

Capitolo 5

TRATTAMENTI BIOLOGICI SECONDARI

5.1 PROCESSI A BIOMASSA SOSPESA per la Rimozione del CARBONIO

Tra i processi di depurazione biologica storicamente più diffusi, vi sono quelli denominati “a fanghi attivi” (o a “fanghi attivati”), utilizzati tradizionalmente per il trattamento di liquami urbani o assimilabili.

Gli impianti che utilizzano tale tipo di processo sono in genere costituiti dalle seguenti apparecchiature impiantistiche di base:

- una o più vasche di aerazione o di ossidazione (**reattore biologico**), in cui si svolge il processo di demolizione, adsorbimento e biotrasformazione della sostanza organica presente nel liquame da depurare ad opera di microrganismi, con formazione di fiocchi di fango “attivo”;
- una o più vasche denominate sedimentatori secondari, in cui la fase acquosa viene separata per gravità dai fiocchi di fango e liberata come effluente depurato;
- una o più stazioni di ricircolo/spurgo fanghi, in cui si realizza sia il processo di trasferimento a ciclo continuo del fango sedimentato (al fine di mantenere una concentrazione di fango adeguata nel reattore), sia lo spurgo della parte di fango in eccesso che si produce nel tempo nel reattore, per effetto della naturale crescita batterica.

Un esempio è riportato in figura 3.1 (vd. pagina successiva).

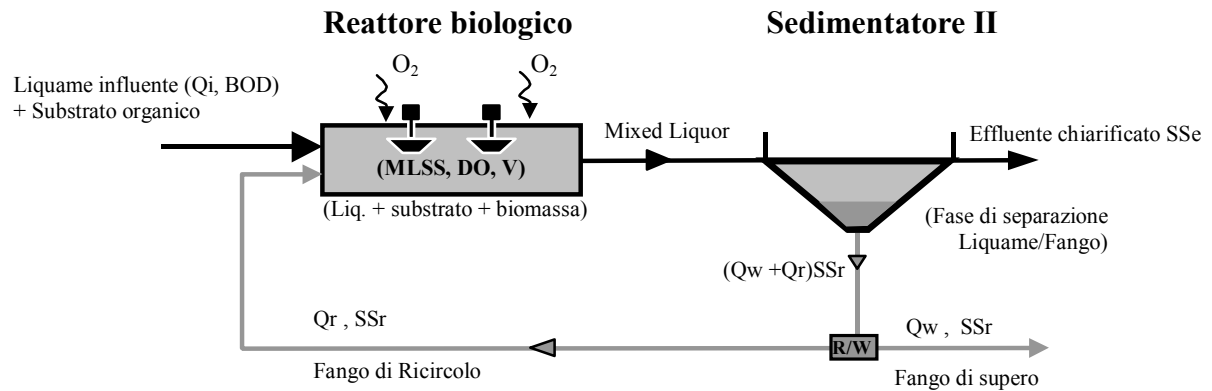


Fig. 3.1 - Schema di processo a fanghi attivi di tipo tradizionale

dove:

- Q_i portata in ingresso
- Q_r : portata di ricircolo
- SS_r : concentrazione Solidi Sospesi nel ricircolo
- Q_w : fango di supero
- R/W: sistema di azionamento portata di spurgo e/o di ricircolo
- MLSS: Mixed Liquor Suspended Solids
- SS_e : concentrazione di Solidi Sospesi in uscita dal sedimentatore

Fondamentalmente, gli impianti a fanghi attivi si suddividono in due grandi tipologie:

1. processi tradizionali per la rimozione delle sostanze organiche o carboniose;
2. processi spinti per la rimozione delle sostanze carboniose, dell'azoto e del fosforo.

Il processo di depurazione biologica si basa sostanzialmente sulla degradazione delle sostanze organiche attraverso il metabolismo batterico, coadiuvato dal fenomeno fisico-chimico della bioflocculazione (aggregazione di fiocchi di fango di dimensioni e peso specifico tali da poter essere separate per sedimentazione).

5.2 PARAMETRI Caratteristici DI FUNZIONAMENTO

Carico del Fango o Fattore di Carico Organico (F_c)

Si definisce *Carico del Fango* o *Fattore di Carico Organico* F_c (altrimenti detto *Food/Microorganisms F/M*) il rapporto tra il substrato alimentato S_i (BOD) e la biomassa X presente nel reattore di volume V , espresso come:

$$F_c \text{ [kgBOD/KgMLSS}\cdot\text{d]} = Q \cdot S_i / X \cdot V \quad (1)$$

dove:

kgBOD/kgMLSS·d: chilogrammi di BOD al giorno per chilogrammi di MLSS

Q: portata dell'influenza [m^3/d]

S_i : BOD in ingresso [kg/m^3]

X: concentrazione di biomassa [kg/m^3]

V: volume del reattore biologico [m^3]

S_e : BOD in uscita [kg/m^3]

Il rendimento di rimozione del substrato è definito come $(S_i - S_e)/S_i$ ed è funzione di F_c secondo l'andamento illustrato nella figura 3.2:

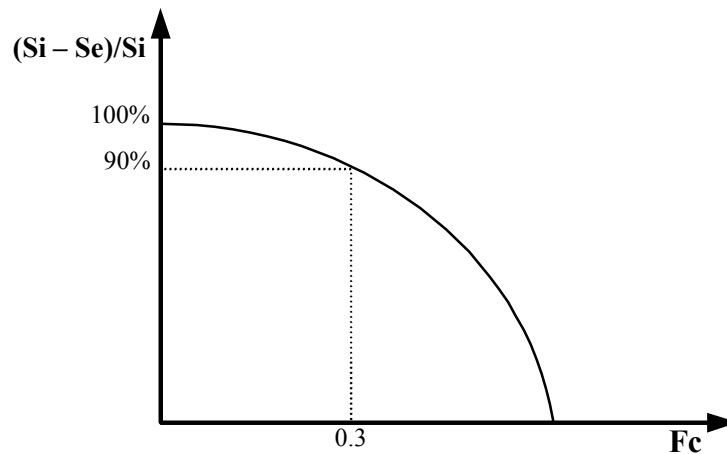


Fig. 3.2 - Andamento del rendimento di rimozione del substrato organico in funzione di F_c

Nel caso di liquami urbani l'andamento $\eta = f(F_c)$ è noto ed in particolare risulta:

per $F_c \leq 0,3$ (kgBOD/KMLSS·d) $\rightarrow \eta \geq 90\%$

perciò si tende ad adottare valori di $F_c \leq 0,3$.

Nel caso di liquami industriali l'andamento del rendimento non è noto a priori ed è necessario ricavarlo per punti ottenuti sperimentalmente (impianto pilota).

Per il dimensionamento dei parametri caratteristici di un reattore biologico a fanghi attivi esistono nella letteratura scientifica, diversi modelli matematici in grado di analizzare il processo di depurazione biologica sia in condizioni dinamiche, che allo stato stazionario. Purtroppo la loro applicazione è tutt'altro che semplice e richiede la valutazione di parametri specifici non sempre facilmente determinabili in laboratorio.

Per gli scopi prefissati, si riporta di seguito il criterio di dimensionamento basato sul Fattore di Carico Organico, essendo il criterio più semplice e diffuso.

Come già sottolineato, questo parametro, definito come la quantità di massa di inquinante che si può alimentare giornalmente, riferita all'unità di massa di fango attivo presente in vasca, incorpora i concetti di biodegradabilità del liquame e di efficienza di depurazione desiderata e viene generalmente espresso nel seguente modo:

$$F_c \text{ [KgBOD/Kg SS d]} = (24 \cdot Q_i \cdot \text{BOD}_5) / (V \cdot \text{MLSS})$$

dove:

V = volume della vasca di aerazione (m³)

Q_i = portata del liquame influente (m³/h)

BOD₅ = concentrazione media di sostanza organica biodegradabile nell'influente (mg/l)

MLSS = concentrazione di fanghi attivi presente nella vasca di aerazione (mg/l)

Si ricorda che:

- la (1) si può esprimere in termini di COD ricordando che (BOD₅) infl. $\approx 40-60\%$ (COD) infl.;

- nella (1) il BOD (o il COD), in presenza di sedimentazione primaria, rappresenta effettivamente circa il 70% del substrato carbonioso influente.

Dalla (1) si ricava quindi:

$$V [m^3] = (24 \cdot Q_i \cdot BOD_5) / (F_c \cdot MLSS) \quad (2)$$

In generale, le dimensioni di una vasca aerobica a fanghi attivi, atta alla rimozione del substrato carbonioso ed alla nitrificazione dell'azoto ammoniacale per effetto dell'aerazione, sono funzione di:

- portata liquame influente;
- concentrazione di sostanza organica biodegradabile nel liquame influente;
- concentrazione della sostanza organica che si desidera nell'effluente depurato;
- caratteristiche di biodegradabilità del liquame da depurare;
- caratteristiche di bioflocculazione ed ispessimento del fango attivo;
- condizioni fisico-chimiche del liquame (pH, temperatura, presenza di sostanze inibenti, ecc.).

La scelta del valore di carico del fango F_c nell'espressione (2) si effettua in base alle considerazioni che seguono:

- ◆ se F_c è basso ($\leq 0,1$ kgBOD/KMLSS·d) si ha una scarsa disponibilità di substrato per la biomassa e, di conseguenza, un elevato rendimento di abbattimento (il poco substrato viene ossidato completamente). I microrganismi costituenti la biomassa, avendo poco substrato di cui nutrirsi, utilizzano le risorse endogene contribuendo in tal modo a produrre un fango ben stabilizzato (cioè meno ricco di sostanza organica). È possibile infine l'istaurarsi dei fenomeni inerenti l'abbattimento dell'ammoniaca (nitrificazione). Di contro, per ottenere un F_c basso a parità di carico in ingresso ($Q \cdot BOD$) e di concentrazione di biomassa (MLSS), è necessario disporre di grandi volumi di ossidazione (V);
- ◆ se F_c è medio-alto ($\geq 0,3$ kgBOD/KMLSS·d) si ha un'elevata disponibilità di substrato per la biomassa che, pur conseguendo buoni rendimenti

depurativi, non riesce ad ossidare tutta la sostanza organica presente. In ogni caso si ha una forte produzione di fango ancora putrescibile che deve essere stabilizzato separatamente. È inoltre pressoché inibita la possibilità di instaurarsi dei fenomeni di nitrificazione biologica (pur fortemente dipendenti dalla temperatura).

La scelta del valore della concentrazione di biomassa espressa in MLSS è orientata ad ottenere un valore più elevato possibile (per ridurre il volume V) ed è limitata da due fattori:

- la necessità di mantenere nella vasca condizioni aerobiche (diventa problematico se il valore di MLSS è elevato);
- la necessità di garantire la separazione della biomassa dall'effluente nella sedimentazione secondaria (difficoltosa se il valore di MLSS è troppo elevato, a meno di sovradimensionamenti del decantatore stesso). Pertanto, il valore di MLSS viene generalmente mantenuto nell'intervallo di 3000÷5000 mg/l.

