

CAP.05 -LA SEDIMENTAZIONE SECONDARIA**5.1) Premessa**

La sedimentazione secondaria è “il grande mistero” degli impianti di depurazione che, nella maggior parte dei casi, sono costituiti da impianti a fanghi attivi (colture sospese) seguiti da una sedimentazione secondaria. In pratica, esistono solo formule empiriche che danno indicazioni sui parametri da verificare. Ma trattandosi di formule empiriche che non danno alcuna interpretazione dell’effettivo funzionamento, quando poi un sedimentatore secondario non funziona, pur rispettando tutti i criteri di dimensionamento suggeriti, non si sa come intervenire.

L’ unica teoria generalmente accettata per spiegare il funzionamento di un sedimentatore secondario è quella cosiddetta del “flusso solido” e, a parere del sottoscritto, è totalmente inaffidabile per una serie di motivi che si andranno a illustrare. In ogni caso è sicuramente inutile cercare suggerimenti utili in tale teoria in caso di cattivo funzionamento di sedimentatore secondario.

Le formule empiriche generalmente accettate sono le seguenti :

- **Velocità massima di risalita** (*overflow rate* , in termini anglosassoni) espressa come mc/h di portata applicata (escluso il ricircolo) per unità di superficie in pianta del decantatore, pressappoco da 0,35-0,5 m/h alla portata media e 0.8- 1.0 m/h alla portata di punta;
- **Velocità sullo sfioro**, espressa come l/s per metro lineare della lunghezza di sfioro ; non superiore a 2,0 l/s per ml.

Come si vede, nessuno di questi due criteri prende in considerazione né la concentrazione del fango né le sue caratteristiche di sedimentabilità e non danno alcuna importanza all’ altezza utile del decantatore.

La teoria del flusso solido, invece, ha il merito di aver collegato la superficie del sedimentatore a tali due caratteristiche del fango: concentrazione e sedimentabilità; perseverando, tuttavia, nel grave errore di non attribuire alcuna importanza all’ altezza del decantatore. E questa è una delle cause per cui in Italia i sedimentatori secondari sono quasi sempre di altezza insufficiente.

Nel seguito si passerà a spiegare come è possibile definire le caratteristiche di sedimentabilità del fango, poi s’ illustrerà la teoria del flusso solido , spiegandone limiti ed errori; si daranno alcuni consigli pratici per prevenire le possibili disfunzioni dei sedimentatori secondari e, infine , si passerà ad illustrare quali siano i principi di fluidodinamica che, secondo il sottoscritto, sono da tenere presenti per spiegare l’ effettivo funzionamento di un sedimentatore secondario. A tali principi il sottoscritto ha cercato di dare una interpretazione matematica , elaborando una originale teoria (pubblicata su una delle riviste internazionali più importanti del settore) che tuttavia non è stata ripresa e valorizzata da nessuno, anche se molti suggerimenti pratici da adottare nella progettazione dei sedimentatori (pubblicati sui più prestigiosi manuali , come quello della WEF, *Water Environment Federation* , USA) non avrebbero alcuna giustificazione secondo la teoria del flusso solido ma si spiegano benissimo interpretando la sedimentazione secondaria con i criteri suggeriti dal sottoscritto.

5.2) Caratterizzazione dell’ attitudine a sedimentare del fango attivo

Il parametro generalmente utilizzato e, facilmente disponibile sugli impianti , che da conto della sedimentabilità dei fanghi è lo *Sludge Volume Index* : SVI. Si determina nel seguente modo:

- Si prende un campione di fango da un litro dalla vasca di ossidazione e se ne misura la concentrazione espressa come gr/lt;
- Si versa il campione di cui sopra in un cilindro tarato da in litro;

- Dopo 30 minuti si registra il volume di fango sedimentato in c.c.;
- Il rapporto tra il volume del sedimentato e la quantità di fango secco espressa in grammi nel sedimentato rappresenta lo SVI del campione di fango prelevato.

In pratica, siccome è trascurabile la quantità di fango ancora presente nel chiarificato, possiamo ragionare come se tutto il fango originariamente presente nel campione da un litro si fosse trasferito nel volume di fango sedimentato. Così ad esempio, se la concentrazione di fango originaria fosse stata di 4 gr/litro (pari a 4 kg/mc) e il volume del fango sedimentato dopo 30 minuti di 500 cc , lo SVI del fango risultante sarebbe : $500 / 4 = 125$ c.c./ gr che è un valore accettabile, indice di buona sedimentabilità.

I valori di riferimento sono:

- $SVI < 100$ cc/gr : ottime caratteristiche di sedimentabilità;
- $100 < SVI < 150$ cc/gr ; discrete;
- $150 < SVI < 200$ cc/gr, cattive;
- $SVI > 200$ cc/gr, pessime.

L'adozione di tale parametro non è del tutto soddisfacente, perché non sempre da indicazioni attendibili sull'effettiva sedimentabilità del fango. Infatti il valore che andiamo a registrare è influenzato da :

- Valore iniziale della concentrazione;
- Rapporto altezza diametro del cilindro;
- Caratteristiche reologiche del fango;
- Non tiene conto della leggera miscelazione presente in vasca per l'azione del carro ponte raschia fango.

Per quanto riguarda il primo aspetto, si può dire che se la concentrazione del fango non varia molto da impianto ad impianto, non ha molta influenza nel valutare le caratteristiche di sedimentabilità. Per essere più precisi occorrerebbe confrontare campioni che hanno tutti la stessa concentrazione iniziale , ad esempio: 3 gr/lt; aggiungendo acqua chiarificata ai campioni che hanno maggiore concentrazione.

Per quanto riguarda il secondo punto, la sedimentazione nel decantatore operativo è sempre migliore di quanto non appaia nel cilindro di prova, proprio perché il rapporto superficie altezza è molto maggiore nel sedimentatore che nel cilindro di prova. Non di rado si vedono coni Imhoff nel quale il fango non sedimenta per nulla, mentre invece il sedimentatore funziona abbastanza bene. Anche la leggera miscelazione del fango in sedimentazione favorisce la sedimentazione del fango, perché da la possibilità di liberarsi a bolle di gas che, altrimenti, rimarrebbero intrappolate dai fiocchi di fango.

In generale, possiamo dire che la sedimentazione in campo si svolge con maggiore facilità di quanto non appaia dalle prove in cono Imhoff o nel cilindro tarato.

Se riempiamo un cilindro tarato con la miscela acqua fango presa da un reattore biologico e osserviamo l'abbassamento dell' interfaccia acqua fango ricaveremo una curva del genere:

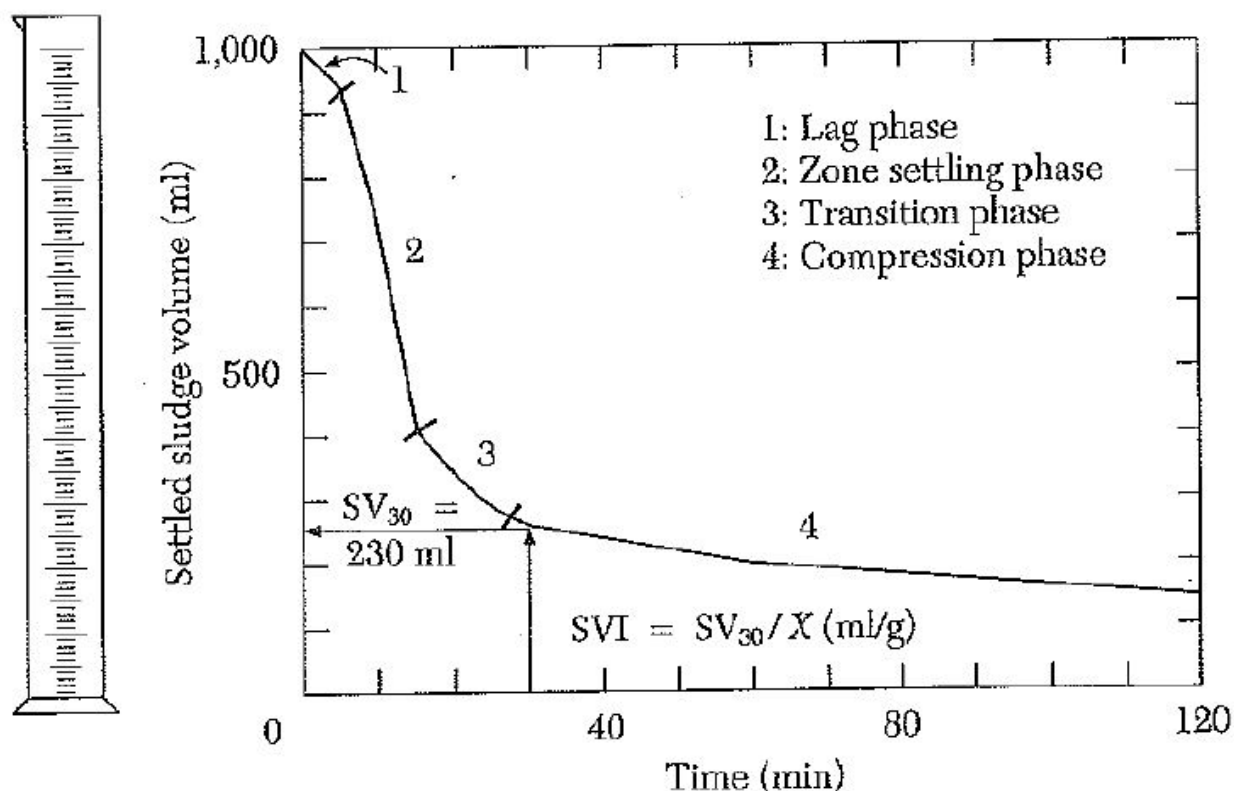


Fig.5.1 Sedimentazione in condizioni statiche

Il rapporto fra ordinate ed ascisse dà la velocità di abbassamento dell' interfaccia acqua fango.

Dopo la prima zona di smorzamento della turbolenza nel cilindro tarato, c'è una zona con velocità costante dell' abbassamento interfaccia acqua/fango. In tale zona, tutte le particelle in sospensione sedimentano alla stessa velocità, senza influenzarsi tra di loro, quindi senza variazioni di concentrazione. E' dimostrato che la velocità uniforme di cui alla zona 2 dipende dalla concentrazione iniziale : è tanto maggiore quanto minore è la concentrazione iniziale del campione. La zona di transizione 3 è a concentrazione in aumento con la profondità e corrisponde alla zona nella quale le particelle cominciano a riempire gli spazi vuoti fra di loro. Alla base della zona tre tutti gli spazi sono riempiti e inizia la zona di compressione del fango per l'effetto del peso proprio.

Per quanto sopra, possiamo disegnare un fascio di curve come quelle della figura precedente, ognuna ricavata per una concentrazione iniziale di partenza diversa, ottenendo un grafico come quello di cui alla figura che segue :

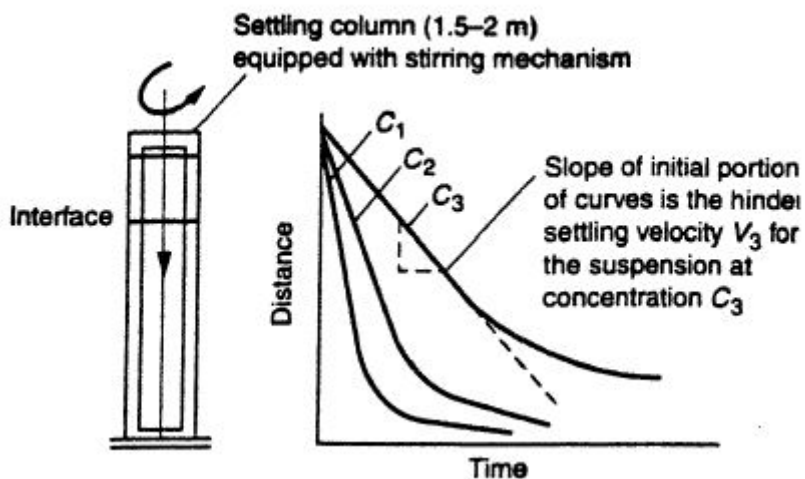


Fig. 5.2 Curve di sedimentazione con diverse concentrazioni di partenza

Dove le curve C_1 , C_2 e C_3 sono state ottenute per concentrazioni via via crescenti e, quindi, velocità decrescenti. Più ricercatori hanno cercato di dare una espressione matematica che legasse il tratto a velocità costante iniziale con le altre caratteristiche del fango.

