

## Capitolo 3

---

### TRATTAMENTI PRELIMINARI E PRIMARI

I trattamenti preliminari sono indispensabili per sottrarre al liquame grezzo i materiali solidi grossolani (galleggianti o sospesi), le sostanze oleose, i detriti silicei e le sabbie in genere, che potrebbero intasare le tubazioni e le valvole, danneggiare le pompe ed altre apparecchiature, sovraccaricare le sezioni di trattamento depurativo riducendone sensibilmente l'efficienza.

Si tratta di trattamenti prevalentemente di tipo fisico ed eccezionalmente di tipo elettrochimico, denominati:

- grigliatura grossolana;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura;
- disoleatura;
- condizionamento chimico (eventuale) tramite flocculanti (per i materiali in sospensione).

I materiali raccolti vengono in genere compattati al fine di diminuirne i costi di trasporto, e smaltiti in discarica.

In molti impianti l'ingresso del collettore fognario è posto ad un livello inferiore rispetto a quello del trattamento liquami, per cui questi ultimi necessitano di un sollevamento iniziale. Numerose aziende costruttrici consigliano di disporre le stazioni di sollevamento iniziale a valle dei trattamenti preliminari, allo scopo di limitare l'usura e i danni alle apparecchiature elettromeccaniche ad opera dei solidi grossolani contenuti nei liquami.

### 3.1 GRIGLIATURA

Il dimensionamento e/o la scelta delle griglie da adottare in un impianto si basa prevalentemente su parametri di funzionamento, in parte già sottolineati in precedenza:

- *portate massima e minima;*
- *livelli massimi e minimi dell'acqua ;*
- *spaziatura prescelta della griglia;*
- *numero di griglie necessarie;*
- *quantità di grigliato;*
- *possibili trattamenti a valle e a monte;*
- *metodi di smaltimento del grigliato.*

In definitiva, conoscendo la portata massima ( $Q_{\max}$ ) e minima ( $Q_{\min}$ ) del liquame che attraversa la fase di grigliatura e considerando le condizioni di funzionamento:

$$v_{\min} = 0.5 \text{ m/s}$$

$$v_{\max} = 1.2 \text{ m/s}$$

Essendo  $Q = H \cdot B_u \cdot v$  da cui  $v = H \cdot B_u / Q$  e imponendo:  $v_{\min} < v < v_{\max}$ , l'area totale utile ( $H \cdot B_u$ ) di funzionamento della griglia risulta:

$$Q_{\max} / v_{\max} < H \cdot B_u < Q_{\min} / v_{\min}$$

dove:

$Q$  = portata liquame [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]

$H$  = livello liquame nel canale di grigliatura [m]

$B_u$  = larghezza utile del canale di grigliatura [m]

Il numero di barre che costituiscono la griglia e la sua larghezza effettiva vengono calcolate attraverso le seguenti relazioni:



$$N_{\text{barre}} = (B_u \cdot 100 / s) - 1$$

$$B_{\text{eff}} = (N_{\text{barre}} \cdot s + (N_{\text{barre}} + 1) \cdot b) / 100$$

dove:

$B_{\text{eff}}$  = larghezza effettiva del canale di grigliatura [m]

s = spessore delle barre [cm]

b = distanza fra le barre [cm]

La verifica puntuale delle prestazioni operative della fase di grigliatura si può ottenere a partire dall'individuazione dell'*Area di Lavoro* (di funzionamento regolare) della stessa.

Infatti, un funzionamento regolare della grigliatura deve soddisfare il criterio della velocità minima e massima della portata influente, precedentemente esaminato, ma anche il criterio della perdita di carico massimo ammissibile ( $\Delta H_{\text{amm}} = H_1 - H_2$ ) monte-valle della griglia.

Le *perdite di carico della griglia* hanno un andamento del tipo mostrato in figura:

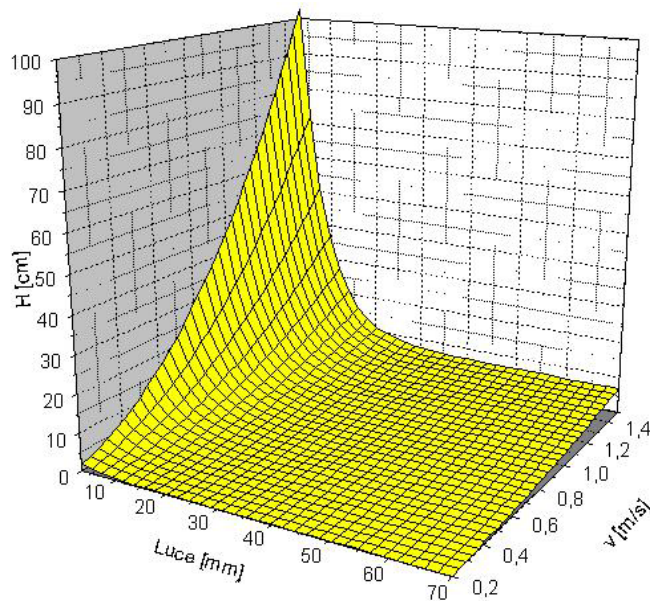


Fig. 2.1 – Correlazione tra perdite di carico, velocità e luce tra le barre di una griglia

L'equazione alla base del grafico precedente è:

$$\Delta H \text{ [cm]} = \text{sen}\theta \cdot v^2 \cdot (2,99977 + 72.64308 \cdot \exp(-L/5.6148))$$

dove:

L = distanza fra le barre [mm]

v = velocità del liquame [m/s]

$\theta$  = inclinazione della griglia sull'orizzontale

Oppure si può considerare un'espressione del tipo:

$$\Delta H \text{ [m]} = C \cdot (s/b)^{4/3} \cdot (v^2/2g) \cdot \text{sen}\theta$$

dove:

C = coefficiente di forma = 1.9·100

s = spessore delle barre [mm]

b = distanza fra le barre [mm]

v = velocità del liquame [m/s]

$\theta$  = inclinazione della griglia sull'orizzontale

g = 9.81 costante gravitazionale [m/s<sup>2</sup>]

Tracciando sul piano [ $\Delta H$ -v] la curva della parabola  $\Delta H = K \cdot v^2$ , in corrispondenza delle rette per  $v_{\min}$  (0.5 m/s) e  $v_{\max}$  (1.2 m/s) si individuano rispettivamente  $\Delta H_{\min}$  e  $\Delta H_{\max}$  sulla parabola con riferimento *ad una griglia nuova e pulita*:

$$\Delta H_{\min} = K_o \cdot v_{\min}^2 = 0.25 \cdot K_o$$

$$\Delta H_{\max} = K_o \cdot v_{\max}^2 = 1.44 \cdot K_o$$

L'area simil-triangolare che ne viene compresa tra la parabola, la velocità min-max e  $\Delta H_{\min/\max}$  costituisce l'insieme dei punti in cui la griglia opera in condizioni regolari.

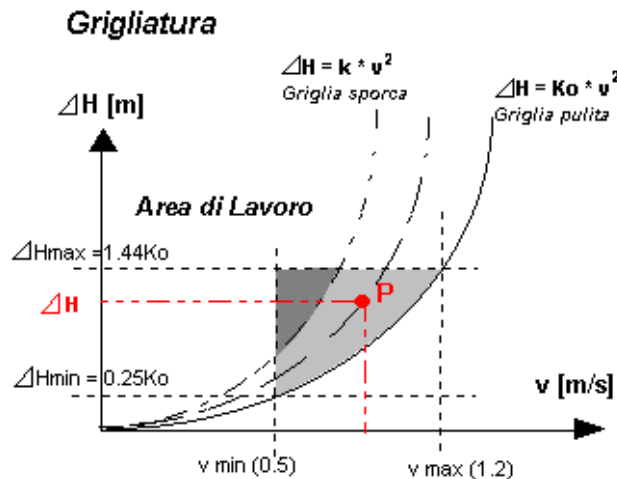


Fig. 2.2 - Area di funzionamento regolare della grigliatura

La valutazione delle *prestazioni* può essere ottenuta attraverso un *indicatore di griglia* definito nel modo seguente:

$$IP_{GR} = (\Delta H - \Delta H_{\min}) / (\Delta H_{\max} - \Delta H_{\min}) = (K \cdot Q^2 / H^2 \cdot B_u^2 - 0.25K_0) / (1.44K_0 - 0.25K_0)$$

Ponendo  $K/K_0 \equiv C/C_0 = \delta$  *fattore di sporcamento della griglia*

Si ha che:

$$IP_{GR} = \delta \cdot [0.84 \cdot (Q_{\text{med}}/3600)^2 / H^2 \cdot B_u^2] - 0.21$$

dove:

$Q_{\text{med}}$  = portata liquame [ $m^3/h$ ]

$H$  = livello liquame nel canale di grigliatura [m]

$B_u$  = larghezza del canale di grigliatura [m]

$\delta$  = fattore di sporcamento

Risulta che la griglia funziona in condizioni regolari quando  $\delta = 1$  e  $IP_{GR}$  è compreso tra i valori  $[0 \div 1]$ .

