

## UNIVERSITA' DEGLI STUDI DELL'AQUILA

### Corso: Impianti biochimici industriali e ambientali – Quarta lezione: La sedimentazione secondaria

#### 1) Premessa

Nella prima parte della 4° lezione è stato esposto il comportamento del cuscino di fango sul fondo di una vasca di sedimentazione secondaria. Tale comportamento è stato ricavato sperimentalmente da una serie di misure effettuate su sedimentatori secondari operativi. Per l'analisi del comportamento del cuscino di fango è stata presa a riferimento l'energia potenziale specifica del cuscino di fango su una determinata verticale, rispetto ad un piano di riferimento (il fondo del decantatore). Tale energia specifica può così esprimersi:

$$E_p = (G_s - G_l) \int_0^H C(h) * h * dh$$

Nella quale:

1.  $G_s$  = peso specifico particelle solide;
2.  $G_l$  = peso del liquido nella quale è contenuta la sospensione solida;
3.  $C(h)$  = concentrazione del fango all'altezza  $h$  dal fondo;
4.  $H$  = altezza totale del decantatore.

Riassumendo, i risultati più significativi di tale ricerca, validi per decantatori a pianta circolare, sono i seguenti:

1. L'andamento della concentrazione  $C(h)$  dal fondo del decantatore è di tipo semi-gaussiano (concentrazione massima  $C_{max}$  sul fondo) e, pertanto, descrivibile mediante la determinazione della varianza ed il valore di  $C_{max}$ ;
2. L'espressione della concentrazione con l'altezza dal fondo è del tipo:  
 $C(h) = C_{max} * e^{(-0.5 (h/S)^2)}$ , secondo la quale a varianza più elevata corrispondono minori variazioni della concentrazione  $C(h)$  rispetto a  $C_{max}$ ; essendo  $h$  la distanza dal fondo;
3. Alla periferia del decantatore il fango è tutto sotto forma ispessita e, conseguentemente, la variazione della concentrazione con l'altezza è molto più contenuta;
4. La superficie del cuscino di fango (definibile come insieme dei punti nei quali la concentrazione è pari ad un valore predefinito, per esempio:  $C_0$  = concentrazione del surnatante dopo prova di sedimentazione in cono Imhoff) è orizzontale attraverso tutto il decantatore;
5. A parità di altre condizioni, la minore altezza del cuscino di fango nel decantatore si ha per rapporto di ricircolo pari a 1.0, ossia: 100% della portata entrante. Rapporti di ricircolo maggiori o minori di 1.0, provocano un aumento dell'energia potenziale del cuscino di fango e, quindi, una maggiore estensione dello stesso verso l'alto.

Quest'ultimo risultato, sebbene trovato per via del tutto empirica, è ben in accordo con quanto si può osservare dal comportamento in campo di un sedimentatore secondario. Si osserva ancora che, dal punto di vista strettamente meccanico, tale ultima osservazione corrisponde a dire che

l'energia potenziale del cuscino di fango è direttamente proporzionale alla quantità di moto delle particelle solide immerse nel sedimentatore secondario tramite il cilindro centrale di distribuzione e inversamente proporzionale al rapporto di ricircolo.

Le stesse prove sperimentali hanno anche messo in luce come il richiamo del fango sedimentato verso il centro del decantatore è da mettersi in relazione con la maggiore energia potenziale che il cuscino di fango ha verso la periferia rispetto al centro; secondo la nota legge fisica per la quale un fluido si muove sempre nella direzione di una diminuzione dell'energia potenziale. Nella fattispecie, il fluido è costituito dal fango sedimentato ed ispessito, che può rappresentarsi come un fluido la cui densità apparente (o relativa) è pari alla differenza fra la densità del fango ispessito e quella del liquido chiarificato.

In realtà, senza prendere in considerazione il gradiente di densità in direzione orizzontale, sarebbe difficile spiegarsi il comportamento del cuscino di fango. Anche per questo la teoria del flusso solido (secondo la quale il cuscino di fango è schematizzabile come una serie di strati orizzontali in ciascuno dei quali la concentrazione del fango sarebbe costante) appare poco convincente.

In ogni caso, che sia corretta o meno l'interpretazione del comportamento del sedimentatore secondario che viene assunta a base della teoria del flusso solido, nella grande maggioranza dei casi non è il bilancio di massa che mette in crisi il funzionamento di un sedimentatore secondario, ossia: il decantatore non va in crisi perché, essendo estratta una quantità di fango inferiore a quella che sedimenta, l'altezza del cuscino di fango sale fino a sfiorare nella canaletta di gronda. Quando si verificano casi del genere, la concentrazione degli SST nell'effluente del decantatore secondario è molto elevata, in quanto già a pochi centimetri sotto la superficie del cuscino di fango, le concentrazioni assumono valori di alcune centinaia di ppm. In questi casi, per altro, basterebbe aumentare la portata di ricircolo per risolvere ogni problema.