L'espressione più nota è quella di Vesilind, secondo la quale :

$V = V_0 * e^{(-n*X)}$, nella quale:

V = velocità di sedimentazione nel tratto rettilineo iniziale;

V_0 = costante dipendente dalle caratteristiche del fango, m/s

n = coefficiente esponenziale dipendente dalle caratteristiche del fango;

X = concentrazione del MLSS in Kg/mc

Diversi autori hanno collegato il fattore esponenziale n (e in qualche caso anche il valore di V_0) allo SVI . Nel seguito si danno i valori calcolati per SVI variabile da 250 a 75, posta la concentrazione fissa pari a 4.0 kg/mc. Gli autori sono : Daigger e Roper (1985) ; Mines (2001); Vaccari (2004).

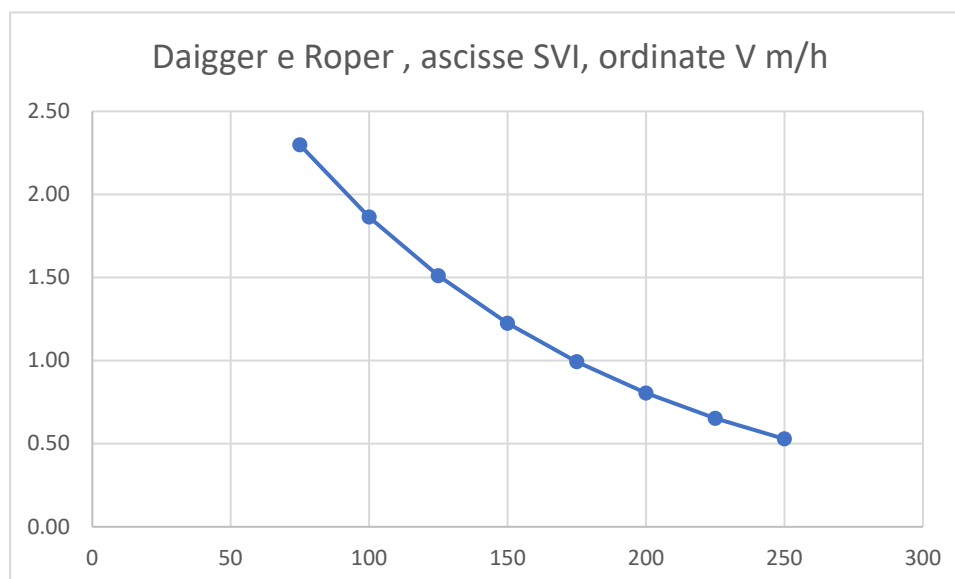


Fig.5.3

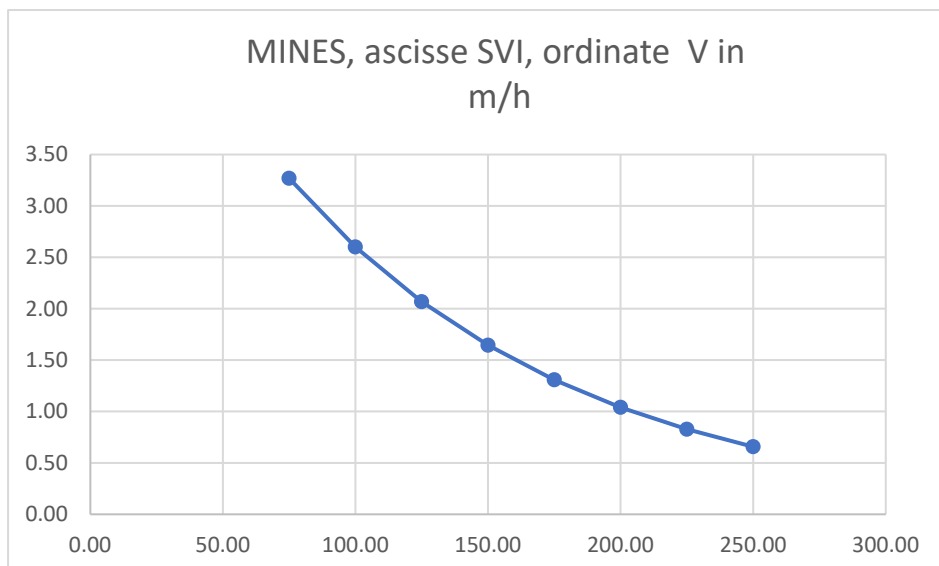


Fig. 5.4

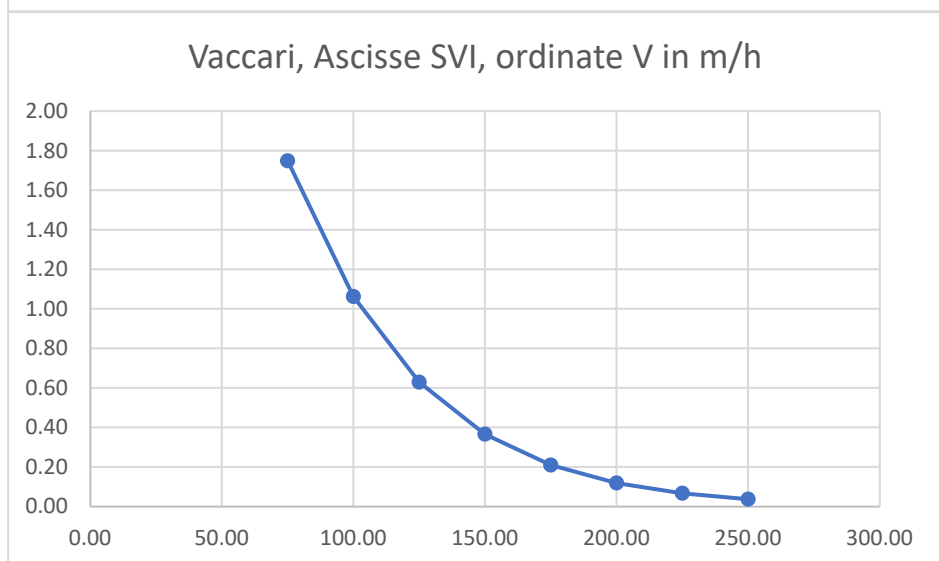


Fig. 5.5

A parere del sottoscritto:

- i valori di V dati dall' algoritmo di Diagger e Roper sono i più realistici, ma occorre adottare un coefficiente di sicurezza di circa 0.6 (da moltiplicare per V) per SVI > 125
- I valori di Mines sono troppo ottimistici;
- I valori di Vaccari sono troppo cautelativi, specie per SVI < 200

Come si può notare , a seconda degli autori, c'è una forte variabilità nel voler esprimere con un algoritmo prefissato la velocità di sedimentazione dei fanghi nella zona ad andamento lineare. Evidentemente, non tutto è chiaro e il valore effettivo di tale parametro andrebbe misurato sul campo. Ma anche se lo si facesse, le caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi variano nel tempo per una serie di motivi, fra i quali : temperatura del MLSS; età del fango, stagione piovosa e/o stagione secca, carenze temporanee di ossigeno nei week end (tipica degli impianti a servizio di zone balneari), etc.

In pratica, con un fango con SVI inferiore a 125 cc/gr, è difficile che un sedimentatore secondario vada in crisi. Se lo SVI dovesse aumentare oltre valori che mettono in crisi il sedimentatore secondario, occorre adottare strategie in grado di riportarlo entro limiti accettabili.

Se adesso immaginiamo (con un bel po' di fantasia) che la portata complessiva in ingresso al decantatore ($Q + rQ$) appena entrata si divida in due streams : una portata Q verso l' alto (verso lo sfioro periferico) ed una portata rQ , verso il basso, per il ricircolo del fango, abbiamo una velocità di risalita (già definita in precedenza come *overflow rate* che si esprime in m/h) che deve essere inferiore alla velocità iniziale di sedimentazione del fango , alla concentrazione presente nel reattore biologico, come sopra definita; altrimenti il fango non inizia neanche a decantare e viene trascinato verso lo sfioro. Come valori di riferimento per l' *overflow rate* erano stati dati i seguenti valori :

0,35-0,5 m/h alla portata media e 0.8- 1.0 m/h alla portata di punta;

I valori per la portata media corrispondono a quelli di Diagger e Roper, per $SVI > 200$, moltiplicati per un coefficiente di sicurezza di 0.6. Per quelli di punta occorre ragionare su come funziona veramente un decantatore: Non si tratta di una filtrazione idrodinamica per cui, non appena superato una certa velocità limite di risalita, tutto il materiale solido in sospensione viene trascinato fuori dal sistema. Il fenomeno della sedimentazione secondaria è un po' più complesso e può essere descritto come segue:

Partiamo dalle condizioni stazionarie di portata media in ingresso e con una portata di ricircolo fissa, che non è asservita in automatico all' aumento della portata in ingresso :

- **Condizioni stazionarie** : Il prelievo di fango al centro del decantatore crea una depressione nel cuscino di fango sul fondo, che miscela gli strati più vicini al fondo con quelli che si trovano immediatamente più in alto. La concentrazione media della portata di ricircolo (sempre più bassa di quella dello strato di fondo) è tale da assicurare il bilancio di massa : $(Q+rQ) * X = rQ * X_r$, con X e X_r , rispettivamente , concentrazione del fango nel reattore biologico e nella portata di ricircolo;
- **Condizioni variabili**: se aumenta la portata in ingresso, Q , ma non quella di ricircolo (in termini assoluti) si crea un accumulo di fango nel sistema, con innalzamento del livello del cuscino di fango e maggiore concentrazione del fango negli strati di fondo. Conseguentemente, aumenta la concentrazione media della portata di ricircolo. Questo aumento può arrivare a ristabilire di nuovo il bilancio di massa, con r più piccolo ma X_r più alto , e il decantatore continua a funzionare correttamente. Oppure, anche se non sin arriva ad un nuovo equilibrio del bilancio di massa, l' elasticità del sistema è tale che l' innalzamento del livello del cuscino di fango non arriva fino a mettere in crisi il decantatore perché prima che questo accada la portata in ingresso comincia nuovamente a diminuire.

Ecco perché è ammissibile una velocità di risalita alla portata di punta più alta che alla portata media, bisogna che però si abbiano idee chiare su quale può essere la durata della portata di punta. Su impianti di piccola e media grandezza, sui quali la durata della portata di punta non supera le 2 o 3 ore, è accettabile avere valori di risalita di punta che siano il doppio di quelli alla portata media. Sui grandi impianti, lì dove la portata di punta è di poco superiore a quella media (coefficiente di punta 1.2-1.5) la portata di punta può durare molte ore e vanno fatte considerazioni più prudenti.

5.3) Teoria del "flusso solido"

Passiamo adesso ad illustrare la teoria del flusso solido.