Fattore di Carico Volumetrico (Fcv)

Oltre al fattore di carico organico Fc, un altro parametro che viene utilizzato per caratterizzare il funzionamento del processo ossidativo negli impianti a fanghi attivi è il *Fattore di Carico Volumetrico* Fcv (definito anche fattore di carico spaziale o carico specifico di BOD), definito come:

$$F_{cv} [\text{KgBOD}/\text{m}^3 \text{ d}] = 24 \cdot Q_i \cdot \text{BOD}_5 / 1000V = F_c \cdot \text{MLSS} / 1000 \quad (3)$$

dove:

Q_i: portata di liquame influente alla vasca di ossidazione (m³/h)

BOD₅: richiesta di ossigeno biologico nei liquami influenti alla vasca di ossidazione (calcolato a 5 giorni ed espresso come mg/l)

V: volume utile della vasca di ossidazione (m³)

Analogamente alla (1), si ricorda che:



- ◆ la (3) si può esprimere in termini di COD ricordando che $(BOD_5)_{infl.} \approx 40-60\%(COD)_{infl.}$;
- ◆ nella (3) il BOD (o il COD), in presenza di Sedimentazione Primaria, rappresenta effettivamente circa il 70% del substrato carbonioso influente.

Fcv viene definito come il carico di sostanze organiche biodegradabili che viene applicato al volume unitario della vasca di aerazione dell'impianto. In altri termini, Fcv verifica che “il substrato organico abbia a disposizione il volume necessario perché possa alimentare la biomassa” (mentre Fc è invece la quantità di substrato in rapporto alla biomassa). Fcv è un parametro che, a parità di fattore di carico organico Fc, dipende direttamente dalla concentrazione MLSS del fango nella vasca di aerazione.

Tempo di ritenzione (TR)

Il tempo di ritenzione TR (o di residenza idraulico) nella vasca di aerazione viene definito come il tempo (in ore) di ritenzione del liquame nel comparto di aerazione, cioè:

$$TR [h] = V/Q_i$$

I tempi di ritenzione del liquame nella vasca di aerazione, quali risultano dalla formula precedente, sono tempi di ritenzione “convenzionali” o “nominali”, ma non tempi reali; questi ultimi sono più ridotti perché dipendono dall'entità della portata di ricircolo.

Come è intuitivo, i tempi di ritenzione richiesti risultano tanto più elevati quanto maggiore è la concentrazione di BOD_5 nei liquami in arrivo (ovvero quanto minore è il rendimento del trattamento primario) e quanto minore sono la concentrazione del fango nella miscela aerata e il fattore di carico organico.

Tempo x Concentrazione (TRS)

Il prodotto Tempo x Concentrazione ($d \cdot KgMLSS/m^3$) nella vasca di aerazione esprime l'equilibrio tra la quantità di biomassa ed il tempo necessario per un



corretto funzionamento dei processi metabolici e di bioflocculazione tra biomassa e substrato.

I tempi di ritenzione richiesti, infatti, risultano tanto più elevati quanto maggiore è la concentrazione di BOD₅ del liquame in arrivo e quanto minori sono la concentrazione della miscela aerata ed il fattore di carico organico.

Pertanto, il parametro Tempo x Concentrazione si esprime nel modo seguente:

$$\text{TRS} [\text{d} \cdot \text{KgMLSS}/\text{m}^3] = \text{TR} \cdot \text{MLSS}/24000 = \text{V} \cdot \text{MLSS}/(24 \cdot \text{Qi} \cdot 1000)$$

dove:

TR: tempo di ritenzione [h]

MLSS: concentrazione di Biomassa [mg/l]

V: volume [m³]

Qi: portata volumetrica [m³/h]

TRS risulta inversamente proporzionale al fattore di carico organico che, a sua volta, è legato al rendimento η di rimozione del BOD₅. Risulta pertanto che se per un corretto funzionamento del reattore biologico si deve mantenere $F_c =$ costante, analogamente anche $\text{TRS} =$ costante.

Rispetto ad F_c (che dipende dal BOD₅ del liquame influente), il parametro TRS risulta una caratteristica indipendente del reattore biologico, in quanto considera che, per un dato volume V della vasca di aerazione interessato da una variazione min/max di portata influente, è possibile far variare la concentrazione di biomassa MLSS (per mantenere $\text{TRS} =$ costante) solo nei limiti min/max consentiti dal proprio sistema impiantistico (pompe di ricircolo e di spurgo), indipendentemente dal carico di BOD₅. Quest'ultimo, non controllabile direttamente, è però generalmente proporzionale alla portata del liquame; pertanto nel mantenere TRS costante si finisce per soddisfare anche la condizione $F_c =$ costante.

Età del fango (θ)

L'età del fango viene definito come rapporto tra il fango presente nella vasca di aerazione ed il fango estratto dall'intero sistema e rappresenta il tempo medio in cui il fango resta nel reattore. È necessario che l'età del fango sia superiore al tempo di ritenzione idraulico; tale effetto è ottenibile solo mediante la portata di ricircolo Q_r che reimmette nel sistema il fango sedimentato. Pertanto, il parametro età del fango (θ) viene generalmente calcolato nel modo seguente:

$$\theta \text{ [d]} = V \cdot \text{MLSS} / (Q_w \cdot \text{SSr} + 24 \cdot Q_i \cdot \text{SSe})$$

dove:

Q_i : portata di liquame influente alla vasca di ossidazione [m^3/h]

Q_w : portata del fango di spurgo [m^3/d]

SSr: concentrazione del fango di ricircolo [mg/l]

SSe: concentrazione dei solidi sospesi totali in uscita nell'effluente finale [mg/l]

Efficienza di rimozione del BOD_5

La quantità di inquinante rimosso, in termini di BOD_5 o di altri parametri (COD), da una data sezione dell'impianto, o dall'impianto nella sua globalità, viene espresso come abbattimento percentuale:

$$\% \text{BOD}_{5\text{abb.}} = 100 \cdot (\text{BOD}_{5\text{in}} - \text{BOD}_{5\text{out}}) / \text{BOD}_{5\text{in}}$$

dove:

$\text{BOD}_{5\text{abb}}$: valore del BOD abbattuto

$\text{BOD}_{5\text{in}}$: valore del BOD in ingresso alla sezione di trattamento

$\text{BOD}_{5\text{out}}$: valore del BOD in uscita dalla sezione di trattamento

La percentuale di riduzione di BOD_5 è legata al fattore di carico organico (F_c) dalla seguente relazione matematica di Hörler-Wuhrman:

$$\% \text{BOD}_{5\text{abb.}} = T / (0,7 + T) * 1,05 / (1 + 0,2 * \sqrt{24 * Q * \text{BOD} / \text{MLSS} * (V_n + ((\text{COD} / \text{TKN}) / 10) * V_{dn})})$$

da cui deriva la curva di rendimento di rimozione del BOD₅ in funzione del fattore di carico organico:

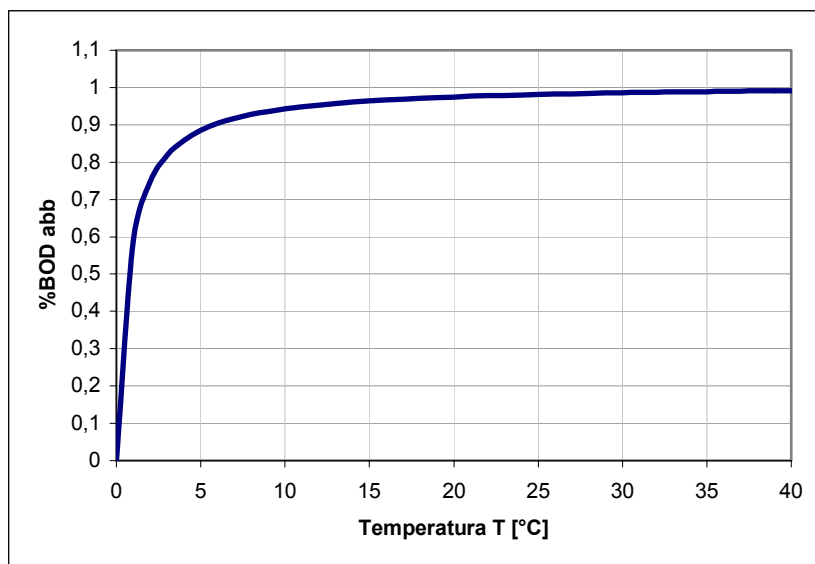


Fig. 3.3 – Curva di rendimento di rimozione del BOD₅ in funzione di Fc secondo Hörler-Wuhrman (modificata)

Ossigeno disciolto (OD)

L'ossigeno disciolto (OD) rappresenta la concentrazione di ossigeno molecolare che si trova in soluzione nell'acqua.

Si tratta di un parametro molto importante, in quanto condiziona la vita di tutti gli organismi presenti nell'acqua.

Gran parte dei microrganismi che agiscono nei processi depurativi biologici si sviluppano adeguatamente solo con concentrazioni di ossigeno pari a 1-2 mg/l.

La scelta del valore di riferimento della concentrazione di OD nella vasca di aerazione deve tener conto di diversi obiettivi:

1. garantire alla biomassa batterica l'ossigeno necessario per la respirazione ed il catabolismo;
2. favorire la crescita batterica di microrganismi flocculanti e ben sedimentabili;

3. evitare l'emissione di odori sgradevoli
4. evitare inutili sprechi energetici per fornire ossigeno non necessario.

Temperatura del liquame

La temperatura del liquame influenza il processo a livello biochimico e microbiologico, almeno entro certi limiti (10-30°C). In genere, ad un aumento della temperatura corrisponde un aumento della velocità delle reazioni biologiche e viceversa. Per temperature inferiori ai 10°C si ha un notevole rallentamento della velocità del processo, mentre dai 10 ai 30°C la velocità catabolica e anabolica aumenta di circa il doppio per ogni incremento di 10°C. Il campo di temperature ammissibili varia tra 4 e 40°C.

Gli effetti più dannosi vengono provocati da variazioni della temperatura del liquame influente relativamente piccole, ma repentine.

Si deve ricordare però che, a fronte di elevate escursioni notte/giorno della temperatura atmosferica, normalmente le escursioni termiche nei liquami di fognatura sono più contenute. Anche per temperature esterne di -10°C, che si protraggano per diversi giorni, raramente i liquami civili scendono a temperature inferiori a 7-8°C, ad eccezione di quanto avviene nelle zone interessate dallo scioglimento delle nevi, nelle quali tale periodo è piuttosto critico per gli impianti a fanghi attivi, specialmente per quelli che attuano la rimozione dell'azoto.

pH

Come è noto, il pH esprime la concentrazione idrogenionica di una soluzione, cioè il suo carattere di acidità/basicità. Questo parametro influenza notevolmente la funzionalità dei processi biologici agendo su diversi meccanismi.

Dal punto di vista biochimico, il pH influenza la velocità delle reazioni enzimatiche, sia anaboliche che cataboliche, poiché ogni enzima ha un suo optimum di attività ad un determinato valore di pH.

Dal punto di vista dell'ecologia microbica, il pH influenza la composizione delle popolazioni che popolano i fiocchi del fango attivo e, soprattutto, è in

grado di selezionare gruppi batterici con differenti caratteristiche di sedimentabilità e bioflocculazione del fango attivo.

Gli effetti più dannosi vengono provocati da variazioni del pH del liquame influente relativamente piccole, ma repentine.