Molto più spesso, invece, la crisi di un sedimentatore secondario è dovuta ad una piccola frazione di fango attivo, molto sottile e leggera che, in condizioni dinamiche, non sedimenta affatto. La stessa frazione in condizioni statiche (quali quelle che si hanno nei tests con i quali si determinano le velocità di sedimentazione per l'applicazione della teoria del flusso solido) sedimenta, invece, regolarmente.

Questa frazione di fango più sottile che tracima nella canaletta di gronda del sedimentatore secondario, determina concentrazioni degli SST nell'effluente che difficilmente superano i 100 ppm. Poca cosa rispetto alle concentrazioni dell'ordine di alcune migliaia di ppm che si hanno nel reattore biologico, ma sufficienti a mettere in crisi la funzionalità dell'intero impianto. Quando avviene un tale fenomeno è anche agevole verificare come l'aumento o la diminuzione della portata di ricircolo non ha alcuna influenza sensibile sulla concentrazione degli SST in uscita.

E' chiaro, quindi, che non si tratta di un bilancio di massa (ossia: necessità di portar via tutto il fango che sedimenta) ma dell'impossibilità a sedimentare di una piccola frazione del fango nelle condizioni operative dinamiche.

## 2) Rapporto tra forze d'inerzia e forze di gravità

Dalla semplice osservazione di come si presenti l'effluente di un decantatore secondario quando si verifica l'inconveniente sopra descritto, è facile rilevare come il fenomeno da prendere in considerazione non è quello della sedimentazione di massa (che determina la formazione del cuscino di fango sul fondo del sedimentatore) ma quello della sedimentazione di particelle discrete ed indipendenti tra di loro diffuse nel liquido chiarificato. Le particelle che sfiorano nella canaletta di gronda, infatti, sono chiaramente visibili e nettamente distinte dal liquido chiarificato. L'ordine di grandezza delle particelle è di qualche millimetro o frazione di millimetro, mentre la distanza fra le stesse è dell'ordine del centimetro. Il fenomeno da prendere in considerazione, quindi, è quello della sedimentazione di particelle discrete ed indipendenti in un mezzo liquido più leggero, in movimento con una determinata velocità verso la canaletta di gronda.

Tali particelle sono sottoposte, da un lato, alla velocità di trascinamento dell'acqua chiarificata verso il ciglio di sfioro, dall'altra alla forza di gravitazione. Il numero che in idraulica rappresenta il rapporto tra forze d'inerzia (quale può assimilarsi quella di trascinamento verso il ciglio di sfioro) e le forze di gravità è il numero di Froude che è dato dalla seguente espressione:

$$F = V / (g D)^{0.5}$$

Dove :

- V = velocità del mezzo fluido;
- g = accelerazione di gravità ;
- D = dimensione della particella .

Nella fattispecie a g va sostituito  $g' = g \frac{G_s - G_l}{G_l}$  , dove :

- $G_s$  = densità delle particelle solide ;
- $G_l$  = densità del liquido.

Dimensionalmente, il numero di Froude è il rapporto fra due velocità. Se appare chiaro che la velocità da inserire al numeratore è quella di trascinamento verso la canaletta di gronda, più difficile è trovare il numero da inserire al denominatore, in quanto le particelle di fango non sono costituite da materiale omogeneo con caratteristiche fisiche definite e conosciute. E' evidente, tuttavia, che il denominatore del numero di Froude deve essere costituito da una velocità che rappresenti l'attitudine del fango a sedimentare.

Si può, quindi, fare riferimento alla velocità di sedimentazione secondo la legge di Stokes in condizioni di regime laminare , in quanto la velocità di sedimentazione è bassissima. Secondo tale legge, la velocità di sedimentazione di particelle discrete in un mezzo liquido è data dalla seguente espressione :

$$V_p = \frac{g \left( \frac{G_s - G_l}{G_l} \right) * D^2}{18 \mu}$$

Dove  $g$ ;  $G_s$ ;  $G_l$  e  $D$  hanno i significati già definiti e  $\mu$  rappresenta la viscosità cinematica dell'acqua (circa  $1.003 * 10^{-6}$  mq/s) .