Se moltiplichiamo per ciascuna curva di sedimentazione (come sopra ricavate) la concentrazione di riferimento per la velocità del tratto a velocità costante (*settling zone*) e lo riportiamo sul piano cartesiano in funzione delle concentrazioni otteniamo il seguente diagramma:

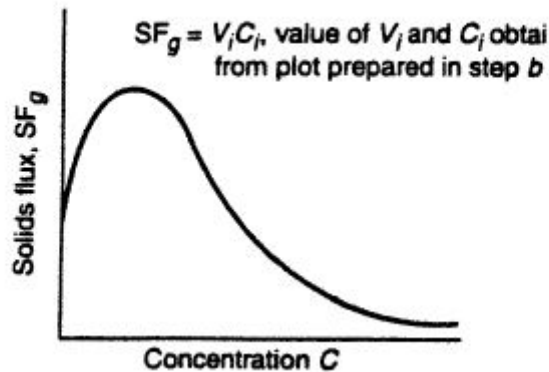


Fig. 5.3.1) Flusso solido gravitazionale

In assenza di prove sperimentali possiamo ottenere la stessa curva utilizzando l' espressione di Vesilind. Ad esempio, posto $V_0 = 7.0$ m/h e $n = 0.4$ (valori medi accettabili) , risulta:

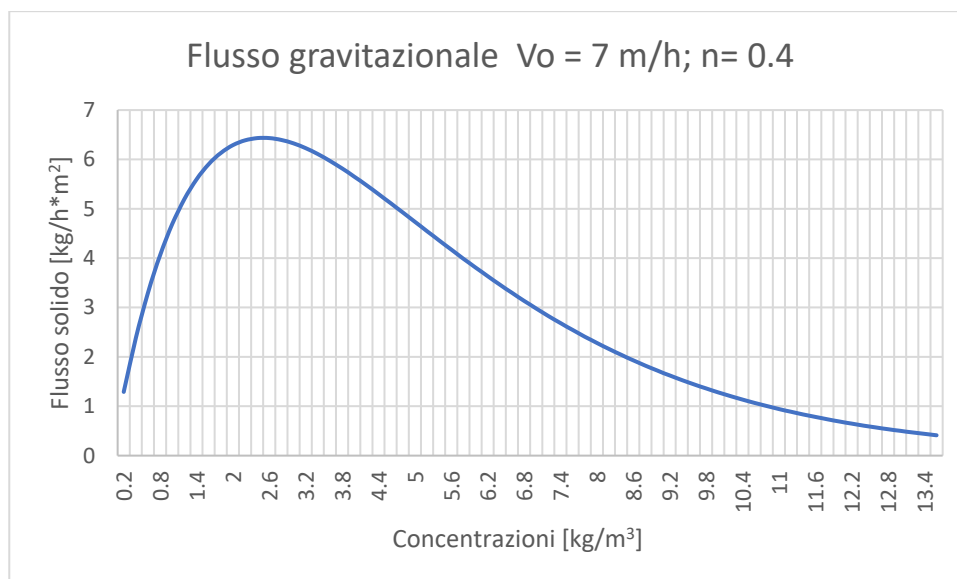


Fig. 5.3.2 Curva del flusso solido gravitazionale ricavata con la formula di Vesilind avendo posto $V_0 = 7$ m/h e $n = 0.4$, utilizzando un foglio di calcolo excel

Sulle ordinate, il prodotto concentrazione per velocità, dimensionalmente, $\text{kg}/\text{m}^3 \times \text{m}/\text{h} = \text{Kg}/\text{h}$ per mq , rappresenta il flusso solido unitario , ossia: La quantità di solidi , in kg, che attraversa la superficie unitaria nell' unità di tempo. Come si vede, il flusso solido , nel tratto iniziale, aumenta con la concentrazione (l' effetto dell' aumento della concentrazione è maggiore dell' effetto di diminuzione della velocità di sedimentazione) raggiunge un massimo e poi diminuisce sempre più lentamente : l' effetto dell' aumento della concentrazione non compensa la diminuzione della velocità.

Tornando in un decantatore secondario operativo, schematizziamo l' azione del sistema di ricircolo del fango, come una velocità verticale verso il basso, uniforme su tutta la superficie del sedimentatore (pari alla

portata $r \cdot Q$ in mc/h ; diviso la superficie del decantatore in mq) applicata a tutto quanto è presente nel decantatore stesso: massa liquida e fango in sospensione. Tale velocità applicata alle particelle solide in sospensione, rappresenta un altro flusso solido discendente verso il basso determinato dall'effetto di aspirazione dei fanghi. Essendo tale velocità una costante del sistema, il flusso solido determinato aumenta linearmente con l'aumentare della concentrazione del fango verso il fondo. Possiamo parlare, quindi, di due tipi di flusso solido, ambedue diretti verso il fondo del decantatore, di cui il primo determinato dalla gravità delle particelle, caratterizzato dalla curva a campana di cui sopra, e l'altro dall'aspirazione della pompa ad andamento lineare con la concentrazione.

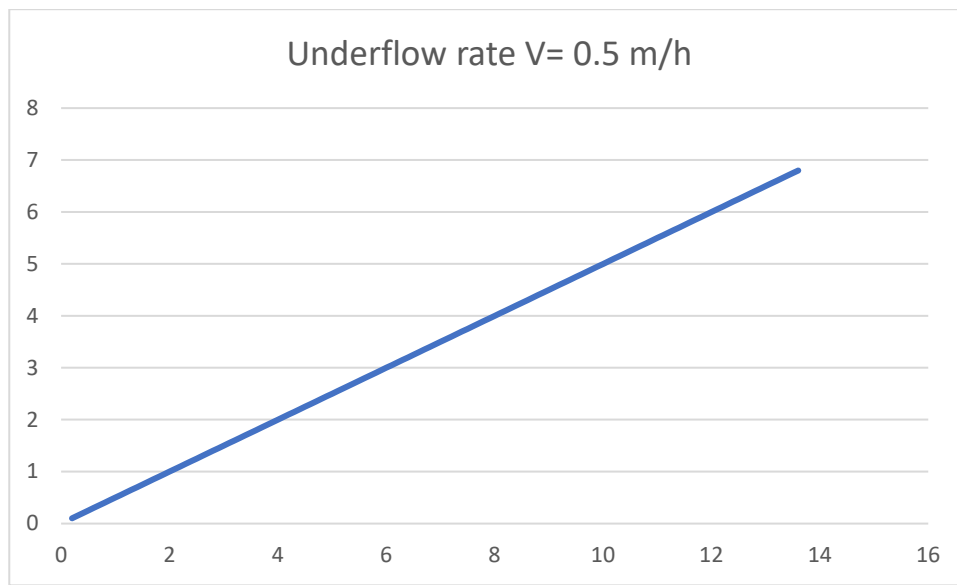


Fig.5.3.3 Flusso solido dovuto all' under flow rate

Se sommiamo i flussi solidi dovuti ai due meccanismi sopra descritti ricaviamo il digramma che segue:

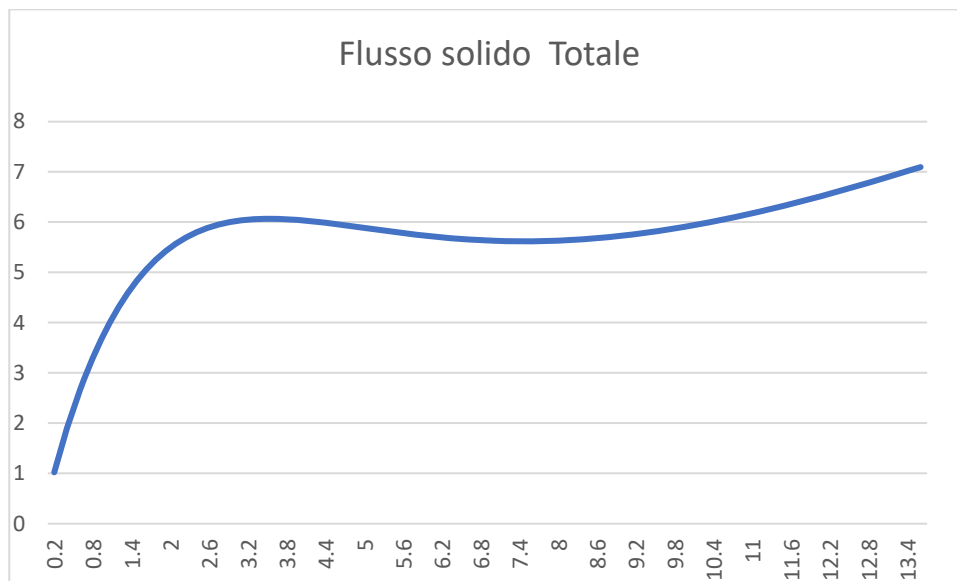
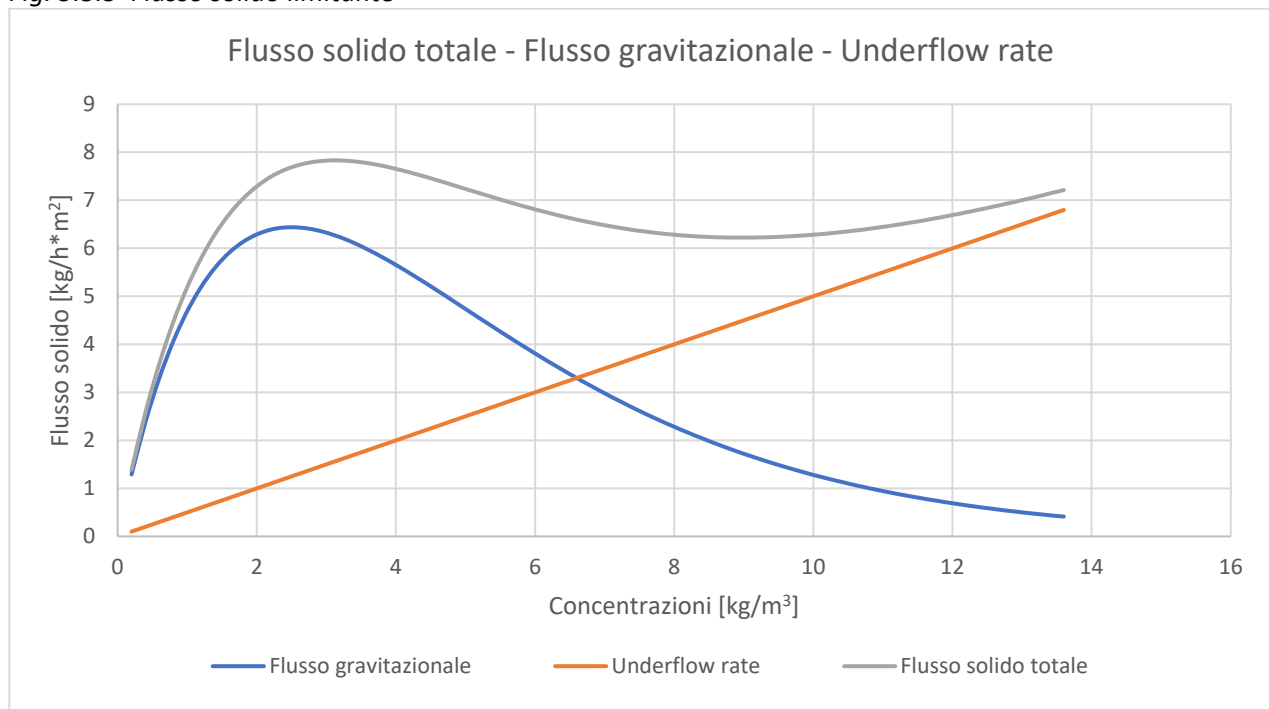


Fig.5.3.4 Flusso solido totale : gravitazionale + underflow rate

Fig. 5.3.5 Flusso solido limitante



Nella figura sopra riportata :

- In azzurro, Flusso gravitazionale, Flusso solido dovuto alla gravità delle particelle ;
- In arancione, Under flow flux, il coefficiente angolare da la velocità di aspirazione; Flusso solido dovuto all' effetto di aspirazione della pompa;
- In grigio, flusso totale, somma dei due

Come si vede, la curva del flusso totale presenta un minimo per una determinata concentrazione. Questo minimo viene definito **flusso solido limitante** ossia: massimo flusso solido applicabile al decantatore. In condizioni stazionarie la quantità di solidi entrante nel sedimentatore, ossia : $(Q+rQ) \cdot X_o$ (dove Q portata entrante, r rapporto di ricircolo fanghi e X_o concentrazione nel reattore biologico) deve essere eguale a quella uscente dal decantatore ed è una costante del sistema che deve essere inferiore al flusso solido limitante.

Schematizziamo il cuscino di fango depositato sul fondo come una serie di strati a concentrazione costante sul piano e crescente con la profondità. In condizioni stazionarie, il flusso solido applicato al decantatore deve attraversare tutti gli strati del cuscino di fango dall' alto verso il basso a concentrazione via via crescente; dividendosi in modo diverso per ogni strato tra flusso gravitazionale e flusso dovuto alla ripresa dei fanghi, definito come underflow flux.