Per quanto riguarda  $IP_{GR}$  è possibile definire come **condizioni di stabilità** del funzionamento della griglia quelle per cui piccole variazioni della velocità del liquame, fanno sì che il punto di funzionamento si trovi in condizioni non critiche e ponendo come condizione che la velocità di attraversamento sia intermedia fra quella minima e massima ammissibile, vale a dire:

$$v/v_{\min} = v_{\max}/v$$

si ha:  $v^2 = v_{\min} \cdot v_{\max} = 0.5 \cdot 1.2 = 0.6$

da cui:  $v_{\text{stb}} = 0.77$  [m/s] (ovvero  $Q_{\text{stb}} = 0.77 \cdot H \cdot B_u$ )

sostituendo:  $v_{\text{stb}} = Q_{\text{stb}}/H \cdot B_u$  in  $IP_{GR}$  e supponendo  $\delta = 1$  (griglia pulita)

si ha:  **$(IP_{GR})_{\text{ott}} = 0.294$**  (a circa il 30% dell'intervallo  $0 \div 1$ )

Per quanto riguarda lo sporco della griglia, considerando che  $\delta = \Delta H/\Delta H_0$  (a parità di velocità del liquame) si ha che è possibile calcolare  $\delta$  misurando il nuovo  $\Delta H$  (a griglia sporca) che si ha per una prefissata portata (rispetto a quello ottenuto a griglia pulita).

Ad esempio, il *valore limite di  $\delta$*  per cui si ha che alla velocità stabile (0.77 m/s) si è raggiunto già la massima perdita di carico ammissibile ( $1.44 \cdot K_0$ ) si ottiene considerando  $\Delta H_{(v_{\text{stb}})} = \Delta H_{\text{max}}$  si ha che  $0.77^2 \cdot K/1.44 \cdot K_0 = 1$  per cui in questo caso risulta:

$$\delta_{\text{lim}} = 1.44/0.59 = 2.44$$

## Ciclo di Pulizia della Griglia

In generale, per ottimizzare il *ciclo di pulizia della griglia*, si deve mantenere un  $\delta_{lav} \approx 1 \div 1.5$  per cui, calcolato  $K_o$  (a griglia pulita) si deve verificare periodicamente che, per un prefissata velocità (o portata) di riferimento, ad esempio  $Q_{stb}$ , risulti:

$$\Delta H < \delta_{lav} \cdot K_o \cdot v_{stb}^2 = 0.885 \cdot K_o$$

Ad es. se  $K_o = 0.06$  si ha che per  $v = 0.77$  m/s risulta che il dislivello monte-valle della griglia  $\Delta H > 0.053$  m (5.3 cm) per cui è necessario attivare il ciclo di pulizia.

La *stima del carico di grigliato prodotto giornalmente dalla sezione di grigliatura* si ricava dalla seguente relazione:

$$F_{RSU} \text{ [Kg/d]} = \gamma_{GR} \cdot q_{RSU} \cdot 24 \cdot Q_{med} / 1000$$

$$q_{RSU} \text{ [l/1000m}^3] = 471.5166 \cdot e^{(-0.85281 \cdot b)}$$

dove:

$Q_{med}$  = portata media del liquame in ingresso [m<sup>3</sup>/h]

$\gamma_{GR}$  = peso specifico medio dei rifiuti pari a 0.6 [Kg/dm<sup>3</sup>]

$q_{RSU}$  = quantitativo di grigliato che può essere raccolto espresso come [l/1000m<sup>3</sup>] di liquame trattato

$b$  = distanza fra le barre [cm].

## 3.2 DISSABBIATURA E DISOLEAZIONE

Negli impianti di deputazione la sabbia trasportata dai liquami potrebbe comportare seri problemi di funzionamento sia per l'elevato potere abrasivo, sia perché, accumulandosi nelle sezioni di trattamento fanghi, sarebbe causa di frequenti interventi di manutenzione.

Un dissabbiatore ben dimensionato è in grado di raggiungere una buona efficienza (fino al 90%) di rimozione delle sabbie di dimensioni superiore a 0.2 [mm].

In base alla direzione del flusso i dissabbiatori possono essere suddivisi in:

- Dissabbiatori a flusso orizzontale (a canale);
- Dissabbiatori a flusso tangenziale.

### Dissabbiatori a flusso orizzontale

I dissabbiatori a canale sono generalmente caratterizzati da una sezione decrescente verso il basso (v. figura 2.3) e sono muniti, a valle, di un dispositivo tipo venturimetro allo scopo di mantenere una velocità della corrente all'interno del canale di 0.3 [m/s] che permette la sedimentazione delle particelle di dimensioni superiore a 0.2 [mm].

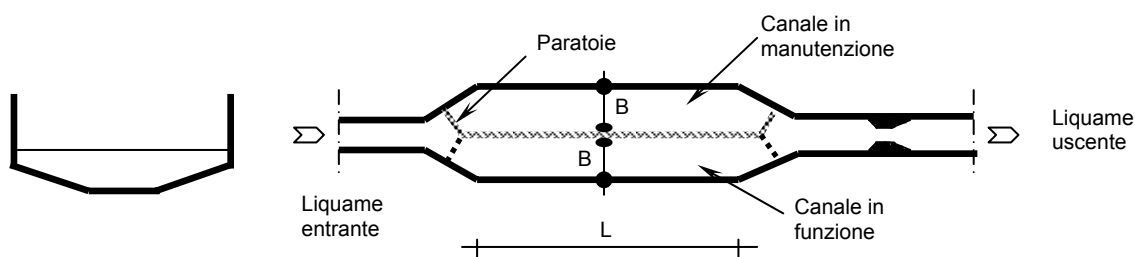


Fig. 2.3 – Dissabbiatore a canale (fonte: “La depurazione delle acque di fognatura”, F. Durante – Ed. Hoepli)

Tali tipi di dissabbiatori sono solitamente costituiti da due canali funzionanti alternativamente per permettere la manutenzione e la rimozione della sabbia raccolta.



Per il dimensionamento, si consideri ora un dissabbiatore di lunghezza “L” in cui l’altezza del liquame è “H” e siano: “vt” la velocità della corrente nel canale e “vc” la velocità di caduta della particella; il tutto è così schematizzabile:

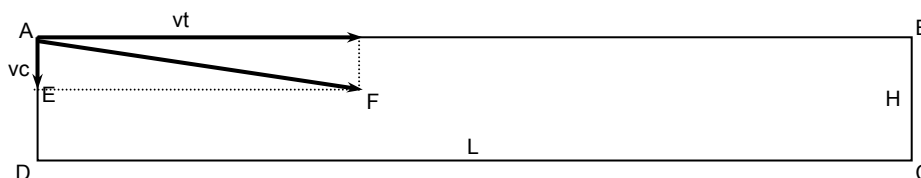


Fig. 2.4 – Dimensionamento di un dissabbiatore a canale (fonte: “La depurazione delle acque di fognatura”, F. Durante – Ed. Hoepli)

Affinché si abbia la separazione della sabbia dal liquame, deve accadere che il tempo impiegato dalla particella per attraversare longitudinalmente il canale, deve essere uguale al tempo di sedimentazione; essendi i triangoli ACD e AFE simili, si può scrivere:

$$vt/vc = L/H \text{ e quindi } L = (vt/vc) \cdot H$$

Avendo in precedenza detto che per avere la sedimentazione delle particelle di dimensioni superiori a 0.2 [mm] la velocità della corrente all’interno del canale deve essere di 0.3 [m/s], in tali condizioni per sfere di quarzo a 10°C si avrà una velocità di caduta  $vc = 0.02$  [m/s]. Pertanto si ha:

$$L = (0.3/0.02) \cdot H = 15 \cdot H$$

Il valore così ottenuto si maggiora del 50% circa ottenendo così la seguente relazione tra l’altezza del liquame “H” e la lunghezza del dissabbiatore “L”:

$$L = (20 \div 25) \cdot H$$

Si ha inoltre:

$$H \text{ [m]} = Q_{\max}/(vt \cdot B)$$

dove:

$Q_{\max}$  [m<sup>3</sup>/h] = portata massima del liquame;

**B** [m] = larghezza media del canale (fissata).

Per l'area del dissabbiatore ( $A_{ds}$ ) si ha:

$$A_{ds} [m^2] = B \cdot L$$

Infine Per il volume del dissabbiatore ( $V_{ds}$ ) si ha:

$$V_{ds} [m^3] = A_{ds} \cdot H$$

Una volta noti i valori della lunghezza (L) e della larghezza (B) del canale, il volume della zona in cui si raccoglie la sabbia è così calcolato:

$$\text{Volume zona raccolta sabbia [m}^3] = B \cdot L \cdot h$$

dove:

h = altezza della zona di raccolta sabbia (0.25 [m]).

### **Dissabbiatori a flusso tangenziale**

I dissabbiatori a flusso tangenziale hanno forma tronco conica ed in essi il flusso è immesso tangenzialmente volendo sfruttare la forza centrifuga per favorire il depositarsi delle sabbie verso le pareti della vasca.

Con tale tipo di dissabbiatore si riescono a separare particelle di circa 0.2 [mm] con un tempo di permanenza del liquido da trattare di circa 30-60 secondi.

Le sabbie separate si raccolgono in un pozzetto centrale dal quale vengono estratte per mezzo di una pompa tipo air-lift.

