

# CAS

## Conventional Activated Sludge

**MODELLO DI DIMENSIONAMENTO/VERIFICA DI PROCESSO**



## QUADERNO TECNICO CAS

**Processi di Depurazione Biologica Nitro-Denitro**

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 1 di 41

## INDICE ARGOMENTI

### **1. GENERALITÀ SUL PROCESSO CAS**

- 1.1 - Processi a Biomassa Sospesa per la rimozione del Carbonio**
- 1.2 - Parametri Caratteristici di Funzionamento**
- 1.3 - Parametri di Regolazione**

### **2. TRATTAMENTI SPINTI PER LA RIMOZIONE DELL'AZOTO (*Denitro-Nitro*)**

- 2.1 - Algoritmi di Calcolo del Volume del Reattore Biologico Denitro/Nitro**
- 2.2 - Calcolo della produzione di Fanghi di Supero**
- 2.3 - Calcolo del Sistema di Aerazione**

### **3. SEDIMENTAZIONE SECONDARIA**

- 3.1 – Parametri di Dimensionamento e Verifica**
- 3.2 – Verifica delle Prestazioni Operative**

### **4. GUIDA ALL'USO DEL SOFTWARE DI CALCOLO SWT-CAS**

- 4.1 – Uso del Workbook di Input/Output**

**N.B.:** SCOPO del presente documento è la **descrizione “operativa” del modello SWT-CAS** per il calcolo, verifica del Processo di Depurazione Nitro-Denitro.

**Si rimanda pertanto, ai riferimenti bibliografici per i necessari approfondimenti teorici.**

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 2 di 41

## **BIBLIOGRAFIA**

- 1) Metcalf & Eddy (2006). "Ingegneria delle acque reflue – Trattamento e riuso". IV edizione – Ed. McGraw-Hill.
- 2) AAVV- "Scientific and technical reports n 1"- IAWPRC, Londra 1987.
- 3) AAVV- "Scientific and technical reports n 2"- IAWPRC, Londra 1988.
- 4) L.Bonomo, G. De Frè "La Pianificazione degli Interventi di Risanamento in Lombardia" - Atti del Congresso biennale ANDIS – Roma, 1991.
- 5) L. Bozzola, A. Damiani "Trattamenti Preliminari e Trattamenti Primari delle Acque di Scarico Urbane", IA Ingegneria Ambientale, vol. XX, n.6, giugno 1991.
- 6) E. de Fraja Frangipane "Impianti di depurazione per piccole comunità" - Ingegneria Ambientale - Inquinamento e Depurazione - Quaderno n.4, ottobre 1986.
- 7) Ecoguida: F. D’Attanasio, P. Bizzarri, M. Corgiolu, et al. . "Guida all’antiquinamento" – Arti Poligrafiche Europee - Terza Edizione – Milano, 1993.
- 8) R. Gavasci, F. Lombardi "Criteri di Scelta ed Analisi dei Costi di Depurazione" - 3° Convegno in Terra d’Otranto – Lecce , 25/26 Maggio, 1995.
- 9) K. Imhoff, K.R. Imhoff "Manuale del Trattamento delle Acque di Scarico", traduzione dell’Ing. C. Vetta, Ediz. Franco Angeli, Milano, 1987.
- 10) L. Masotti "Depurazione delle Acque - Tecniche ed Impianti per il Trattamento delle Acque di Rifiuto", Ediz. Calderini, Bologna, 1987.
- 11) G. Navazio, P. Albertin, P. Ragazzo, F. Babato "I - Tecniche ed Impiantistica e sistemi di trattamento per la sicurezza igienica della risorsa acqua", Ingegneria Ambientale, Vol. XXII, pagg. 320-326, n.6, giugno 1993.
- 12) R. Passino "Manuale della Conduzione degli Impianti di Depurazione delle Acque", terza edizione, Ediz. Zanichelli/ESAC, Bologna, 1995.
- 13) R. Vismara "Trattamenti di depurazione dei liquami domestici"- Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria- Milano 24-28 Ottobre 1988.
- 14) O.Conio, V.Bonvicini, A.Carli, G.Mappa, et Alii – "ACQUE REFLUE URBANE – Sistemi Fognanti e Depurativi" – I processi, gli impianti e gli impatti – AMGA SpA – ECIG Editore – Genova 2002.
- 15) G. Mappa, et Alii (1996) - "Development of an Expert System for Nitrogen Removal Process Control" - EUROPEAN WATER POLLUTION CONTROL - EWPCA European Water Pollution Control - Volume 6, Numero 6, Novembre 1996, pagg.45-50.
- 16) G.Mappa - "Distributed Intelligent Information System for Wastewater Management Efficiency Control" - Wastewater Treatment Standards and Technologies to meet the Challenges of 21st Century 4-7th April 2000 AD – Queen’s Hotel, Leeds, UK.
- 17) G.Mappa - "MICROexpert: un Sistema Esperto per il Controllo dei Problemi di Separazione Solido-Liquido nei Depuratori a Fanghi Attivi, basato sulle metodiche di indagine microscopica" - INGEGNERIA SANITARIA - Marzo 1995.
- 18) G. Mappa - "SWATER Depurazione Acque" – Swater Mix - Procedure per la Verifica di Funzionalità e della Capacità Depurativa Residua, per il Dimensionamento/Upgrading –per la Simulazione e il Controllo Ottimizzato dei Processi di Depurazione delle Acque Reflue Urbane e Industriali" - IIMioLibro editore - Ottobre 2011.

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 3 di 41

## 1. GENERALITÀ SUL PROCESSO CAS (*Conventional Activated Sludge*)

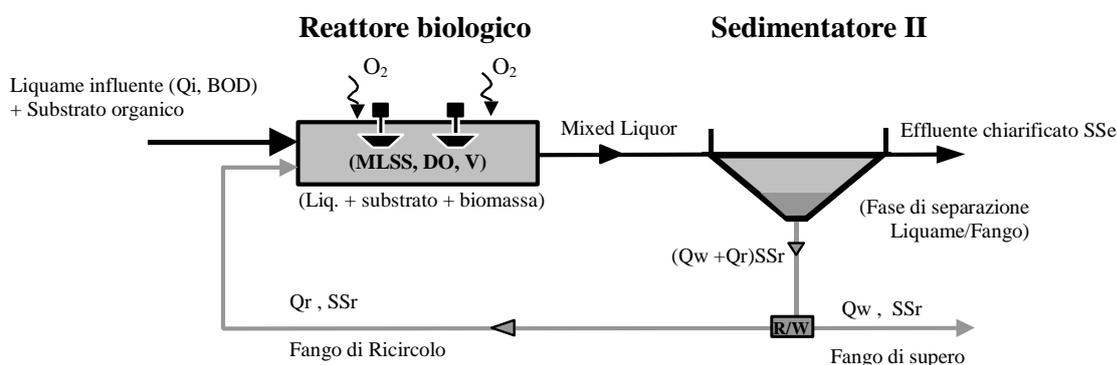
### 1.1 - Processi a Biomassa Sospesa per la Rimozione del CARBONIO

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 1.



Schema di processo a fanghi attivi di tipo tradizionale

Fig. 1 -

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

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 4 di 41

Fondamentalmente, gli impianti convenzionali a fanghi attivi (CAS) 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).

## 1.2 - Parametri Caratteristici di Funzionamento

### Carico del Fango o Fattore di Carico Organico (Fc)

Si definisce *Carico del Fango* o *Fattore di Carico Organico*  $F_c$  (altrimenti detto *Food/Microrganisms 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'influente [ $\text{m}^3/\text{d}$ ]

$S_i$ : BOD in ingresso [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

X: concentrazione di biomassa [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

V: volume del reattore biologico [ $\text{m}^3$ ]

$S_e$ : BOD in uscita [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

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 2:

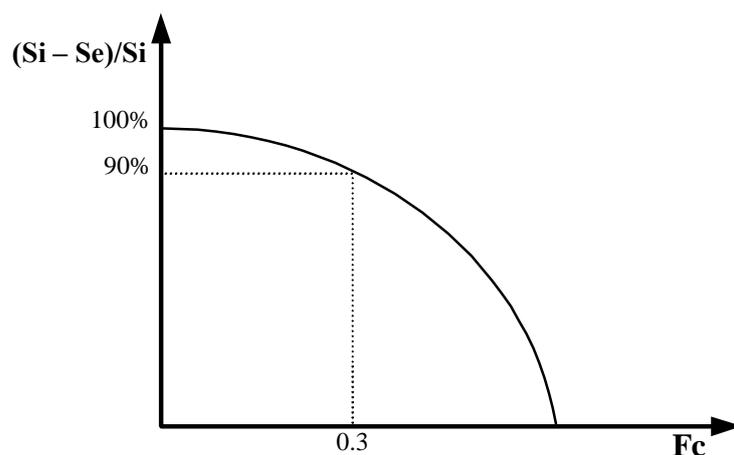


Fig. 2 - Andamento del rendimento di rimozione del substrato organico in funzione di  $F_c$

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 5 di 41

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

$$\text{per } F_c \leq 0,3 \text{ (kgBOD/KMLSS}\cdot\text{d)} \rightarrow \eta \geq 90\%$$

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 (m<sup>3</sup>)

Q<sub>i</sub> = portata del liquame influente (m<sup>3</sup>/h)

BOD<sub>5</sub> = 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 (BOD<sub>5</sub>) infl. ≈ 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:

$$V \text{ [m}^3\text{]} = (24 \cdot Q_i \cdot \text{BOD}_5) / (F_c \cdot \text{MLSS}) \quad (2)$$

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.).