Quindi, una volta che abbiamo la curva del flusso solido gravitazionale, in funzione delle portate in gioco potremmo determinare il valore del flusso solido limitante e, quindi, le dimensioni in pianta del decantatore. La procedura analitica, però, è un po' complessa e richiedere la reiterazione dei calcoli per successive approssimazioni. E' stato quindi messo a punto una procedura di verifica in forma grafica di facile applicazione : La *state point analysis*

Schematizziamo quello che accade all'arrivo della sospensione acqua/fango nel decantatore come dalla figura che segue:

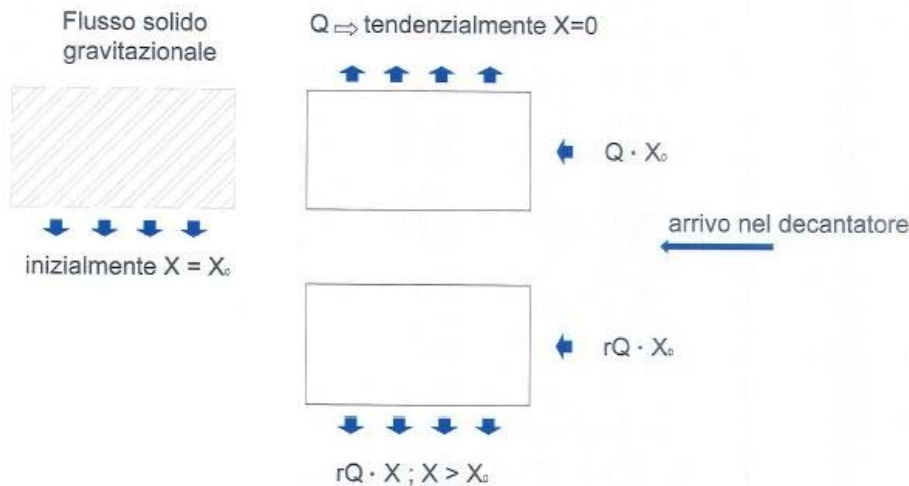


Fig. 5.3.6 Schema iniziale flusso solido

In tale figura, posto S superficie del decantatore in m^2 :

- Q/S è l' *overflow rate* , ossia: la portata in trattamento diviso la superficie del decantatore , espressa in m/h ;
- rQ/S è l' *under flow rate*, ossia: la portata del fango di ricircolo diviso la superficie del decantatore, espressa in m/h ;
- X_0 la concentrazione in ingresso, pari alla concentrazione nel reattore biologico.

Schematizziamo quanto accade in ingresso al decantatore come se la portata in ingresso si dividesse immediatamente in due aliquote : una diretta verso l' alto, portata Q ; ed una verso il basso, portata rQ . All' ingresso nel decantatore ambedue tali aliquote hanno concentrazione X_0 . Ma subito dopo, se la velocità caratteristica di sedimentazione del fango alla concentrazione X_0 è maggiore di Q/s , la portata che si dirige verso l' alto si libera delle particelle in sospensione; mentre la portata che si dirige verso il basso aumenta di concentrazione , per effetto del flusso solido gravitazionale. Possiamo analizzare il processo complessivo sullo stesso piano cartesiano del flusso solido sopra utilizzato.

La figura che segue è stata elaborata nelle seguenti ipotesi

- $Q/S = \text{overflow rate} = 1 \text{ m/h}$
- $X_0 = 4 \text{ kg/mc}$;
- $rQ/S = \text{underflow rate} = 0.5 \text{ m/h}$

e, quindi, flusso solido applicato al decantatore : $4 \text{ kg/mc } (Q/S+rQ/S)m/h = 6.0 \text{ kg/h per } m^2$

Disegniamo, innanzitutto, la retta orizzontale corrispondente al flusso solido applicato. (tratteggiata in rosso nella figura che segue) . Disegniamo poi la retta dell' *Overflow rate*.

Si tratterà di una retta avente come coefficiente angolare la velocità di *overflow rate*. Alla concentrazione X_o del reattore biologico, il flusso solido in ingresso dovrà essere inferiore a quello gravitazionale, per il concetto già sopra espresso (velocità iniziale di sedimentazione del fango superiore all' *overflow rate*) altrimenti, non inizierebbe neanche il processo di sedimentazione. Quindi : il punto A deve trovarsi al di sotto della curva a campana del flusso gravitazionale. Il punto A viene definito *state point*.

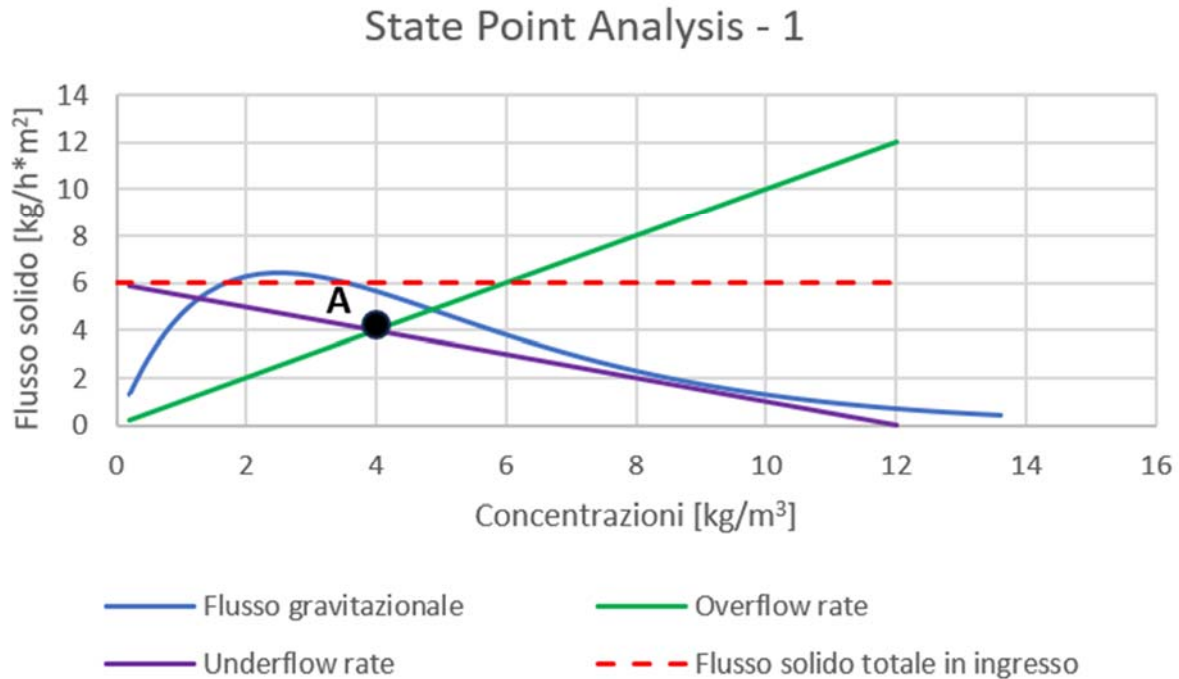


Fig. 5.3.7 Verifica grafica del flusso solido mediante l' analisi allo State Point

Adesso disegniamo la retta che , per ogni concentrazione X sull' asse delle ascisse , ha sull' asse delle ordinate la differenza fra flusso solido totale in ingresso e il flusso dovuto al ricircolo fanghi (*underflow rate*) . In pratica, diagrammiamo il valore dell'under flow rate invece che rispetto all' asse $Y=0$, rispetto all' asse orizzontale: flusso solido applicato. Tale retta deve necessariamente passare per X_r , ossia per il punto dell' asse delle ascisse corrispondente alla concentrazione di ricircolo, sul fondo del decantatore, dove il flusso gravitazionale è nullo e il flusso solido è dovuto solo all' under flow rate. Per altro, il valore di X_r è dato da:

$$X_r = \frac{X_o(Q+rQ)}{rQ} = 11.6 \text{ kg/mc}$$

Dividendo numeratore e denominatore per S (superficie del decantatore) con i valori sopra fissati risulta:

$$X_r = 12 \text{ kg/mc}$$

La retta dell' *underflow rate* , inoltre , deve anche passare per il punto A , infatti :

- L'ordinata del punto A, per definizione, rappresenta il flusso solido in ingresso dovuto alla portata in trattamento Q moltiplicato per X_0 ;
- La distanza fra il punto A e la retta orizzontale tratteggiata (flusso solido in ingresso) deve essere per forza eguale al valore dell'under flow rate, perché la somma dell'over flow rate e quella dell'under flow, deve essere pari al flusso solido applicato al decantatore

Perché la verifica sia positiva (oltre alla prima condizione: punto A all'interno della curva a campana del flusso gravitazionale) la retta dell'underflow rate, per concentrazioni maggiori di X_0 ("a destra" del punto A, State Point) deve essere tutta sotto la "campana" della curva del flusso solido gravitazionale. Se fosse al di sopra sarebbe come dire che in quel punto l'under flow rate, sommato al flusso gravitazionale, sarebbe superiore al flusso solido applicato, il che non è possibile, perché il flusso solido applicato è una costante che attraversa tutti gli strati del cuscino di fango.

Quando la retta dell'underflow rate è tangente alla curva del flusso solido gravitazionale (come, pressappoco nella verifica di fig. 5.3.7) ci troviamo nelle condizioni di flusso limite massimo applicabile al decantatore, con quel valore della portata di ricircolo. Se vogliamo acquisire un margine di sicurezza dobbiamo aumentare il ricircolo.

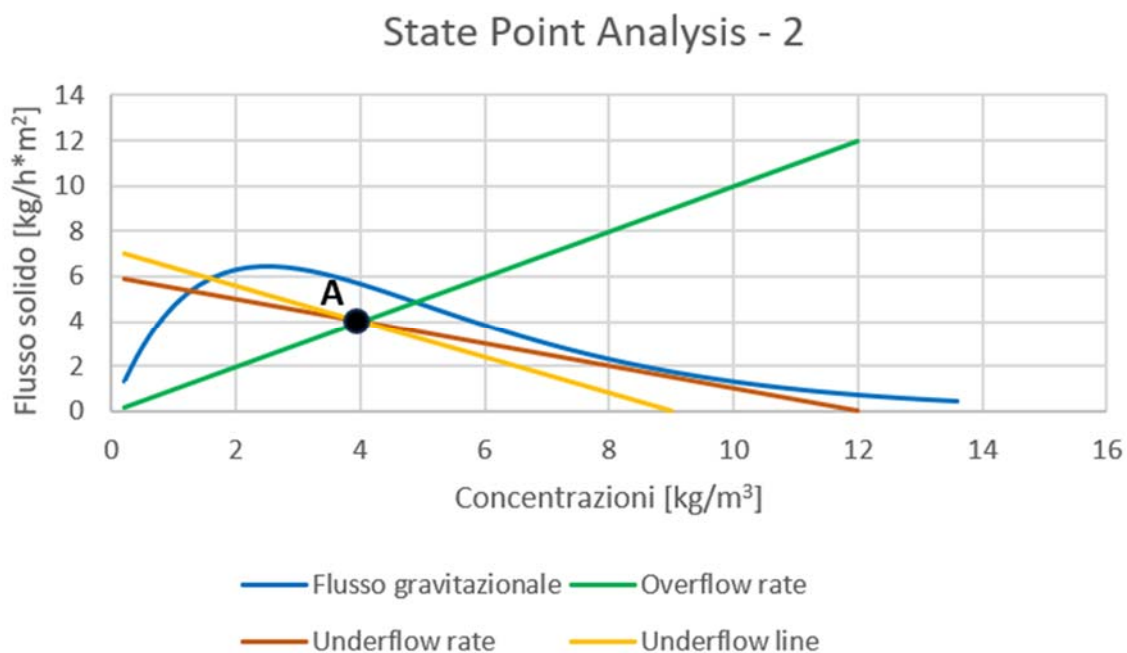


Fig. 5.3.8 State Point Analysis avendo con due rette per l'underflow rate: la prima, in rosso, per $r=0.5$ ($X_r = 12 \text{ kg/mc}$); la seconda in giallo, per $r = 0.8$ ($X_r = 9.0 \text{ kg/mc}$) avendo lasciati invariati tutti gli altri parametri. Si noti bene che avendo lasciato invariato anche X_0 , il flusso solido applicato al decantatore è aumentato da 6.0 kg/h per mq a 7.2 kg/h per mq .