Ancora una volta , tuttavia, il termine di difficile individuazione è il rapporto  $(G_s - G_l)/G_l$  , numero puro che rappresenta la maggiore densità relativa del fango rispetto all'acqua nel quale la particella di fango è mantenuta in sospensione. Come è noto, nella pratica della gestione degli impianti di depurazione, la grandezza comunemente usata per valutare l'attitudine alla sedimentazione del fango attivo è lo SVI (*sludge volume index*) che è il volume occupato dalla sospensione acqua/fango, prelevata dal reattore biologico ed immessa in un cilindro tarato da 1000 ml, contenente un grammo di fango come sostanza secca, dopo un tempo di sedimentazione di 30':

$$SVI = SV_{30} / X , \text{ espresso in cc/gr}$$

Dove :

- $SV_{30}$  = volume in cc della sospensione acqua/fango, prelevato dal reattore biologico, dopo un test di sedimentazione statico della durata di 30 primi in cilindro tarato da 1000 ml;
- $X$  = concentrazione del fango attivo nel reattore biologico, espressa in gr/l.

In effetti, lo SVI non è un parametro del tutto attendibile per valutare l'attitudine del fango a sedimentare, in quanto :

1. Dipende dalla concentrazione di partenza del MLSS;
2. Dipende dal rapporto altezza/diametro del cilindro;
3. E' influenzato dalla leggera miscelazione presente nella vasca di sedimentazione secondaria;
4. Non tiene conto delle proprietà reologiche del fango;
5. Non è direttamente collegata alla velocità di sedimentazione di massa.

Per cercare di tenere conto delle osservazioni di cui sopra, ed in particolare dell'influenza della concentrazione iniziale del fango, sono stati messi a punto dei test modificati che tengono conto della concentrazione iniziale, della miscelazione nel cilindro di prova e del volume finale di fango.

Tuttavia, sugli impianti di depurazione operativi, se è piuttosto usuale che si determini lo SVI secondo le procedure standard , sono del tutto sconosciuti altri test di sedimentazione che individuino con maggiore precisione l'attitudine del fango a sedimentare.

Al fine di portare avanti una ricerca sull'efficienza della sedimentazione secondaria che potesse disporre di un gran numero di dati, si è stati , pertanto, costretti a fare riferimento allo SVI determinato secondo l'usuale procedura, pur sapendo che si trattava di un parametro non del tutto adatto allo scopo. Quando si effettua il test di sedimentazione per la determinazione del SVI , le particelle più leggere, apparentemente, non si separano dal resto della massa del fango sedimentato, anche se , secondo alcuni autori, rimangono in superficie e sedimentano seguendo le leggi della sedimentazione per flocculazione più che leggi della sedimentazione di massa. In ogni caso, tali particelle contribuiscono ad aumentare il volume del fango del test di sedimentazione ed il valore

dello SVI. C'è, quindi, certamente una relazione fra la presenza di particelle leggere, quali quelle che mettono in crisi la funzionalità del decantatore sfiorando nella canaletta di gronda, e lo SVI.

Pertanto si è tentata l'analisi del comportamento del sedimentatore correlando la concentrazione degli SST in uscita al numero di Froude così determinato:

$$F = V1/V2$$

Dove:

- V1 è la velocità dell'acqua in prossimità dello sfioro;
- V2 è la velocità di sedimentazione delle singole particelle secondo la legge di Stokes in regime laminare sopra riportata, sostituendo al termine  $(G_s - G_l)/G_l$  il seguente rapporto:

$$1/SVI - C/1000$$

---

$$C/1000$$

Dove:

- SVI è lo Sludge Volume Index determinato secondo la metodologia tradizionale;
- C la concentrazione del MLSS in gr/l

Il termine  $1000/C$  rappresenta lo SVI che avrebbe il fango se avesse la stessa densità dell'acqua, ossia, nessuna attitudine alla sedimentazione.

Anche per quanto riguarda il termine V1 occorre fare alcune considerazioni:

Nel tratto periferico di un sedimentatore circolare, i filetti fluidi che hanno percorso tutta la vasca in direzione radiale, tendono a convergere in superficie verso il bordo di sfioro, aumentando progressivamente la velocità. La velocità sullo sfioro rappresenta la velocità massima, essendo minimo lo spessore della lama di liquido in movimento, anche se è massima la lunghezza di sfioro.