Il processo a fanghi attivi opera senza diminuzioni di efficacia nel campo di pH 6,8 - 8, purché non si verificano repentine oscillazioni entro questo campo: in genere il valore più comune è intorno a pH 7,5.

Inoltre, il fango attivo è in grado di tamponare brevi immissioni di flussi a pH estremi (da 1 a 11), senza mostrare grandi variazioni della concentrazione idrogenionica nelle vasche di aerazione.

Spesso però, in seguito a shock da pH (tanto più pericoloso quanto più esiguo è il tempo di ritenzione idraulico), può capitare che il sistema non venga danneggiato a livello biochimico (buon livello respirometrico o di altri parametri di attività), ma mostri invece patologie nelle caratteristiche di sedimentabilità e bioflocculazione che si manifestano con l'emissione di un effluente torbido e/o ricco di solidi sospesi. In questi casi occorre predisporre sistemi di correzione del pH tramite aggiunta di reagenti, oppure con l'utilizzo di una vasca di equalizzazione dei massimi.

In entrambi i casi, occorre un sensore di pH anche all'interno di tali vasche: i valori di riferimento da mantenere dipendono dalla durata dei massimi acido/base.

A titolo di riferimento, concentrazioni impulsive di $\text{pH} < 3$ o $\text{pH} > 10$ di breve durata (10-15'), possono essere regolati fissando valori compresi tra 6,5 e 8,5.

In Tab. 3.1 vengono riportati per ciascuna classe (fattore di carico organico) di processo a fanghi attivi i valori tipici dei parametri di riferimento, sia nel caso di reattore a mescolamento completo, sia nel caso di reattore con flusso a pistone.

Fattore di sicurezza secondo Gujer

Il fattore di Gujer permette di valutare capacità del sistema di nitrificare l'azoto ammoniacale presente nel liquame.

$$SF_{\text{Gujer}} = \theta \cdot \mu_{\text{max}} \cdot f_{\text{ta}}$$



dove:

θ : età del fango [d]

$\mu_{\max} = 0.47 \text{ [d}^{-1}\text{]}$: velocità massima di crescita della biomassa autotrofa a $T = 15^\circ\text{C}$

$f_{ta} = 1.103^{(T-15)}$: funzione che considera la dipendenza dalla temperatura della crescita batterica

I valori di riferimento sono:

Se $SF_{\text{Gujer}} < 1$ \longrightarrow Nitrificazione assente;

Se $1 \leq SF_{\text{Gujer}} \leq 2$ \longrightarrow Nitrificazione critica;

Se $SF_{\text{Gujer}} > 2$ \longrightarrow Nitrificazione favorita.

Indicatore $BOD_{5_in-nitr}/TKN_{in-nitr}$

Un parametro da considerare con attenzione per valutare il corretto funzionamento del reattore di nitrificazione è la concentrazione della biomassa nitrificante che dipende dall'età del fango e dal rapporto $BOD_{5_in-nitr}/TKN_{in-nitr}$ tra BOD_5 e TKN in ingresso al reattore di nitrificazione. BOD_5/TKN regola il rapporto tra la biomassa nitrificante e quella eterotrofa (costituita sia da batteri denitrificanti, sia da quelli che ossidano le sostanze organiche).

$$BOD_{5_in-nitr}/TKN_{in-nitr} = \frac{[(BOD_{5_in} \cdot Q_{med(24h)} \cdot 24/1000) \cdot (\Delta NO_3 \cdot 4.3)]}{(TKN_{in} \cdot Q_{med(24h)} \cdot 24/1000)}$$

dove:

$BOD_{5_in-nitr}$: concentrazione equivalente di carico organico in ingresso al reattore di nitrificazione [mg/l]

$TKN_{in-nitr}$: concentrazione di azoto organico ed ammoniacale in ingresso al reattore di nitrificazione [mg/l]

$Q_{med(24h)}$: portata di liquame media giornaliera [m^3/h]

$\Delta NO_3 \cdot 4.3$: quota parte di BOD consumato nella denitrificazione [Kg/d]



$$\text{Con } \Delta\text{NO}_3 = \Delta\text{TKN}_{\text{elim}} - (\text{N-NO}_{3\text{-u}} \cdot Q_{\text{med}(24\text{h})} \cdot 24 / 1000)$$

$\text{N-NO}_{3\text{-u}}$ = azoto nitrico uscente [Kg / d]

$\Delta\text{TKN}_{\text{elim}}$ = azoto ammoniacale ed organico che deve essere nitrificato [Kg/d]

$$\Delta\text{TKN}_{\text{elim}} = [24 \cdot Q_{\text{med}(24\text{h})} \cdot \text{TKN}_i - \text{TKN}_u / 1000] - N_{\text{sint}}$$

N_{sint} : quantità di azoto ammoniacale utilizzata dai batteri eterotrofi per il fabbisogno di sintesi (assunta pari al 5% del BOD rimosso in aerazione [Kg / d])

$$N_{\text{sint}} = 24 \cdot Q_{\text{med}(24\text{h})} \cdot 0.05 \cdot \Delta\text{BOD}_5 / 1000$$

$0.05 \cdot \Delta\text{BOD}_5$ = frazione di azoto impiegata dai batteri eterotrofi per la loro sintesi batterica

ΔBOD_5 = BOD abbattuto [mg/l]

TKN_i = azoto ammoniacale ed organico in ingresso alla fase biologica (mg/l)

TKN_u = azoto ammoniacale ed organico in uscita dalla fase biologica (mg/l)

I valori di riferimento sono:

Se $0 < \text{BOD}_{5\text{-in-nitr}} / \text{TKN}_{\text{in-nitr}} < 3$ ——— Nitricazione limitata;

Se $3 \leq \text{BOD}_{5\text{-in-nitr}} / \text{TKN}_{\text{in-nitr}} \leq 5$ ——— Nitricazione favorita;

Se $\text{BOD}_{5\text{-in-nitr}} / \text{TKN}_{\text{in-nitr}} > 5$ ——— Nitricazione limitata.

Indicatori Biotici (indagini microscopiche sul fango attivo)

L'analisi microscopica del fango attivo costituisce già da anni una tecnica estremamente efficace per il monitoraggio e il controllo degli impianti di depurazione di acque reflue; inoltre, essa comporta basso costo di investimento in attrezzature.

L'individuazione di particolari microrganismi indicatori (Indici Biotici) dello "stato di salute" del fango attivo e la relativa morfologia dei fiocchi (condizionata dai batteri filamentosi), consentono di fronteggiare il carattere di imprevedibilità insito nella componente biologica del processo che, a sua



volta, è la causa fondamentale della non agevole controllabilità del processo stesso.

Si tratta di indicatori che, proprio per la loro natura, non possono essere utilizzati per la regolazione automatica o temporizzata del processo, ma che possono rappresentare una utile osservazione diagnostica per la comprensione dell'andamento biologico del processo stesso.

Si possono considerare per la diagnostica i dati relativi a:

- densità della microfauna (totale ciliati e flagellati);
- numero di specie di protisti osservate;
- numero di specie di batteri filamentosi osservati;
- morfologia del fiocco del fango attivo.

Ispezioni Visive

Le ispezioni visive in un processo complesso come quello a fanghi attivi, hanno rilevante importanza per la verifica della presenza di alcune disfunzioni: queste si manifestano con “effetti” chiaramente osservabili.

Di seguito si riportano alcune tra le osservazioni più comuni:

- ◆ presenza di fango galleggiante sui sedimentatori secondari (elevata nitrificazione e denitrificazione);
- ◆ presenza di solidi sospesi nell'effluente finale (scarsa sedimentabilità del fango);
- ◆ presenza di schiume nelle vasche di aerazione (concentrazione elevata di tensioattivi, proliferazione di alcune specie microbiche, ecc.);
- ◆ presenza eccessiva di materiali galleggianti sui sedimentatori secondari (scarsa efficienza dei pretrattamenti).

| Classe di processo di depurazione a fanghi attivi | Sistema di aerazione | FC Carico org. [KgBOD ₅ /KgMLSS/d] | FCV Carico volum. [KgBOD ₅ /m ³ d] | MLSS Conc. Della biomassa [mg/l] | TR Tempo di residenza a idr. [h] | TRS Tempo x Concentr [d Kg/m ³] | Età del fango [d] | Aria da fornire [m ³ /Kg BOD ₅ mo] | R [%] Rapp. Ricircolo fanghi | mBOD ₅ [%] efficienza di rimozione |
|---|--|---|--|----------------------------------|----------------------------------|---|-------------------|--|------------------------------|---|
| a Mescolamento Completo | | | | | | | | | | |
| Ad alto carico | Con aeratori meccanici | 0.35 – 0.6 e oltre | 0.9 – 2.1 | 2500 – 3500 | 0.5 – 4 | 0.05 – 0.6 | 5 – 10 | | 100 – 500 | 75 – 90 |
| A medio carico (convenzionale) | A diffusione d'aria o con aeratori mecc. | 0.2 – 0.35 | 0.7 – 1.8 | 3500 – 5000 | 4 – 7 | 0.6 – 1.46 | 5 – 15 | 35 | 25 – 100 | 85 – 95 |
| Discontinuo | Con aeratori meccanici | 0.2 – 0.6 | 0.8 – 2 | 3500 – 5000 | 3 – 5 | 0.44 – 1.0 | 5 – 15 | | | |
| A basso carico (nitrificazione) | A diffusione d'aria o con aeratori mecc. | 0.14 – 0.20 | 0.5 – 1 | 3500 – 5000 | 7 – 10 | 1.0 – 2.1 | | 75 – 110 | | |
| Ad aerazione prolungata | A diffusione d'aria o con aeratori mecc. | 0.05 – 0.14 | 0.2 – 0.8 | 4000 – 6000 | 18 – 36 | 3.0 – 9.0 | 20 – 30 | | 75 – 150 | 75 – 95 |
| Con ossigeno puro | Con aeratori meccanici | 0.25 – 0.1 | 1.6 – 4.0 | 6000 - 8000 | 1-3 | 0.25 – 1.0 | 8 – 20 | | 25 – 50 | 85 – 95 |
| Con Flusso a Pistone | | | | | | | | | | |
| Convenzionale con flusso a pistone | A diffusione d'aria o con aeratori mecc. | 0.2 – 0.4 | 0.3 – 0.6 | 1500 – 3000 | 4 – 8 | | 5 – 15 | 50 – 60 | 25 – 50 | 85 – 95 |
| Stabilizzazione con contatto | A diffusione d'aria o con aeratori mecc. | 0.2 – 0.6 | 0.9 – 1.2 | 1000 – 3000 4000 – 10000 | 0.5 – 1 3 – 6 | | 5 – 15 | 50 | 25 – 100 | 80 – 90 |
| A carico progressivo | A diffusione d'aria | 0.2 – 0.4 | 0.6 – 0.9 | 2000 - 3500 | 3 – 5 | | 5 – 15 | 30 - 45 | 25 – 75 | 85 – 95 |

Tab. 3.1 – Riassunto delle condizioni di lavoro per diverse soluzioni impiantistiche (dal Passino modificato).



