimo ^(*)	Massimo ^(**)
Tubazioni in acciaio		
- Nuove:		
grezze non saldate	130	115
grezze saldate	130	110
- Nuove con rivestimenti degradabili nel tempo:		
verniciati per centrifugazione	140	120
bitumati per immersione	100	
Con asfalto o catrame	85	80
- In servizio, grezze o con rivestimenti degradabili:		

Tipo di tubazione	$K [m^{1/3}/s]$	
	Minimo ^(*)	Massimo ^(**)
con leggera ruggine	90	80
con tubercolizzazione diffusa	75	70
- Con trattamenti o rivestimenti non degradabili nel tempo:		
zincati	140	120
galvanizzati	140	130
rivestimento bituminoso a spessore	140	125
rivestimento cementizio applicato per centrifugazione	120	100
Tubazioni in ghisa		
- Nuove:		
grezze	90	85
rivestite internamente con bitume	90	
- In servizio, grezze o con rivestimenti degradabili:		
con lievi incrostazioni	85	75
parzialmente arrugginite	75	70
con forti incrostazioni	65	
- Con rivestimenti non degradabili nel tempo:		
rivestimento cementizio applicato per centrifugazione	120	100
Tubazioni in cemento		
Cemento amianto (nuovi)	130	105
In servizio	105	85
Cemento armato con intonaco perfettamente liscio (nuove)	100	
Cemento armato con intonaco perfettamente liscio (in servizio da anni)	75	70
Gallerie con intonaco in cemento, in funzione di finitura e condizioni di servizio	70	60

(*) Minimo = assolutamente rispondente alla descrizione (**) Massimo = in condizioni limite per passare alla condizione "peggiore"

K

Il coefficiente di perdita concentrata K dipende dalla contrazione della vena che si verifica in prossimità di eventuali singolarità della condotta, e tipicamente assume i seguenti valori:

k	=	0.25	per imbocco ad angolo arrotondato
k	=	0.50	per imbocco ad angolo vivo
k	=	0.20	per sbocco a campana
k	=	1.00	per sbocco con brusco allargamento
k	=	0.20	per curva a largo raggio a 45°
k	=	0.40	per curva a 90°
k	=	0.50	per derivazione a T

$k = 0.30$ per valvola di ritegno

16.3 CORRENTI A PELO LIBERO

Il calcolo di verifica è eseguito utilizzando la formula di Chézy valida per deflussi di correnti a pelo libero in moto uniforme assolutamente turbolento:

$$v = \chi \sqrt{R i}$$

con: $v [m/s]$: velocità media del fluido

$\chi [m^{1/2}/s]$: parametro di Chézy (coefficiente di conduttanza)

$R [m]$: raggio idraulico

i : pendenza del canale

Il parametro di Chézy $\chi [m^{1/2}/s]$ è determinato mediante la formula empirica di Gauckler-Strickler:

$$\chi = k_s R^{\frac{1}{6}}$$

dove il coefficiente di scabrezza di Gauckler-Strickler $k_s [m^{\frac{1}{3}}/s]$ assume i valori riportati in Tabella 16.4.

La relazione di Gauckler-Strickler per il calcolo della conduttanza idraulica χ può essere espressa anche in funzione del numero di Manning:

$$\chi = k_s R^{\frac{1}{6}} = \frac{1}{n} R^{\frac{1}{6}} \tag{7.10}$$

$n [s/m^{1/3}] = \frac{1}{k_s} =$
 con k_s numero di Manning (inverso del coefficiente di Gauckler-Strickler).