Aumentando la portata di ricircolo diminuisce la concentrazione X_r e la retta dell'underflow rate, restando fisso il punto A, ruota in senso orario, allontanandosi del punto di tangenza con la curva del flusso solido gravitazionale.

Facciamo un esempio applicativo ripreso dal funzionamento di un decantatore secondario esistente (impianto di Ronciglione).

- Superficie di decantazione: $S = 226 \text{ mq}$
- Portata media in ingresso : $Q = 351 \text{ mc/h}$
- Portata di ricircolo : $rQ = 240 \text{ mc/h}$
- Concentrazione nel mixed liquor in ingresso : $X_o = 4.7 \text{ kg/mc}$;

Risulta :

- Concentrazione dei fanghi di ricircolo : $X_r = \frac{X_o(Q+rQ)}{rQ} = 11.6 \text{ kg/mc}$
- Flusso solido totale in ingresso = $G_t = \frac{X_o(Q+rQ)}{S} = 12.3 \text{ kg}^*\text{h/mq}$

Si ipotizza $SVI = 100 \text{ gr/l}$

Si adotta l' espressione del MINES per i valori da inserire nella curva di Vesilind. Risultata :

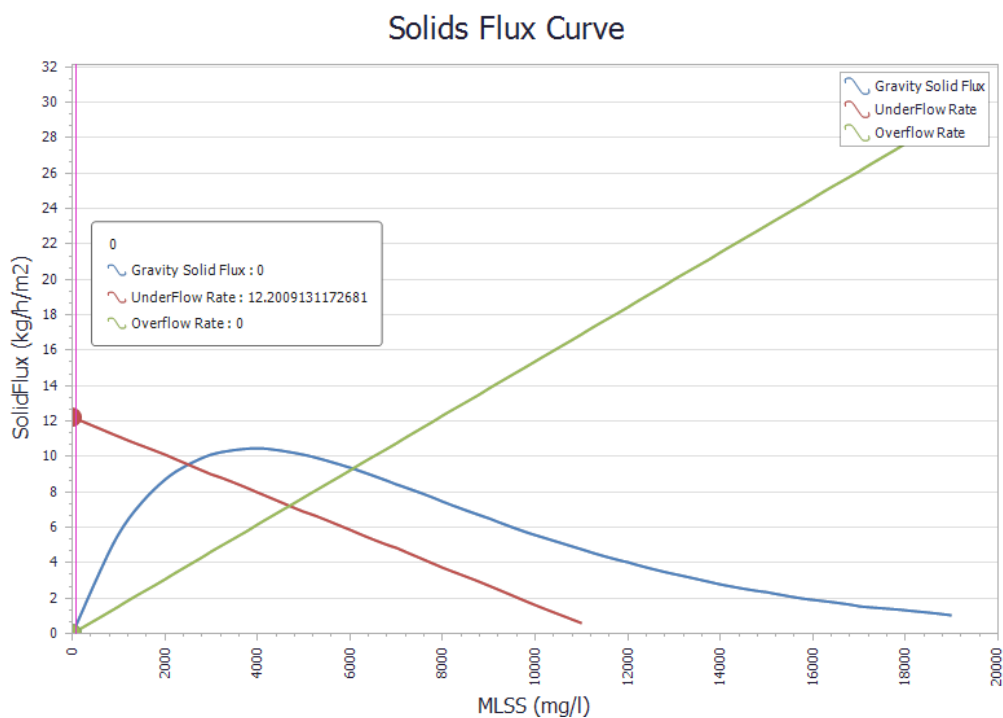


Fig. 5.3.9 La retta rossa dell' under flow rate (Flusso solido totale meno flusso solido dovuto all' estrazione fanghi) intercetta l' asse delle ordinate al valore del flusso solido totale, perché a concentrazione nulla la quantità di fango estratto è nulla.

Spostando la lettura del grafico sul punto dello State Point Analysis (incrocio fra le rette) leggiamo:

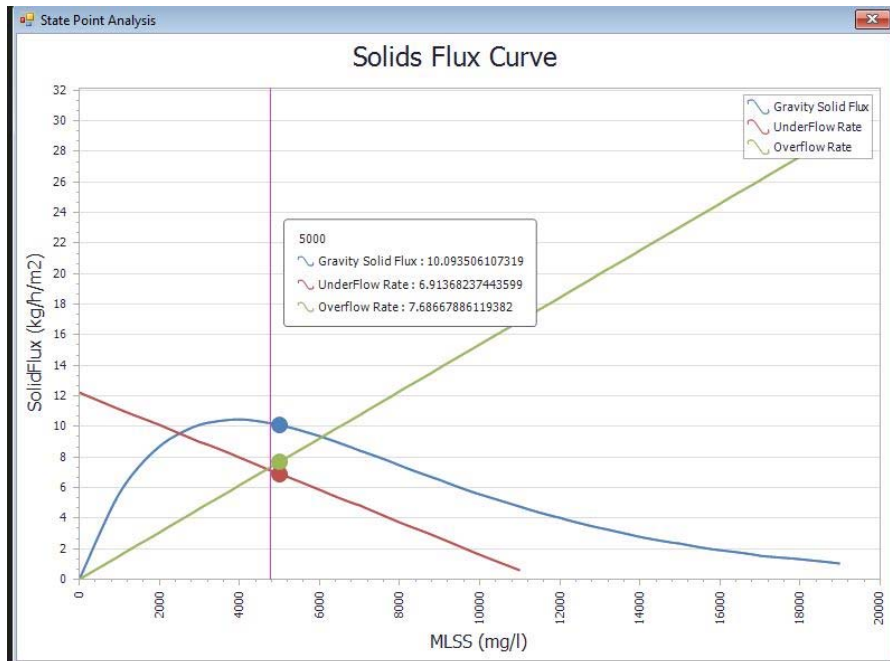


Fig. 5.3.10 La differenza fra flusso solido totale (retta orizzontale che ha valore dell'ordinata pari a 12.3 kg*h/mq) e il flusso solido dovuto al fango estratto alla concentrazione di X_o (240mc/h*4.7 kg/mc/226mq = 5.6 kg*h/mq) ci da il valore dell'ordinata dell'under flow rate, circa 6.7 kg*h/mq. (Le approssimazioni sono dovute a imprecisioni del cursore)

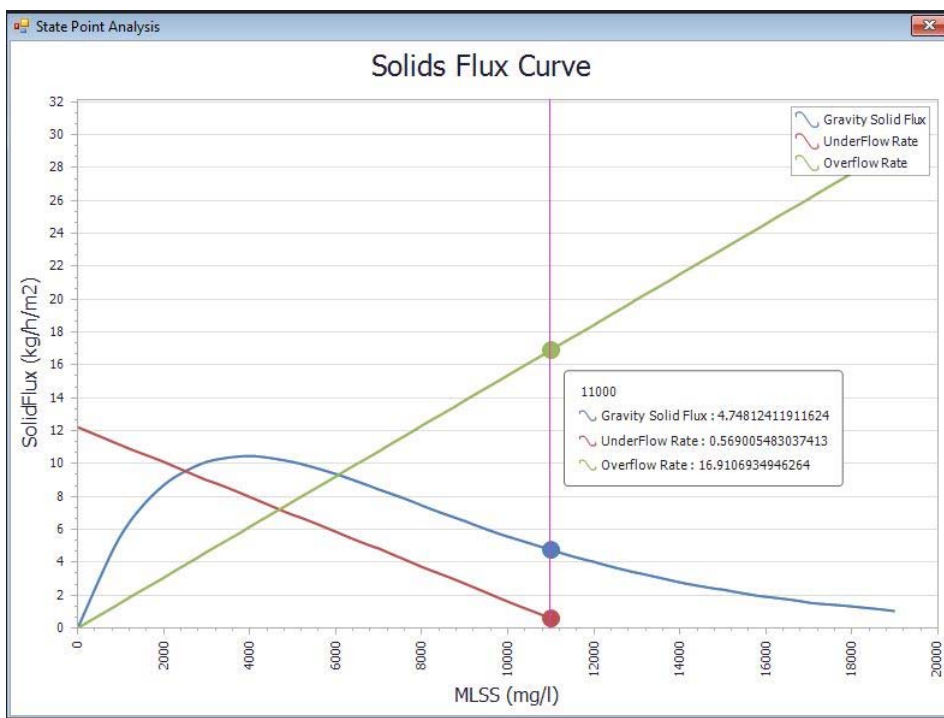


Fig.5.3.11 Al valore della concentrazione di ricircolo, fondo del decantatore, non c'è flusso gravitazionale e il flusso solido totale è pari alla quantità estratta con i fanghi di ricircolo. L'ordinata dalla retta dell'underflow rate è praticamente nulla.

Nelle verifiche i cui sopra (MINES) la retta dell' underflow rate è tutta sotto la curva a campana del flusso solido gravitazione, ossia: verifica positiva. Se fosse anche solo in parte al disopra, vorrebbe dire che per i valori di concentrazione corrispondenti, la differenza fra flusso solido totale e flusso solido dovuto all' estrazione dei fanghi (che deve essere coperta dal flusso solido gravitazionale) sarebbe superiore al flusso solido gravitazionale e il sistema non potrebbe stare in equilibrio.

Tanto per avere un'idea della differenze che risultano adottando gli algoritmi suggeriti da diversi autori, riportiamo nel seguito le verifiche del flusso solido con il criterio dello State Point Analysis (a parità di tutti gli altri parametri) effettuate utilizzando le espressioni di Daigger e Roper o di Vaccari:

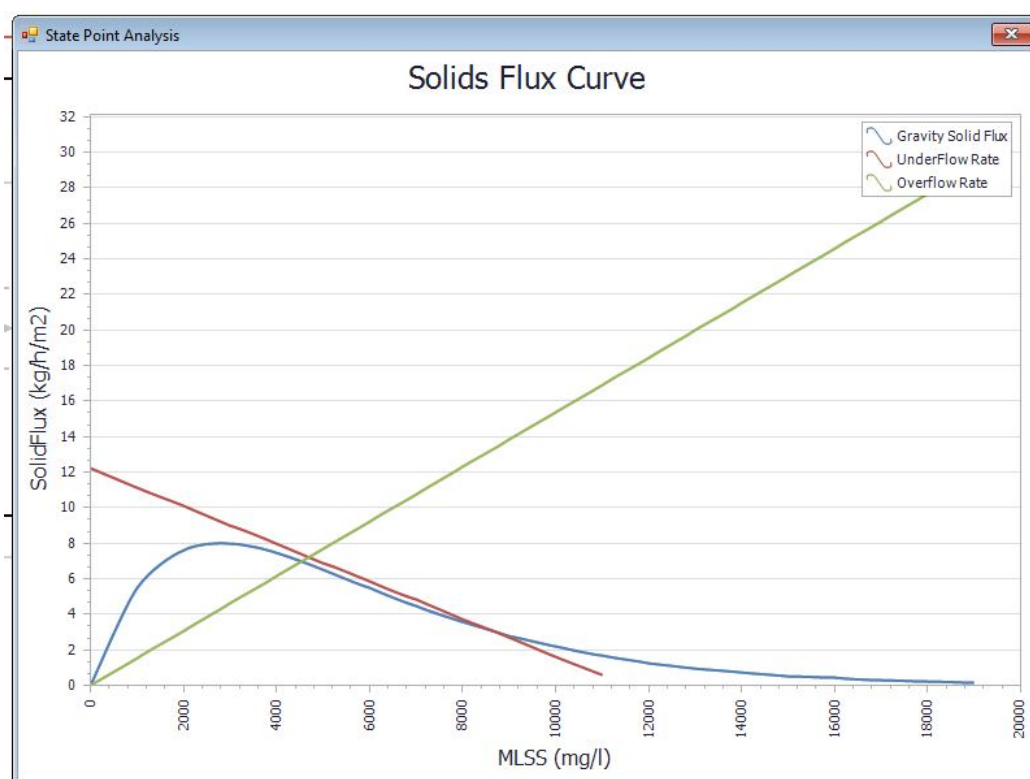


Fig. 5.3.12

Daigger e Roper

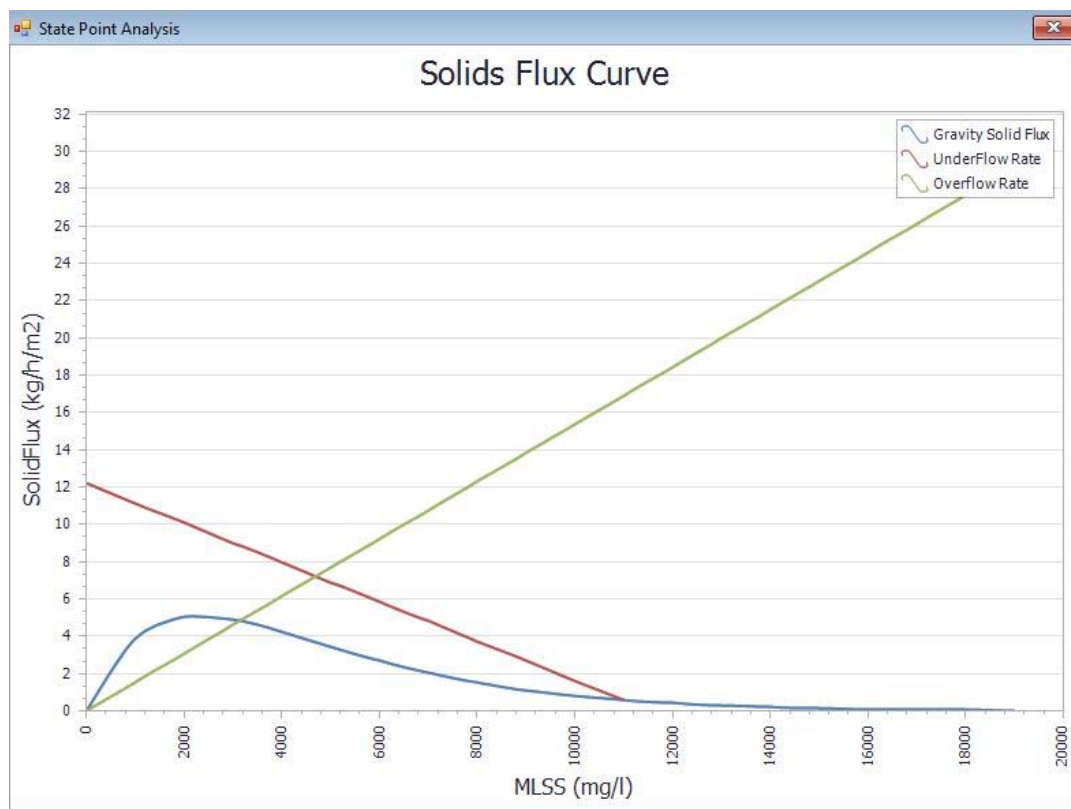


Fig. 5.3.13

Vaccari

Come si può notare le differenze sono molto sensibili: si sta del tutto dentro con Mines , appena fuori con Daigger e Roper, del tutto fuori con Vaccari. Se si considera che abbiamo anche ipotizzando un SVI decisamente buono (100 cc/gr) è chiaro che stiamo operando molto a rischio.

Se confrontiamo questi dati con il parametro empirico dell' overflow rating , abbiamo una velocità di risalita pari a $351/226 = 1.55$ m/h con una concentrazione di 4.7 kg/mc, ossia: anche i parametri tradizionali confermano che stiamo in una situazione ad alto rischio.

5.4) Critiche alla teoria del flusso solido e possibile interpretazione alternativa

Di tutto quanto riportato nel precedente paragrafo non è vero niente e , in particolare :

- non è vero che per migliorare le performance di un sedimentatore secondario dovremmo sempre aumentare la portata di ricircolo. Chiunque ha gestito, anche solo per poco tempo, un impianto di depurazione lo sa benissimo. Non di rado è vero esattamente il contrario.
- non è neanche vero che la crisi di un decantatore è determinata dall' impossibilità di rispettare il bilancio di massa : non riusciremmo ad estrarre tutto il fango che entra. Molto più frequentemente, prima che per il bilancio di massa, la crisi di un decantatore secondario è determinata da un rapporto troppo elevato fra le forze d' inerzia e quelle di gravità, ossia : fra le forze che tendono a trascinare il fango verso la canaletta di gronda finale e la tendenza del fango a sedimentare.
- Non è neanche vero che il cuscino di fango all' interno di un decantatore sia schematizzabile come una serie di straterelli a concentrazione costante in direzione orizzontale e crescente con la profondità. Al contrario: se non si tiene conto del gradiente di densità in orizzontale non si può spiegare il funzionamento di un decantatore secondario.
- Non è vero che il fango estratto ha la concentrazione dello strato di fondo del cuscino di fango, perché l' azione di aspirazione del fango provoca una miscelazione fra lo strato di fondo e quelli immediatamente superiori;
- Appare, inoltre, evidente che schematizzare i flussi di fango e di acqua nel decantatore come flussi discendenti e ascendenti in direzione verticale, per decantatori che hanno diametri molto superiori alla profondità (come è normale) sia molto lontano da quello che risulta dall' osservazione reale del fenomeno; dalla quale risulta invece che la direttrice prevalente è in direzione orizzontale, e radiale per quelli a pianta circolare.

Infine, anche volendo accettar tutte le ipotesi di cui sopra, appare del tutto arbitrario misurare la sedimentabilità del fango in ambiente statico e stazionario (velocità costante per un lasso di tempo definito e per una estensione discreta del campione) e applicarla in condizioni del tutto diverse : ambiente dinamico e concentrazione del fango variabile in continuo con la profondità. Il risultato è che la teoria è molto lontana da una interpretazione reale del fenomeno, per quanto semplificata e schematizzata e , proprio per questo, è del tutto inadatta a risolvere le problematiche di un sedimentatore secondario che non funziona correttamente. L' unica cosa vera è che più bassi sono i valori del flusso solido e migliore è il funzionamento di un decantatore. Ma questo è vero per il flusso solido come per altri parametri empirici di proporzionamento: velocità di risalita, velocità sullo sfioro e tempo di ritenzione; senza che però nessuno di essi fornisca una interpretazione soddisfacente del fenomeno.

Nel seguito l' interpretazione del funzionamento di un decantatore secondario secondo una visione del tutto originale del sottoscritto e pubblicata sulla rivista Water Practice & Technology (rivista della IAWQ , International Association for Water Quality, Londra) numero del marzo 2016. Partiamo dai fondamentali:

- a) **Punto primo:** La sedimentazione è un fenomeno di perdita di energia potenziale che, in condizioni dinamiche, è ostacolato dalla turbolenza;
- b) **Punto Secondo:** Il cuscino di fango in un sedimentatore secondario si comporta come un fluido con proprie caratteristiche idrodinamiche, diverse da quelle dell' acqua pulita da cui tende a separarsi. (William H. Boyle, *Water Engineering & Management* , Aprile 1981) . Per quanto sopra, aggiunge L'

Autore, si possono determinare discrepanze fra il reale funzionamento di un decantatore e quanto risulterebbe dall' applicazione della teoria del flusso solido o altri modelli.

Da questi due punti ne deriva che il fango, all' interno del cuscino che si stabilizza sul fondo di un decantatore operativo, non può che muoversi da aree a maggiore energia potenziale a quelle con minore energia potenziale. Infine, come osservato da tutti gli autori che hanno studiato l' argomento, l' interfaccia acqua/fango è piatta per tutta l' estensione del decantatore. In altre parole: lo spessore di acqua chiarificata è costante attraverso tutta la superficie; con eccezione solo della zona d' ingresso alla vasca ad alta turbolenza.

IL sottoscritto ha effettuato molte misure di concentrazione del fango all' interno del cuscino di fango di sedimentatori a pianta circolare (ma anche qualcuna per sedimentatori a pianta rettangolare) riscontrando che :

- l' energia potenziale del cuscino di fango è più alta alla periferia del decantatore e più bassa al centro dove è ubicato il punto di ripresa dei fanghi.
- Immediatamente alle spalle della parete periferica verticale il fango è tutto sotto forma ispessita.

Il campo idrodinamico all' interno di un decantatore è stato indagato da diversi ricercatori. L' andamento tipico è riportato nella seguente figura (ripresa da Ingegneria Sanitaria , N°06/1980, Autore Dott. Ing. Paolo Bertola, Istituto di Idraulica dell' Università di Padova)

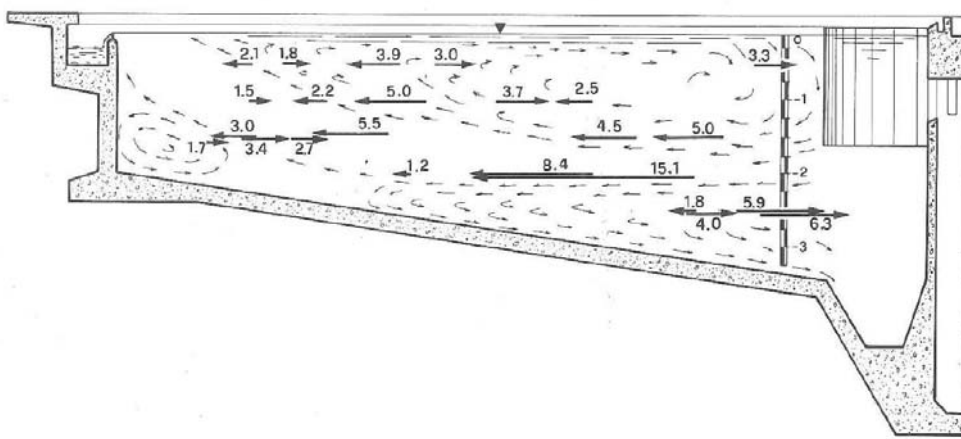


Fig.5.4.1 Campo idrodinamico all' interno di un sedimentatore secondario a pianta circolare

Sintetizzando: Abbiamo una corrente centrale con direzione centrifuga e due correnti, una di fondo e l' altra di superficie, con direzione centripeta. Se sovrapponiamo il campo idrodinamico di cui sopra alle misure di densità del cuscino di fango, otteniamo la figura che segue:

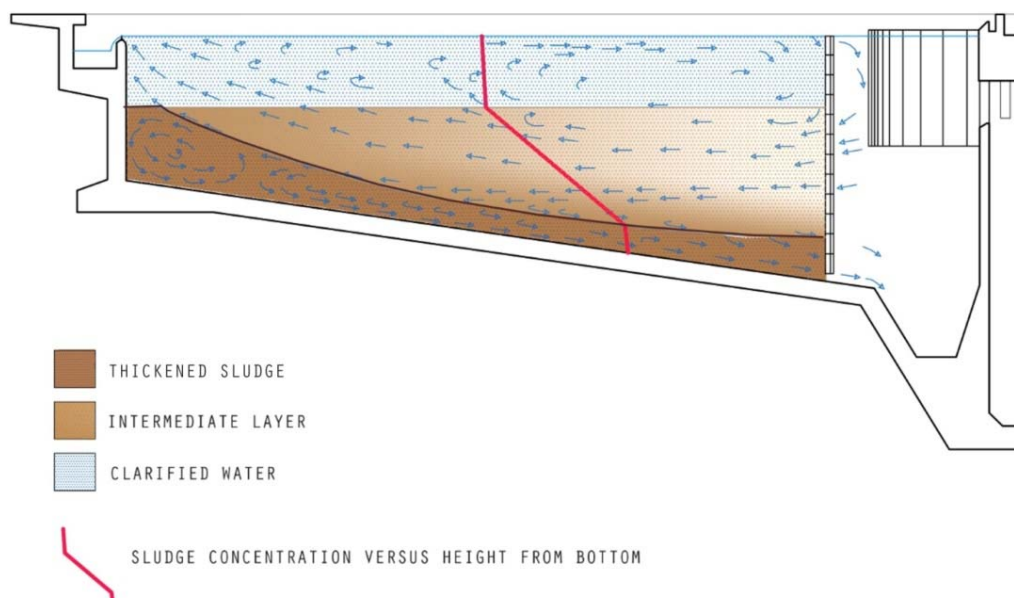


Fig.5.4.2 Campo idrodinamico all' interno di un sedimentatore secondario circolare sovrapposto all' andamento delle concentrazioni del fango

Esaminando questa immagine appare ragionevole la seguente interpretazione:

1. La corrente di fondo, con direzione centripeta verso il punto di aspirazione del fango di ricircolo è costituita da fango ispessito;
2. La corrente immediatamente al di sopra, avente direzione centrifuga (che giunta in prossimità della parete verticale periferica si divide in due: una che si dirige in alto, verso la canaletta di gronda ed un'altra che si dirige verso il basso, verso la corrente di fango ispessito di fondo) è costituita dalla miscela acqua fango, non ancora separata in fango e acqua. In questo strato, le variazioni della concentrazione con la profondità sono mitigate dalla diffusione turbolenta che cresce con la velocità delle due correnti che scorrono in adiacenza con direzioni opposte: il fango ispessito con direzione centripeta e lo strato immediatamente superiore con direzione centrifuga. Sicché, nella zona centrale del decantatore a causa del forte valore assoluto di tali velocità non può esserci alcuna sedimentazione;
3. Lo strato superficiale è costituito da acqua chiarificata e, in prossimità della parete verticale periferica si divide in due parti: una si dirige verso la canaletta di gronda ed un'altra torna indietro verso la zona centrale del decantatore;
4. Il cuscino di fango alle spalle del muro è costituito da fango ispessito per l'intera altezza.