Ad una certa distanza dalla parete cilindrica periferica, invece, la velocità sarà quella minima, in quanto è massima la superficie cilindrica che viene attraversata in direzione radiale, non essendo ancora iniziata l'accelerazione dei filetti fluidi dovuta alla chiamata allo sbocco. Nell'anello cilindrico periferico del decantatore, la cui larghezza può essere ipotizzata della stesso ordine di grandezza dell'altezza, in linea di massima, si sarà ormai esaurita la sedimentazione di massa ma, possono rimanere in sospensione le particelle più leggere, quelle che mettono in crisi la funzionalità del decantatore stesso. Appare quindi ragionevole assumere come V1 il rapporto fra la portata sfiorata dal sedimentatore e la superficie cilindrica periferica dello stesso, purché si abbia ben chiaro che si tratta di una velocità minima teorica, che i filetti fluidi non raggiungono mai. Più che di una velocità effettiva, si tratta di un parametro che ha le dimensioni di una velocità, che è strettamente collegato all'intensità del campo idrodinamico nell'anello periferico del decantatore.

Per quanto riguarda l'altezza del decantatore, la ricerca effettuata non è stata in grado di verificarne l'effettiva importanza, in quanto tutti i decantatori avevano pressappoco la stessa altezza periferica (2.0 mt o poco più) e pertanto, non si è potuto verificare se e in che misura l'altezza del decantatore influenzi il termine V1, anche se appare ragionevole ipotizzare che a maggiori altezze del decantatore corrispondano minori valori di V1.

Infatti: anche se a parità di diametro la velocità sullo sfioro è la stessa, indipendentemente dall'altezza dello stesso, tuttavia, nel tratto periferico del decantatore, la velocità di avanzamento del liquido è inversamente proporzionale all'altezza del decantatore stesso, consentendo una maggiore o minore facilità di sedimentazione delle particelle più sottili in funzione dell'altezza della superficie cilindrica di attraversamento.

### 3) Risultati della ricerca

La ricerca è stata effettuata analizzando una numerosa serie di decantatori secondari d'impianti di depurazione operativi. A dispetto del gran numero di decantatori esaminati, il fatto di far riferimento a decantatori operativi, ha costituito un forte limite alle possibilità della ricerca, soprattutto perché si trattava di decantatori correttamente funzionanti nei quali i parametri da verificare non potevano essere spinti artificialmente fino a provocare eccesso di solidi nelle canaletta di gronda. Inoltre, come sopra accennato, le verifiche sono state fatte sistematicamente solo su decantatori secondari circolari e tutti, pressappoco, con la stessa altezza periferica. È stato analizzato, con gli stessi criteri, il funzionamento anche di alcuni sedimentatori rettangolari, ma il numero di tali decantatori disponibili era troppo limitato per poter dare qualche indicazione più precisa sulla loro efficienza, sebbene, è comunque possibile effettuare qualche considerazione di carattere meramente qualitativo anche per tale tipo di decantatore.

Il criterio utilizzato per analizzare i dati è stato il seguente :

È stata verificata la portata media trattata dall'impianto nei giorni nei quali erano disponibili le analisi di controllo sugli impianti e, in particolare, la concentrazione in ossidazione; la concentrazione degli SST in uscita e lo SVI. Per la stessa giornata, dal giornale di marcia dell'impianto, è stato rilevato quali fossero le condizioni di funzionamento : linee in esercizio, volume complessivo trattato, eventuali portate di pioggia.

Conoscendo la geometria delle vasche in esercizio, è stato così possibile ricavare il termine V1 espressa in m/h, ossia : Il rapporto fra la portata di punta (intesa come portata delle ore diurne) trattata e la superficie cilindrica massima complessiva dei decantatori in esercizio. Per gli impianti dotati di vasca di laminazione (Impianto di Fossa Maestra) è stata presa a riferimento la portata media trattata: volume complessivo diviso 24 ore.

Il termine V2, è la velocità di sedimentazione in regime laminare secondo la legge di Stokes, sopra ricordata :

$$V2 = \frac{g \left( (G_s - G_l) / G_l \right) * D^2}{18 \mu}$$

I termini g e  $\mu$  sono, ovviamente, costanti. Il termine D, dimensione della particella, non è un termine noto. Nell'effluente del sedimentatore secondario sono sicuramente presenti particelle di diverse dimensioni. Per altro, il parametro che viene normalmente ricercato è la concentrazione degli SST complessivamente presenti nell'effluente, e non certo le dimensioni della singola particella o il campo di distribuzione delle stesse. Per superare il problema, a meno di casi particolari (quale ad esempio l'uso di flocculanti) possiamo ipotizzare che la distribuzione delle dimensioni delle particelle presenti nell'effluente sia sostanzialmente la stessa per diversi

sedimentatori operanti nelle stesse condizioni e, pertanto, porre  $D = 1$  per tutti gli impianti, trascurando l'importanza del fattore  $D$  nell'analisi del comportamento del sedimentatore secondario. In queste ipotesi, a meno di un termine costante per tutti gli impianti, il valore di  $V_2$  è dato dall'espressione :

$$\frac{1/SVI - C/1000}{C/1000} \quad (\text{adimensionale})$$

Dove :