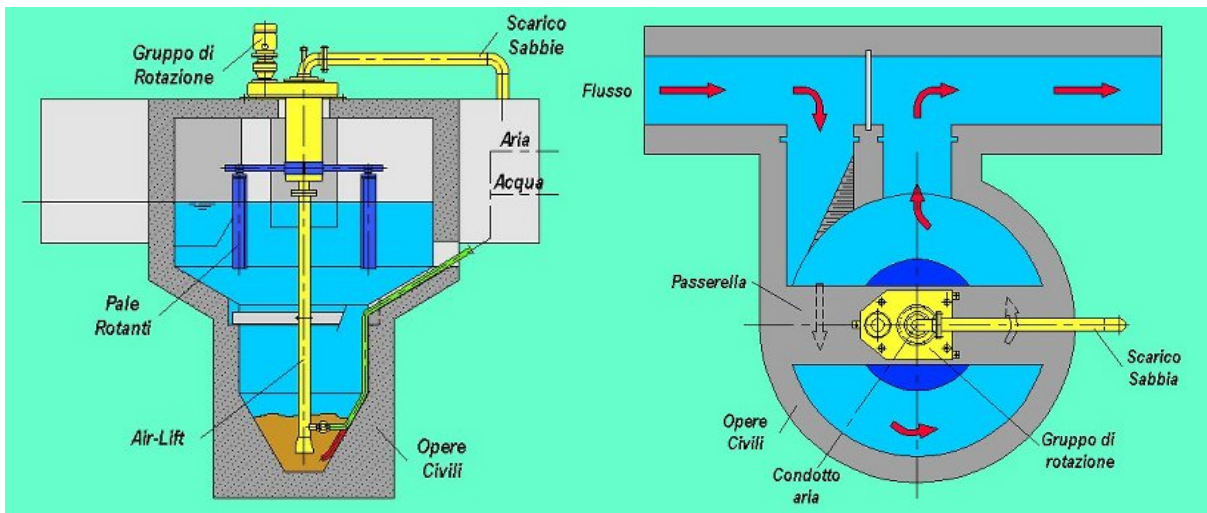


Fig. 2.5 – Dissabbiatore a flusso tangenziale (fonte: Ecoplants)

Per impedire l'insorgere di condizioni di setticITÀ, le sabbie raccolte vengono separate con aria e sottoposte a lavaggio con acqua.

Per il dimensionamento del dissabbiatore si è fatto ricorso alle tabelle 3.16 e 3.17 pag. 72 de "La depurazione delle acque di fognatura", F. Durante – Ed. Hoepli. In tali tabelle, in funzione della portata massima in ingresso, sono riportati i valori del **diametro della vasca** ( $D_{tg}$  [m]), la **portata minima di aria richiesta per l'estrazione della sabbia** ( $Q_{aria}$  [ $Nm^3/h$ ]), l'**altezza totale del dissabbiatore** ( $H$  [m]), il **volume del dissabbiatore** ( $V_{ds}$ ) ed il **tempo di permanenza** ( $TR$  [min]).

Noto il diametro, si calcola l'**area occupata dal dissabbiatore** ( $A_{ds}$ ):

$$A_{ds} [m^2] = 0.25 \cdot \pi \cdot D_{tg}$$

L'*efficienza di rimozione della sabbia* risulta:  $\eta_{rimoz.sabbie} = 65 \div 100\%$  in funzione delle dimensioni della sabbia e dell'area utile del dissabbiatore.

Risulta evidentemente:  $(\uparrow A_{ds} \text{ e } \uparrow \phi \text{ sabbia}) \Rightarrow (\uparrow \eta \text{ rimozione sabbie})$ .

I *quantitativi di sabbia* che possono essere raccolti nella fase di dissabbiatura sono molto variabili e possono essere stimati mediamente intorno a 75 [ $l/1000m^3$ ] di liquame trattato, pertanto se si considera un peso specifico medio dei rifiuti pari a  $\gamma_{DS} = 2$  [ $Kg/dm^3$ ], la portata di liquame  $Q$  [ $m^3/h$ ], si ricava la *stima del carico di sabbia prodotta giornalmente dalla sezione di dissabbiatura*:

$$F_{DS} \text{ [Kg/d]} = 75 \cdot \gamma_{DS} \cdot 24 \cdot Q / 1000 \approx 3.6 \cdot Q$$

dove  $Q$  [ $\text{m}^3/\text{h}$ ] è la portata di liquame influente.

### Verifica delle Prestazioni Operative

Il parametro base per la verifica di funzionamento di un dissabbiatore a canale è il *Carico Superficiale* relativo al dissabbiatore.

Per il dissabbiatore a flusso longitudinale si ha:

$$C_{isd} \text{ [m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2] = Q_{med}/A_{ds} = Q_{med}/(B \cdot L)$$

Per il dissabbiatore a flusso tangenziale si ha:

$$C_{isd} \text{ [m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2] = Q_{med}/A_{ds} = Q_{med}/(0.25 \cdot \pi \cdot D_{tg})$$

Poiché nel caso di dissabbiatore a canale il valore di  $B$  da introdurre nella fase di progetto è fissato dal progettista, nel valutare le prestazioni operative del dissabbiatore si deve considerare di quanto il valore introdotto fa discostare il carico idraulico superficiale dalle condizioni ottimali tabellate.

Si procede quindi a determinare il  $C_{isd\text{-teorico}}$  ottenuto in corrispondenza del valore ottimale di  $B$ . Il valore teorico di  $B$  si è ottenuto interpolando i dati relativi a dissabbiatori di varie dimensioni riportati nelle tabelle 3.7 – 3.9 pag. 58 e ss. de “La depurazione delle acque di fognatura”, F. Durante - Ed. Hoepli:

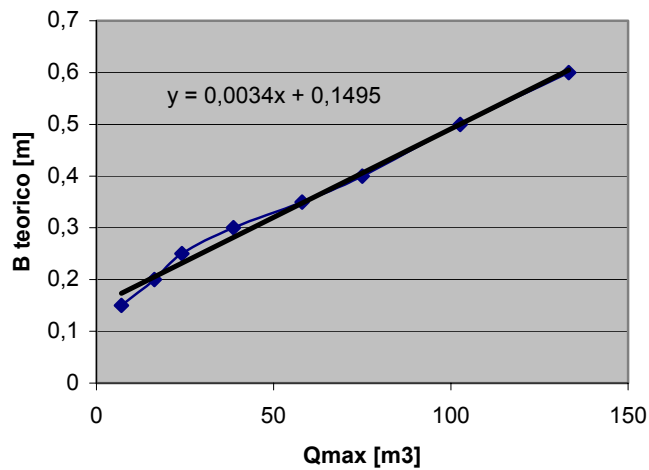


Fig. 2.6 – Determinazione del B teorico per dissabbiatore a canale (fonte: “La depurazione delle acque di fognatura”, F. Durante – Ed. Hoepli)

Nel caso di dissabbiatore a flusso tangenziale, si procede allo stesso modo per determinare il valore teorico di  $D_{tg}$  impiegando la tabella 3.16 pag. 72 de “La depurazione delle acque di fognatura”, F. Durante - Ed. Hoepli.

L' *indice di prestazione* del dissabbiatore sarà definito come segue:

$$IP_{ds} = 0.5 \cdot (C_{isd} / (C_{isd-teorico}))$$

Range di funzionamento [0 ÷ 1], con 0.5 come valore ottimale.

### 3.3 EQUALIZZAZIONE DELLE PORTATE INQUINANTI

L'equalizzazione è un processo il cui principale obiettivo è compensare le variazioni giornaliere della portata di liquame in ingresso all'impianto di depurazione. Ciò è importante perché permettendo di limitare i sovraccarichi idraulici alle varie sezioni costituenti l'impianto, è possibile non solo ridurre le dimensioni delle opere, ma anche una più facile gestione dei trattamenti cui il liquame è sottoposto.

L'equalizzazione delle portate inquinanti si compie impiegando vasche in cui il livello idrico varia secondo l'andamento della portata in ingresso con un aumento del liquame in esse contenuto nei periodi in cui la portata influente è maggiore della media di progetto e riduzione del livello quando è inferiore.

La presenza di tali vasche permette di ottenere come secondo, ma non meno importante, obiettivo una più uniforme concentrazione degli inquinanti.

Le vasche di equalizzazione sono generalmente posizionate a valle della grigliatura e della dissabbiatura e prima della sedimentazione primaria.

Per quanto riguarda il dimensionamento, il volume della vasca è costituito da:

$$V_{EQ} = V_c + V_m$$

dove:

$V_c$  = volume di compenso;

$V_m$  = volume minimo richiesto per il funzionamento in continuo delle installazioni di aerazione-miscelazione (le vasche vanno miscelate per impedire la sedimentazione delle sostanze sospese ed aerate per evitare condizioni settiche).

Nel caso sia noto l'idrogramma delle portate in ingresso, il volume di compenso della vasca di equalizzazione è calcolabile individuando l'andamento dei volumi cumulati nel tempo (in genere 24 ore).