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 6 di 41

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'instaurarsi 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.

### 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.

### Età del fango ( $\theta$ )

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 ( $\theta$ ) viene generalmente calcolato nel modo seguente:

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 7 di 41

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

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<sub>5</sub>

La quantità di inquinante rimosso, in termini di BOD<sub>5</sub> 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<sub>5</sub> è legata al fattore di carico organico (Fc) 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 BOD<sub>5</sub> in funzione del fattore di carico organico:

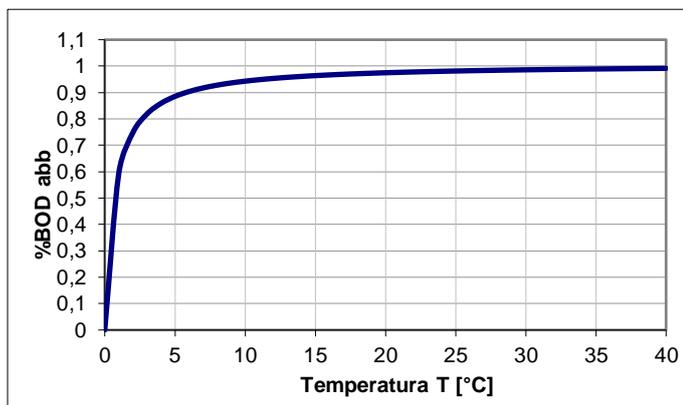


Fig. 3 – Curva di rendimento di rimozione del BOD<sub>5</sub> in funzione di Fc secondo Hörler-Wuhrman (modificata)

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 8 di 41

## 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.

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 9 di 41

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 pH<3 o pH>10 di breve durata (10-15'), possono essere regolati fissando valori compresi tra 6,5 e 8,5.

**In Tab. 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.

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

dove:

$\theta$  : età del fango [d]

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

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

I valori di riferimento sono:

Se  $SF_{Gujer} < 1$  → Nitrificazione assente;

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

Se  $SF_{Gujer} > 2$  → 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).

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

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<sup>3</sup>/h]

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

Con  $\Delta NO_3 = \Delta TKN_{elim} - (N-NO_{3-u} \cdot Q_{med(24h)} \cdot 24 / 1000)$

$N-NO_{3-u}$  = azoto nitrico uscente [Kg / d]

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

$\Delta TKN_{elim} = [24 \cdot Q_{med(24h)} \cdot TKN_i - TKN_u / 1000] - N_{sint}$

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

$N_{sint} = 24 \cdot Q_{med(24h)} \cdot 0.05 \cdot \Delta BOD_5 / 1000$

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

$\Delta BOD_5$  = 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  $0 < BOD_{5\_in-nitr}/TKN_{in-nitr} < 3 \rightarrow$  Nitrificazione limitata;

Se  $3 \leq BOD_{5\_in-nitr}/TKN_{in-nitr} \leq 5 \rightarrow$  Nitrificazione favorita;

Se  $BOD_{5\_in-nitr}/TKN_{in-nitr} > 5 \rightarrow$  Nitrificazione limitata.

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

### 1.3 – Parametri di Regolazione

#### Regolazione della Concentrazione del Fango Attivo

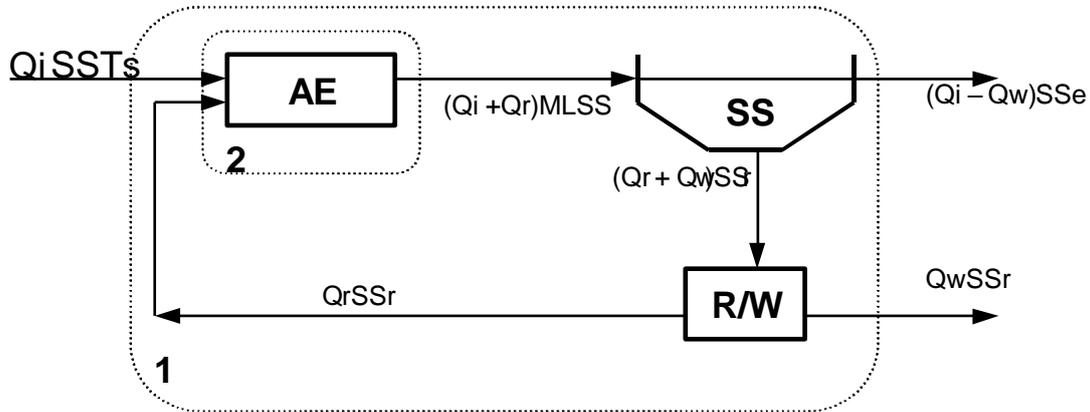


Fig. 4 - Superfici di controllo (1) e (2) di riferimento per il bilancio della biomassa

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

Dal bilancio al tempo  $t$  risulta:

$$\text{(Variazione della biomassa)} = \text{(Biomassa liquame influente = 0)} + \text{(Biomassa prodotta)} - \text{(Biomassa in uscita con l'effluente)} - \text{(Biomassa in uscita con i fanghi di supero)}$$

si può scrivere:

$$\left(\frac{d \text{ MLSS}}{dt}\right) = (Q_i \text{ SST}_{sp}/V + \mu \cdot \text{MLSS} - (Q_i - Q_w) \text{ SSe}/V - Q_w \cdot \text{SSr}/V$$

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

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

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

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:

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

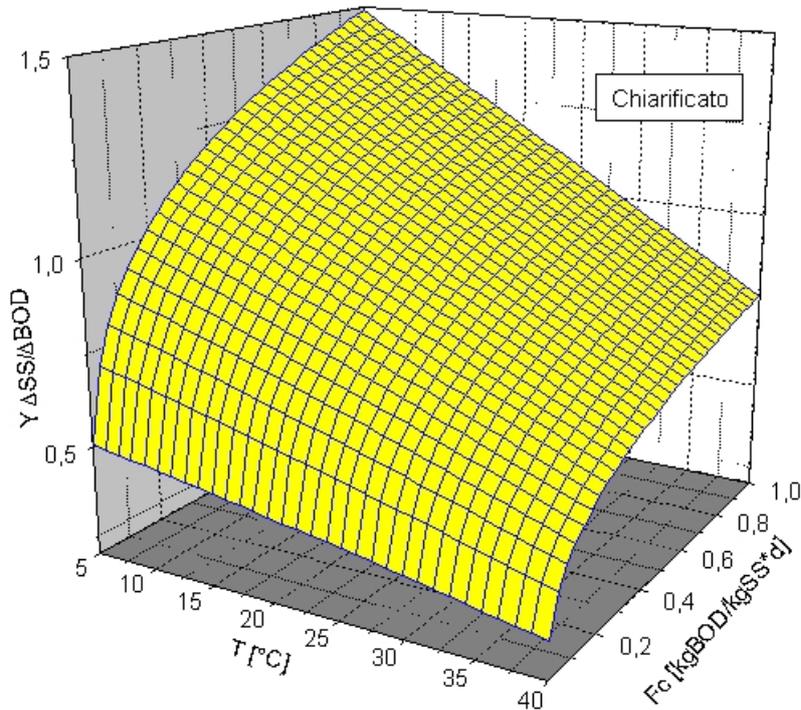
cioè:

**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 Fc e della presenza o meno della sedimentazione primaria.



**Fig. 5 – Relazione tra y, T e ed Fc per un refluo chiarificato**

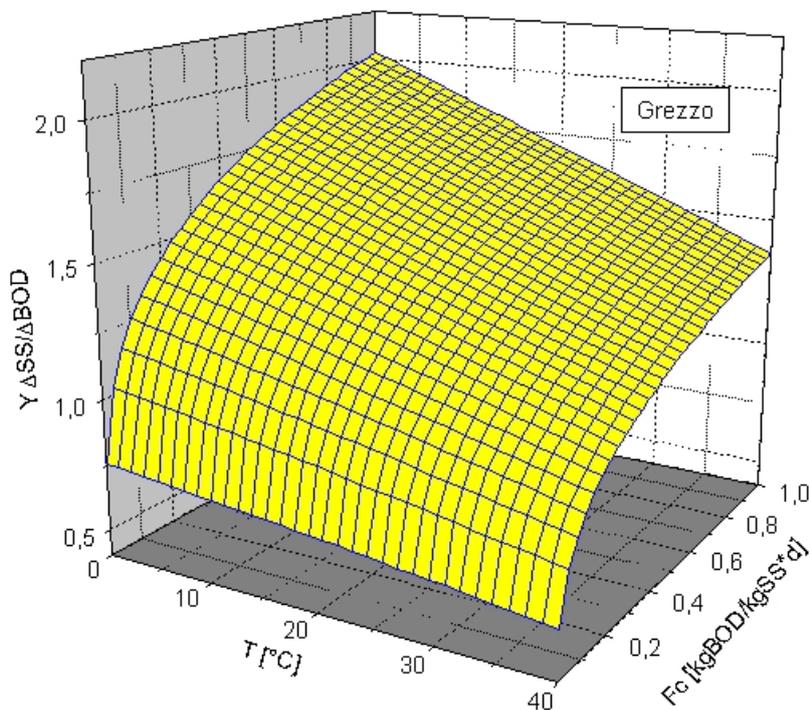


Fig. 6 – Relazione tra y, T e ed Fc per un refluo grezzo

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
<b>a</b>	1.274968-0.016576·T	1.566-0.0216·T
<b>b</b>	0.22652-0.0007773·T	0.21333-0.0006905·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':

$$MLSS' [mg/l] = MLSS + (Q_i \cdot y \cdot \Delta BOD_5 / V - (Q_i - Q_w / 24) \cdot SS_e / V - Q_w \cdot SS_r / 24V) \cdot \Delta t$$

da cui la **Portata Fanghi di Supero**:

$$Q_w \text{ [m}^3\text{/d]} = 24 \cdot [V(\text{MLSS} - \text{MLSS}')/\Delta t + Q_i \cdot y \cdot \Delta \text{BOD}_5 - Q_i \cdot \text{SSe}]/(\text{SSr} - \text{SSe})$$

dove:

$y$  : espressione precedente

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

$Q_w$  = Portata fanghi di supero in  $[\text{m}^3/\text{d}]$

$\Delta t = 1\text{h}$

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

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

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:

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

da cui si ottiene l'espressione completa del:

#### Rapporto di Ricircolo Fanghi:

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

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:

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

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

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

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:

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

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 16 di 41

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:

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

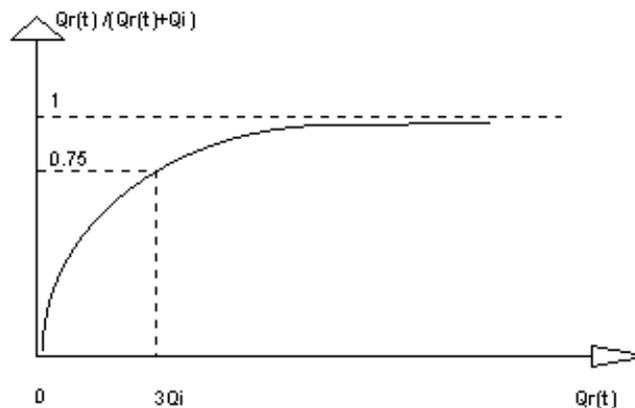


Fig. 7 - Regolazione della concentrazione della biomassa MLSS al variare della portata di ricircolo dei fanghi

**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:

$$(O_2 \text{ trasf. miscela aerata}) = (O_2 \text{ biodegrad. substrato}) + \\ + (O_2 \text{ respiraz. endogena}) + (O_2 \text{ ossidaz. N-NH}_4)$$

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

$$R_{O_2} [Kg/d] = a_T \cdot 24 \cdot Q_i \cdot (S_i - S_u) + b_{hT} \cdot V \cdot X + c \cdot N_{ox}$$

dove:

$$a_T = a_{20} \cdot 1,02^{(T-20)} [Kg O_2 / Kg BOD_5 \cdot d^{-1}];$$

$$a_{20} = 0,5 [Kg O_2 / Kg BOD_5 \cdot d^{-1}]: \text{coefficiente di respirazione attiva a } 20^\circ C;$$

$$b_{hT} = b_{h20} \cdot 1,084^{(T-20)} : \text{coefficiente di respirazione endogena } [Kg O_2 / Kg MLSS \cdot d^{-1}]^*;$$

$$b_{h20} = 0,1 [Kg O_2 / Kg MLSS \cdot d^{-1}]^* : \text{coefficiente di respirazione endogena a } 20^\circ C;$$

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

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

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

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 17 di 41

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

$c = 4,57$  [ Kg  $O_2$ /Kg TKN];

$S_i$  = Substrato organico biodegradabile in ingresso alla fase biologica [KgBOD<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>];

$S_u$  = Substrato organico biodegradabile in uscita alla fase biologica [KgBOD<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>].

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

dove:

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

$\Delta BOD_5$  = BOD abbattuto [mg/l];

$\Delta TKN$  = 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 <sub>2</sub> /KgBOD abb.
< 0.1	2.0 - 2.3
0.1 - 0.3	1.5 - 1.8
> 0.3	1,2 - 1.5

Tab. 3 -.Richiesta di ossigeno in funzione del fattore di carico organico

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

$$\text{S.O.R. [Kg/d]} = R_{O_2} / K$$

dove  $K$  ha la seguente espressione

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

dove

$\alpha$  = fattore di trasferimento di ossigeno;

$\beta$  = 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  $E_{min} = 30 [W/m^3]$

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

$$\eta_o = 100 \cdot \left( \frac{O_2 \text{ assorbito}}{O_2 \text{ fornito}} \right)$$

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  $(O_2/Aria) = 0.28 [KgO_2/m^3 \text{aria}]$  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 $\epsilon_{O_2-op}$
<i>Bolle Fini</i>	1.7 ÷ 2.2	<b>1.2 ÷ 1.5</b>
<i>Bolle Medie</i>	1.1 ÷ 2.4	<b>0.8 ÷ 1.1</b>
<i>Bolle Grosse</i>	0.9 ÷ 1.2	<b>0.7 ÷ 1.1</b>
<i>Turbine (mecc. asse vert.)</i>	1.5 ÷ 2.0	<b>1.2 ÷ 1.7</b>
<i>Spazzole (mecc. asse orizz.)</i>	1.8 ÷ 1.9	<b>1.4 ÷ 1.6</b>

Tab.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:

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

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

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

### **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  $F_c$ :

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

### **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  $Q_i$  [m<sup>3</sup>/h] è determinabile considerando la variazione massima e minima di BOD<sub>5</sub> che interessa l'impianto (in genere BOD<sub>5min/max</sub>=100÷300 [mg/l] da liquami deboli a forti).

Così si ottiene per ogni istante  $t$  e per  $F_c = \text{cost.}$  e  $V = \text{cost.}$ :

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

ponendo:  $KT_{\text{min/max}} = 24 \cdot BOD_{5\text{min/max}} / F_c$

si ha:

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

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<sub>5min/max</sub>/F<sub>c</sub> dell'impianto.

L'**Area di Lavoro** del *Mixed Liquor Suspended Solids* MLSS=f(Q<sub>i</sub>) risulta così delimitato dai valori min-max della portata trattata e dai valori MLSS<sub>min/max</sub>, calcolati dalla (I):

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 20 di 41

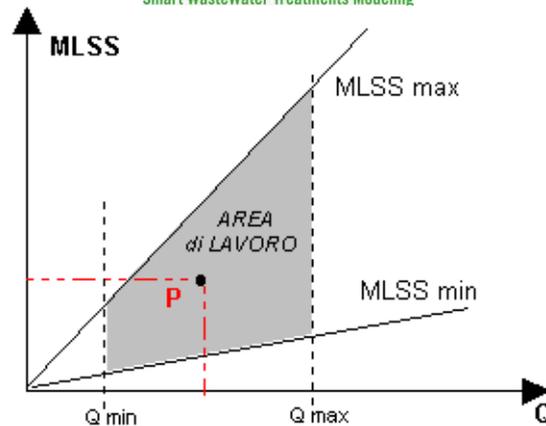


Fig. 8 - Area di lavoro della concentrazione della biomassa MLSS al variare della portata influente

### 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 9 viene riportata l'area di lavoro del reattore biologico e il valore di  $F_c$  e di OD che non producono condizioni per lo sviluppo di Bulking e viceversa.

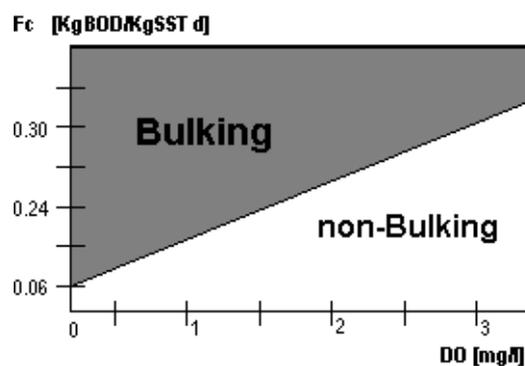


Fig. 9 - Area di funzionamento in condizioni di possibile bulking rispetto ai possibili valori di  $F_c$  e di OD

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.