 Tabella I6.4. Valori del coefficiente di scabrezza di Gauckler-Strickler $k_s [m^{1/3}/s]$

Tipo di tubazione	$k_s (m^{1/3}/s)$	
	Minimo ^(*)	Massimo ^(**)
Tubazioni in acciaio		
a) rivestimenti degradabili		
tubi nuovi, verniciati per centrifugazione	120	
bitumati per immersione	100	
in servizio corrente con leggera ruggine	90	
con asfalto o catrame applicati a mano	85	80
con tuberculizzazione diffusa	75	70
b) rivestimenti non degradabili		
cemento applicato per centrifugazione	120	
Tubazioni in lamiera saldata		
in buone condizioni	90	
in servizio corrente, con incrostazioni	85	75
Tubazioni in ghisa		
con rivestimento cementizio centrifugato	105	
nuove, rivestite internamente con bitume	100	
nuove, non rivestite	90	
con lievi incrostazioni	85	75
in servizio corrente, parzialmente arrugginite	75	70
fortemente incrostate	65	
Tubazioni in cemento		
cemento amianto	105	
calcestruzzo armato nuove, intonaco perfettamente liscio	100	
calcestruzzo armato con intonaco liscio, in servizio da più anni	70	

Tipo di tubazione	$k_s (m^{1/3}/s)$	
	Minimo ^(*)	Massimo ^(**)
gallerie con intonaco di cemento, a seconda della finitura	70	65
Tubazioni in altri materiali		
gres vetrificato	85	75
PVC	167	125
Prfv	110	80
PEAD	95	75

(*) Minimo = assolutamente rispondente alla descrizione (**) Massimo = in condizioni limite per passare alla condizione "peggiore"

16.4 STRAMAZZI

Formula di Bazin per le perdite di carico in bocche a battente rigurgitate:

$$Q = \mu A \sqrt{2g\Delta H}$$

con Q = portata della corrente effluente (mc/s)

μ = coefficiente di efflusso

A = area di efflusso (mq)

ΔH = differenza dei livelli nelle bocche a battente (m)

g = accelerazione di gravità (m/s²)

Il coefficiente di efflusso assume i seguenti valori:

μ = 0,6 per bocche a battente rigurgitate

Formula di Bazin per le perdite di carico su stramazzi rettangolari:

$$\Delta H = \left[\frac{Q}{\mu L \sqrt{2g}} \right]^2$$

con ΔH = carico sullo stramazzo (m)

Q = portata della corrente effluente (mc/s)

μ = coefficiente di efflusso

L = lunghezza di stramazzo (m)

g = accelerazione di gravità (m/s²)

Il coefficiente di efflusso assume i seguenti valori:

μ = 0.4 per stramazzi in parete sottile ($s < 0,65$ h)

$\mu = 0.4 \cdot [0.7 + 0.185 \cdot (h/s)]$ per stramazzi in parete grossa ($s > 0,65 h$)

- Formula per il calcolo delle perdite di carico attraverso stramazzi triangolari (tipo Thompson):

$$\Delta H = \left[\frac{Q}{0.0000448} \right]^{\frac{2}{5}}$$

con ΔH = altezza d'acqua sulla "V" di stramazzo (mm)

Q = portata della corrente effluente dalla singola "V" (l/s)

16.5 GRIGLIE

- **Formula di Kirschmer per le perdite di carico attraverso la griglia:**

$$\Delta H = K \left[\frac{b}{s} \right]^{\frac{4}{3}} \sin \alpha \left[\frac{100}{m} \right]^2 \frac{V^2}{2g}$$

con ΔH = perdita di carico attraverso la griglia (m)

K = coefficiente di forma della sezione delle barre

b = larghezza delle barre (mm)

s = spaziatura tra le barre (mm)

α = inclinazione della griglia sull'orizzontale ($^{\circ}$)

m = percentuale di passaggio libera nella sezione trasversale (%)

V = velocità della corrente attraverso la griglia (m/s)

g = accelerazione di gravità (m/s^2)

Il coefficiente di forma della sezione delle barre:

$K = 2.42$ 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.

17 PROPORZIONAMENTO IDRAULICO DEGLI SFIORATORI LATERALI

Gli sfioratori laterali sono organi di scarico, liberi, costituiti da una soglia, a spigolo vivo o arrotondato, orizzontale e parallela alla direzione generale del flusso.

Essi sono in generale praticati lungo le pareti di contenimento di un alveo e servono a scaricare l'eccesso di portata rispetto a prestabilite condizioni di portata a valle.