La prima cosa da capire è perché lo strato intermedio, giunto in prossimità della parete di fondo si divide in due: uno costituito da fango che va ad alimentare la corrente di fondo, ed una di acqua chiarificata che va ad alimentare lo strato superficiale di acqua chiarificata. L'interpretazione del sottoscritto è la seguente:

Finché la parete verticale periferica (sulla quale sono installate le canalette di gronda) è abbastanza lontana e la velocità con direzione centrifuga è abbastanza alta, la corrente procede senza alcuna difficoltà e senza alcuna (o molto scarsa) sedimentazione; perché la sedimentazione è ostacolata dalla diffusione turbolenta che è molto più forte al centro. Invece, quando si arriva vicino la parete periferica l' acqua pulita viene deviata verso le canalette di gronda, ma il fango , a causa della maggiore inerzia , continua la traiettoria orizzontale , fino ad impattare contro la parete verticale periferica, La separazione acqua fango avviene se il rapporto fra le forze di trascinamento dei fiocchi di fango e quelle di gravità che agisce sugli stessi fiocchi è abbastanza bassa. Sintetizzando:

Il comportamento del cuscino di fango sul fondo di un sedimentatore è influenzato molto più dalle correnti di densità che dal carroponete raschiafango. La corrente di fondo si dirige verso il centro perché in quell'area, grazie all'aspirazione delle pompe di ricircolo fango, l' energia potenziale del cuscino di fango è più bassa.

. *".....it means that the chain-and flight sludge collectors may simply move at the bottom of the sludge blanket and have very little real effect on the gross movement of the majority of the sludge solids"*: (Gould R.H. Wards Island Plant Capacity Increased by Structural changes. *Sew. Ind. Wastes* **1950**, 22, 997–1003, citazione inclusa nel [M1]testo : Clarifier Design Book, edito da , Water Environment Federation, second edition 2008).

L' impatto delle particelle solide sul muro periferico verticale genera una zona di fango ispessito immediatamente alle spalle del muro stesso, dalla quale si origina e si alimenta la corrente di fondo fango ispessito che ritorna al centro del decantatore, verso il punto di ripresa del fango.

Le misure prese dal sottoscritto sembrano avvalorare l' ipotesi che l'energia potenziale del cuscino di fango alla periferia del decantatore sia proporzionale alla quantità di moto del *"flusso solido orizzontale"* che possiamo quantificare , per un determinato decantatore come :

$$(Q + rQ)^2 \cdot X$$

Dove :

- Q = portata in ingresso;
- R = rapporto di ricircolo fanghi;
- X = concentrazione del fango nel reattore biologico.

Questa espressione, per altro, troverebbe conferma nella pratica operativa, infatti: tutti sanno che è inutile (se non dannoso) operare con $r > 1$ (ricircolo superiore al 100% di Q) ; e infatti l' espressione di cui sopra trova il suo minimo per $r = 1$. Ma, per un manuale che vuol essere soprattutto una guida pratica, non è questo il punto. Il punto è capire cosa accade quando il fango comincia a sfiorare nella canaletta di gronda e come porvi (se possibile) rimedio. Per tutto quanto sopra, occorre ridurre la quantità di moto del *"flusso solido orizzontale"* che va a impattare contro la parete periferica di fondo. In fase di progettazione è importante dimensionare correttamente l' altezza della parete periferica, evitando di applicare rigidamente la teoria del *"flusso solido"* (per la quale l' altezza del decantatore non ha alcuna rilevanza) che ha generato tanti decantatori di altezza insufficiente diffusi in tutta Italia. Nel seguito una tabella suggerita dall' ASCE (

American Society of Civil Engineers,, WPCF Manual of Practice N°8) che rapporta l' altezza al diametro di un decantatore secondario :

Diametro in m	Profondità periferica in m	
	minima	suggesta
Fino a 12.2	3.05	3.35
12.2 < D < 21.3	3.35	3.65
21.3 < D < 30.5	3.65	3.96
30.5 < D < 42.7	3.96	4.27
D > 42.7	4.27	4.57

Da quanto sopra discende che per migliorare l' efficienza di un sedimentatore secondario (a parità di caratteristiche di sedimentabilità del fango) dobbiamo inserire *baffle* o canalette di gronda in grado di ridurre la quantità di moto del flusso solido orizzontale.

Sulla base dell' interpretazione del fenomeno di cui sopra, alcune strategie possibili per implementare il funzionamento di un sedimentatore secondario.

a) Riduzione della quantità di moto del fango che impatta sulla parete verticale periferica

Per ridurre la quantità di moto del fango che va ad impattare sulla parete periferica di fondo è possibile installare canalette aggiuntive che riprendano il chiarificato a monte, non in prossimità della stessa parete (come spesso si vede in giro) altrimenti, la situazione idrodinamica nel decantatore non cambia granché. Per un decantatore rettangolare è facile: basta aggiungere canalette di gronda sui lati lunghi del decantatore e collegarle poi alla canaletta di gronda sul lato corto di uscita dalla vasca. Invece, moltiplicare il numero di canalette sul lato corto in prossimità della parete di fondo non è di alcuna , o quasi, utilità. In un impianto di progettazione tedesca, con sedimentatore secondario a pianta rettangolare molto accentuata, è stata installata una canaletta di gronda centrale , con orientamento parallelo ai lati lunghi, che comincia addirittura ad una distanza dalla parete d' ingresso pari al 25% della lunghezza complessiva.



Fig.5.4.3 Sedimentatore secondario con canalette di gronda longitudinali, parallele al lato lungo

Altro intervento possibile su di un sedimentatore secondario rettangolare è quello di modificare drasticamente i meccanismi d'ingresso e d'uscita : Invece di entrare ed uscire dal sedimentatore sui due lati corti contrapposti, si distribuisce la miscela aerata su tutto uno dei due lati lunghi e si raccoglie il chiarificato sul lato opposto. E' chiaro che in questo modo abbiamo drasticamente ridotto la quantità di moto del fango e il decantatore funziona molto meglio. Il sottoscritto ha messo in atto questa strategia ottenendo risultati molto importanti.

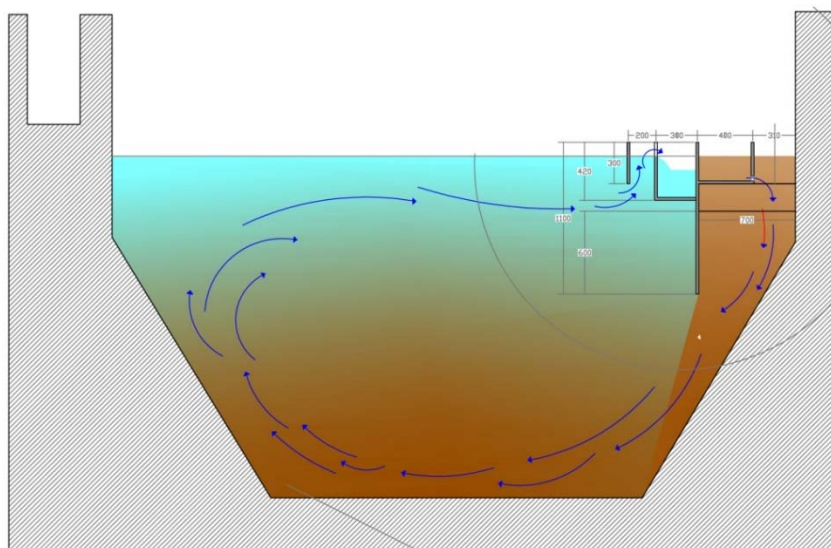


Fig. 5.4.4 Sedimentatore secondario rettangolare a flusso longitudinale, trasformato a flusso trasversale

Sui decantatori a pianta circolare la situazione è più complessa, perché se si installa una canaletta di gronda a distanza intermedia fra centro e periferia, sussiste poi il problema di come collegare anche la canaletta intermedia alla sezione d'uscita del chiarificato senza ostacolare i movimenti del carro ponte raschiatango. Le soluzioni tecnologiche esistono, ma sono molto invasive, difficili da adottare su un impianto in esercizio. Nella foto che segue i sedimentatori secondari a servizio dell'impianto di depurazione de Il Cairo, primo lotto, 11.0 mc/s di portata media, che prevedono un canaletta di gronda intermedia, soluzione, però, studiata fin dalla fase di progettazione.



Fig. 5.5.5 Sedimentatori secondari dell'impianto di depurazione di Gabal El Asfar (Il Cairo)

Più facile sarebbe ridurre la quantità di moto del fango che impatta sulla parete periferica verticale riducendo la portata del fango che arriva in periferia anziché quella dell'acqua; cosa possibile installando un carroponete tipo RSR, *Rapid Sludge Removal*, con ripresa del fango aspirata, su piste circolari a diversa distanza dal centro. Questo tipo di carroponete, però, per esperienza dello scrivente, ha il difetto di aspirare sempre fango a bassa concentrazione, proprio perché, come sopra evidenziato, l'ispessimento del fango è dovuto in buona parte all'impatto della corrente fluida di fango contro la parete verticale.

b) Installazione dello *Stamford Baffle*

Il meccanismo per il quale un sedimentatore secondario sfiora fango nella canaletta di gronda è il seguente:

La miscela aerata immessa attraverso il cilindro centrale, percorre diametralmente tutto il decantatore e impatta sulla parete periferica di fondo. A questo punto, se la quantità di moto è eccessiva in rapporto alle forze gravitazionali (che tendono a farlo sedimentare) risale lungo la parete verticale e sfiora nella canaletta di gronda. Per ostacolare tale fenomeno è possibile l'adozione di uno *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 che s'instaurano sul fondo di un decantatore con e senza *Stamford Baffle*.



Figure 1. Density Currents in an Activated Sludge Clarifier

Fig. 5.5.6 Idrodinamica di un sedimentatore secondario con e senza *Stamford Baffle*

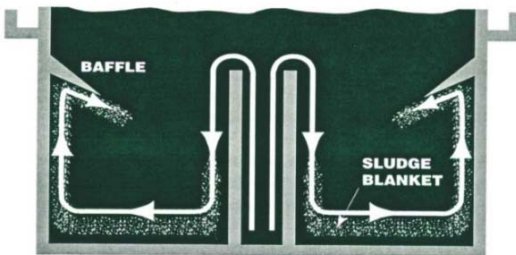


Figure 2. Clarifier with Inclined "Stamford" Baffle

In pratica, lo *Stamford Baffle* adottato sui sedimentatori secondari offre una ulteriore possibilità alle forze di gravità di prevalere su quelle di trascinamento, migliorando la capacità di trattenimento di quelle particelle di fango più sottili e leggere che possono tracimare nella canaletta di gronda intorbidando l'effluente finale. Nei Paesi Anglosassoni lo *Stamford Baffle* è una componente standard dell'equipaggiamento di un sedimentatore secondario, come lo stramazzone thompson, la lama paraschiuma e la cassetta a trappola. Il sottoscritto ha adottato più volte tale strategia d'intervento sempre con successi, a volte, insperati.