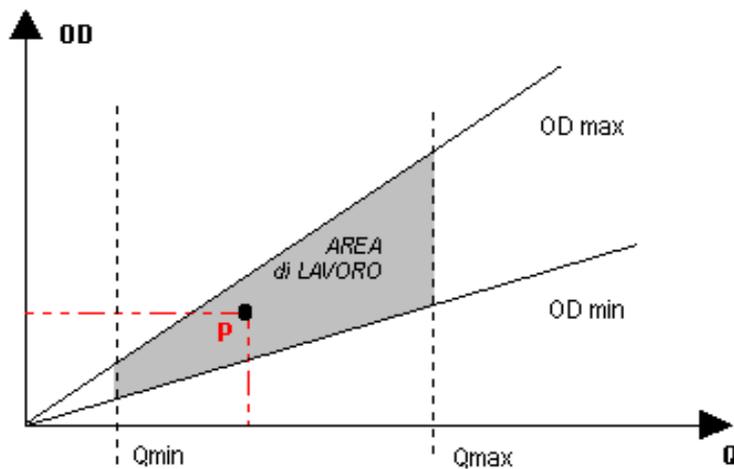


Fig. 10 - Area di lavoro della concentrazione dell'ossigeno disciolto al variare della portata influente

### **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 SSVr/SSTr, dipende da principalmente dai seguenti fattori:

- a) 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 ( $SSV/SST \approx 0,85$  rispetto a  $SSV/SST \approx 0,75$  nel liquame grezzo )
- b) età del fango  $\theta$ , ovvero dal fattore di carico organico  $Fc$ : maggiore è il grado di stabilizzazione del fango ( $\uparrow \theta, \downarrow Fc$ ), minore è il rapporto SSV/SST.

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

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 22 di 41

$$\text{MLSSV/MLSST} = F_c / (K_1 + F_c)$$

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

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

$$\text{SSV}_r / \text{SST}_r = \text{MLSSV/MLSST} (1 - \theta / (K_2 + \theta))$$

dove:  $K_2 = 300$  in prima approssimazione

$\theta$  età del fango in giorni

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

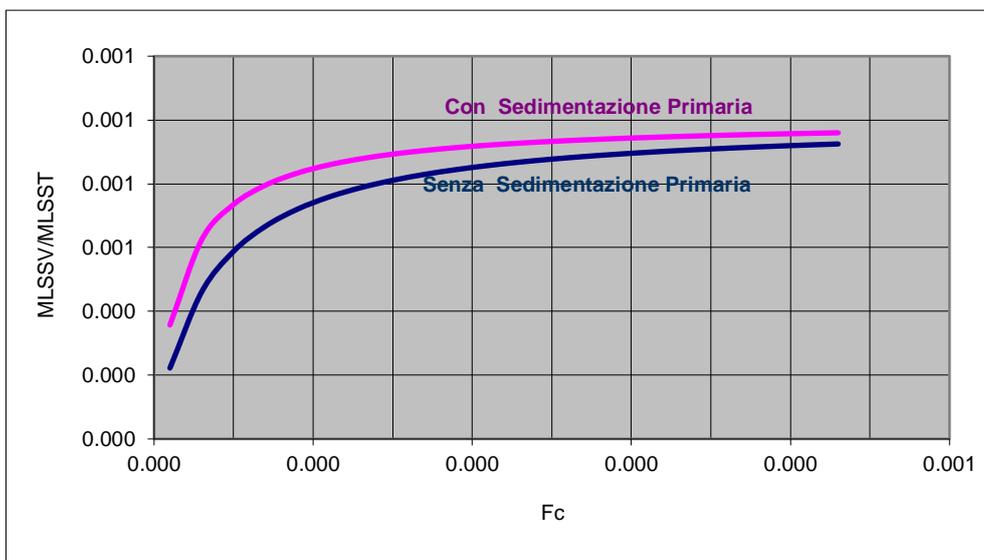


Fig. 11 – Rapporto MLSSV/MLSST nel reattore biologico

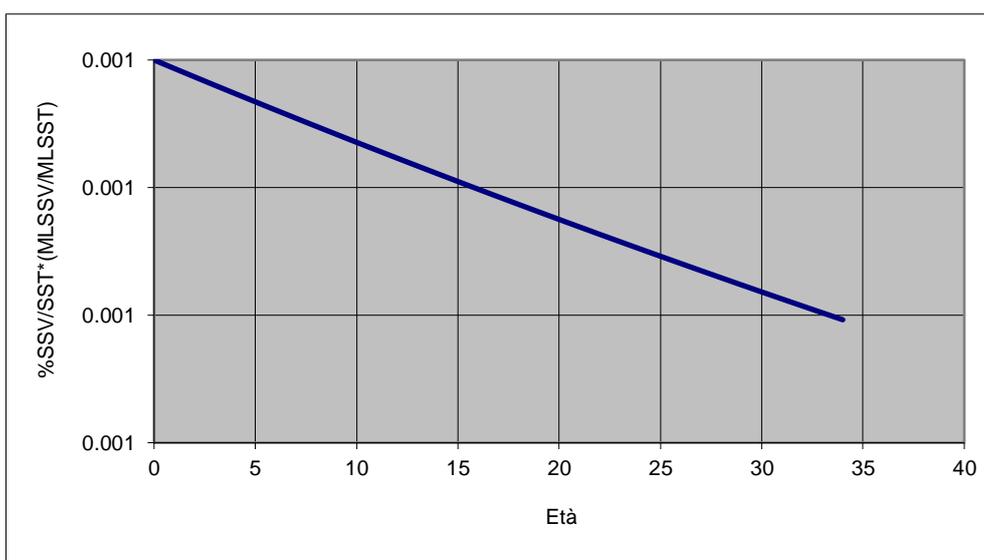


Fig. 12 – Rapporto SSVr/SSTr nei fanghi di Ricircolo e Supero

## 2. TRATTAMENTI SPINTI PER LA RIMOZIONE DELL'AZOTO (Denitro-Nitro)

### 2.1 – Algoritmi di Calcolo del Volume del Reattore Biologico Denitro/Nitro

#### Dimensionamento del Volume della Fase di Ossidazione (Nitrificazione)

Ai fini della progettazione si dovranno considerare i seguenti parametri: BOD<sub>i</sub>; TKN<sub>i</sub>;

Inoltre, si dovranno stabilire i *seguenti valori che si vogliono realizzare in uscita*: BOD<sub>u</sub>; TKN<sub>u</sub>;

dove:

BOD<sub>i</sub> = concentrazione equivalente di carico organico in ingresso alla fase biologica (mg/l)

TKN<sub>i</sub> = concentrazione di azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase biologica (mg/l)

BOD<sub>u</sub> = concentrazione equivalente di carico organico in uscita alla fase biologica (mg/l)

TKN<sub>u</sub> = concentrazione di azoto organico ed ammoniacale in uscita alla fase biologica (mg/l)

Per calcolare il livello di nitrificazione, viene presa in considerazione la velocità di nitrificazione stessa che può essere calcolata secondo la formula generale:

$$v_{nT} = 24v_{n20} \cdot \left[ \frac{TKN_u}{(K_{TKN} + TKN_u)} \right] \cdot \left[ \frac{OD}{(KO + OD)} \right] \cdot \delta_n^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]$$

dove:

$v_{nT}$  = velocità di nitrificazione alla generica temperatura T [KgTKN/KgSS<sub>d</sub>]

$v_{n20}$  = velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi: mediamente 0.075 [KgTKN/KgSS<sub>d</sub>h]

OD = concentrazione di ossigeno disciolto mantenuta in vasca (mg/l): in genere almeno 2.0 mg/l

$K_{TKN}$  = costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca, pari a 0.5 mg/l

KO = costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto, pari a 1.0 mg/l

T = temperatura di esercizio (°C)

$\delta_n$  = coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1.12 (adimensionale)

La quantità di azoto ammoniacale che deve essere ossidata, ossia nitrificata, (Nox) è costituita da quella alimentata alla fase biologica (Ni), diminuita di quella che viene allontanata con lo scarico (Nu) e di quella utilizzata dai batteri eterotrofi per il fabbisogno di sintesi (Nsint).

Quest'ultima può essere assunta pari al 5% del BOD rimosso in aerazione (C:N:P = 100:5:1), per cui risulta:

$$N_{sint} = (TKN_i - TKN_u)_{eterotrofi} = 0,05 \cdot \Delta BOD_5$$

In realtà, risulta:

$$N_{sint} = 0,05 \cdot \Delta BOD_5 \quad \text{per } BOD/TKN \in [0, 12]$$

$$N_{sint} = (0,0766 - 0,0022 \cdot BOD/TKN) \cdot \Delta BOD_5 \quad \text{per } BOD/TKN \in [12, 30]$$

$$N_{sint} = 0,01 \cdot \Delta BOD_5 \quad \text{per } BOD/TKN > 30$$

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 24 di 41

Per semplicità, considereremo il fattore 0,05, pertanto:

$$N_{ox} = \Delta TKN_{elim} = [24 \cdot Q_i \cdot (TKN_i - TKN_u) / 1000] - N_{sint}$$

$$\Delta TKN_{elim} = 24 \cdot Q_i \cdot [(TKN_i - TKN_u) - 0,05 \Delta BOD_5] / 1000$$

dove:

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

$N_{ox}$  = azoto ammoniacale ed organico ( $\Delta TKN_{elim}$ ) che deve essere ossidato (Kg/d)

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

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

$N_{sint}$  = azoto ammoniacale ed organico sintetizzato (Kg/d)

La biomassa necessaria ad ottenere il voluto livello di nitrificazione risulta perciò:

$$X = N_{ox} / (f \cdot v_{nT})$$

dove:

$X$  = biomassa che deve essere garantita nel reattore di nitrificazione (Kg);

$f$  = frazione di batteri nitrificanti sulla biomassa totale (adimensionale).