5.3 PARAMETRI DI REGOLAZIONE

Regolazione della Concentrazione del Fango Attivo

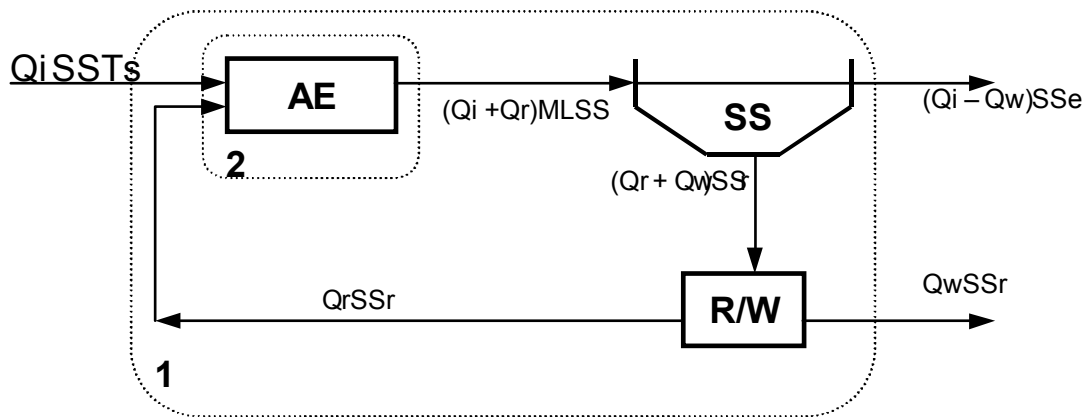


Fig. 3.4 - Superfici di controllo (1) e (2) di riferimento per il bilancio della biomassa

Consideriamo il *bilancio della biomassa attraverso la superficie di controllo (1)*:

Dal bilancio al tempo t risulta:

(Variazione della biomassa) = (Biomassa liquame influente = 0) + (Biomassa prodotta) - (Biomassa in uscita con l'effluente) - (Biomassa in uscita con i fanghi di sovrappi)

si può scrivere:

$$(d \text{ MLSS} / dt) = (Q_i \text{ SST}_{sp} / V + \mu \cdot \text{MLSS} - (Q_i - Q_w) \text{ SS}_e / V - Q_w \cdot \text{SS}_r / V$$

Per quanto riguarda la *biomassa prodotta*, ricordando che il tasso di crescita

$$\mu = d X / (X \cdot dt) = \mu_m S / (K_s + S) - K_d$$

$$dS / dt = (1 / Y) \mu_m S X / (K_s + S)$$

si ha che la biomassa prodotta si scrive (con K_d tasso di respirazione endogena [1/d]):

$$dX/dt = \mu X = Y \cdot dS/dt - K_d X$$

In definitiva:

$$\begin{aligned} \mu \cdot \text{MLSS} &= d \text{ MLSS}/dt = \\ &= 24 \cdot Y \cdot Q_i \cdot (\text{BOD}_{5\text{in}} - \text{BOD}_{5\text{out}})/V - K_d \cdot \text{MLSS} \end{aligned}$$

cioè:

Biomassa Specifica Prodotta:

$$P \text{ [KgMLSS/m}^3 \text{ d]} = 24 \cdot Q_i \cdot y \cdot (\text{BOD}_{5\text{in}} - \text{BOD}_{5\text{out}})/(1000 \cdot V)$$

dove al posto di Y ed il termine $K_d \cdot \text{MLSS}$ (respirazione endogena) si pone:

y : Rendimento Netto di crescita [KgMLSSeff./KgBOD] - y varia generalmente tra 0.6 e 0.9 e assume valori differenti a seconda della temperatura, e se è presente la sedimentazione primaria. Di seguito sono riportati gli andamenti di y in funzione della temperatura, del fattore di carico F_c e della presenza o meno della sedimentazione primaria.

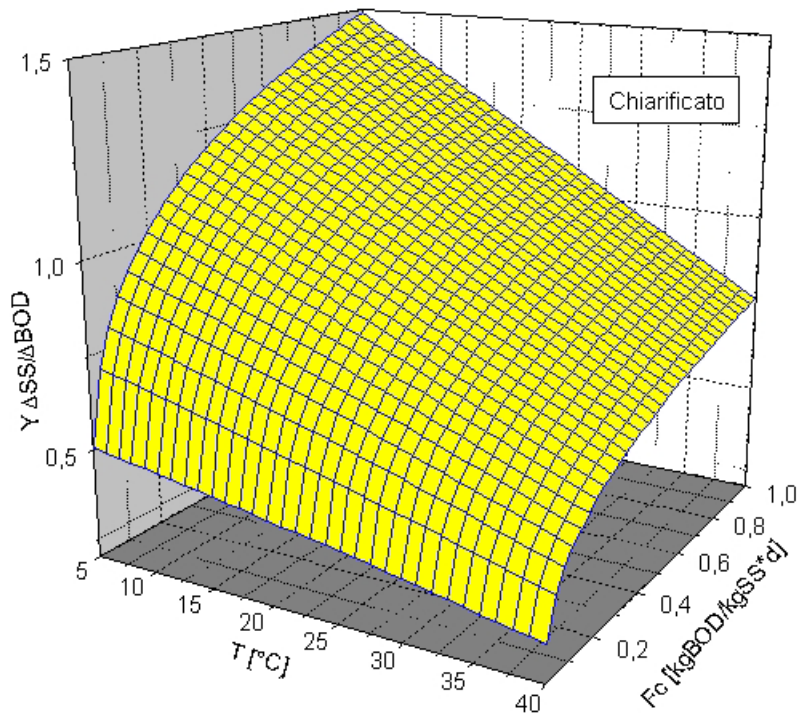


Fig. 3.5 – Relazione tra y , T e ed F_c per un refluo chiarificato

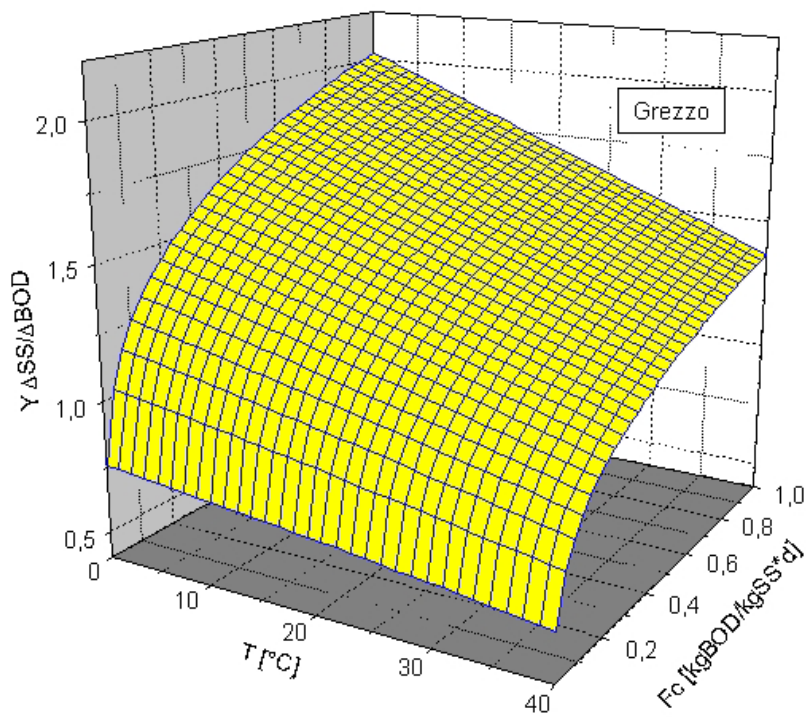


Fig. 3.6 – Relazione tra y , T e ed F_c per un refluo grezzo

L'equazione per la determinazione del valore y ha tale espressione:

$$y = f(Fc, T) = a(T) \cdot Fc^{b(T)}$$

di seguito è riportata la tabella con le espressioni di a e b

| | Sed. Primaria presente | Sed. Primaria assente |
|----------|-------------------------------|-------------------------------|
| a | $1.274968 - 0.016576 \cdot T$ | $1.566 - 0.0216 \cdot T$ |
| b | $0.22652 - 0.0007773 \cdot T$ | $0.21333 - 0.0006905 \cdot T$ |

Tab. 3.2 – Valori dei parametri nell'espressione di y in funzione di T e Fc

Allora il precedente bilancio di biomassa si scrive con riferimento a $t = 1$ h e al nuovo valore di MLSS':

$$MLSS' \text{ [mg/l]} = MLSS + (Q_i \cdot y \cdot \Delta BOD_5 / V - (Q_i - Q_w / 24) \cdot SSe / V - Q_w \cdot SSr / 24V) \cdot \Delta t$$

da cui la Portata Fanghi di Supero:

$$Q_w \text{ [m}^3\text{/d]} = 24 \cdot [V(MLSS - MLSS') / \Delta t + Q_i \cdot y \cdot \Delta BOD_5 - Q_i \cdot SSe] / (SSr - SSe)$$

dove:

y : espressione precedente

Q_i = Portata liquame influente in $[m^3/h]$

Q_w = Portata fanghi di supero in $[m^3/d]$

$\Delta t = 1h$

Considerando invece, il *bilancio di biomassa attraverso la superficie di controllo (2)* si ha:

$$(d \text{ MLSS}/dt) = Q_i \text{ SST}_{sp}/V + Q_r \text{ SS}_r /V + \mu \text{ MLSS} - (Q_i+Q_r) \text{ MLSS}/V$$

In regime stazionario ($d \text{ MLSS}/dt \approx 0$), trascurando la crescita di biomassa ($\mu \text{ MLSS} \approx 0$) e la biomassa nell'influente ($\text{SST}_{sp} \approx 0$), si ha:

$$Q_r \text{ SS}_r = (Q_i+Q_r) \text{ MLSS}$$

da cui si ottiene l'espressione completa del:

Rapporto di Ricircolo Fanghi:

$$R = Q_r/Q_i \approx \text{MLSS}/(\text{SS}_r - \text{MLSS})$$

Per “regolare” la concentrazione del fango attivo nella vasca di aerazione normalmente si agisce sulla portata di ricircolo Q_r , mentre la portata di spurgo Q_w viene utilizzata per bilanciare la produzione di biomassa. In realtà, si dimostra che la regolazione di Q_r può avvenire (se l'impiantistica lo consente) entro piccoli range d'azione.

In effetti, se consideriamo che in condizioni stazionarie ($d\text{MLSS}/dt \approx 0$) a regime si ha:

$$Q_w \text{ [m}^3/\text{d]} \approx 24 Q_i (y \Delta \text{BOD}_5 - \text{SSe})/(\text{SS}_r - \text{SSe})$$

considerando che da $R \approx \text{MLSS}/(\text{SS}_r - \text{MLSS})$, si ricava che:

$$\text{SS}_r \approx (R+1) \text{ MLSS}/R$$

e ponendo:

$$\beta = 24 Q_{i\text{-med}} (y \Delta \text{BOD}_{5\text{-med}} - \text{SSe}_{\text{med}})/\text{MLSS}_{\text{med}}$$

si ricava che la **Portata di Fango di Supero** che deve essere spurgata ogni giorno (*compatibilmente con la portata delle pompe installate*) risulta:

$$Q_w[m^3/d] \approx \beta \cdot R/(R+1) \quad [R1]$$

D'altra parte, è possibile ottenere piccole variazioni della concentrazione di MLSS in aerazione (trimming) operando sulla portata di ricircolo Q_r .