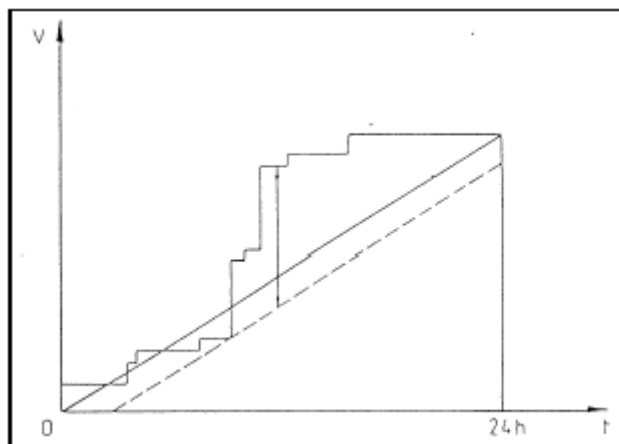


Fig. 2.7 - Idrogramma per il calcolo grafico di un bacino di equalizzazione di portata.

Se si vuole che l'impianto funzioni a portata costante, essa deve essere uguale alla pendenza della retta

congiungente i 2 estremi (retta a tratto continuo). Poiché la retta rappresenta il volume d'acqua uscito dalla vasca in funzione del tempo, affinché detta vasca non si vuoti, tale retta deve trovarsi sempre sotto l'idrogramma. Si traslerà allora la retta parallelamente a sé stessa verso la parte inferiore dell'idrogramma fino a trovare l'ultimo punto di tangenza (retta tratteggiata).

La massima distanza verticale tra le due rappresenta il volume di compenso della vasca di equalizzazione.

Per il calcolo del volume di compenso, si considera l'equazione di continuità delle portate:

$$dV/dt = q_i - q_u$$

dove:

$q_i$  [m<sup>3</sup>/h] = portata entrante;

$q_u$  [m<sup>3</sup>/h] = portata uscente;

$V$  [m<sup>3</sup>] = volume di liquame presente nel bacino.

Discretizzandola rispetto al tempo si ha:

$$\Delta V_j / \Delta t = (q_{i,j} - q_{u,j})$$

da cui:  $V_j = V_{j-1} + (q_{i,j} - q_{u,j}) \cdot \Delta t$

dove:

$\Delta V_j$  [m<sup>3</sup>] = variazione del volume nell'intervallo di tempo j-esimo;

$q_{i,j}$  [m<sup>3</sup>/h] = portata media entrante nell'intervallo di tempo j-esimo;

$q_{u,j}$  [m<sup>3</sup>/h] = portata media uscente nell'intervallo di tempo j-esimo;

$\Delta t$  [h] = intervallo di tempo (generalmente 1h).

Andando a diagrammare la somma dei  $\Delta V_j$  valutati durante il giorno tipo, si ottiene una curva che presenta un minimo ed un massimo. La somma tra il valore assoluto del minimo valore negativo ed il massimo valore positivo costituisce il volume di compenso.

Nella pratica, per uno scarico civile, il volume di compenso, cioè la massima distanza verticale tra le due rette di un idrogramma, può essere determinato partendo dai dati desumibili da un idrogramma ed individuando le variazioni di portata e concentrazione di BOD<sub>5</sub> durante il **giorno tipo** (tabella 2.1):

Periodo	Portata media nel periodo [m <sup>3</sup> /h]	Concentrazione media di BOD nel periodo [mg/l]
24 – 01	990.0	150
01 – 02	795.6	115
02 – 03	590.4	75
03 – 04	468.0	50
04 – 05	378.0	45
05 – 06	356.4	60
06 – 07	428.4	90
07 – 08	734.4	130
08 – 09	1274.4	175
09 – 10	1479.6	200
10 – 11	1530.0	215
11 – 12	1548.0	220
12 – 13	1530.0	220
13 – 14	1458.0	210
14 – 15	1386.0	200
15 – 16	1263.6	190
16 – 17	1173.6	180
17 – 18	1173.6	170
18 – 19	1180.8	175
19 – 20	1314.0	210
20 – 21	1436.4	280



21 – 22	1436.4	305
22 – 23	1364.4	245
23 – 24	1242.0	180
<b>Media</b>	<b>1105.5</b>	<b>170</b>

Tab. 2.1 - Dati di progetto per il dimensionamento delle vasche di equalizzazione.

È possibile subito determinare la portata media giornaliera:

$$Q_{\text{med-24}} [\text{m}^3/\text{h}] = \Sigma Q_i / 24$$

dove:

$Q_i$  = portata entrante nel periodo considerato (1 h).

Nel caso in esame il volume di acque di scarico entrante nella vasca di equalizzazione nelle 24 ore è 26532 m<sup>3</sup>, pertanto

$$Q_{\text{med-24}} [\text{m}^3/\text{h}] = 26532/24 = 1105.5;$$

questa costituisce la portata uscente dal bacino di equalizzazione.

Il passo successivo è il calcolo, per ogni periodo, del volume totale entrante ed uscente e la differenza complessiva.

*Esempio - Periodo 1 (ore 24-01).*

$$\text{Volume entrante TOTALE } [\text{m}^3] = Q_1 [\text{m}^3] \cdot 1 [\text{h}]$$

$$\text{Volume uscente TOTALE } [\text{m}^3] = Q_{\text{med-24}} [\text{m}^3] \cdot 1 [\text{h}]$$

$$\text{Differenza complessiva } [\text{m}^3] = \text{Volume entrante TOTALE} - \text{Volume uscente TOTALE}$$

*Periodo 2 (ore 01-02).*

$$\text{Volume entrante TOTALE } [\text{m}^3] = Q_1 [\text{m}^3] \cdot 1 [\text{h}] + Q_2 [\text{m}^3] \cdot 1 [\text{h}]$$

$$\text{Volume uscente TOTALE } [\text{m}^3] = Q_{\text{med-24}} [\text{m}^3] \cdot 2 [\text{h}]$$

$$\text{Differenza complessiva } [\text{m}^3] = \text{Volume entrante TOTALE} - \text{Volume uscente TOTALE}$$

-----

*Periodo 24 (ore 23-24).*

$$\text{Volume entrante TOTALE } [\text{m}^3] = \Sigma Q_i [\text{m}^3] \cdot 1 [\text{h}]$$

$$\text{Volume uscente TOTALE } [\text{m}^3] = Q_{\text{med-24}} [\text{m}^3] \cdot 24 [\text{h}]$$

$$\text{Differenza complessiva } [\text{m}^3] = \text{Volume entrante TOTALE} - \text{Volume uscente TOTALE}$$

Nell'esempio considerato, nel periodo 02-03:

volume entrante nel periodo = 590.4 m<sup>3</sup>.

Il volume totale entrante calcolato a partire dal periodo iniziale 24 – 01 è dato da:

volume entrante totale = 990 m<sup>3</sup> + 795.6 m<sup>3</sup> + 590.4 m<sup>3</sup> = 2376 m<sup>3</sup>;

volume uscente totale = 1105.5 m<sup>3</sup> \* 3 = 3316.5 m<sup>3</sup>.

La differenza complessiva calcolata dal periodo iniziale 24 – 01 al periodo 02 – 03 è:

2376 m<sup>3</sup> – 3316.5 m<sup>3</sup> = - 940.5 m<sup>3</sup>.

Con tale procedura si giunge a definire la tabella 2.2:

Periodo	Volume entrante nel periodo [m <sup>3</sup> ]	Volume uscente nel periodo [m <sup>3</sup> ]	Volume entrante TOTALE [m <sup>3</sup> ]	Volume uscente TOTALE [m <sup>3</sup> ]	Differenza complessiva [m <sup>3</sup> ]
24 – 01	990	1105.5	990.0	1105.5	-115.5
01 – 02	795.6	1105.5	1785.6	2211.0	-425.4
02 – 03	590.4	1105.5	2376.0	3316.5	-940.5
03 – 04	468.0	1105.5	2844.0	4422.0	-1578.0
04 – 05	378.0	1105.5	3222.0	5527.5	-2305.5
05 – 06	356.4	1105.5	3578.4	6633.0	-3054.6
06 – 07	428.4	1105.5	4006.8	7738.5	-3731.7
<b>07 – 08</b>	<b>734.4</b>	<b>1105.5</b>	<b>4741.2</b>	<b>8844.0</b>	<b>-4102.8</b>
08 – 09	1274.4	1105.5	6015.6	9949.5	-3933.9
09 – 10	1479.6	1105.5	7495.2	11055.0	-3559.8
10 – 11	1530.0	1105.5	9025.2	12160.5	-3135.3
11 – 12	1548.0	1105.5	10573.2	13266.0	-2692.8
12 – 13	1530.0	1105.5	12103.2	14371.5	-2268.3
13 – 14	1458.0	1105.5	13561.2	15477.0	-1915.8
14 – 15	1386.0	1105.5	14947.2	16582.5	-1635.3
15 – 16	1263.6	1105.5	16210.8	17688.0	-1477.2
16 – 17	1173.6	1105.5	17384.4	18793.5	-1409.1
17 – 18	1173.6	1105.5	18558.0	19899.0	-1341.0
18 – 19	1180.8	1105.5	19738.8	21004.5	-1265.7
19 – 20	1314.0	1105.5	21052.8	22110.0	-1057.2
20 – 21	1436.4	1105.5	22489.2	23215.5	-726.3
21 – 22	1436.4	1105.5	23925.6	24321.0	-395.4
22 – 23	1364.4	1105.5	25290.0	25426.5	-136.5
23 – 24	1242.0	1105.5	26532.0	26532.0	0.0
<b>Totale</b>	<b>26532.0</b>	<b>26532.0</b>			

Tab. 2.2 - Determinazione del volume di compenso della vasca di equalizzazione.