Per utilizzare tale formula è necessario stabilire *la frazione "f" di batteri nitrificanti (sulla biomassa totale)* che è pari a:

$$f = [1 + (BOD_i - BOD_u) / (TKN_i - TKN_u) \cdot (Y/Y_n)]^{-1}$$

dove:

$BOD_i$  = concentr. equivalente di carico organico in ingresso alla fase di nitrificazione (mg/l)

$BOD_u$  = concentr. equivalente di carico organico in uscita alla fase di nitrificazione (mg/l)

$TKN_i$  = concentr. azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase di nitrificazione (mg/l)

$TKN_u$  = concentr. di azoto organico ed ammoniacale in uscita alla fase di nitrificazione (mg/l)

$Y/Y_n$  = rapporto dei coefficienti di crescita cellulare dei batteri totali e di quelli nitrificanti (adimensionale), valore che può essere assunto pari a 3.7 ( $Y = 0.88$  g SS/g TKN);  $Y_n = 0.24$  g SS/g TKN)

Ad es.: sapendo che  $BOD_i = 420$  mg/l, fissato  $BOD_u = 40$  mg/l,  $TKN_u = 11$  mg/l e  $Y/Y_n = 3.7$ , per  $TKN_i = 60$  mg/l si ha  $f = 0.033676$ .

Il valore "f" rappresenta, come già detto, *la percentuale della biomassa presente che è costituita da batteri nitrificanti*. Stabilita la quantità di biomassa, sarà possibile, dopo aver determinato la concentrazione di solidi totali che deve essere garantita, calcolare il volume del bacino di nitrificazione-ossidazione:

$$V_{NIT} = 1000 \cdot X / MLSS = 1000 \cdot \Delta TKN_{elim} / (MLSS \cdot f \cdot v_{nT})$$

dove:

$V_{NIT}$  = volume del bacino di nitrificazione [ $m^3$ ]

$X_n$  = biomassa nitrif. che deve essere garantita nel reattore di nitrificazione [Kg]

**N.B.:** La concentrazione della biomassa totale MLSS nel reattore viene scelta tra 6 e 20 KgSS/m<sup>3</sup>, secondo quanto consigliano le stesse aziende produttrici di membrane.

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 25 di 41

Come verifica viene calcolata l'età del fango  $\tau$  nel processo biologico:

$$\tau \text{ [d]} = 1 / (u - K_d)$$

dove  $(u - K_d)$  rappresenta la velocità di crescita netta del fango ( $\text{giorni}^{-1}$ )

L'età minima del fango, in funzione della temperatura  $T$ , per consentire la nitrificazione può essere espressa dalla seguente relazione:

$$\tau_{\min} = 1.54 \cdot (1.12)^{20-T} \cdot (\text{OD}+1) / (\text{OD} \cdot (1-0.833 \cdot (7.2-\text{pH}))) \Rightarrow$$

$$\tau_{\min} = 2,769 \cdot (1.12)^{20-T}$$

### Dimensionamento del Volume della Fase di Denitrificazione

Viene presentato il calcolo per il dimensionamento di un reattore di pre-denitrificazione per liquami di tipo domestico senza apporto di carbonio dall'esterno.

Si considerano i seguenti parametri:  $\text{BOD}_i$ ;  $\text{TKN}_i$ ;  $\text{N-NO}_{3i}$ ;

inoltre, si dovranno stabilire i seguenti valori che si vogliono realizzare in uscita:  $\text{BOD}_u$ ;  $\text{N}_u$  (costituito da:  $\text{TKN}_u$  e  $\text{N-NO}_{3u}$ )

dove:

$\text{BOD}_i$  = concentrazione equivalente di carico organico in ingresso alla fase biologica [mg/l]

$\text{TKN}_i$  = concentraz. di azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase biologica [mg/l]

$\text{N-NO}_{3i}$  = concentrazione di azoto nitrico in ingresso alla fase biologica [mg/l]

$\text{BOD}_u$  = concentrazione equivalente di carico in uscita dalla fase biologica [mg/l]

$\text{N}_u$  = concentrazione dell'azoto totale in uscita dalla fase biologica ( $\text{TKN}_u + \text{N-NO}_3$ ) [mg/l]

$\text{TKN}_u$  = concentraz. di azoto organico ed ammoniacale in uscita dalla fase biologica [mg/l]

$\text{N-NO}_{3u}$  = concentrazione di azoto nitrico in uscita dalla fase biologica [mg/l]

Per calcolare il livello di denitrificazione viene presa in considerazione la velocità di denitrificazione stessa che può essere calcolata secondo la formula seguente:

$$v_{dT} = 24 \cdot v_{d20} \cdot [\text{N-NO}_{3_u} / (\text{K}_n + \text{N-NO}_{3_u})] \cdot [\text{S} / (\text{K}_s + \text{S})] \cdot \delta_d^{(T-20)}$$

dove:

$v_{dT}$  = velocità di denitrificazione alla generica temperatura  $T$  [ $\text{KgN-NO}_3/\text{KgSS} \cdot \text{d}$ ]

$v_{d20}$  = velocità di denitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi: mediamente pari a **0.003** [ $\text{KgN-NO}_3/\text{KgSS} \cdot \text{h}$ ]

$\text{N-NO}_{3_u}$  = concentrazione dell'azoto nitrico in uscita alla fase di denitrificazione [mg/l]

$\text{S}$  = concentrazione del substrato carbonioso biodegradabile [mg/l]

$\text{K}_n$  = costante di semisaturazione relativa ai nitrati, pari a 0.1 [mg/l]

$\text{K}_s$  = costante di semisaturazione relativa al substrato carbonioso, pari a 0.1 [mg/l]

$T$  = temperatura d'esercizio ( $^{\circ}\text{C}$ )

$\delta_d$  = coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1.12 (adimensionale)

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 26 di 41

In definitiva si ha:

$$vd_T = 24 \cdot 0.003 \cdot [N-NO_{3_u} / (0.1 + N-NO_{3_u})] \cdot [BOD / (0.1 + BOD)] \cdot \delta_d^{(T-20)}$$

La quantità di nitrati da ridurre si calcola come somma dei nitrati in ingresso e dell'ammoniaca ossidata, cui vanno sottratti i nitrati voluti allo scarico:

$$N_{rid} = NN_i + N_{ox} - NN_u$$

dove:

$N_{rid}$  = nitrati  $\Delta N-NO_3$  che devono essere ridotti [Kg/d]

$NN_i$  = nitrati  $N-NO_{3_i}$  presenti nel liquame in ingresso [Kg/d]

$N_{ox}$  = azoto organico ed ammoniacale  $TKNi$  da ossidare [Kg/d]

$NN_u$  = nitrati  $N-NO_{3_u}$  ammessi allo scarico [Kg/d]

La biomassa necessaria ad ottenere il voluto livello di denitrificazione risulta perciò:

$$X_d = N_{rid} / vd_T$$

dove:

$X_d$  = biomassa che deve essere garantita nel reattore di denitrificazione [Kg]

$N_{rid}$  = nitrati  $\Delta N-NO_3$  che devono essere ridotti [KgN- $NO_3/d$ ]

$vd_T$  = velocità di denitrificazione alla generica temperatura  $T$  [KgN- $NO_3/KgSS\Delta d$ ]

Stabilita la quantità di biomassa sarà possibile, dopo aver già calcolato la concentrazione di solidi totali che deve essere mantenuta, ottenere il *volume del bacino di denitrificazione*:

$$V_{den} = 1000 \cdot X_d / MLSS = 1000 \cdot \Delta(N-NO_{3elim}) / (MLSS \cdot vd_T)$$

dove:

$V_{den}$  = volume del bacino di denitrificazione [ $m^3$ ]

$X_d$  = biomassa che deve essere garantita nel reattore di denitrificazione [Kg]

*Il BOD utilizzato per la denitrificazione è di circa 4÷5 Kg BOD per Kg di N- $NO_3$  rimosso.*

È preferibile, piuttosto che calcolare il minor carico in BOD risultante in ossidazione per il processo di denitrificazione, definire il solo risparmio ottenibile come minor fabbisogno di ossigeno.