Infatti, dalla relazione $R \approx MLSS/(SS_r - MLSS)$, considerando SS_r e Q_i circa costanti (rispetto al periodo di tempo in cui si opera la regolazione), si ricava che:

$$MLSS(t) \approx Q_r(t) SS_r / [Q_r(t) + Q_i] \quad [R2]$$

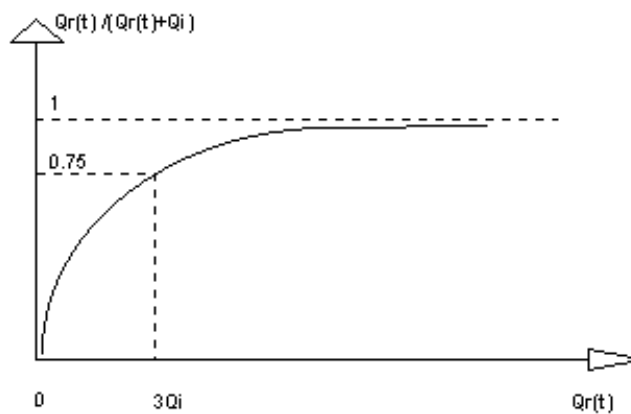


Fig. 3.7 - Regolazione della concentrazione della biomassa MLSS al variare della portata di ricircolo dei fanghi

N.B: in realtà, la relazione [R2] è utilizzabile solo per condizioni del fango attivo lontane dal Bulking (\downarrow SVI) e per valori di $Q_r \ll 3 Q_i$, vale a dire per $R \ll 3$.

Regolazione della Concentrazione dell'Ossigeno Disciolto

In condizioni stazionarie, in un processo tradizionale a fanghi attivi, il bilancio dell'ossigeno nel reattore biologico si esprime nel seguente modo:

$$\begin{aligned} (\text{O}_2 \text{ transf. miscela aerata}) &= (\text{O}_2 \text{ biodegrad. substrato}) + \\ &+ (\text{O}_2 \text{ respiraz. endogena}) + (\text{O}_2 \text{ ossidaz. N-NH}_4) \end{aligned}$$

In genere, per la **richiesta di ossigeno** si fa riferimento alla seguente espressione:

$$R_{\text{O}_2} [\text{Kg/d}] = a_T \cdot 24 \cdot Q_i \cdot (S_i - S_u) + b_{hT} \cdot V \cdot X + c \cdot N_{\text{ox}}$$

dove:

$$a_T = a_{20} \cdot 1,02^{(T-20)} [\text{Kg O}_2/\text{Kg BOD}_5 \cdot \text{d}^{-1}];$$

$$a_{20} = 0,5 [\text{Kg O}_2/\text{Kg BOD}_5 \cdot \text{d}^{-1}]: \text{coefficiente di respirazione attiva a } 20^\circ\text{C};$$

$$b_{hT} = b_{h20} \cdot 1,084^{(T-20)} : \text{coefficiente di respirazione endogena } [\text{Kg O}_2/\text{Kg MLSS} \cdot \text{d}^{-1}]^*;$$

$$b_{h20} = 0,1 [\text{Kg O}_2/\text{Kg MLSS} \cdot \text{d}^{-1}]^*: \text{coefficiente di respirazione endogena a } 20^\circ\text{C};$$

$$X = \text{concentrazione della biomassa nel reattore di nitrificazione } [\text{Kg MLSS}/\text{m}^3]^*;$$

$$Q_i = \text{portata liquame influente } [\text{m}^3/\text{h}];$$

$$V = \text{volume della vasca d'aerazione } [\text{m}^3];$$

$$N_{\text{ox}} = \text{azoto ammoniacale ed organico che deve essere nitrificato } [\text{Kg TKN}/\text{d}];$$

$$c = 4,57 [\text{Kg O}_2/\text{Kg TKN}];$$

$$S_i = \text{Substrato organico biodegradabile in ingresso alla fase biologica } [\text{KgBOD}_5/\text{m}^3];$$

$$S_u = \text{Substrato organico biodegradabile in uscita alla fase biologica } [\text{KgBOD}_5/\text{m}^3].$$

$$R_{O_2} [Kg/d] = 0.5 \cdot 1.02^{(T-20)} \cdot 24 \cdot Q_i \cdot \frac{\Delta BOD_5}{1000} + 0.1 \cdot 1.084^{(T-20)} \cdot V \cdot \frac{MLSS}{1000} + 4.57 \cdot 24 \cdot Q_i \cdot \left(\frac{\Delta TKN - 0.05 \cdot \Delta BOD_5}{1000} \right)$$

dove:

$0.05 \cdot \Delta BOD_5$ = frazione di azoto impiegata dai batteri eterotrofi per la loro sintesi batterica;

ΔBOD_5 = BOD abbattuto [mg/l];

ΔTKN = TKN rimosso [mg/l];

MLSS = concentrazione dei solidi sospesi totali in aerazione [mg/l]*.

* meglio se espressi in termini di MLVSS

Il terzo termine di richiesta d'ossigeno è legato all'abbattimento dell'azoto ammoniacale (caso di *nitrificazione*).

Il fabbisogno è in ogni caso legato al fattore di carico organico F_c e per *liquami urbani* vale quanto indicato nella seguente tabella:

| F_c [Kg BOD/KgSS d] | $KgO_2/KgBOD$ abb. |
|-----------------------|-----------------------|
| < 0.1 | 2.0 - 2.3 |
| 0.1 - 0.3 | 1.5 - 1.8 |
| > 0.3 | 1,2 - 1.5 |

Tab. 3.3 - Richiesta di ossigeno in funzione del fattore di carico organico

Il calcolo della richiesta di ossigeno in condizioni standard avviene secondo tale formula:

| |
|---|
| S.O.R. [Kg/d] = R_{O_2} / K |
|---|

dove K ha la seguente espressione

$$K = \alpha \cdot 1.024^{(T-20)} \cdot \frac{\beta \cdot \left(\frac{1013.3 - 0.10133 \cdot H}{1013.3} \right) \cdot C_{sl} - OD}{C_{ST}}$$

dove

α = fattore di trasferimento di ossigeno;

β = fattore correttivo della concentrazione di ossigeno in condizione di saturazione;

H = Altitudine [m];

C_{st} = Concentrazione di Ossigeno a saturazione in acqua pulita nelle condizioni standard [mg/l];

C_{sl} = Concentrazione di Ossigeno a saturazione in acqua pulita alla temperatura operativa [mg/l];

OD = Ossigeno disciolto in vasca [mg/l];

T = temperatura di processo.

Nel bilancio energetico dell'ossigeno bisogna tener conto di altri due importanti fattori:

> **Energia Minima di Agitazione** per mantenere il fango attivo in sospensione, si deve verificare che si abbia $E_{min} = 30 \text{ [W/m}^3\text{]}$

> **Efficienza di Ossigenazione** che si esprime nel seguente modo:

$$\eta_o = 100 \cdot (O_2 \text{ assorbito} / O_2 \text{ fornito})$$

Operativamente la richiesta biochimica di ossigeno deve essere trasformata in termini di aria necessaria per fornire un dato quantitativo di ossigeno.

Considerando che $1 \text{ m}^3 \text{ Aria} = 280 \text{ g } O_2$ si ha che $(O_2 / \text{Aria}) = 0.28 \text{ [KgO}_2 / \text{m}^3 \text{aria]}$ in condizioni standard (T=293 K, P=1atm).

Pertanto considerando il rendimento $\eta_{app.}$ dell'apparecchiatura per il trasferimento dell'aria alla miscela aerata, si ha che la portata d'aria necessaria viene calcolata nel modo seguente:

$$Q_{aria} [m^3/d] = R_{O_2} [Kg/d] / (0.28 \eta_{app.})$$

Ad es.:

Aerazione a Bolle Fini: $\eta_{app} = 0.110$

Aerazione a Bolle Medie: $\eta_{app} = 0.065$

Aerazione Bolle Grosse: $\eta_{app} = 0.055$

Il dimensionamento dell'aeratore o il numero di aeratori si ottiene dalla potenza richiesta (v. valori di riferimento della resa operativa nella tabella seguente):

$$P_{O_2} [kW] = R_{O_2} [kg/h] / \epsilon_{O_2-op} [kgO_2/kWh]$$

| Tipo di Aerazione | Condizioni Standard | Cond. Oper. Medie ϵ_{O_2-op} |
|-------------------------------------|---------------------|--|
| <i>Bolle Fini</i> | 1.7 ÷ 2.2 | 1.2 ÷ 1.5 |
| <i>Bolle Medie</i> | 1.1 ÷ 2.4 | 0.8 ÷ 1.1 |
| <i>Bolle Grosse</i> | 0.9 ÷ 1.2 | 0.7 ÷ 1.1 |
| <i>Turbine (mecc. asse vert.)</i> | 1.5 ÷ 2.0 | 1.2 ÷ 1.7 |
| <i>Spazzole (mecc. asse orizz.)</i> | 1.8 ÷ 1.9 | 1.4 ÷ 1.6 |

Tab.3.4 - Resa Indicativa di Ossigenazione per kWh dei diversi sistemi di aerazione in condizioni standard e operative (Vismara, 1988)

La valutazione indicativa della potenza del motore elettrico dell'aeratore si ottiene considerando:

$$P_{O_2} [kW] < 40 \text{ kW} \rightarrow P_m [kW] = P_{O_2} + 25\% P_{O_2}$$

$$40 \leq P_{O_2} [kW] \leq 100 \text{ kW} \rightarrow P_m [kW] = P_{O_2} + 15\% P_{O_2}$$

$$P_{O_2} \text{ [kW]} > 100 \text{ kW} \rightarrow P_m \text{ [kW]} = P_{O_2} + 10\% P_{O_2}$$

Verifica delle prestazioni operative

L'obiettivo fondamentale della depurazione biologica è quello di mantenere elevato e costante il rendimento depurativo e ciò si traduce, come già detto, nel mantenere costante il fattore di carico organico Fc:

$$(\eta_{\text{dep}} = \text{const}) \Rightarrow (\text{Fc} = \text{cost})$$

Area di Lavoro della Concentrazione del Fango Attivo “MLSS”

La caratterizzazione del range di valori di MLSS che consente di raggiungere l'obiettivo fondamentale al variare della portata trattata Q_i [m³/h] è determinabile considerando la variazione massima e minima di BOD₅ che interessa l'impianto (in genere BOD_{5min/max} = 100 ÷ 300 [mg/l] da liquami deboli a forti).

Così si ottiene per ogni istante t e per Fc = cost. e V = cost.:

$$\text{MLSS}(t)_{\text{min/max}} = (24 \cdot \text{BOD}_{5\text{min/max}} / \text{Fc}) \cdot (Q(t) / V)$$

ponendo: $KT_{\text{min/max}} = 24 \cdot \text{BOD}_{5\text{min/max}} / \text{Fc}$

si ha:

$$[\text{I}] \text{MLSS}(t)_{\text{min/max}} \text{ [mg/l]} = KT_{\text{min/max}} \cdot Q(t) / V$$

In altri termini la concentrazione di MLSS dei fanghi attivi deve essere regolata tra un massimo ed un minimo “fisiologico” per l'impianto in esame, in accordo alla relazione (I) per un prefissato valore caratteristico di BOD_{5min/max}/Fc dell'impianto.