Il volume di compenso della vasca di equalizzazione è dato da:

$$\text{volume di compenso della vasca di equalizzazione} = \text{valore assoluto della più piccola differenza negativa} + \text{Valore della più piccola differenza positiva}$$

Nel caso in esame si ha:

$$V_c' = \text{abs}(-4102.8) + 0 = 4102.8 \text{ m}^3$$

Il valore così ottenuto, per sicurezza, va aumentato del 15%:

$$V_c = V_c' \cdot 1.15 \sim 4720 \text{ m}^3$$

Quindi considerando un volume minimo  $V_m = 30 \text{ m}^3$  si ottiene:

$$V_{be} = V_c + V_m = 4720 + 30 = 4750 \text{ m}^3$$

Il tempodi detenzione nella vasca di equalizzazione sarà:

$$t_{det} [\text{h}] = V_c / (Q_{max} - Q_{med-24})$$

Per determinare l'effetto indotto che la vasca di equalizzazione ha sulla concentrazione di BOD, poiché nell'esempio la vasca di equalizzazione è vuota alle 8 del mattino, si parte dal periodo 08 – 09. In prima fase si tratta di calcolare il volume di liquame presente nella vasca al termine di ciascun periodo ( $V_v$ ):

$$V_v [\text{m}^3] = V_{vp} + V_{in} - V_{out}$$

dove:

$V_v$  = volume di liquame presente nella vasca di equalizzazione al termine di ciascun periodo;

$V_{vp}$  = volume di liquame presente nella vasca di equalizzazione al termine del periodo precedente;

$V_{in}$  = volume di liquame entrante nella vasca di equalizzazione durante il periodo in esame;

$V_{out}$  = volume di liquame uscente dalla vasca di equalizzazione durante il periodo in esame.

Quindi nel periodo 08 – 09:

$$V_v = 0 + 1274.4 \text{ m}^3 - 1105.5 \text{ m}^3 = 168.9 \text{ m}^3$$

Per quanto riguarda il periodo 09 – 10 si ha:

$$V_v = 168.9 \text{ m}^3 + 1479.64 - 1105.5 = 543.0 \text{ m}^3$$

Allo stesso modo si procede per tutti gli altri periodi ottenendo i valori riportati nella tabella 2.3.

Periodo	Volume entrante [m <sup>3</sup> ]	Volume nella vasca di equalizzazione alla fine del periodo (V <sub>v</sub> ) [m <sup>3</sup> ]	Concentrazion e media di BOD durante il periodo [m/l]	Concentrazione di BOD nella vasca di equalizzazione durante il periodo [mg/l]
08 – 09	1274.4	168.9	175	175.0
09 – 10	1479.6	543.0	200	197.4
10 – 11	1530.0	967.5	215	210.4
11 – 12	1548.0	1410.0	220	216.3
12 – 13	1530.0	1834.5	220	218.2
13 – 14	1458.0	2187.0	210	214.6
14 – 15	1386.0	2467.5	200	208.9
15 – 16	1263.6	2625.6	190	202.5
16 – 17	1173.6	2693.7	180	195.5
17 – 18	1173.6	2761.8	170	187.8
18 – 19	1180.8	2837.1	175	184.0
19 – 20	1314.0	3045.6	210	192.2
20 – 21	1436.4	3376.5	280	220.3
21 – 22	1436.4	3707.4	305	245.6
22 – 23	1364.4	3966.3	245	245.4
23 – 24	1242.0	4102.8	180	229.8
24 – 01	990	3987.3	150	214.3
01 – 02	795.6	3677.4	115	197.8
02 – 03	590.4	3162.3	75	180.8
03 – 04	468.0	2524.8	50	163.9
04 – 05	378.0	1797.3	45	148.4
05 – 06	356.4	1048.2	60	133.8
06 – 07	428.4	371.1	90	121.1
07 – 08	734.4	0.0	130	127.0
<b>Media</b>				<b>193.0</b>

Tab. 2.3 - Determinazione della concentrazione media di BOD nella vasca di equalizzazione

L'ultima colonna della tabella 2.3, relativa alla concentrazione di BOD presente nella vasca di equalizzazione durante il periodo, si ricava utilizzando la seguente espressione per ottenere la quale si è considerato che nella vasca la miscelazione sia completa:

$$\text{BOD}_p \text{ [mg/l]} = (\text{V}_{in} \cdot \text{BOD}_{in} + \text{V}_{vp} \cdot \text{BOD}_{vp}) / (\text{V}_{in} + \text{V}_{vp})$$

dove:

$\text{BOD}_p$  = concentrazione media di BOD presente nella vasca di equalizzazione al termine di ciascun periodo;

$\text{V}_{vp}$  = volume di liquame presente nella vasca di equalizzazione al termine del periodo precedente;

$\text{BOD}_{vp}$  = concentrazione media di BOD presente nella vasca di equalizzazione al termine del periodo precedente;

$\text{V}_{in}$  = volume di liquame entrante nella vasca di equalizzazione durante il periodo in esame;

$\text{BOD}_{in}$  = concentrazione media di BOD presente nel periodo in esame.

Ad esempio per il periodo 08 – 09 si ha:

$$\text{BOD}_{08-09} \text{ [mg/l]} = (1274.4 \cdot 175 + 0 \cdot 0) / (175 + 0) = 175 \text{ [mg/l]};$$

Per il periodo 09 – 10 si ha:

$$\text{BOD}_{09-10} \text{ [mg/l]} = (1479.6 \cdot 200 + 168.9 \cdot 175) / (1479.6 + 168.9) = 197.4 \text{ [mg/l]}.$$

Si nota l'effetto dell'equalizzazione nel compensare le variazioni di portata e di concentrazione di inquinanti. Infatti durante il giorno tipo la portata può variare tra un minimo di 356.4 m<sup>3</sup> ed un massimo di 1530.0 m<sup>3</sup> mentre in uscita dalla vasca di equalizzazione si ha una portata costante di 1105.5 m<sup>3</sup>; per ciò che concerne la concentrazione di BOD questa risulta più uniforme poiché, a fronte di un minimo di 45 [mg/l] e di un massimo di 305 [mg/l], che si registrano in assenza di equalizzazione, si ha una concentrazione variabile tra 121.1 [mg/l] e 245.6 [mg/l] con un valore medio di circa 193 [mg/l].

Avendo a disposizione analoghi dati per gli altri inquinanti (TKN, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, Fosforo, MBAS, Oli e grassi) è possibile allo stesso modo valutare la loro concentrazione media nel liquame effluente dalla vasca di equalizzazione.

Qualora non si conosca l'idrogramma, si considera che il volume di compenso dipende dalla portata media influente. In tal caso si può utilizzare un metodo di tipo empirico valido soprattutto per acque di scarico urbane.

$$V_c [m^3] = \alpha \cdot (Q_{med-24} [m^3/h] / 3600 [s/h]) \cdot 86400$$

dove:

$$\alpha = \begin{cases} 0.4698 \cdot Q_{med-24}^{-0.1673} & \text{se } Q_{med-24} < 655.2 \text{ m}^3/\text{h} \\ 0.2372 \cdot Q_{med-24}^{-0.0607} & \text{se } Q_{med-24} > 655.2 \text{ m}^3/\text{h} \end{cases}$$

86400 = numero di secondi del giorno.

### 3.4 BACINO DI PIOGGIA

Lo scopo delle vasche a pioggia è raccogliere e accumulare le acque meteoriche adducendole poi lentamente all'impianto di depurazione.

Il volume del bacino di pioggia è così determinato:

$$V_{bp} [m^3] = Q_{pioggia} \cdot t_{ec}$$

dove:

$Q_{pioggia} = [m^3/h]$  portata massima di pioggia;

$t_{ec}$  = durata dell'evento critico espressa in ore.

### 3.5 SEDIMENTAZIONE PRIMARIA

Affinché le particelle solide che si desidera separare dal mezzo liquido, possano sedimentare efficacemente sul fondo, occorre:

che sia assicurato un sufficiente *tempo di ritenzione* del liquame nella vasca;

che il *carico idraulico superficiale* non superi certi valori limite.

Si definiscono così i ***parametri di funzionamento e dimensionamento*** dei bacini di sedimentazione primaria:

$$\textit{Tempo di Ritenzione: } TR [h] = V_{sp}/Q \quad [2 \div 3 \text{ h}]$$

dove:

$V_{sp}$  [m<sup>3</sup>]: volume utile del sedimentatore

$Q$  [m<sup>3</sup>/h]: portata liquame

Un valore minimo ottimale di TR viene assunto in genere (in fase di dimensionamento) pari a circa 2 h, verificando che, in tempo di pioggia (qualora la fognatura sia di tipo unitario) questi non scenda al di sotto di 30-40 minuti.