### **Verifica del Volume necessario per l'abbattimento del BOD**

Prima di definire il volume totale bioreattore MBR, è necessario verificare il fabbisogno relativo all'abbattimento di BOD (richiesto a progetto), ovvero:

dati  $BOD_{in}$ ,  $BOD_{out}$ , si ha che :

$$\eta(BOD) = (BOD_{in} - BOD_{out}) / BOD_{in}$$

Considerando il fattore di carico organico  $F_c$  [kgBOD/kgSST) corrispondente a  $\eta(BOD)$ , si ha:

$$V_{ox} = 24 \cdot Q_i \cdot BOD_{in} / (F_c \cdot MLSS)$$

In genere  $V_{ox} \leq V_{nit}$ ; se dovesse invece risultare  $V_{ox} > V_{nit}$  allora, in tal caso la cinetica del carbonio risulterebbe predominante rispetto a quella della nitrificazione e, pertanto, bisognerà imporre il volume più grande ( $V_{nit} = V_{ox}$ )

Pertanto, **il Volume totale dell'MBR** risulta :

$$V_{Tot} = V_{den} + V_{nit}$$

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 27 di 41

## 2.2 – Calcolo della Produzione dei Fanghi di Supero

Applicazione della Formula di "Metcalf & Eddy" (2003)

$$SP_{x,ssv} [kgSSV/d] = [Y_h * 24 * Q_h * (S_0 - S) / (1 + k_{dh} * f_T * SRT)] + [f_d * k_{dh} * Y_h * 24 * Q_h * (S_0 - S) * SRT / (1 + k_{dh} * f_T * SRT)] + [Y_n * 24 * Q_h * N_{nitrificato} / (1 + k_{dn} * f_T * SRT)] + [nb_{SSV} * ((SSV/SST) * SST_{inbio})]$$

Ponendo:

**A:** contributo della Biomassa Eterotrofa:  $[Y_h * 24 * Q_h * (S_0 - S) / (1 + k_{dh} * f_T * SRT)]$

**B:** contributo dei Residui Cellulari:  $[f_d * k_{dh} * Y_h * 24 * Q_h * (S_0 - S) * SRT / (1 + k_{dh} * f_T * SRT)]$

**C:** contributo della Biomassa Autotrofa:  $[Y_n * 24 * Q_h * N_{nitrificato} / (1 + k_{dn} * f_T * SRT)]$

**D:** contributo SSV non-biodegradabili:  $[nb_{SSV} * (SSV/SST * SST_{inbio})]$

dove:

- $Y_h$  [kgVSS/kgBOD] rendimento di crescita eterotrofa
- $k_{dh}$  [1/d] coefficiente di decadimento endogeno per gli organismi eterotrofi
- $f_T$  [-] =  $1,04^{(T-20)}$  fattore correttivo di temper.
- $f_d$  [-] frazione di biomassa dalla lisi cellulare "cell debris"
- $Y_n$  [gVSS/gN-NH4] rendimento di crescita autotrofa
- $k_{dn}$  [1/d] coefficiente di decadimento endogeno per gli organismi eterotrofi

SSV/SST	0,75
Y <sub>h</sub>	0,4
k <sub>d</sub>	0,088
f <sub>d</sub>	0,15
Y <sub>n</sub>	0,123
K <sub>dn</sub>	0,058
hb <sub>SSV</sub>	0,2

Si ha che la produzione di Fanghi di Supero in termini di SSV si può scrivere come:

$$SP_{x,ssv} [kgSSV/d] = A + B + C + D$$

dove:

A =	42,45	[kgSSV/d]
B =	12,25	[kgSSV/d]
C =	4,62	[kgSSV/d]
D =	72,68	[kgSSV/d]

La produzione complessiva di Fango di Supero in termini di SST che tiene conto anche della  frazione di inerti derivanti dalla sedimentazione primaria si calcola come:

$$(3) \quad SP_{d,x,SST} [kgSST/d] = (1 - SSV/SST) * SST_{inbio} + D + (A + B + C) / (SSV/SST)$$

$P_{x,ssv}$	132,00	[kgSSV/d]	
$P_{x,sst}$	273	[kgSST/d]	99,6 t/anno
$Q_x$	20,4	[m <sup>3</sup> /d]	
%secco	1,34%	[%]	
SSV/SST	0,484	[-]	

## 2.3 - Calcolo del Sistema di Aerazione

Si può dire che l'aerazione è il parametro più importante nella progettazione e funzionamento di un MBR, esso ha tre funzioni principali: *fornire ossigeno alla biomassa, per mantenere il fango attivo in sospensione e per controllare membrana fouling.*

In genere, il sistema di aerazione della biomassa in ossidazione e quello per prevenire le incrostazioni nelle membrane, sono separati.

### Calcolo del Sistema di Aerazione del Biologico

La **Richiesta Biologica di Ossigeno** può essere valutata con la seguente espressione:

$$R_{O_2} \text{ [Kg/d]} = a_T \cdot 24 \cdot Q_i \cdot (S_i - S_u) + b_{HT} \cdot V \cdot X + \Delta c \cdot N_{ox} + c \cdot N_{ox-u}$$

dove:

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

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

$$b_{HT} = b_{H20} \cdot 1,084^{(T-20)} : \text{ coefficiente di respirazione endogena [KgO}_2\text{/Kg MLSS·d}^{-1}\text{]}^*$$

$$b_{H20} = 0,1 \text{ [Kg O}_2\text{/Kg MLSS·d}^{-1}\text{]}^*; \text{ coefficiente di respirazione endogena a } 20^\circ\text{C}$$

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

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

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

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

$$N_{ox-u} = \text{azoto ammoniacale ed organico uscente come nitrati [Kg TKN/d];}$$

$$\Delta c = (4,57-1,7) \text{ [Kg O}_2\text{/Kg TKN]}$$

$$c = 4,57 \text{ ossigeno necessario per trasformare 1 Kg di NH}_3 \text{ in nitrati}$$

$$1,7 = \text{g O}_2\text{/g N-NO}_3 \text{ denitrificato (apporto di ossigeno per 1 Kg di NO}_3\text{)}$$

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

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

In generale la richiesta d'ossigeno (AOR) assume tale formula:

$$R_{O_2} \text{ [Kg/d]} = [0,5 \cdot 1,02^{(T-20)}] \cdot 24 \cdot Q_i \cdot \frac{\Delta BOD_5}{1000} + [0,1 \cdot 1,084^{(T-20)}] \cdot V \cdot \frac{MLSS}{1000} + (4,57 - 1,7) \cdot 24 \cdot Q_i \cdot \left( \frac{(\Delta TKN - N_{oxu}) - 0,05 \cdot \Delta BOD_5}{1000} \right) + 4,57 \cdot 24 \cdot Q_i \cdot N_{oxu}$$

dove:

$$0,05 \cdot \Delta BOD_5 = \text{frazione di azoto impiegata dai batteri eterotrofi per la loro sintesi batterica}$$

$$\Delta BOD_5 = \text{BOD abbattuto [mg/l]}$$

$$\Delta TKN = \text{TKN abbattuto [mg/l]}$$

$$MLSS = \text{concentrazione dei solidi sospesi totali in aerazione [mg/l]}$$

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

$$S.O.R. \text{ [Kg/d]} = R_{O_2}/K$$

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 29 di 41

dove K ha la seguente espressione:

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

Dove:

$\alpha$  = fattore di trasferimento di ossigeno (nell'MBR  $\alpha = 0,4$ );

$$\alpha = \text{EXP}(-0,083 \cdot \text{MLSS}/1000)$$

$\beta$  = 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 m<sup>3</sup> Aria = 280 g O<sub>2</sub>** si ha che **(O<sub>2</sub>/Aria) = 0.28 [KgO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>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:

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

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** si ottiene dalla potenza richiesta (v. valori di riferimento della resa operativa nella tabella seguente):

$$P_{O_2} \text{ [kW]} = R_{O_2} \text{ [kg/h]} / \epsilon_{O_2-op} \text{ [kgO}_2\text{/kWh]}$$

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

- $P_{O_2} \text{ [kW]} < 40 \text{ kW}$  →  $P_m \text{ [kW]} = P_{O_2} + 25\% P_{O_2}$
- $40 \leq P_{O_2} \text{ [kW]} \leq 100 \text{ kW}$  →  $P_m \text{ [kW]} = P_{O_2} + 15\% P_{O_2}$
- $P_{O_2} \text{ [kW]} > 100 \text{ kW}$  →  $P_m \text{ [kW]} = P_{O_2} + 10\% P_{O_2}$

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 30 di 41

### 3. SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

#### 3.1 - 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:

$$Cs \text{ [KgSS/m}^2\text{h]} = [(Qi+Qr) \cdot MLSS] / 1000 \cdot Ass \quad [3 \div 6]$$

dove:

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

$Qr$  [m<sup>3</sup>/h]: fanghi di ricircolo

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

Ass [m<sup>2</sup>]: area utile totale dei sedimentatori secondari

Generalmente  $Cs = 3 \div 6$  [KgSS/m<sup>2</sup>h]

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 31 di 41

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 di riferimento è il:

**Tempo di Ritenzione:**

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

dove:

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

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

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

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 ( $SSe \approx 0$ ), 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.

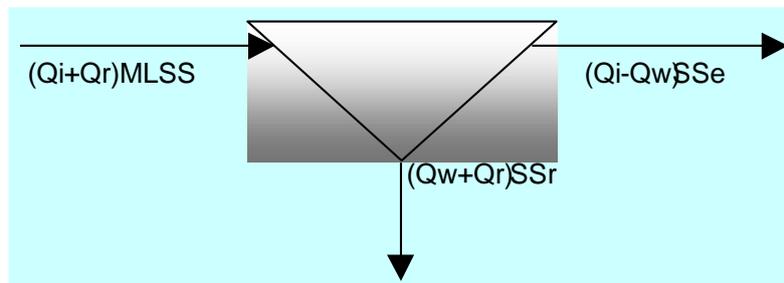


Fig. 13 - Flussi idraulici in ingresso ed in uscita da un sedimentatore secondario

Sulla base di questo bilancio si ha:

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

considerando:

$$Q_w \approx 0$$

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

allora si può scrivere:

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 32 di 41

### Efficienza del Sedimentatore:

$$E_{ss} \% \approx 100 \cdot \{1 - [1/(R+1)] \cdot SSe/MLSS\}$$

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, Ess aumenta quando  $SSe \rightarrow 0$  e all'aumentare del rapporto di ricircolo dei fanghi R.