- $SVI$  è lo Sludge Volume Index determinato secondo la metodologia tradizionale;
- $C$  la concentrazione del MLSS in gr/l

E' stato così possibile determinare il rapporto  $V_1/V_2$ , che continueremo a chiamare, per comodità  $F$ , come il numero di Froude, che è stato messo in relazione con la concentrazione degli SST delle acque in uscita dalla sedimentazione secondaria. Ovviamente, non ci si attendeva una precisa relazione crescente degli SST con  $F$ , ma soltanto che al superamento di un certo valore di  $F$  (rapporto fra la velocità di trascinarsi sullo sfioro e attitudine a sedimentare del fango) il decantatore andasse in crisi. Tale ipotesi è stata confermata "in negativo", nel senso che : a meno di casi sporadici, per tutti gli impianti correttamente funzionanti, il valore di  $F$  determinato come sopra non superava il valore di circa 5, al massimo, 6.

Si consideri che tale risultato è stato trovato in diversissime condizioni di carico idraulico, nonché del valore dell'indice  $SVI$  e della concentrazione del fango nel reattore biologico. I controlli sono stati effettuati sistematicamente su tre impianti, per i quali si riportano in allegato i tabulati ed i grafici di verifica e, sia pure sporadicamente, anche su altri impianti, trovando sempre conferma che il valore critico del parametro  $F$  era intorno ai valori sopra indicati, con  $V_1$  espresso in m/h e  $V_2$  numero puro.

In tutte le considerazioni di cui sopra, non si è mai tenuto conto della tecnologia del sedimentatore, anche perché i sedimentatori esaminati non erano differenziabili da tale punto di vista. Al riguardo, la metodologia esposta, si presenta come un valido criterio anche per valutare l'efficienza di diverse tecnologie di sedimentazione secondaria.

Infatti è stato verificato, con lo stesso criterio di cui sopra, anche il funzionamento di due sedimentatori secondari di un impianto di depurazione di reflui urbani, che andavano in crisi con notevole frequenza. Il parametro  $F$  come sopra determinato, tuttavia, non supera il valore di 3.0, al massimo, 4.0 a seconda del carico idraulico applicato, il che sembrava mettere in discussione i risultati avuti su tutti gli altri impianti. Nell'esaminare la tipologia dello sfioro di gronda, tuttavia, ci si è resi conto che il sistema adoperato era diverso da quello utilizzato in tutti gli altri casi. Infatti:

Per tutti gli impianti esaminati in precedenza, la canaletta di gronda era stata realizzata in muratura, portata a sbalzo verso l'interno della vasca, dalla parete cilindrica periferica. E' questo il criterio usuale di realizzazione di una canaletta di gronda, che porta ad avere il ciglio di sfioro situato qualche decimetro all'interno della parete cilindrica periferica che viene "chiusa" superiormente, nella parte immersa, dal fondo della canaletta di gronda portata a sbalzo dalla parete cilindrica. Chiameremo questo tipo di sfioro : sfioro tipo 1.

Nei sedimentatori che, invece, andavano in crisi per più bassi valori di  $F$ , la parete cilindrica terminale era perfettamente libera, e la canaletta di gronda era realizzata in lamiera d'acciaio, con il bordo interno più alto del pelo libero, in modo da assumere la funzione di "paraschiama", e il bordo esterno che faceva da stramazzo di sfioro. Tale secondo sistema, che chiameremo sfioro tipo 2, porta ad un più facile sfioro delle particelle di fango nella canaletta di sfioro. Infatti :

La frazione più leggera del fango in sospensione nella miscela aerata immessa attraverso il cilindro centrale, in funzione dell'intensità del campo idrodinamico e delle caratteristiche di sedimentabilità del fango, scorre sul cuscino di fango ispessito presente sul fondo, senza mescolarsi a questo, e risale lungo la parete verticale periferica fino a sfiorare nella canaletta di gronda. Per impedire tale fenomeno sono stati studiati vari tipo di *baffle* disposti a protezione dallo sfioro della canaletta di gronda. Il sistema più adottato è lo *Stamford baffle*, così detto perché adottato per la prima volta sull'impianto della città di Stamford. Nella figura riportata nel seguito vengono schematizzate le correnti di densità ed il funzionamento dello *Stamford baffle*. E' da notare che il fondo delle canalette di gronda del primo tipo (portate a sbalzo dalla parete cilindrica verticale e riportata verso l'interno del decantatore stesso) finisce con il costituire una sorta di *Stamford Baffle*, che, tutto sommato, ha una qualche efficacia nell'impedire lo sfioro di fanghi leggeri in canaletta. Ma quando invece la canaletta di gronda è riportata a sbalzo verso l'esterno, o è sostituita da una canaletta metallica che lascia del tutto libera la parete cilindrica verticale del decantatore (e questo era il caso dello sfioro di secondo tipo) non c'è più alcuna protezione dello sfioro tipo "*Stamford Baffle*".