Talora vengono volutamente adottati dimensionamenti meno prudentiali, specialmente quando le acque in arrivo sono settiche, e quindi convenga ridurre il più possibile i tempi di permanenza del liquame in vasca. In tal caso, la sedimentazione assolve la funzione dell'eliminazione delle particelle più grossolane e soprattutto delle sostanze fibrose (che possono creare sensibili inconvenienti nella fase secondaria).

$$\textit{Carico Idraulico Superficiale: } C_{i-sp} [m/h] = Q/A_{sp} \quad [1.8 \div 5.0 \text{ m/h}]$$

dove:

$A_{sp}$  [m<sup>2</sup>]: area utile del sedimentatore

Qualora alla sedimentazione siano ammesse anche acque di pioggia provenienti da una fognatura mista, il carico massimo superficiale non deve superare i seguenti valori:

- 2,5 m/h, se alla sedimentazione secondaria sono ammessi anche fanghi particolarmente leggeri, provenienti ad es. dalla sedimentazione secondaria di un impianto a fanghi attivi;
- 5 m/h, nel caso in cui siano presenti solo fanghi primari.

Un ulteriore parametro che interessa per un corretto dimensionamento della fase di sedimentazione, è la Portata specifica allo Stramazzo:

$$P_s [m^3/m \cdot d] = 24 \cdot Q / L_{sp} \quad [(200 \div 400 \text{ m}^3/m \cdot d) \text{ max}]$$

dove:

$L_{sp}$  [m]: perimetro utile dello stramazzo del sedimentatore

Il dimensionamento va effettuato con verifica sia nelle condizioni di portata media, sia di portata di punta, adottando le dimensioni maggiori.

In definitiva, i valori di riferimento per il dimensionamento e la verifica del funzionamento della sedimentazione primaria sono riportati nella tabella seguente:

Parametri di Dimensionamento	Condiz. Normali Tempo Asciutto	Tempo Pioggia
TR [h]	≈ 2	≥ 0.5
$C_{i-sp}$ [m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h]	≤ 1.8	≤ 4.5
$P_s$ [m <sup>3</sup> /m d]	≤ 400	

Tab. 2.4 - Parametri di dimensionamento ottimale dei sedimentatori Primari



Con un dimensionamento effettuato sulla base dei valori sopra esposti è lecito attendersi una **efficienza di rimozione dei solidi sospesi totali** compresa tra il 50 ed il 60% (80-95% solidi sedimentabili), con una conseguente **riduzione del BOD<sub>5</sub>** variabile tra il 25 ed il 30%.

$$\eta_{sp} = (SST_i - SST_u) / SST_i [0.5 \div 0.6]$$

$$\eta_{BOD} = (BOD_{5i} - BOD_{5u}) / BOD_{5i} [0.25 \div 0.30]$$

Decisamente inferiori i risultati conseguibili in termini **di efficienza di rimozione dei nutrienti**: difficile andare oltre una riduzione del 10% di azoto e del 15% di fosforo.

$$\eta_N = (N_i - N_u) / N_i [\leq 0.1]$$

$$\eta_P = (P_i - P_u) / P_i [\leq 0.15]$$

La sedimentazione costituisce pertanto, un processo di indubbia efficacia per la riduzione delle sostanze inquinanti esistenti nelle acque di scarico, sebbene non riesca ad intervenire neppure minimamente sui solidi disciolti e colloidali.

L'effluente si presenta limpido (si parla anche di processo di "chiarificazione" che è spesso assunto come sinonimo di sedimentazione).

L'**abbattimento microbico** è mediamente piuttosto modesto, dell'ordine del 25÷50%, max 75%, cioè con riduzioni di 1 unità logaritmica.

Ancora più ridotto è quello dei **virus**, che mediamente non supera il 10÷20%.

La sedimentazione semplice è particolarmente efficace nella rimozione delle uova di vermi e delle cisti di protozoi, pesanti e facilmente sedimentabili.

Limitata è la **rimozione dei detersivi**, come MBAS, dell'ordine del 5÷10%; più elevata è quella di **oli e grassi** (20÷30%).

## Verifica delle Prestazioni Operative

Le considerazioni precedentemente fatte sulle caratteristiche della sedimentazione primaria consentono, per ciascuna tipologia di sedimentatore primario in esercizio, soggetto ad una portata  $Q_{\min/\max}$  e ad un corrispondente carico idraulico superficiale  $C_{i\min/\max}$  di individuare sul piano  $[TR, C_i]$  l'area di *funzionamento regolare*.

$$C_i \text{ [m/h]} = Q / A_s$$

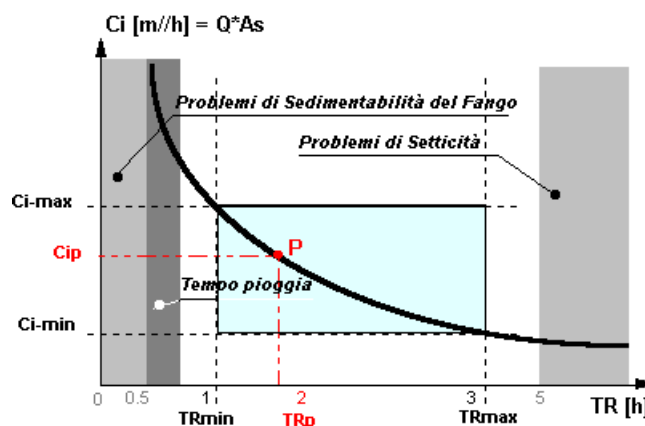


Fig. 2.8 - Area di funzionamento regolare di un sedimentatore primario

Risulta che ad *elevati tempi di ritenzione* è possibile il verificarsi di condizioni di setticità nel sedimentatore; a bassi tempi di ritenzione, ovvero ad elevati valori della portata ( $TR \propto 1/Q$ ), si verificano problemi di sedimentabilità e, quindi, una riduzione della rimozione dei solidi. Il rettangolo centrale rappresenta l'area di funzionamento "regolare" del sedimentatore, pertanto è possibile definire **un indicatore di funzionalità del sedimentatore**, con l'espressione seguente:

$$IP_{sp} = (C_{i-sp} - C_{i-sp \min}) / (C_{i-sp \max} - C_{i-sp \min})$$

Range di funzionamento regolare  $[0 \div 1]$ , con 0.5 come valore ottimale

dove:

$$C_{i-sp} = Q / A_{sp}; C_{i-sp \min} = Q_{\min} / A_{sp}; C_{i-sp \max} = Q_{\max} / A_{sp} .$$

### 3.6 FLOTTAZIONE AD ARIA DISSOLTA

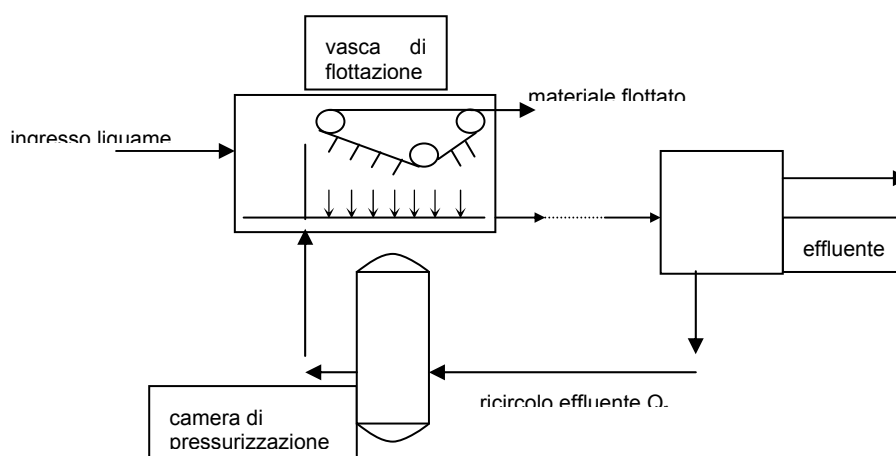


Fig. 2.9 - Schema di funzionamento della Flottazione ad aria dissolta

La flottazione per mezzo di aria disciolta è considerata una buona soluzione per la separazione dalle acque, civili ed industriali, dei solidi sospesi e sedimentabili e per la separazione delle sostanze oleose. Gli impianti di chiarificazione che impiegano questo principio, hanno numerosi vantaggi rispetto ad altri tipi di chiarificatori tradizionali che richiedono tempi di ritenzione molto più elevati e minori flessibilità nei confronti delle escursioni di portata e di carico in ingresso. Inoltre rispetto ai classici sedimentatori presentano maggiori rendimenti di abbattimento delle sostanze inquinanti, rendimenti che nei processi più spinti possono addirittura far prendere in considerazione l'inserimento tale fase come sezione di emergenza nel caso in cui all'impianto arrivino carichi non previsti. Questa fase può essere quindi inserita nei trattamenti primari oppure a valle di una flocculazione.

La flottazione si ottiene con la pressurizzazione di una parte delle acque depurate, nella quale viene disciolta una certa quantità di aria compressa. La dissoluzione dell'aria avviene secondo il principio dell'incremento di solubilizzazione dei gas in condizioni di pressione elevata per la legge di Henry [1]. A questo effetto si somma anche l'azione meccanica della pompa, che miscelando meccanicamente le due fasi, ne favorisce il contatto e quindi la solubilizzazione. Pertanto si ottiene una corrente liquida saturata con aria ad elevatissime concentrazioni comunemente chiamata "acqua bianca". Tale miscela viene addotta in una zona della vasca in cui questa, ripristinate le

condizioni di pressione atmosferica, libera delle bollicine d'aria che inglobano i solidi e li trascinano in superficie. I fanghi vengono estratti contemporaneamente da una coclea raschia fanghi posta sul ponte mobile, mentre l'effluente chiarificato viene estratto dal fondo.