Il *valore limite di riferimento di Ess* viene determinato per ciascun sedimentatore in base al valore limite di accettabilità di SSe, 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:

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

### Rendimento di Abbattimento dei Solidi:

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

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

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

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:

$$V_r = (24 \cdot Q \cdot BOD_5) / (F_c \cdot MLSS) \quad (a)$$

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:

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

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

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

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

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 33 di 41

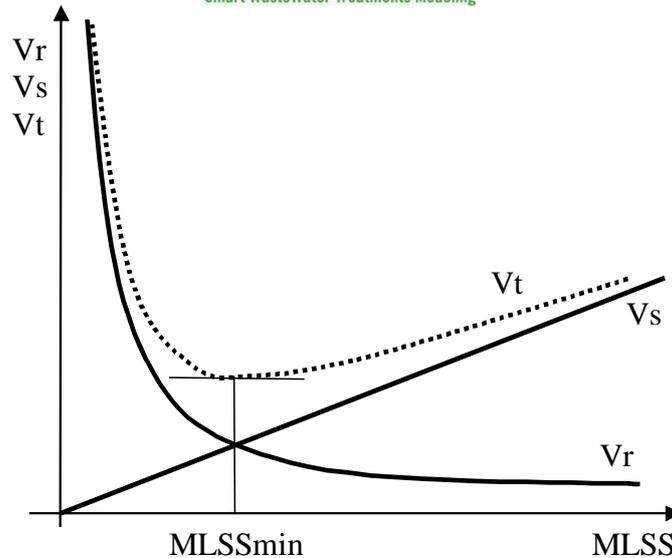


Fig. 14 - Variazione del volume totale al variare della concentrazione degli MLSS

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  $V_s$ .

### 3.2 - 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:

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 34 di 41

## L'Area di Lavoro

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

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

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

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

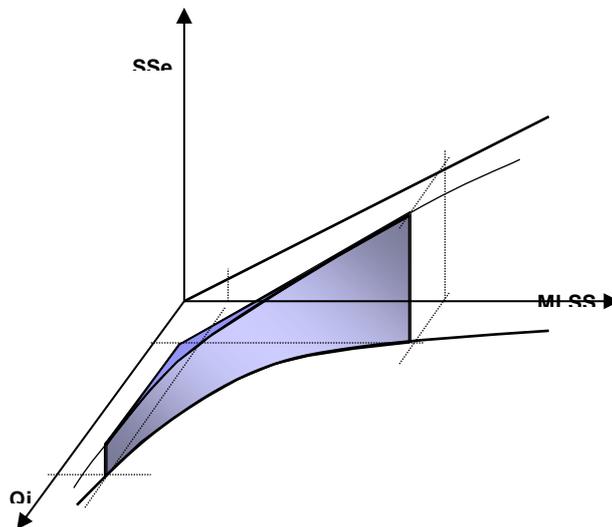


Fig. 15 - Area di funzionamento regolare di un sedimentatore secondario

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

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

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

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 35 di 41

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:

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

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:

$$SF_g = X \cdot V_z \qquad SF_u = X \cdot Q_r / A$$

dove:

$X$ : concentrazione solidi sospesi [g/l]

$V_z$ : velocità di sedimentazione [m/h]

$Q_r$ : portata di ricircolo [m<sup>3</sup>/h]

$A$ : area del sedimentatore [m<sup>2</sup>]

MAG. 2021	QUADERNO TECNICO	Rev.: 10.0
G. Mappa	Depurazione Acque Reflue Nitro-Denitro CAS	Pagina 36 di 41

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

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

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  $(SS_r, 0)$ .

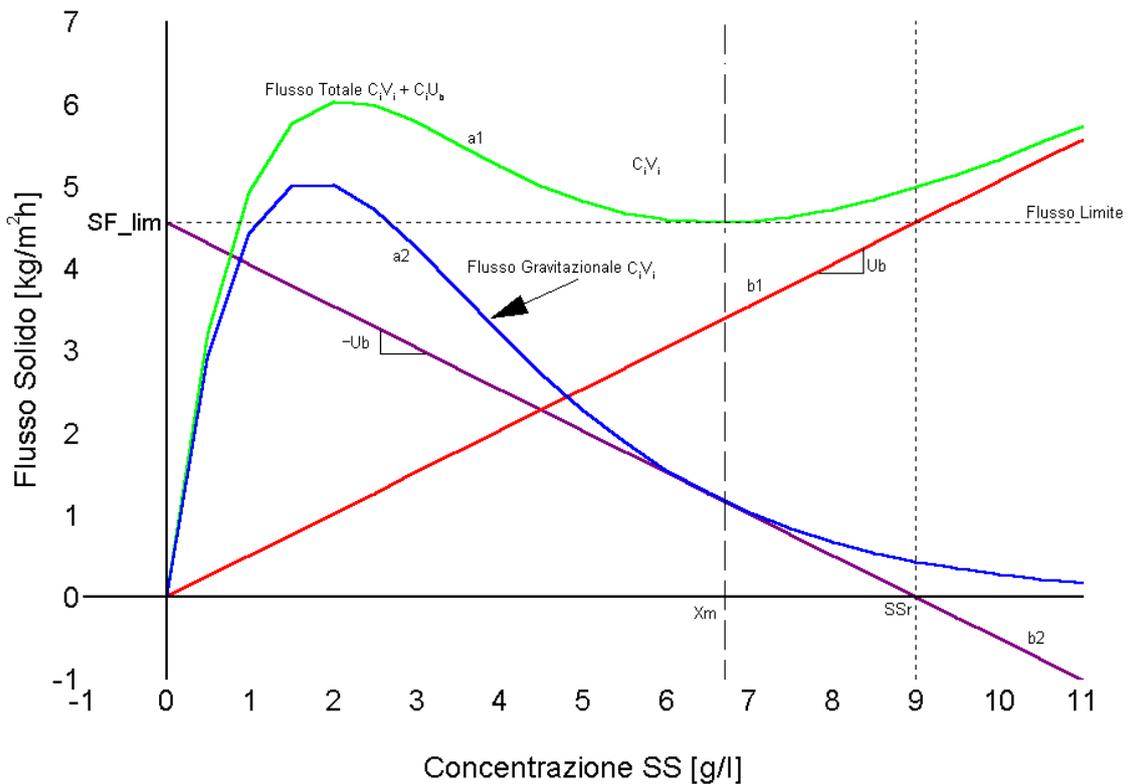


Fig. 16 – Andamento dei flussi di solido in funzione della concentrazione di solidi

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.

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

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

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

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:

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

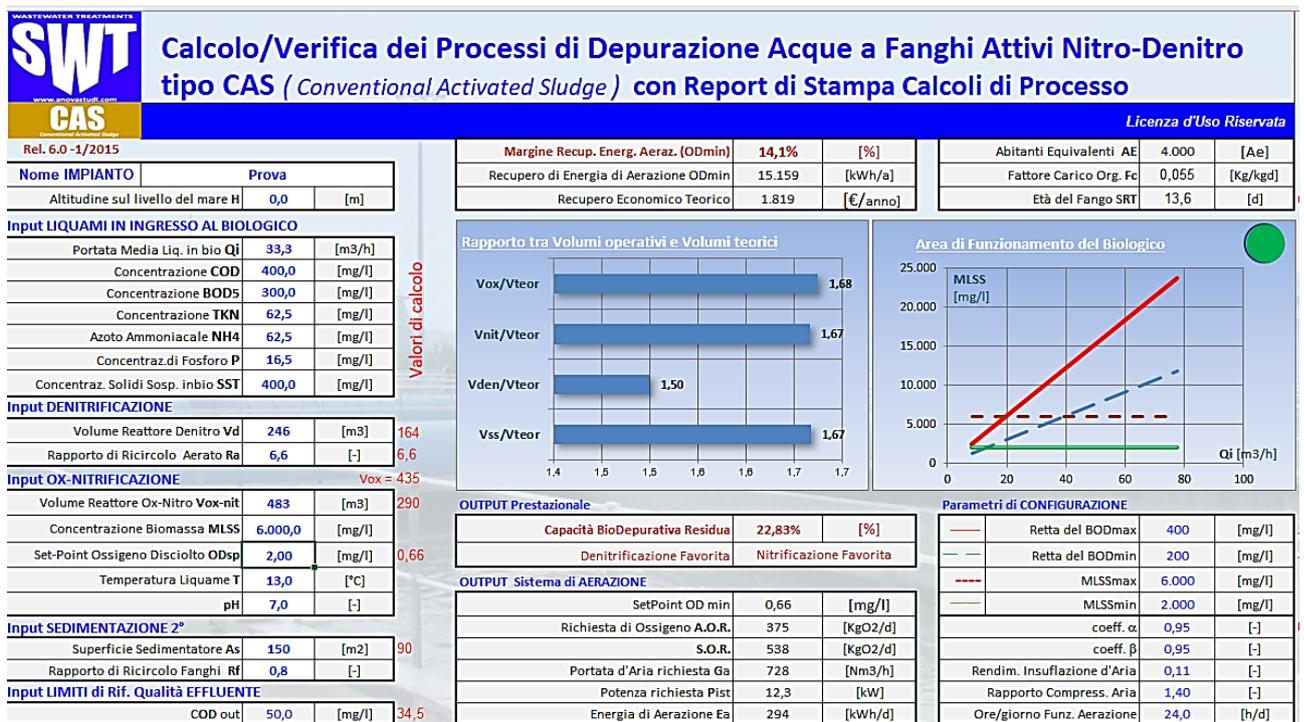
Quindi il massimo carico dei solidi superficiale applicabile è pari al flusso solido limite.