L'Area di lavoro del *Mixed Liquor Suspended Solids* MLSS=f(Q_i) risulta così delimitato dai valori min-max della portata trattata e dai valori MLSS_{min/max}, calcolati dalla (I):

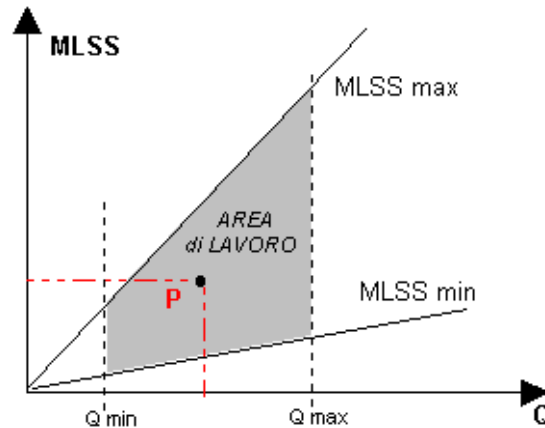


Fig. 3.8 - Area di lavoro della concentrazione della biomassa MLSS al variare della portata influente

Indicatore di Prestazione del Fango

Se nel intervallo di portata influente $[Q_{i_{min}}, Q_{i_{max}}]$ indichiamo con:

$$IP_{MLSS} = (MLSS - MLSS_{min}) / (MLSS_{max} - MLSS_{min})$$

Risulta che IP_{MLSS} varia nell'intervallo $[0, 1]$ e raggiunge il valore ottimale intorno a 0.5.

Area di Lavoro della Concentrazione di ossigeno nel Fango Attivo: "OD"

Il valore della concentrazione di ossigeno disciolto OD nel reattore biologico è correlato a differenti fattori ambientali e di esercizio: ogni tipo di processo a fanghi attivi richiede, per ottenere un funzionamento ottimale, un range ottimale di valori di OD.

Ci sono oggettive restrizioni sui valori eccessivi di OD per le note ragioni di risparmio energetico, ma anche sui valori bassi di OD a causa del possibile instaurarsi di condizioni patologiche di Bulking o di Rising.

Nella figura 3.9 viene riportata l'area di lavoro del reattore biologico e il valore di Fc e di OD che non producono condizioni per lo sviluppo di Bulking e viceversa.

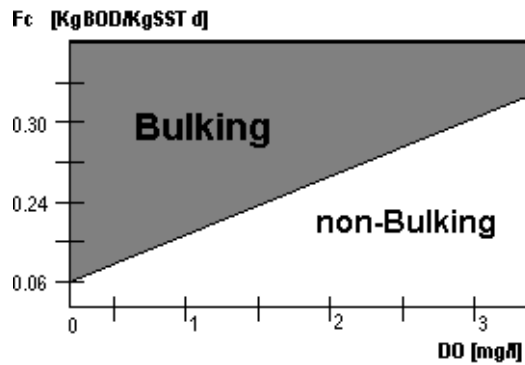


Fig. 3.9 - Area di funzionamento in condizioni di possibile bulking rispetto ai possibili valori di Fc e OD

Dalle precedenti considerazioni, imponendo che l'ossigeno disciolto deve assumere valori all'interno dell'area di non-bulking, considerando un margine di sicurezza, si ottiene una relazione del tipo:

$$OD \cong 10 \cdot Fc$$

da cui, indicando con: $KO_{\min/\max} = 10 \cdot (24 \cdot BOD_{5\min/\max} / MLSS_{\text{med}})$

Si ha:

$$[II] \quad OD(t)_{\min/\max} [\text{mg/l}] \approx KO_{\min/\max} \cdot Q(t)/V$$

Analogamente al caso precedente degli MLSS, si ottiene una relazione semplificata che indica come la concentrazione di ossigeno nel reattore biologico deve variare tra un minimo ed un massimo in funzione della portata e del rapporto $BOD_{5\min/\max}/MLSS$, dove MLSS corrisponde al valore medio corrispondente all' Fc caratteristico dell'impianto.

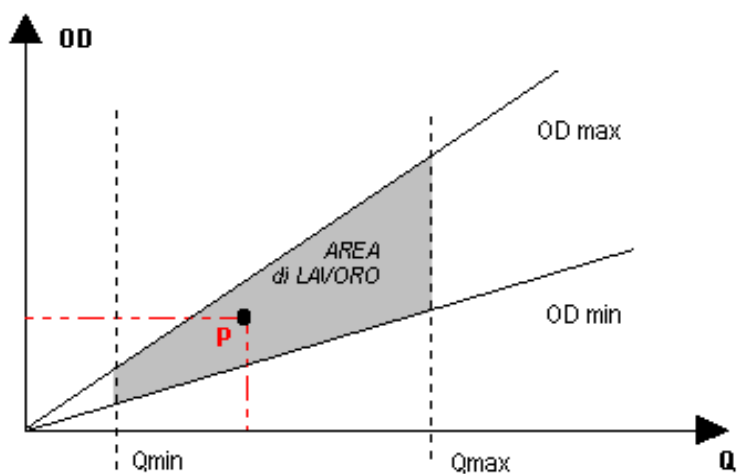


Fig. 3.10 - Area di lavoro della concentrazione dell'ossigeno disciolto al variare della portata influente

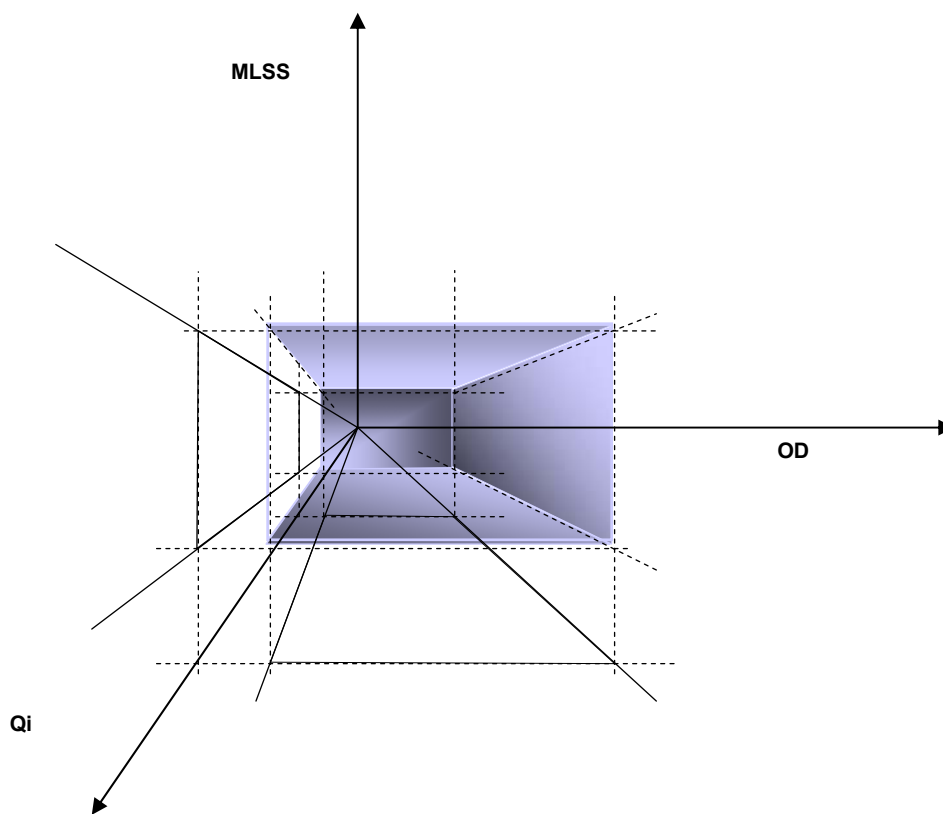


Fig. 3.11 - Superficie globale di lavoro (MLSS, OD, Q)

Indicatore di Prestazione dell'Ossigeno Disciolto

Se nel intervallo di portata influente $[Q_{i-min}, Q_{i-max}]$ indichiamo con:

$$IP_{OD} = (OD - OD_{min}) / (OD_{max} - OD_{min})$$

Risulta che IP_{OD} varia nell'intervallo $[0, 1]$ e raggiunge il suo valore ottimale intorno a 0.5.

Rapporto Solidi Volatili/Solidi Totali [MLSSV/MLSST]

Il rapporto Solidi Volatili/Solidi Totali nel reattore biologico e nei fanghi di ricircolo/spurgo, ovvero $MLSSV/MLSST$ e $SSV_r/SSTr$, dipende da principalmente dai seguenti fattori:

- presenza o meno della fase di sedimentazione primaria: è evidente come nel caso di presenza di sedimentazione primaria, nella quale vengono allontanati i solidi sedimentabili, abbia un rapporto di solidi volatili più elevato ($SSV/SSST \approx 0,85$ rispetto a $SSV/SSST \approx 0,75$ nel liquame grezzo)
- età del fango θ , ovvero dal fattore di carico organico F_c : maggiore è il grado di stabilizzazione del fango ($\uparrow \theta$, $\downarrow F_c$), minore è il rapporto $SSV/SSST$.

Sulla base di valutazioni euristiche si trova che l'andamento del rapporto volatili/totali nel reattore biologico è dato dalla seguente espressione:

$$MLSSV/MLSST = F_c / (K_1 + F_c)$$

dove: $K_1 = 0,035$ nel caso di assenza di Sedimentazione Primaria

$K_1 = 0,018$ nel caso di presenza di Sedimentazione Primaria

$$SSV_r/SSTr = MLSSV/MLSST (1 - \theta / (K_2 + \theta))$$

dove: $K_2 = 300$ in prima approssimazione



θ età del fango in giorni

Riportando su un grafico l'andamento delle precedenti espressioni, si ha:

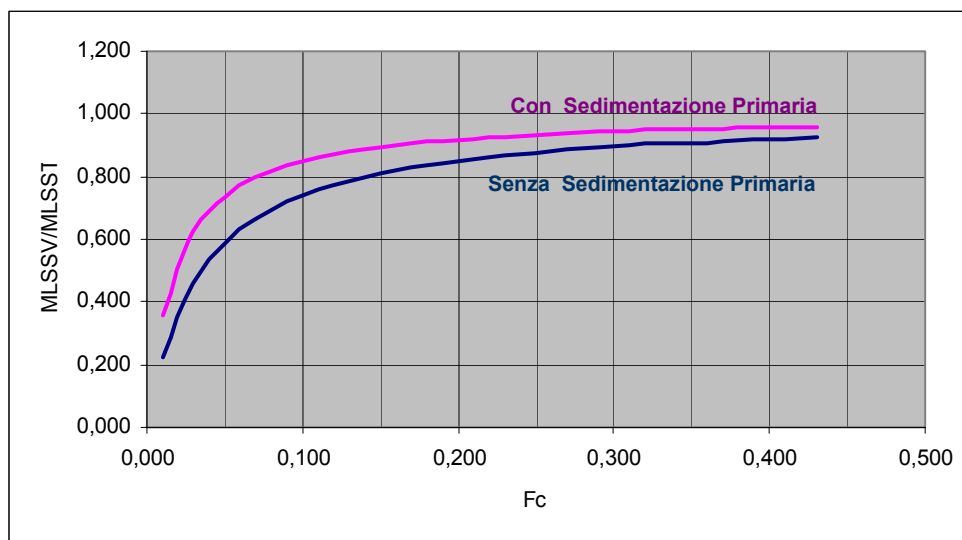


Fig. 3.12 – Rapporto MLSSV/MLSST nel reattore biologico

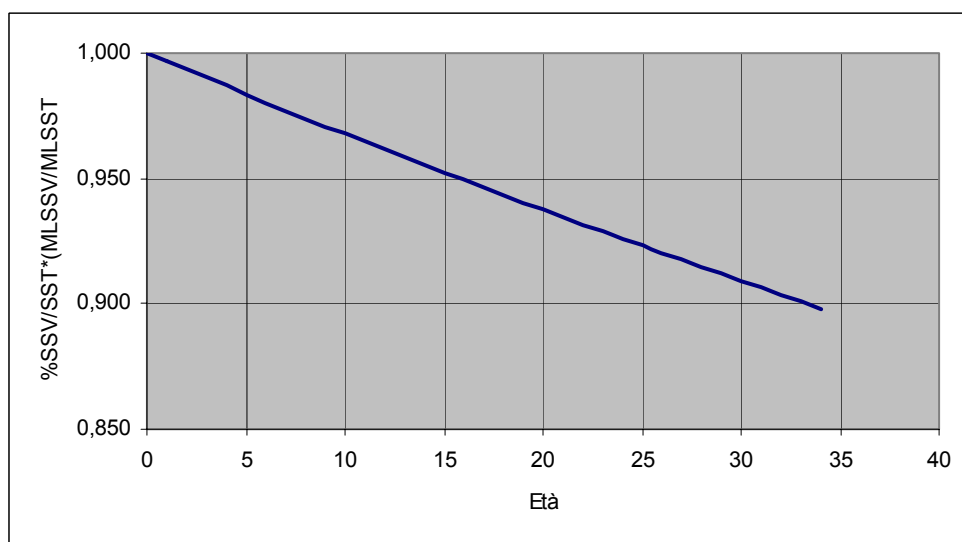


Fig. 3.13 – Rapporto SSVr/SSTr nei fanghi di Ricircolo e Supero

5.4 SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

Parametri di Dimensionamento e Verifica

Esistono molte teorie riguardanti il funzionamento ed il dimensionamento dei sedimentatori secondari, tra cui le più note sono quelle di Dick e Ewing note come la “*Teoria del Flusso Solido*”. Per gli obiettivi che ci si prefigge in questo lavoro si farà riferimento a parametri e procedure più facilmente applicabili alla realtà impiantistica, sia in fase di verifica di funzionamento che di progettazione.

La funzionalità della sedimentazione secondaria si esprime in termini di efficienza di separazione solido-liquido, che, a sua volta, risulta direttamente influenzata da:

- *portata di flusso influente (portata di liquame influente + portata ricircolo fanghi)*
- *concentrazione dei fanghi influenti*
- *caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi.*

Di questi tre parametri la portata di flusso è sicuramente il principale.

Infatti, un aumento della portata idraulica sul sedimentatore secondario determina:

- un aumento dello strato di fango sul fondo del sedimentatore, in quanto gli ingressi (in termini di peso secco) superano le uscite con il ricircolo;
- un aumento della turbolenza nel sedimentatore;
- un aumento della velocità di trascinamento dell'acqua alle condotte di uscita favorendo il trascinamento dei fiocchi più piccoli e leggeri;
- un aumento della concentrazione di solidi sospesi in uscita e di tutte le forme chimiche che sono aggregate a tali solidi. Si ricorda infatti, che:

$$10 \text{ mg di MLSS} \approx 3\text{-}5 \text{ mgBOD} \approx 0.1\text{-}0.5 \text{ mgPtot} \approx 0.2\text{-}0.3 \text{ mgTKN}$$

Pertanto, i parametri di funzionamento e di dimensionamento dei bacini di sedimentazione secondaria sono esprimibili in funzione di grandezze



“misurabili” come il *carico di solidi superficiale*, *tempo di ritenzione*, *efficienza del sedimentatore* e *rendimento di abbattimento dei solidi*, correlate all’efficienza di separazione solido-liquido:

Carico di Solidi Superficiale:

$$C_s \text{ [KgSS/m}^2\text{h]} = [(Q_i + Q_r) \cdot \text{MLSS}] / 1000 \cdot A_{ss} \quad [3 \div 6]$$

dove:

Q_i [m³/h]: portata liquame influente

Q_r [m³/h]: fanghi di ricircolo

MLSS [mg/l]: concentrazione dei solidi nella vasca di aerazione

A_{ss} [m²]: area utile totale dei sedimentatori secondari

Generalmente $C_s = 3 \div 6$ [KgSS/m²h]

Di fatto, *il carico di solidi superficiale rappresenta la massa di solidi sospesi che transita per unità di area del sedimentatore.*

A parte le molte speculazioni teoriche più o meno valide costruite su questo parametro, si può affermare sicuramente che, a parità di portata, *all’aumentare della concentrazione di MLSS in aerazione si verifica un aumento dei solidi sospesi in uscita dal sedimentatore.*

Altro parametro classico è il:

Tempo di Ritenzione:

$$TR \text{ [h]} = V_{ss} / Q \quad [3 \div 5 \text{ h}]$$

dove:

V_{ss} [m³]: volume utile del sedimentatore

Q [m³/h]: portata liquame

Generalmente per la sedimentazione secondaria $TR = [3 \div 5 \text{ h}]$



Considerando che il principale compito di un sedimentatore finale è quello di separare la fase liquida da quella solida e quindi, fare in modo che l'effluente sia privo di solidi ($SS_e \approx 0$), è possibile definire un parametro di *efficienza di funzionamento di un sedimentatore secondario* come rapporto tra la differenza di carico di solidi ingresso/uscita del sedimentatore ed il fango ricircolato in aerazione.

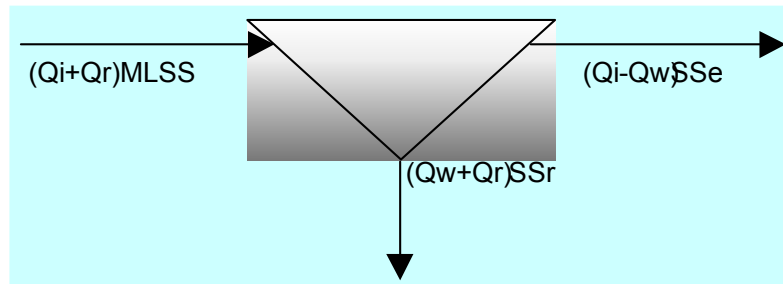


Fig. 3.14 - Flussi idraulici in ingresso ed in uscita da un sedimentatore secondario

Sulla base di questo bilancio si ha:

$$Ess\% = 100 \cdot [(Q_i + Q_r) \cdot MLSS - (Q_i - Q_w) \cdot SS_e] / [(Q_r + Q_w) \cdot SS_r]$$

considerando:

$$Q_w \approx 0$$

$$SS_r = [(R+1)/R] \cdot MLSS \text{ dove: } R = Q_r / Q_i$$

allora si può scrivere:

Efficienza del Sedimentatore:

$$Ess \% \approx 100 \cdot \{1 - [1/(R+1)] \cdot SS_e/MLSS\}$$

Questo parametro operativo è molto importante, in quanto mette in relazione la quantità di solidi in uscita dal sedimentatore con la concentrazione della

biomassa nel reattore biologico e con il rapporto di ricircolo utilizzato dal sistema.

Evidentemente, E_{ss} aumenta quando $S_{Se} \rightarrow 0$ e all'aumentare del rapporto di ricircolo dei fanghi R .

Il *valore limite di riferimento di E_{ss}* viene determinato per ciascun sedimentatore in base al valore limite di accettabilità di S_{Se} , in relazione alle prescrizioni della normativa vigente.

Per $R=0$ l'*efficienza del sedimentatore* coincide con il *rendimento di abbattimento dei solidi* e cioè risulta:

$$E_{ss} = \eta_{ss} = (MLSS - S_{Se}) / MLSS$$

Rendimento di Abbattimento dei Solidi:

$$\eta_{ss} = (MLSS - S_{Se}) / MLSS$$

Pertanto ad es. per un determinato impianto di trattamento a fanghi attivi:

Se

$$R = 0.8, MLSS = 3800 \text{ mg/l e } S_{Se_{lim}} = 80 \text{ mg/l}$$

allora risulta:

$$E_{ss} = 98.83\% (\eta_{ss} = 97.89\%)$$

Volume Minimo di Aerazione-Sedimentazione

La concentrazione $MLSS$ del fango attivo di un reattore biologico è un parametro di estrema importanza per la definizione delle volumetrie occorrenti al processo.

Tale parametro, infatti, condiziona sia il volume del reattore aerobico, sia quello del sedimentatore finale, anche se con effetti contrapposti.

Si è già descritta la relazione che lega il volume del reattore biologico al fattore di carico organico:

$$V_r = (24 \cdot Q \cdot \text{BOD}_5) / (F_c \cdot \text{MLSS}) \quad (a)$$

Considerando il carico di solidi superficiale ed il volume del sedimentatore $V_s = A_{ss} \cdot H_{ss}$ ed il rapporto di ricircolo $R = Q/Q_r$, si ha:

$$V_s = [Q \cdot (1+R) \cdot H_{ss} \cdot \text{MLSS}] / (1000 \cdot C_s) \quad (b)$$

Le precedenti formulazioni del volume del reattore biologico e del sedimentatore possono scriversi come $V_r = A/\text{MLSS}$ e $V_s = B \cdot \text{MLSS}$, considerando costanti gli altri termini.

Il volume totale (reattore + sedimentatore) si può allora scrivere come:

$$V_t = V_r + V_s = A/\text{MLSS} + B \cdot \text{MLSS}$$

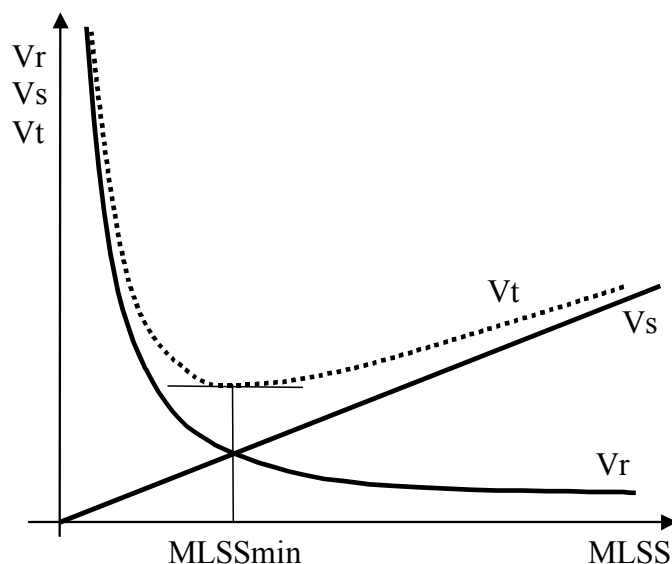


Fig. 3.15 - Variazione del volume totale al variare della concentrazione degli MLSS

Affinché V_t sia il minimo la condizione da imporre è che $d(V_t)/d(MLSS) = 0$, cioè:

$$d(V_t)/d(MLSS) = - A/MLSS^2 + B = 0$$

da cui risulta il valore ottimale:

$$MLSS_{ott.} = (A/B)^{1/2} = (24 \cdot BOD_5 \cdot C_s \cdot 1000 / F_c \cdot (1+R) \cdot H_{ss})^{1/2}$$

Sostituendo il valore di $MLSS_{ott.}$ nelle precedenti relazioni (a) e (b) si ottengono i corrispondenti valori minimi di V_r e V_s .