## **FASE DI PROGETTO**

### **DATI DI INPUT**

Per in dimensionamento della fase di flottazione è necessario entrare nell'algoritmo di calcolo con i seguenti parametri:

- portata liquame in ingresso
- tenore di solidi sospesi nell'influente
- altezza della vasca

### **Portata liquame in ingresso**

La portata volumetrica espressa in  $[m^3/h]$  influisce sul processo poichè da essa dipende l'apporto dei solidi sospesi in ingresso (oltre che dalla concentrazione di SST), inoltre dalla portata dipende il carico idraulico insistente sulla superficie della vasca.

### **Tenore di solidi sospesi nell'influente**

Il tenore di solidi sospesi in ingresso influisce sui parametri di processo, infatti maggiore è il carico da abbattere maggiore sarà il quantitativo di aria necessaria.

### **Altezza della vasca**

Fissando il valore dell'altezza della vasca si fissa automaticamente il valore dell'area di base della vasca, dalla quale dipendono il carico idraulico ed il carico di solidi. Valori ottimali del battente idrico si aggirano, in genere, tra i 3 – 4 m. Infatti per valori eccessivamente bassi non si garantisce un tempo di contatto bolle d'aria/particella solida sufficiente, mentre per valori troppo

elevati c'è il rischio che le bolle si aggregino formando bolle troppo grandi per aderire alle particelle solide.

## PARAMETRI DI REGOLAZIONE

Il processo di flottazione è regolato dei seguenti parametri:

- tempo di detenzione
- rapporto aria/solidi
- pressione dell'aria

### Tempo di detenzione

Il tempo di detenzione influisce sul valore del volume da attribuire alla vasca, in genere si assume pari a 20-40 min [2][3][4]. Tempi di detenzione troppo bassi diminuiscono la probabilità che le bolle d'aria e le particelle si incontrino e quindi aderiscano, tempi di detenzione troppo lunghi richiederebbero invece volumetrie eccessive.

### Rapporto aria/solidi

Per mantenere efficiente la fase è necessario garantire una quantità d'aria sufficiente ad adsorbirsi alla superficie dei solidi, a questo scopo viene fissato un rapporto aria/solidi che deve essere mantenuto, durante il processo, entro il range ottimale generalmente compreso tra 0,01 e 0,3 Kg aria/Kg solido [2][3][4].

### Pressione dell'aria

La pressione conferita all'aria che andrà a saturare la miscela aria/liquido regola, secondo la legge di Henry, la concentrazione di aria contenuta in tale miscela. In genere nella camera di pressurizzazione si lavora con valori di pressione di circa 3-5 atm.

## DATI OTTENUTI

Dai dati in ingresso e i parametri di regolazione inseriti negli algoritmi di calcolo si ottengono le seguenti informazioni:

- volume ed area di base della vasca
- carico idraulico
- carico solido
- portata di ricircolo “acqua bianca”

### Volume ed area di base della vasca

Conoscendo la portata in ingresso ed assegnando un tempo di detenzione si ottiene il valore del volume della vasca:

$$V[m^3/h] = (Q + Q_{ric}) \cdot t_{det}$$

dove:

V = volume del bacino di flocculazione

Q = portata di liquame in ingresso [m<sup>3</sup>/h]

Q<sub>ric</sub> = miscela aria/liquido ricircolata [m<sup>3</sup>/h]

t<sub>det</sub> = tempo di detenzione del volume liquido nella vasca [h]

Nella precedente espressione compare anche il termine Q<sub>ric</sub>, infatti bisogna tenere presente anche la portata di “acqua bianca” ricircolata nella vasca nel dimensionamento.

Assegnando un'altezza del battente liquido nella vasca è possibile ricavare, inoltre, l'area di base.

Nota quindi l'area della vasca si verifica che i valori del carico idraulico e del carico solido rientrino nei range ammissibili per tale fase.

### Carico idraulico

Il valore del carico idraulico deve essere in genere compreso tra 2 e 6 m/h [2][3][4] e si ricava dividendo la portata totale in ingresso per l'area di base della vasca:

$$\text{carico idraulico}[m/h] = (Q + Q_{ric})/Area$$

### Carico solido

Il carico solido si ottiene dividendo la portata massica di solidi in ingresso alla fase per l'area di base della vasca e deve essere compreso tra 2 e 14 Kg/m<sup>2</sup> h [2][3][4]:

$$\text{carico solido}[Kg/m^2 h] = Q_{sol}/Area$$

dove  $Q_{sol}$  è portata massica di solidi in ingresso [Kg/h] e si ricava moltiplicando la portata di liquame in ingresso per la concentrazione di solidi sospesi totali:

$$Q_{sol} = Q \cdot SST/1000$$

dove:

$Q$  = portata in ingresso [m<sup>3</sup>/h]

$SST$  = concentrazione di solidi sospesi [mg/l]

E' da notare che nel calcolo della portata massica di solidi è stata considerata solo l'aliquota apportata dal liquame, infatti essendo il ricircolo proveniente dall'effluente (prima di essere pressurizzato) si può trascurare il contenuto di solidi contenuto in questa corrente.

### Portata di ricircolo "acqua bianca"

Il valore della portata di ricircolo dipende dalla quantità d'aria necessaria a garantire il rapporto aria/solidi e dalla concentrazione di aria presente nell'acqua bianca (miscela aria/liquido):

$$Q_{ric} [m^3/h] = Q_{aria} / C_{aria}$$

Scelto un valore del rapporto aria/solidi è possibile determinare il valore della portata d'aria necessaria al processo:

$$Q_{aria} [Kg/h] = (aria/solidi) \cdot Q_{sol}$$

La concentrazione d'aria è ottenibile dalla legge di Henry. Infatti per la legge di Henry :

$$p = H \cdot x$$

dove:

p = pressione conferita all'aria [atm]

x = moli soluto/moli soluzione

H = costante di Henry pari a  $6,64 \cdot 10^{-4}$  per l'aria a 20°C (valori presi dalle "International Critical Tables" vol 3, pag 260, ed. Mac Graw-Hill)

Nota x e noti i pesi molari dell'acqua e dell'aria è possibile ricavare il rapporto g soluto/g soluzione approssimando le moli di soluto alle moli d'acqua:

$$(moli_{aria} \cdot PM_{aria}) / (moli_{acqua} \cdot PM_{acqua}) = g_{aria} / g_{acqua}$$

$PM_{aria}$ ;  $PM_{acqua}$  sono rispettivamente i pesi molari dell'aria e dall'acqua.

Moltiplicando la precedente relazione per il peso specifico dell'acqua si ottiene la concentrazione di aria nella miscela saturata:

$$g_{aria} / g_{acqua} \cdot 1000 [g/l] = g_{aria} / l_{acqua} = Kg_{aria} / m^3_{acqua}$$

Il valore così ottenuto viene moltiplicato per un rendimento di solubilizzazione  $\eta$  attribuito alla pompa che varia tra 40 e 60 %, ma che può



raggiungere anche il 100% grazie alla miscelazione meccanica che favorisce la solubilizzazione [2].

$$C_{ric} [kg/m^3] = (Kg_{aria} / m^3_{acqua}) \cdot \eta$$

Bisogna però tenere conto che una parte dell'aria saturata nella miscela rimarrà comunque disciolta nell'acqua a condizioni atmosferiche ( $C_{atm}$ ), quindi l'aria che effettivamente sarà liberata durante il processo sarà pari alla concentrazione raggiunta nella pressurizzazione sottratta dell'aria che rimarrà disciolta in condizioni atmosferiche, pari a:

$$C_{atm} = (P_{atm} / H) \cdot (PM_{aria} / PM_{acqua}) \cdot 1000 [g/l]$$

dove  $P_{atm}$  è la pressione atmosferica.

Quindi si ottiene:

$$C_{aria} = C_{ric} - C_{atm}$$

Andando ad esplicitare le espressioni appena riportate è possibile esprimere come segue la portata di ricircolo:

$$Q_{ric} = \frac{(aria / solidi) \cdot Q \cdot SST / 1000}{\left(\frac{P}{H} \cdot \frac{40}{18} \cdot \eta \cdot 1000\right) - \left(\frac{P_{atm}}{H} \cdot \frac{40}{18} \cdot 1000\right)}$$

dove:

$Q_{ric}$  = portata di ricircolo in  $m^3/h$

(aria/solidi) = rapporto aria solidi in Kg/Kg

$Q$  = portata ingresso liquame in  $m^3/h$

SST = concentrazione di solidi sospesi in ingresso in mg/l

$P$  = pressione conferta all'aria in camera di pressurizzazione in atm

$P_{atm}$  = pressione atmosferica in atm

H = costante di Henry per l'aria pari a  $6,64 \cdot 10^{-4}$  alla temperatura di 20°C

$\eta$  = rendimento di solubilizzazione

## INDICATORE DI PROCESSO

Per avere una indicazione sulla efficienza complessiva del processo è stato scelto un indicatore percentuale in cui sono stati combinati i parametri che partecipano alla regolazione del processo. Da considerazione fatte dopo lo studio della dipendenza del processo dalla scelta dei parametri di regolazione è stato valutato che l'efficienza complessiva è rappresentata dalla seguente funzione:

$$IP = f(\text{carico solido}; Q_{ric}; C_{aria})$$

Dalla conoscenza di dati empirici è stato possibile caratterizzare la curva:

$$IP = (C_{aria} \cdot Q_{ric} / \text{Carico solido}) / ((C_{aria} \cdot Q_{ric} / \text{Carico solido}) + 2,12)$$

## RENDIMENTI DI ABBATTIMENTO

I rendimenti di abbattimento tipici raggiunti dal processo sono [4][5]:

COD	50-80%
BOD	50-80%
SST	70-95%
Olii e grassi	80-98%
Tensioattivi	50-85%
Ammoniaca	10-15%

L'efficienza del processo è notevolmente influenzata dall'aggiunta di sostanze atte a modificare le tensioni superficiali che si realizzano nelle particelle solide e nelle bolle. Infatti nell'adesione tra solido e bolla d'aria si stabilisce un angolo di contatto  $\theta$ : quanto maggiore è il valore dell'angolo di contatto, tanto più stabile è la superficie di contatto tra bolla e particella. Il valore di  $\theta$  è legato alle tensioni superficiali.