Fig. 5.5.7 Foto Stamford Baffle installato su un sedimentatore secondario- Impianto di Civita Castellana.

Al riguardo, si consideri che una canaletta di gronda realizzata a sbalzo verso l'interno del decantatore costituisce, di per se, una sorta *Stamford baffle* in embrione. Ma una canaletta realizzata a sbalzo verso l'esterno non offre nessuno ostacolo al fango che tende a risalire lungo la parete periferica. Il sottoscritto ha gestito impianti realizzati su più linee, alimentate pressappoco con gli stessi carichi; delle quali una sfiorava fango e le altre no. C'è voluto un po' di tempo per capire che la differenza era solo nel come era stata realizzata la canaletta di gronda: nelle linee che funzionavano correttamente, la canaletta era realizzata a sbalzo verso l'interno, in quelle che funzionava male era realizzata a sbalzo verso l'esterno o, peggio, era costituita da una canaletta metallica sospesa, con doppio bordo di sfioro, del tutto indipendente dalla parete verticale periferica.

c) Miglioramento della sedimentabilità del fango: la degassazione / bio-flocculazione

Una delle cause non secondarie del cattivo funzionamento di un sedimentatore secondario è l'eccesso d'aria a bolle fini nella sezione terminale del reattore biologico, immediatamente prima dello sfioro che va ad alimentare la sedimentazione secondaria. In specie con l'adozione di diffusori a bolle sempre più fini, non è affatto facile che tutta tale aria si liberi prima d'imboccare la tubazione che va ad alimentare la sedimentazione secondaria. In un caso in cui tale tubazione presentava un punto di culmine tra ossidazione e sedimentazione, il sottoscritto è stato costretto addirittura ad installare uno sfiato, come per un acquedotto. Quando il fenomeno è eccessivo, si vede che nel cilindro centrale del decantatore (lì dove poi l'aria si libera) si forma una spessa coltre di schiuma che, spesso, sorpassa il bordo superiore del cilindro centrale e va sporcare tutta la superficie del sedimentatore. Ma, anche quando il fenomeno non è così evidente, non è detto che non sia presente in forma più nascosta ma, comunque, in grado di compromettere la funzionalità del sedimentatore secondario. Per vedere se non occorra inserire un pozzetto di degassazione basta fare una prova molto semplice:

Si fa una prima prova di sedimentazione in cono Imhoff con un campione di MLSS prelevato sull'uscita dal reattore biologico e la si ripete una seconda volta avendo avuto cura prima di miscelare leggermente il campione con una bacchetta di vetro per qualche minuto. Se il volume di fango nel secondo caso è più basso, vuol dire che abbiamo liberato i fiocchetti di fango dall'aria in eccesso. Altra causa possibile potrebbe essere quella di aver favorito la bio-flocculazione del fango. Ogni sedimentatore secondario

dovrebbe sempre essere progettato come un bio-flocculatore, con una sezione di miscelazione lenta , tempo di ritenzione 15-20 primi, prima della sedimentazione vera e propria. La cosa è possibile costruendo un pozzetto intermedio tra l'uscita dal reattore biologico e l'ingresso in sedimentazione che ha comunque i due effetti insieme: favorire la fuoriuscita di gas e, al tempo stesso, favorire il fenomeno della bio-flocculazione

Ovviamente, può essere anche utile ridurre l'insufflazione d'aria nella sezione terminale del reattore biologico e , magari, distribuirla a bolle grosse invece che a bolle fini. In pratica: si trasforma la sezione terminale del reattore biologico in una settore di degassazione e bio-flocculazione, senza costruire un apposito nuovo comparto. Si consideri che il corrispondente volume del reattore biologico non viene perduto, ma lo si alimenta con molto meno aria, cosa che spesso non riduce la concentrazione d'ossigeno disciolto sotto il limiti previsti dal processo, perché la richiesta d'aria nella sezione terminale di un reattore biologico è molto più bassa che nella sezione intermedia o di testa .

d) *Miglioramento della sedimentabilità del fango: Il selettore anaerobico; reattori plug low e total mixed liquor*

Al paragrafo precedente abbiamo esaminato gli interventi possibili per migliorare l'efficienza della sedimentazione di carattere, essenzialmente, fisico meccanica, lasciando invariate le caratteristiche di sedimentabilità del fango. In questo paragrafo, invece, esamineremo gli interventi utili a migliorare la sedimentabilità del fango, intervenendo sulla biochimica del reattore biologico.

L'accorgimento più noto è quello dell'installazione di un selettore anaerobico in ingresso al reattore biologico. Si tratta di un comparto di dimensioni limitate (15 primi di ritenzione sulla portata complessiva ($Q + rQ$) nel quale non vengono riciclati i fanghi (non i nitrati) il che dovrebbe consentire l'instaurarsi di condizioni anaerobiche (anziché anossiche) : potenziale redox inferiore a -150 millivolt.

Tuttavia, secondo diversi Autori non è questo il punto , nel senso che sarebbe lo stesso se invece avessimo condizioni aerobiche. L'importante è che ci siano condizioni di alto rapporto F/M : *Food/Microrganism*; come si verifica , per l'appunto, in un piccolo comparto di testa (separato e distinto dal resto del reattore biologico) nel quale si alimentano liquame grezzo e fanghi. In queste condizioni viene favorita la crescita dei batteri *floc forming* (o bastoncellari) con ottime caratteristiche di sedimentabilità che, al contrario dei filamentosi, sono in grado di catturare il substrato presente per assimilarlo, poi, nel successivo comparto in condizioni anossiche o aerobiche. Così facendo, sottraggono substrato ai batteri filamentosi la cui crescita, quindi, rimane fortemente ostacolata.

Lo stesso risultato si può ottenere in un impianto con diversi reattori biologici in parallelo, alimentandoli, invece, in serie. In pratica: trasformando l'impianto da *total mixed liquor* a *plug flow*. Il concetto sostanziale è lo stesso di quello del selettore anaerobico. Se l'impianto è un *plug flow*, sicuramente abbiamo un settore di testa con alto rapporto F/M . In questo caso , però, resta il problema della distribuzione di aria. In un impianto con diversi reattori in serie (anche solo due) la richiesta di ossigeno è molto diversa fra il primo e il secondo comparto. Non è detto che sia possibile soddisfare adeguatamente la richiesta di ossigeno nel comparto di testa. Ci si può provare. In un impianto con tre vasche di ossidazione in parallelo il sottoscritto a cambiato la distribuzione , alimentandoli in serie. Non ostante fossero stati presi diversi accorgimenti per dare molta più aria al primo comparto che a quelli successivi , la concentrazione di ossigeno disciolto in tale comparto non superava 0.5 ppm . Ma tutto ha funzionato benissimo lo stesso, ottenendo un MLSS con indice del fango inferiore a 100 cc/gr.

Infine, quello di far funzionare i reattori biologici in serie anziché in parallelo, può anche essere un espediente temporaneo, finché non riusciamo ad abbassare lo SVI; poi si torna al funzionamento normale.

e) Procedure temporanee gestionali per combattere il foaming

Quando il fango assume cattive caratteristiche di sedimentabilità (SVI sopra 220-250 cc/gr) anche se non si è in condizioni di *foaming* (forte sviluppo di schiuma galleggiante, che può anche superare il bordo vasca e invadere l'area d'impianto), è necessario intervenire con urgenza, senza aspettare interventi strutturali, che richiedono tempi più lunghi. Nel seguito si descrivono alcune possibili strategie d'intervento risultate utili al sottoscritto. Quasi tutte tali strategie si basano sul concetto di spostare l'equilibrio biochimico del sistema che, per qualche ragione ignota, si è stabilizzato in una situazione nella quale è favorita la crescita dei filamentosi.

Prima strategia: disponibilità di due reattori biologici in parallelo

Nel caso siano disponibili almeno due reattori in parallelo, lasciarne uno in stand by aerato e alimentarne solo l'altro con acqua grezza e ricircolo fanghi. In questo modo, il reattore che rimane attivo lavora con un rapporto F/M molto diverso da quello originario (tendenzialmente, il doppio) mentre nell'altro reattore si avvia un processo di stabilizzazione aerobica. Dopo qualche giorno di funzionamento in queste condizioni, invertire il funzionamento dei due reattori. L'intervento è efficace ma ha delle evidenti controindicazioni:

- Se, come spesso accade, ogni reattore biologico ha una sua sedimentazione secondaria dedicata, è difficile che si possa raddoppiare il carico idraulico sull'unità di sedimentazione che rimane in funzione. Ci vorrebbe almeno una "pompa volante" che prelevi la miscela aerata dall'uscita del reattore biologico attivo e la alimenti alla seconda sedimentazione secondaria, quella della linea di trattamento secondario che rimarrebbe inattiva;
- La richiesta di ossigeno diventa molto alta nel reattore in funzione e bisognerebbe mantenere una concentrazione di ossigeno disciolto non inferiore a 1.0 ppm

Non è vero, invece, che a causa del raddoppio del rapporto F/M, cessa o il processo di nitrificazione; questo accade solo in condizioni stazionarie. Ma se l'intervento dura solo qualche giorno, i batteri autotrofi già presenti nella biomassa non fanno in tempo a sparire, perché per farli occorre ricambiare tutto il fango del sistema: almeno una settimana o pressappoco.

Seconda strategia: disponibilità di fango in condizioni di stabilizzazione aerobica

Spurgare abbondantemente fango di supero dal reattore biologico, anche per giorni interi, e sostituirlo, progressivamente, con fango prelevato dalla stabilizzazione aerobica. Se si ha a disposizione tutto il necessario (pompe di cantiere "volanti" e manichette flessibili) è possibile raggiungere risultati importanti nel giro di 24 ore. In un caso urgente, il sottoscritto ha realizzato tale strategia d'intervento con una autobotte. Sono bastate 24 ore per ottenere i risultati attesi.

Terza strategia : Aggiunta di flocculanti

Se non si è in condizioni di *foaming* conclamato ma solo di fanghi leggeri, è utile aggiungere flocculanti: cloruro ferrico e polielettrolita. I fanghi non cambiano struttura ma, in attesa di raggiungere questo risultato, l' impianto funziona meglio. Per trovare i dosaggi giusti occorre effettuare jar test in laboratorio.

Quarta strategia: Pause prolungate di anossia

Ricorrere a pause prolungate di anossia, anche 12-24 ore. A volte, però, questo espediente non ha dato i risultati attesi. Siccome è molto semplice da attuare, ci si può provare.

Quinta strategia: Riossigenazione dei fanghi

Se si ha a disposizione una vasca di ossidazione temporaneamente inattiva (impianti balneari) il sistema più sicuro è quello di ricorrere alla riossigenazione dei fanghi , ossia: far transitare i fanghi di ricircolo in una vasca dove vengono aerati senza che venga aggiunto substrato. Questo espediente funziona sempre molto bene ma non è facile da attuare, infatti occorre: deviare il ricircolo fanghi verso una vasca diversa dal reattore biologico sul quale si vuole intervenire; rilanciare i fanghi da questa seconda vasca al reattore biologico in questione e installare un sistema di ossigenazione in tale nuova vasca. Tutto diventa parzialmente più semplice se si dispone di una vasca di aerazione temporaneamente inattiva da destinare a questo scopo.

Sesta strategia: Clorazione dei fanghi di ricircolo

Si cita questa possibilità d' intervento solo perché riportata nei "sacri testi". Ma il sottoscritto non ha mai ottenuto nulla. Di sicuro con l' ozonolisi si ottiene l' effetto di migliorare la sedimentabilità dei fanghi. Ma è un processo che va messo a punto da specialisti del settore.