Il dimensionamento prevede il calcolo della lunghezza della soglia sfiorante in grado di scaricare la portata massima di pioggia entrante secondo il coefficiente di diluizione previsto dalla normativa e di avviare la restante portata nera in fognatura.

La lunghezza della soglia viene determinata in modo che la somma della portata sfiorata, calcolata con la formula degli stramazzi, e della portata da immettere in fognatura eguagli quella massima affluente di progetto. Il procedimento prevede di iterare il calcolo fino ad individuare, per la lunghezza assegnata della soglia, un valore accettabile del carico sullo stramazzo (h_s) tale da assicurare la suddetta condizione.

La portata sfiorata, $Q_{sf} [m^3/s]$, si determina con la formula dello stramazzo in parete sottile, assumendo la condizione di acqua ferma:

$$Q_{sf} = \mu L h_s \sqrt{2gh_s}$$

con μ : coefficiente di efflusso

$L [m]$: lunghezza della soglia

$h_s [m]$: carico sullo stramazzo

$g [m/s^2]$: accelerazione di gravità

Nel momento in cui entra in funzione lo sfioratore, il valore effettivo della portata avviata a depurazione risulta sensibilmente maggiore, innescandosi un fenomeno di funzionamento di luce a battente sulla bocca di ingresso della tubazione principale (il livello idrico a monte è maggiore della quota massima della luce, viene pertanto definito battente l'altezza h che misura la differenza tra queste due quote). La portata transiente nella condotta può essere contenuta attraverso una paratoia di regolazione posta all'imbocco della condotta stessa.

In tal caso la portata transiente in fognatura $Q [m^3/s]$ è valutata con la formula di Bazin per luci a battente (valida in condizioni di parete sottile, a contrazione completa della vena):

$$Q = \mu A \sqrt{2gh}$$

con μ : coefficiente di efflusso

$A [m^2]$: area di efflusso

$h [m]$: battente idrico

$g [m/s^2]$: accelerazione di gravità

Assumendo per semplicità le condizioni di acqua ferma, il battente idrico h può essere espresso in funzione del carico sullo stramazzo h_s , sulla base della geometria della vasca e dell'apertura della paratoia, da cui si determina il valore di h tale da assicurare che si verifichi la condizione $Q + Q_{sf} = Q_{max}$, essendo Q_{max} la portata massima in arrivo.

Con riferimento alla Figura 17.1, per il calcolo idraulico di tale dispositivo si parte dall'ipotesi che la linea dei carichi totali rimanga parallela al fondo lungo tutta la lunghezza L dello sfioratore (ipotesi peraltro sufficientemente verificata per le correnti lente lungo lo sfioratore; non sempre ammissibile per le correnti veloci).

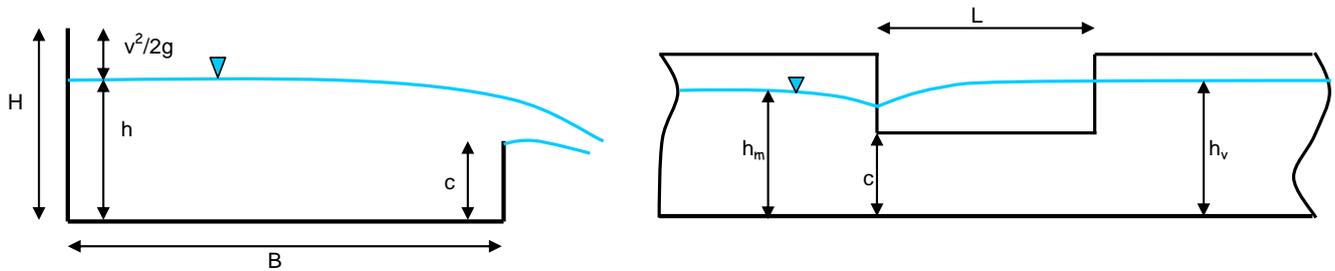


Figura 17.1. Schema di sfioratore laterale

Per il dimensionamento si utilizzano le seguenti formule:

a)
$$\eta = \frac{L}{B} \cdot \left(1 - \frac{c}{H}\right)$$

b)
$$H = h + \frac{Q_{ms}^2}{2gB^2h^2} = \text{cost}$$

c)
$$\mu = \mu(\varepsilon, \eta)$$

d)
$$Q_s = \mu L (H - c) \sqrt{2g(H - c)}$$

e)
$$\varepsilon = \frac{Q_{vs}}{Q_{ms}}$$

con: $Q_{ms} = Q_{\max}$ = portata a monte dello sfioratore

Q_{vs} = portata a valle dello sfioratore

$Q_{sf} = Q_{\max} - Q_{vs}$ = portata sfiorata

c = altezza della soglia

μ = coeff. di efflusso

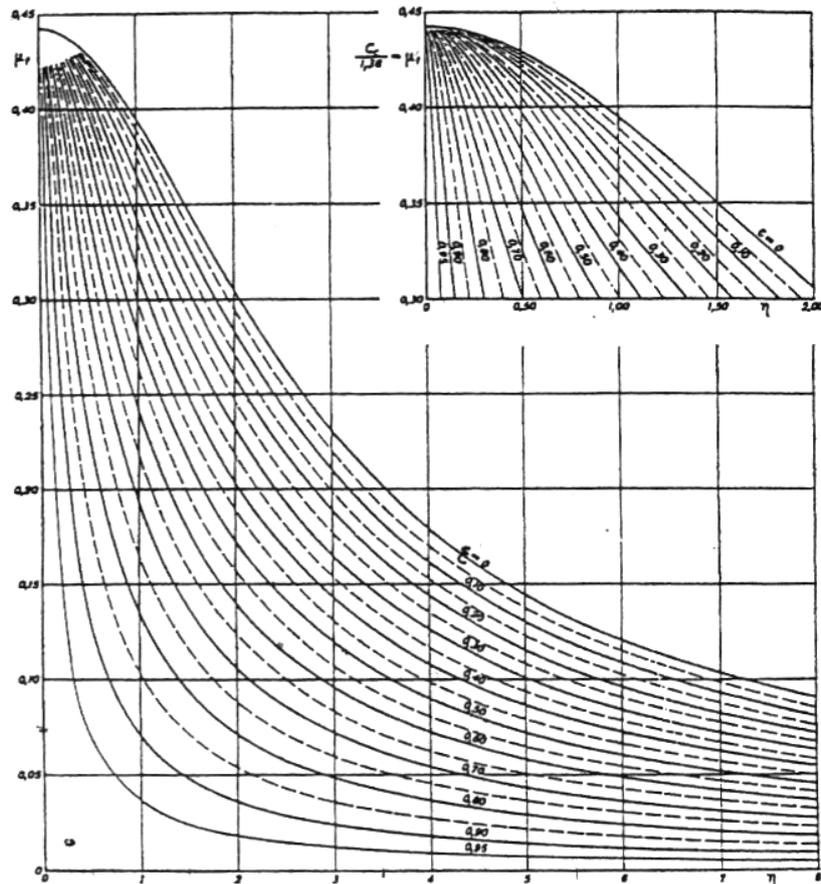


Figura 17.2. Rappresentazione di μ_t in funzione di ϵ ed η per sfioratori longitudinali a spigolo vivo.

Il procedimento che si utilizza per il calcolo della lunghezza dello stramazzo L è:

1. Si fissa c ;
2. Si assegnano dei valori di tentativo ad L;
3. Si calcola η con la formula a);
4. Si calcola ϵ dalla formula e);
5. Si ricava $\mu(\eta, \epsilon)$ dall'abaco riportato in Figura 17.2;
6. Si calcola Q_s dalla formula d);
7. Si interpolano le coppie di valori (Q_s, L) e si ricava l'equazione della retta interpolante;
8. Inserendo nell'equazione il valore di Q_s che si vuole ottenere si ricava L.