Verifica delle Prestazioni Operative: Area di Lavoro del Sedimentatore II

Solidi Sospesi SSe “fisiologici”

Sulla base della formula di Pflanz per la determinazione dei solidi sospesi Sse in uscita al sedimentatore secondario:

$$SSe1 = 5.3616 \cdot \exp(0.1787 \cdot MLSS \cdot 10^{-3} + 1.315 \cdot Q/A)$$

Esiste inoltre, una relazione approssimativamente lineare tra Carico dei Solidi Superficiale e Solidi Sospesi in uscita alla sedimentazione secondaria:

$$[*] SSe2 \approx 7.5 C_s$$

Pertanto, per la valutazione degli SSe “fisiologici” si farà riferimento al valore medio:

$$SSe = (SSe1 + SSe2) / 2$$

L'Area di Lavoro

L'area di lavoro del sedimentatore secondario è una funzione $f(\text{MLSS}, \text{SSe}, Q)$ definita dalle seguenti relazioni ($E_{ss} \approx 98,8$):

$$\text{SSe}(t) \text{ [mg/l]} \leq (100 - E_{ss}) \cdot (R+1) \cdot \text{MLSS} / 100$$

$$\text{MLSS} = (1000 \cdot A_{ss} \cdot C_s) / ((R+1) \cdot Q_i)$$

Le precedenti espressioni rappresentano nell'intervallo $Q_{i_{\min}}$ e $Q_{i_{\max}}$, l'Area di Lavoro del sedimentatore secondario:

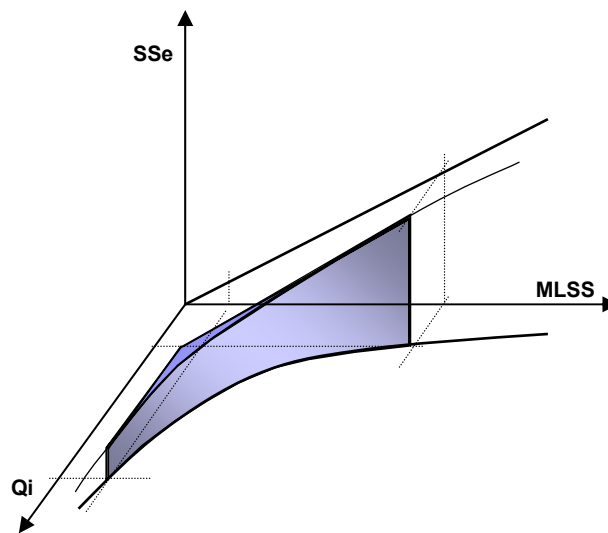


Fig. 3.16 - Area di funzionamento regolare di un sedimentatore secondario

Risulta inoltre, che l'efficienza del sedimentatore secondario diminuisce quando:

$$\begin{aligned}
 (E_{ss}(t) \% \downarrow) & \Rightarrow (\uparrow Q) \\
 & \Rightarrow (\downarrow \text{MLSS}) \\
 & \Rightarrow (\downarrow R) \\
 & \Rightarrow (\downarrow A_{ss})
 \end{aligned}$$

Le precedenti implicazioni sono molto importanti in fase di regolazione dell'impianto.

Ad es. risulta che è consigliabile di non diminuire la concentrazione di MLSS (spurgando fango o diminuendo R) durante i periodi di portata di punta (ad es.: spurgare durante le ore notturne).

Valutazione del Carico dei Solidi Limite (secondo la teoria del Flusso Solido):

Per la determinazione del carico superficiale limite si è utilizzata la teoria del flusso solido. Dalla letteratura è noto che il fango attivo sedimenta con una certa velocità di sedimentazione, dipendente dalla concentrazione del fango, che ha un'espressione del tipo mostrato di seguito:

$$V_z = V_0 \cdot e^{-KX}$$

dove:

V_z : velocità di sedimentazione

X: concentrazione del fango

V_0 e K: costanti empiriche

Le proprietà di sedimentazione del fango sono spesso correlate allo Sludge Volume Index (SVI). Daigger & Roper hanno trovato, per i fanghi di impianti civili, una relazione che correla lo SVI con la velocità di sedimentazione.

$$V_z = 7.8 \cdot e^{-(0.148 + 0.0021 \cdot \text{SVI}) \cdot X}$$

dove:

V_z : velocità di sedimentazione [m/h]

X: concentrazione del fango [g/l]

SVI: Sludge Volume Index [ml/g]

Attraverso l'espressione della velocità su illustrata e la teoria del flusso solido, possiamo ricavare il valore del carico superficiale limite, corrispondente al minimo della curva rappresentante l'andamento del flusso solido totale in funzione della concentrazione di solidi sospesi.

Il flusso totale dei solidi ha l'espressione seguente:

$$\mathbf{SF_{tot} = SF_g + SF_u}$$

Dove SF_g è la componente gravitazionale e SF_u è la componente dovuta al moto di insieme. Le espressioni delle due componenti sono mostrate di seguito:

$$\mathbf{SF_g = X \cdot V_z} \quad \mathbf{SF_u = X \cdot Q_r / A}$$

dove:

X: concentrazione solidi sospesi [g/l]

V_z : velocità di sedimentazione [m/h]

Q_r : portata di ricircolo [m³/h]

A: area del sedimentatore [m²]

L'espressione complessiva del flusso solido quindi sarà la seguente.

$$\mathbf{SF_{tot} = X \cdot 7.8 \cdot e^{-(0.148 + 0.0021 \cdot SVI) \cdot X} + X \cdot Q_r / A}$$

Come si evince dalla figura 3.17 il valore del flusso solido può essere trovato o attraverso risoluzione della derivata dell'equazione precedente, o trovando il punto di tangenza tra la curva *a2* del flusso gravitazionale e la retta *b2* avente pendenza $-U_b = Q_r/A$ e passante per il punto avente coordinate $(SSr,0)$.

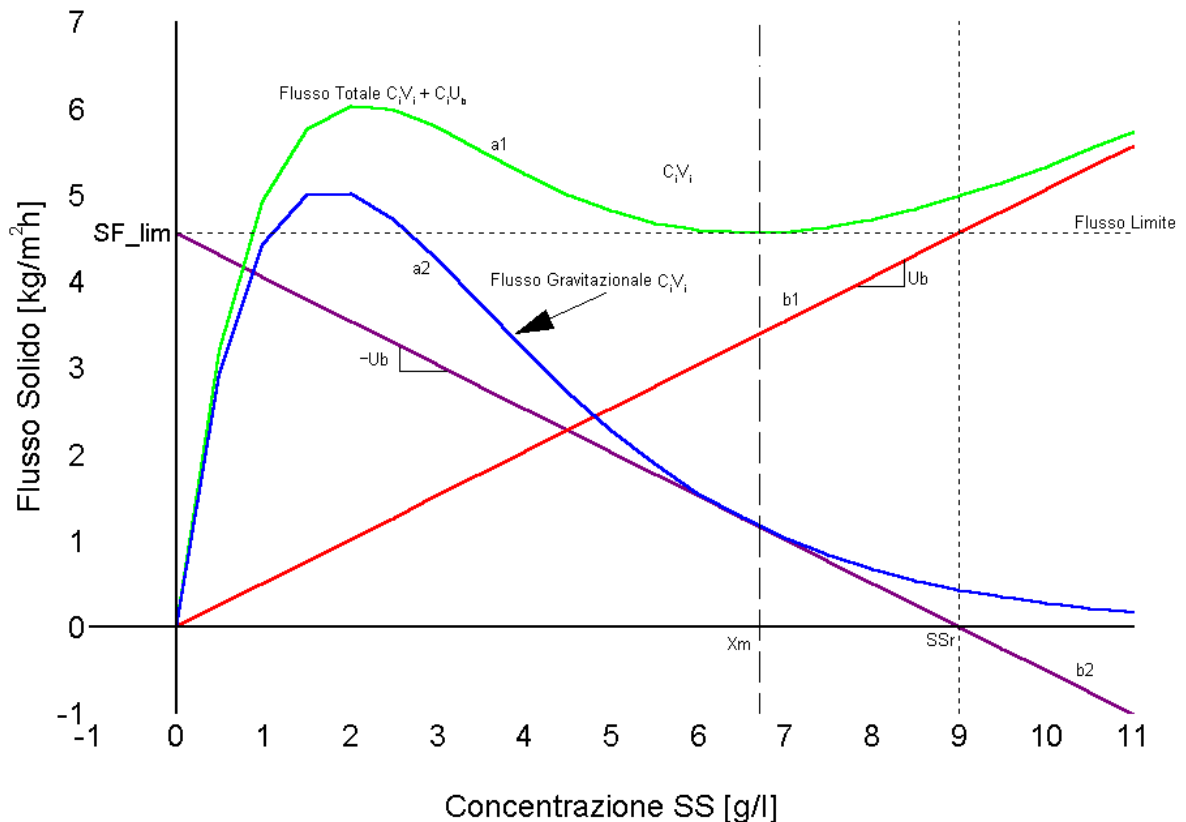


Fig. 3.17 – Andamento dei flussi di solido in funzione della concentrazione di solidi

Attraverso l'approccio della tangenza si è arrivati alla formulazione dell'equazione di secondo grado seguente, attraverso la quale determiniamo il valore della concentrazione corrispondente al punto di tangenza tra la retta *b2* e la curva *a2* del flusso gravitazionale.

$$k \cdot X_m^2 - k \cdot SSr \cdot 10^{-3} \cdot X_m + SSr \cdot 10^{-3} = 0$$

X_m si ricaverà dalla risoluzione dell'equazione di secondo grado precedente attraverso la formula seguente:

$$X_m = (k \cdot SSr \cdot 10^{-3} + \sqrt{[(k \cdot SSr \cdot 10^{-3})^2 - 4 \cdot k \cdot SSr]}) / 2 \cdot k$$

La costante k è pari all'esponente dell'espressione della velocità di sedimentazione ed è pari a tale equazione.

$$k = \begin{cases} 0.148 + 0.0021 \cdot SVI & \text{se } SVI \geq SVI_{\min} \\ 0.148 + 0.0021 \cdot SVI_{\min} & \text{se } SVI < SVI_{\min} \end{cases}$$

dove SVI_{\min} è il valore che rende nullo il valore del determinante della radice nell'equazione dalla quale si ricava X_m , ed ha l'espressione seguente

$$SVI_{\min} = (4 \cdot 1000 / SSr - 0.148) / 0.0021$$

Il valore del flusso limite corrisponde all'intercetta della retta b_2 con l'asse delle y ed ha tale espressione:

$$SF_{\lim} = 7.8 \cdot X_m^2 / (SSr \cdot 10^{-3} - X_m) + 7.8 \cdot X_m$$

Quindi il massimo carico dei solidi superficiale applicabile è pari al flusso solido limite.