I valori degli abbattimenti sono proporzionali all'indicatore di processo IP.

## MATERIALE FLOTTATO

Dalla rimozione di SST abbattuti è possibile risalire al quantitativo di materiale flottato da smaltire. Infatti nota la portata massica di solidi in ingresso e la percentuale di abbattimento ottengono i Kg/h di materiale flottato:

$$Q_{\text{sol}} \text{ in} \cdot \% \text{abb} = [\text{kg/h}] \text{ materiale flottato}$$

attribuendo a questo una percentuale di solidi pari all'1,5% si ottiene la portata volumetrica:

$$[\text{kg/h}] \text{ materiale flottato} / 0,015 / 1000 = [\text{m}^3/\text{h}] \text{ materiale flottato}$$

## CONSUMO ENERGETICO

Il consumo specifico di energia per  $\text{m}^3$  di aria compressa è espresso dalla seguente relazione:

$$e_v [\text{Wh}/\text{m}^3] = 28,21 \cdot \ln Pa / \eta$$

$\eta$  = rendimento del gruppo motore

$Pa$  = pressione assoluta [atm] alla quale si vuole comprimere l'aria

quindi la potenza richiesta sarà pari a:

$$W [\text{W}] = e_v [\text{Wh}/\text{m}^3] \cdot Q_{\text{aria}} [\text{m}^3/\text{h}]$$

La portata volumetrica d'aria necessaria è in genere pari a  $0,4 \text{ m}^3 \text{ aria} / \text{m}^3 \text{ acqua}$  [6].

**Riferimenti bibliografici:**

- [1] G. Bianucci, E. Ribaldone Bianucci “Il trattamento delle acque residue industriali ed agricole”, 1996, Hoepli.
- [2] Ross, Smith, Valentine “Rethinking dissolved air flotation design for industrial pretreatment ” Environmental Treatment systems, Inc., 2000 WEF and Purdue University Industrial Wastes Technical Conference.
- [3] [www.rgf.com](http://www.rgf.com); catalogo prodotti
- [4] [www.biomassimpianti.it](http://www.biomassimpianti.it); catalogo prodotti
- [5] [www.lenntech.com](http://www.lenntech.com); catalogo prodotti
- [6] L. Masotti “Depurazione delle acque”, Calderini

### 3.7 SOLLEVAMENTO

Le condizioni da soddisfare nel dimensionamento/verifica di un impianto di sollevamento sono:

- (a) portata totale delle pompe, data dalla somma della portata di ciascuna pompa, maggiore della portata max del liquame in ingresso:  $Q_p \geq Q_{max}$ ;
- (b) tempo di riempimento massimo inferiore ai 30 minuti:  
 $t_r = V_{bacino}/Q_{min} < 1800''$  allo scopo di evitare la putrefazione;
- (c) numero di avviamenti/ora delle pompe:  $N_{avv} < 12 \div 15$ ;
- (d) velocità del liquame nella tubazione di mandata:  $v_p = 0,5 \div 1,2$  [m/s].

dove:

$Q_{max}$  = portata massima di liquame affluente al bacino di carico [l/s]

$Q_{min}$  = portata minima di liquame affluente al bacino di carico [l/s]

$Q_p$  = portata totale sollevata [l/s]

$V_{bacino}$  = volume del bacino di carico [l]

Essendo  $t_r = V_{bacino}/Q_r$  e  $t_s = V/(Q_s - Q_r)$ , si ha

$$t_c = t_r + t_s$$

dove:

$Q_r$  = portata di liquame affluente al bacino di carico [l/s]

$Q_s \equiv Q_p$  = portata di liquame uscente dal bacino di carico [l/s]

$t_s$  = tempo di scarico [s]

$t_c$  = tempo minimo del ciclo [s] determinato dal numero max di avviamenti:

$$t_c \geq 3600/N_{avv}$$

### Calcolo della portata critica: $Q_R^{CR}$

Poiché ad ogni avviamento delle pompe si sviluppa calore, occorre assicurare agli avvolgimenti il tempo necessario a dissiparlo. La portata di liquame in ingresso al bacino di carico che provoca il maggior numero di avviamenti delle pompe è detta “portata critica”.

Volendo realizzare, con la portata  $Q_r$  variabile, un valore costante del tempo del ciclo, il volume varierà in funzione di  $Q_r$  secondo la seguente relazione:

$$V(Q_r) = t_c \cdot Q_r \cdot (1 - Q_r/Q_s) \quad (*)$$

La massima capacità del bacino di carico deve tener conto del bilancio tra portata di liquami in ingresso ed in uscita in corrispondenza del valore critico della portata in ingresso. Infatti, in tali condizioni il volume necessario per garantire un funzionamento regolare dell’impianto è massimo, pertanto l’espressione per la portata critica si ottiene annullando la derivata prima dell’equazione (\*):  $dV(Q_r)/dQ_r=0$ , così da pervenire alla relazione  $Q_{r\_critica} = Q_s/2$  a cui corrisponde (considerando che  $Q_s \equiv Q_p$ ):

$$V_{MAX} = Q_p \cdot t_c/4$$

Da tale relazione, unitamente alla condizione posta sul tempo di riempimento ( $t_r$  non deve superare i 30’) ed alla condizione sulla velocità dei liquami ( $v_p$  compresa tra 0,5 e 1,2 m/s), derivano rispettivamente le seguenti relazioni:

$$t_c < 30 \cdot 60 \cdot 4 \cdot Q_{min}/Q_p$$

$$33 \cdot \sqrt{Q_p} \leq \Theta \leq 50 \cdot \sqrt{Q_p}$$

dove:

$\Theta$  = diametro tubazione della premente [mm]

Essendo  $Q_p = \sum Q_i$ , dove  $Q_i$  = portata della pompa i-esima [l/s], ad ogni pompa di portata  $Q_i$  corrisponderà, ponendosi in condizioni conservative, una frazione di volume del bacino pari a:

$$V_i = Q_i \cdot t_c / 4$$

dove:

$V_i$  = frazione del volume del bacino di carico compreso tra la quota d'attacco della pompa (i-1)-esima e la quota d'attacco della pompa i-esima[1]

Una volta nota la portata delle singole pompe, con tale espressione è possibile stabilire le frazioni di bacino da attribuire a ciascuna di esse e quindi anche la capacità totale del bacino:

$$V_{\text{bacino}} = \sum V_i$$

Poiché  $N_{avv}$  dipende dalla potenza della pompa (al crescere della potenza occorre effettuare un minor numero di avviamenti/ora), note le caratteristiche meccaniche delle pompe con cui si dovrà operare, è possibile fissare la frequenza del ciclo:

$$f_c = 1 / t_c \leq N_{avv} / 3600$$

Quindi noto il  $N_{avv}$ , si calcola il  $t_c$  con il quale è possibile determinare il volume corrispondente alla pompa “i”. Calcolato di conseguenza il volume complessivo del bacino, occorre accertare che il periodo di sosta dei liquami in vasca non sia troppo lungo ( $t_r < 30'$ ).

Ad esempio:

$$Q_{\min} = 1.48 \text{ l/s}$$

$$Q_{\max} = 2.63 \text{ l/s}$$

$Q_{\text{pompa}}$  va scelto in modo da ottenere una velocità nella premente compresa tra  $[0.5 \div 1.2] \text{ m/s}$  anche in considerazione del diametro dei tubi:

con  $\Theta = 100 \text{ mm}$  e  $Q_p = 5 \text{ l/s}$  si ottiene una  $v_p = 0.63 \text{ m/s}$

Se  $N_{avv} = 2$  (in base alla potenza della pompa)  $\Rightarrow f_c = 2/3600 \Rightarrow t_c = 1800''$

Allora  $V_{\text{bacino}} = Q_p \cdot t_c / 4 = 5 \cdot 1800 / 4 = 2250 \text{ l} = 2.25 \text{ m}^3$

Si verifica, infine, l'intervallo di tempo durante il quale si realizza il riempimento:

$$t_r = 2250 / 1.48 = 1520'' \approx 26' < 30'$$