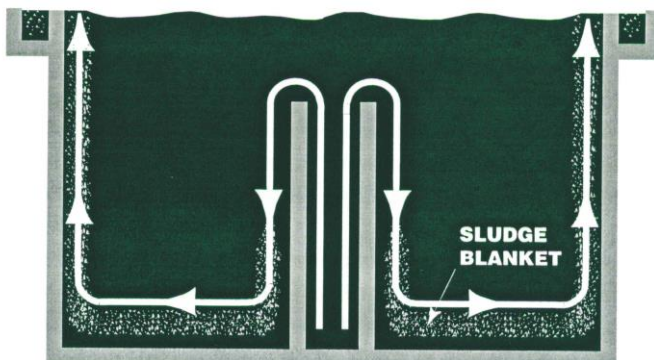


Figure 1. Density Currents in an Activated Sludge Clarifier

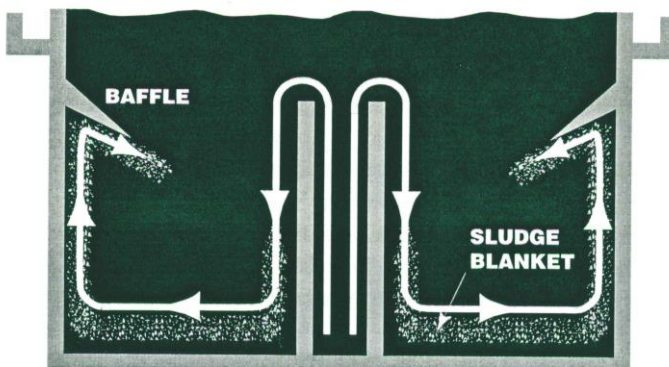


Figure 2. Clarifier with Inclined "Stamford" Baffle



E' evidente che lo *Stamford Baffle*, inclinato verso il basso, offre una ulteriore *chance* alle forze di gravità di prelevare sulle forze di trascinamento delle particelle di fango verso la canaletta di gronda. Pertanto, il fatto che i decantatori dell'ultimo impianto preso in considerazione, con sfioro della sedimentazione secondaria di tipo 2, andassero in crisi per valori del parametro  $F$  più basso che per quelli con sfioro tipo 1, sembra confermare, piuttosto che contraddire, le considerazioni formulate a seguito dell'analisi del comportamento dei sedimentatori secondari degli altri impianti.

Infine, è stato possibile rimediare a piccole perdite di fango più leggero nelle canalette di gronda (concentrazioni inferiori a 100 ppm) aggiungendo un flocculante direttamente in ossidazione. Tale risultato sembra confermare che tali particelle rispondono alla legge di Stokes, sopra riportata, piuttosto che alle leggi della sedimentazione di massa. Infatti, secondo Stokes, la velocità di sedimentazione è inversamente proporzionale al quadrato delle dimensioni delle particelle, e l'aggiunta del flocculante, aggregando le particelle tra di loro, non fa altro che aumentarne le dimensioni, lasciandone inalterato il peso specifico. Questo ultimo risultato, conferma l'importanza che avrebbe una vasca di calma e miscelazione lenta interposta fra l'ossidazione e la sedimentazione secondaria; nella quale, tra l'altro, si darebbe opportunità alle bollicine d'aria di liberarsi nell'atmosfera prima di raggiungere la sedimentazione secondaria. Un tale accorgimento, suggerito anche dalla International Association on Water Quality, IAWQ, (*Secondary Settling Tanks: Theory, Modelling, Design and Operation, Scientific and Technical Report N°6*, anno 1997) è generalmente assente sugli impianti italiani, ma è stato sperimentato con successo nel corso della ricerca in oggetto.