## 4. Guida all'Uso del Software di Calcolo SWT-CAS

### 4.1 - Uso del Workbook di Input/Output

All'avvio del programma SWT-CAS compare un foglio di lavoro (interfaccia Workbook) predisposto per l'inserimento dei dati di ingresso (**Input**) e la restituzione dei risultati (**Output**), nonché per l'inserimento dei **dati di configurazione** dell'impianto in esame.

I dati di **Input** (es.: concentrazioni/carichi idraulici e inquinanti) si trovano sul lato a sinistra del workbook e sono contrassegnati da celle su fondo bianco e caratteri in blu, mentre i risultati di calcolo di **output** sono situati nella parte centrale e sono indicati con caratteri in nero su fondo grigio (v. figura seguente).



**N.B.:** i valori delle concentrazioni inquinanti (COD, BOD, SST, ecc.) si riferiscono all'ingresso al biologico (monte denitrificazione) e NON all'INGRESSO IMPIANTO. Pertanto, in presenza di una eventuale fase di sedimentazione primaria o di altri trattamenti che comportino l'abbattimento parziale di dette concentrazioni, se ne dovrà tener conto nella definizione degli *input* al programma.

Accanto alle celle di input possono essere presenti dei **caratteri numerici (indicati in rosso)** che sono valori di calcolo di supporto al dimensionamento dell'unità in esame.

Ad esempio, accanto alla cella di inserimento del *volume di denitrificazione* (input) viene indicato il valore del *volume minimo teorico* calcolato con le equazioni cinetiche denitro-nitro del Modello SWT-CAS.

Nel Workbook sono riportati **due grafici**, 1) **Rapporto tra i Volumi operativi e i Volumi Teorici** e 2) **Area di Funzionamento del Biologico**, che sono di *supporto guida al Progetto/Verifica* del comparto biologico in esame.

In particolare, nel **grafico 1)** sono indicati (grafico a barre) i rapporti tra il volume posto a base di calcolo per la fase di denitrificazione e di nitrificazione e quello teorico minimo richiesto. Inoltre, nel grafico viene indicato il rapporto tra il volume operativo e quello teoricamente necessario per la fase di ossidazione del BOD. Viene altresì indicato il rapporto tra il dimensionamento operativo (in termini di superficie) delle membrane (MBR) e quello teorico.

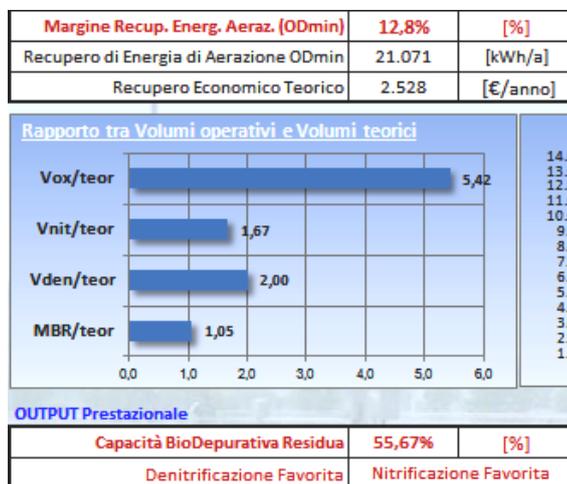


Grafico 1)

**N.B.: Ossigeno Disciolto minimo e Recupero Energetico:**

nella parte superiore del Grafico 1) viene riportato il **Margine di Recupero di Energia di Aerazione** ottenibile fissando (set point) la concentrazione dell'Ossigeno Disciolto  $OD = OD_{min}$ , ovvero pari al **valore minimo di OD** (D.Jenkins, 1994) **in grado di garantire il necessario metabolismo batterico del fango attivo (MLSS), senza provocare situazioni di sofferenza biologica o di crescita eccessiva di filamentosi** (Bulking da basso ossigeno).

Il **grafico 2)** rappresenta invece, l'**Area di Lavoro** del comparto biologico nel piano Q-MLSS (delimitato da due rette oblique di cui quella rossa corrisponde al BODmax e quella verde al BODmin; e da rette orizzontali che rappresentano le concentrazioni min/max di lavoro dei MLSS), che sta ad indicare quanto al variare della portata Q [m<sup>3</sup>/h] il comparto sia in grado di fornire prestazioni target di abbattimento dei carichi inquinanti, ovvero come variare eventualmente la concentrazione della biomassa MLSS [mg/l] (v. figura seguente).

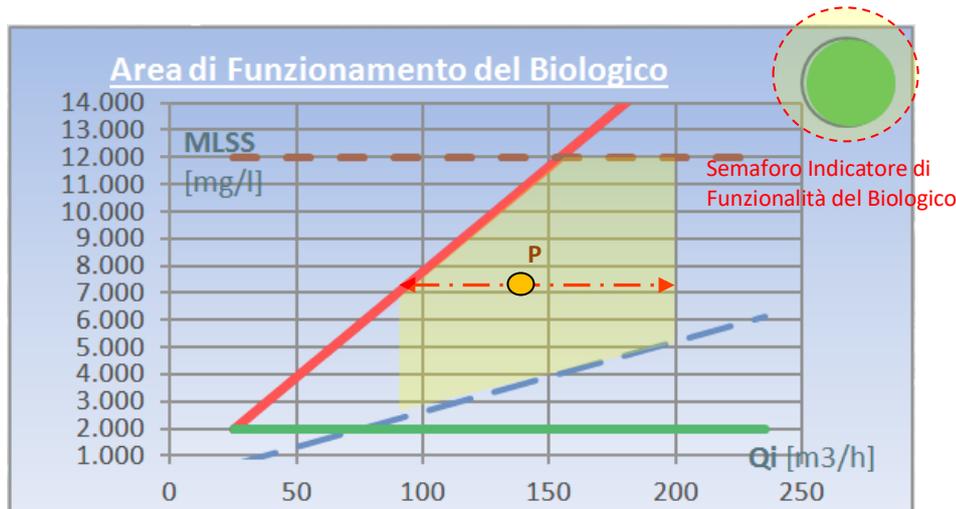
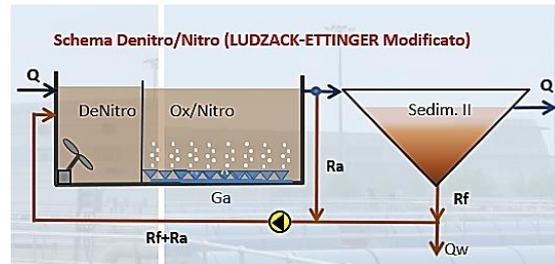


Grafico 2)

Nell'esempio in figura l'Area di Funzionamento (indicata in giallo) del biologico è delimitata dai valori di portata  $Q$  min/max (80-200 m<sup>3</sup>/h), dalle rette orizzontali MLSS min/max (2000-12.000), nonché dalle rette oblique relative al BOD5 min/max in ingresso al comparto. Nell'esempio in fig. si vede come per una portata media di circa 140 [m<sup>3</sup>/h], il punto di funzionamento P abbia la possibilità di mantenere le prestazioni target in tutto il range di portata 80-200 mantenendo una concentrazione di 7.000 mg/l MLSS: diversamente sarebbe stato necessario operare con valori dimensionali del comparto biologico e/o di concentrazione di MLSS tali da ottenere **il funzionamento ottimale tra massime elasticità depurativa e minima produzione di fanghi di supero**.



Parametri di CONFIGURAZIONE			
—	Retta del BODmax	400	[mg/l]
- - -	Retta del BODmin	200	[mg/l]
- - - -	MLSSmax	6.000	[mg/l]
—	MLSSmin	2.000	[mg/l]
	coeff. $\alpha$	0,95	[-]
	coeff. $\beta$	0,95	[-]
	Rendim. Insufflazione d'Aria	0,11	[-]
	Rapporto Compress. Aria	1,40	[-]
	Ore/giorno Funz. Aerazione	24,0	[h/d]

### Parametri di Configurazione

Sul lato destro del workbook del programma SWT-MBR (v. fig. seguente) sono presenti una serie di celle di input riguardanti i *parametri di configurazione del comparto biologico*, ovvero la definizione:

- **BODmin**, **BODmax** in ingresso al biologico (valori operativi di riferimento);
- **MLSSmin**, **MLSSmax** assunti nel biologico (valori operativi di riferimento);
- Parametri di **efficienza del sistema di aerazione** del biologico e del sistema CAS (coefficienti di efficienza  $\alpha$ ,  $\beta$ , rendimento di insufflazione aria, rapporto di compressione, ecc.)