Per quanto riguarda i sedimentatori a pianta rettangolare, è evidente che, se il criterio esposto fosse confermato per i sedimentatori a pianta circolare, non c'è alcun motivo per cui non dovrebbe essere valido anche per sedimentatori a pianta rettangolare, con le seguenti avvertenze:

- La velocità  $V_1$  (rapporto fra la portata trattata e la sezione trasversale del decantatore) nel caso dei decantatori rettangolari rappresenta una effettiva velocità di avanzamento della portata che raggiunge lo sfioro di gronda. Tale velocità viene mantenuta inalterata in tutto il tratto terminale del decantatore. E' quindi da attendersi che la crisi del decantatore, a parità delle caratteristiche di sedimentabilità del fango, venga raggiunta per più alti valori di  $V_1$  rispetto ai sedimentatori circolari, nei quali  $V_1$ , come sopra determinato, rappresenta una velocità minima mai effettivamente raggiunta dalla massa liquida in avvicinamento allo sfioro;
- L'accorgimento di disporre più canalette di gronda in parallelo sulla parete terminale del decantatore, rallenta i filetti fluidi solo nelle immediate vicinanze della parete di fondo e, quindi, ha scarsa efficacia per la sedimentazione delle particelle più leggere che raggiungono il ciglio di sfioro. Maggiore efficacia hanno le canalette di gronda disposte lungo i tratti terminali delle pareti lunghe di un sedimentatore rettangolare, che raggiungono effettivamente lo scopo di rallentare l'avanzamento della massa fluida per un tratto terminale di discreta lunghezza.

Si segnala che i criteri sopra esposti servono a prevedere e, quindi, eliminare, lo sfioro nella canaletta di gronda di una frazione di fango più sottile, che si sottrae al comportamento generale della sedimentazione di massa e non viene intrappolata nel cuscino di fango. Gli stessi risultati potrebbero essere raggiunti se si evitasse in origine il fenomeno, ad esempio, disponendo vasche di calma e miscelazione lenta fra l'ossidazione e la sedimentazione secondaria ove, eventualmente, aggiungere un flocculante.

Infine, il criterio sopra esposto va considerato come aggiuntivo e non sostitutivo di altri criteri, che prendono a riferimento il bilancio di massa e, più in generale, il livello massimo raggiungibile dal cuscino di fango senza che lo stesso sfiori nella canaletta di gronda. Infatti, il fenomeno analizzato è diverso e parallelo a quello della formazione e comportamento del cuscino di fango; anche se, spesso, ne costituisce il principale fattore limitante della corretta funzionalità di un decantatore secondario.

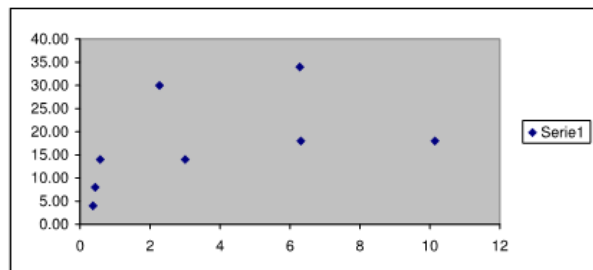
**Impianto del Lavello**

N°3 decantatori : N2 D= 21 mt; N1 D = 29 mt

Scilindrica = 446 mq; S in pianta : = 1352 mq

Qm = Qpunta secca = 500 mc/h

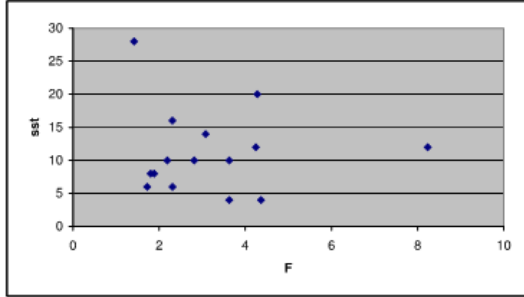
Q pioggia : = 1050 mc/h



V	SVI	1/SVI	C	C/1000	V2	F	sst
1.12	158	0.006329	5.7	0.0057	0.110371	10.14761	18.00
1.12	190	0.005263	4.47	0.00447	0.17744	6.311984	18
1.12	181	0.005525	3.7	0.0037	0.493206	2.270857	30
1.12	227	0.004405	3.21	0.00321	0.372363	3.007815	14
1.12	204	0.004902	4.16	0.00416	0.178356	6.279577	34
1.12	99	0.010101	2.51	0.00251	3.024307	0.370333	4
1.12	207	0.004831	1.35	0.00135	2.578458	0.434368	8
2.3	97	0.010309	2.06	0.00206	4.004504	0.574353	14

Depuratore di Fossa Maestra

V	SVI	1/SVI	C	C/1000	V2	F	ssst
0.77	235.1	0.004254	3.02	0.00302	0.408447	1.885191	8
0.77	242.86	0.004118	3.5	0.0035	0.176457	4.363676	4
0.77	190.48	0.00525	4.2	0.0042	0.249975	3.080308	14
0.77	256	0.003906	2.7	0.0027	0.446759	1.723523	6
0.77	241.235	0.004145	2.685	0.002685	0.543887	1.415736	28
0.77	230.615	0.004336	3.675	0.003675	0.179927	4.279516	20
0.77	203.69	0.004909	4.05	0.00405	0.212203	3.628605	10
0.77	222.775	0.004489	4.105	0.004105	0.093504	8.23494	12
0.77	183.16	0.00546	4.095	0.004095	0.333262	2.310495	6
0.77	219.995	0.004546	3.57	0.00357	0.273266	2.817772	10
0.77	194.805	0.005133	3.85	0.00385	0.333335	2.309991	16
0.77	206.25	0.004848	4	0.004	0.212121	3.63	4
0.77	203	0.004926	4.17	0.00417	0.181321	4.246613	12
0.77	215	0.004651	3.26	0.00326	0.426737	1.80439	8
0.77	212	0.004717	3.49	0.00349	0.351571	2.190172	10



N2 decantatori D = 28 mt

S cilindrica = 351 mq; S in pianta = 1.230 mq

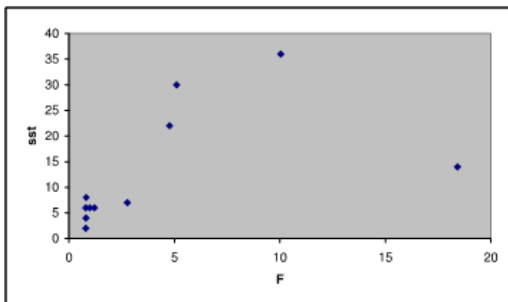
Qmedia = Q punta = 270 mc/h = 6500 mc/g

Ocrisi = 400 mc/h

nota: ho considerato la media dei valori di ox laterale e centrale sia per concentrazione fanghi che per SVI

Depuratore di Camaiole capoluogo

V	SVI	1/SVI	C	C/1000	V2	F	ssst
1.48	95.87	0.010431	4.18	0.00418	1.495405	0.989699	6
1.48	94.35	0.010599	3.71	0.00371	1.856829	0.797058	2
1.48	105.61	0.009469	3.315	0.003315	1.85635	0.797263	6
1.48	132.57	0.007543	3.39	0.00339	1.225128	1.208037	6
1.48	169.41	0.005903	3.85	0.00385	0.533205	2.775668	7
1.48	268.17	0.003729	3.25	0.00325	0.147378	10.04222	36
1.48	246.98	0.004049	3.14	0.00314	0.289462	5.112933	30
1.48	152.35	0.006564	5.01	0.00501	0.310146	4.771941	22
1.48	306.5	0.003263	3.02	0.00302	0.080345	18.4205	14
1.48	111	0.009009	3.2	0.0032	1.815315	0.815285	8
1.48	118	0.008475	3	0.003	1.824859	0.811022	4



N2 Decantatori D = 13.0 mt

Scilindrica = 163 mq; Sin pianta = 265 mq

Qmedia = 121 mc/h; Qpunta nera = 241 mc/h; Qpioggia = 360 mc/h

**Bibliografia:**

- 1) **“Secondary settling tanks : Theory modelling , design and operation “** Aut. “ G.A. Ekama ed altri , *IAWQ, Scientific and technical report N°6 , anno 1997;*
- 2) **“ Assessment of secondary clarification design concepts “** Aut. Denny S. Parker, *Journal Water Pollution Control Federation, Aprile 1983;*
- 3) **“ Flocculator – clarifier performance”** Aut. Denny S. Parker, *Journal Water Pollution Control Federation, Marzo, 1986;*
- 4) **“Use of flocculation concepts to improve secondary clarifier performance”** , Aut. Denny S. Parker . *Brown and Caldwell archives;*
- 5) **“Design and operations experience with flocculator-clarifiers in large plants”** Aut. Denny Parker et Alter; *Proceedings Large Wastewater Treatment Plant Group Vienna Workshop , August 28 – September 2 - 1995*
- 6) , **“ La regolazione dei processi biologici a fanghi attivi , manuale operativo e guida alla diagnosi”** Autori : Renato Vismara, Paola Budelli, Paola Comolli , *Quaderno N°13 di “Ingegneria Ambientale , Inquinamento e Depurazione “ settembre 1991,*
- 7) **“State of the art clarifier modelling technology “** , Aut. Hydrosims, *Proceedings Weftec 2005*
- 8) **The activated sludge technology book**  
Autore : Prof. Kennet Lindrea, (Biotechnology Research Center, Latrobe University).