


COMUNE DI CHIOMONTE


OPERE DI ADEGUAMENTO DEL PROCESSO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI CHIOMONTE CONCENTRICO

(Codice Prog. ATO n. 12252)

PROGETTO ESECUTIVO

OGGETTO DELL'ELABORATO

RELAZIONE TECNICA E DI PROCESSO – ALLEGATO 1
CRITERI DI VERIFICA DEL COMPARTO BIOLOGICO

CODICE GENERALE ELABORATO

CODICE OPERA	LOTTO	SETTORE	LIVELLO PROGETTO	AREA PROGETTAZIONE	TIPO DOCUMENTO	N° ELABORATO	VERSIONE
AC	01	A	E	D	REL	02 all. 1	00

IDENTIFICAZIONE FILE: AC_01 REL_02_00 ALLEGATO 1

VERSIONE	DATA	OGGETTO
00	MAGGIO 2017	EMISSIONE PER APPALTO

DATI PROGETTISTI		TIMBRI - FIRME
 aceaa PINEROLESE L'INNOVAZIONE È IL NOSTRO TERRITORIO	SERVIZIO IDRICO INTEGRATO	 ACEA PINEROLESE INDUSTRIALE S.p.A. Via Vigone, 42 10064 Pinerolo (To) • Tel +39 01212361 • Fax +39012176665 P.Iva e Registro della Imprese di Torino 05650960012 • Capitale Sociale 23.915.530,15 • REA di Torino: 680448
IL RESPONSABILE PROCEDIMENTO	Geom. Claudio MERITANO	
IL TECNICO PROGETTISTA	Ing. Pietro Negro Via Gualderia, 11 10023 Chieri (TO) Tel. 3351817897 pietro.negro.ing@gmail.com	Ing. Alessandro Abbà Studio 74 s.r.l Via Tabona, 5/A 10064 Pinerolo (TO) tel. 0121 377188 info@studio74.eu



INDICE

1.0	DESCRIZIONE DEL PROCESSO E PROCEDURA PER IL DIMENSIONAMENTO	3
1.1	PRINCIPI GENERALI	3
1.2	REATTORE BIOLOGICO	4
1.3	VASCA DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA	4
1.4	PROCEDURE PER IL DIMENSIONAMENTO.....	5
2.0	CRITERI DI DIMENSIONAMENTO.....	9
2.1	ETÀ DEL FANGO RICHIESTA.....	9
2.1.1	<i>Impianti senza nitrificazione</i>	9
2.2	DETERMINAZIONE DELLA FRAZIONE DEL VOLUME DEL REATTORE PER LA DENITRIFICAZIONE.....	12
2.3	DETERMINAZIONE DELLA PRODUZIONE DEL FANGO	14
2.4	ASSUNZIONE DELL'INDICE DI VOLUME DEL FANGO E DELLA CONCENTRAZIONE DI SOLIDI SOSPESI NEL FANGO ATTIVO	15
2.5	VOLUME DEL REATTORE BIOLOGICO	16
2.6	RICIRCOLO RICHIESTO E DURATA DEL CICLO.....	17
2.7	TRASFERIMENTO DI OSSIGENO	17
3.0	DIMENSIONAMENTO DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA.....	21
3.1	LIMITI DI APPLICAZIONE E CARATTERISTICHE DELL'EFFLUENTE	21
3.2	INDICE DI VOLUME DEL FANGO E TEMPO DI ISPESSIMENTO CONSENTITO	21
3.3	CONCENTRAZIONE DEI SOLIDI SOSPESI NEL FANGO DI RICIRCOLO	22
3.4	RAPPORTO DEL FANGO DI RICIRCOLO E CONCENTRAZIONE DEI SOLIDI SOSPESI NELL'INFLUENTE DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA....	22
3.5	VELOCITA' DI RISALITA E CARICO SUPERFICIALE DEL FANGO	23
3.6	SUPERFICIE DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE.....	24
3.7	PROFONDITÀ DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE.....	24
3.8	VERIFICA DELLE VASCHE DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA ESISTENTI	26
4.0	GLOSSARIO.....	27

1.0 DESCRIZIONE DEL PROCESSO E PROCEDURA PER IL DIMENSIONAMENTO

Il presente documento illustra la metodologia di calcolo ATV-DVWK A131E applicata nel caso specifico per la Verifica di Progetto un comparto di trattamento biologico a fanghi attivi.

Sono riportati i principi generali e le equazioni che regolano il modello di calcolo del processo a fanghi attivi oggetto di verifica.

1.1 PRINCIPI GENERALI

Il processo a fanghi attivi è un'unità di processo che consiste di un reattore biologico (vasca a fanghi attivi) con un sistema di aerazione, e di una vasca di sedimentazione secondaria, collegati dal ricircolo del fango.

La sedimentazione del fango attivo, caratterizzata dall'indice di volume del fango (SVI), insieme alla concentrazione dei solidi sospesi (SS_{at}), influenza la dimensione delle vasche di sedimentazione secondaria e dei reattori biologici. Le caratteristiche del refluo, la configurazione del reattore biologico e l'obiettivo del trattamento influenzano l'indice di volume del fango.

I reattori biologici, che sono da considerarsi come vasche completamente miscelate, normalmente portano a indici di volume del fango più alti e tendono allo sviluppo di batteri filamentosi, al contrario delle vasche con un gradiente di concentrazione come ad esempio quelle a cascata o quelle nelle quali esiste un flusso a pistone.

Con il processo di "denitrificazione con zona pre-anossica" dotato un selettore aerobico o una vasca di miscelazione anaerobica, si possono accordare quasi tutti gli altri processi per la rimozione di azoto e anche le vasche di aerazione, che rimuovono solo il carbonio organico. Negli impianti progettati per la sola rimozione del carbonio, il volume di un selettore aerobico può essere considerato una frazione della vasca di aerazione.

Per il dimensionamento del reattore biologico è rilevante l'età del fango (T_{ss}), che corrisponde approssimativamente al periodo di permanenza del fiocco di fango nel reattore biologico. L'età del fango è definita come rapporto tra la massa dei solidi sospesi del fango nel reattore biologico ($V_{AT} \cdot SS_{AT}$) e la massa giornaliera di fango attivo di supero.

Se il reattore biologico comprende zone anossiche per denitrificazione (VD), l'età aerobica del fango ($T_{SS,aerob}$) è definita come rapporto tra la massa dei solidi sospesi del fango nella parte aerobica del reattore biologico ($V_n = V_{at} - V_d$) e la massa giornaliera di fango attivo di supero.

La sostanza inquinante residua dell'effluente della vasca di sedimentazione secondaria è, in larga parte, causata da sostanze dissolte e colloidali e in parte da solidi sospesi (fango attivo). Questo dipende dall'efficienza della vasca di sedimentazione secondaria. Una concentrazione di solidi sospesi pari a 1 mg/l di solidi secchi nell'effluente della vasca di sedimentazione secondaria aumenta la concentrazione di:

C_{Bod} da 0.3 a 1.0 mg/l

C_{Cod} da 0.8 a 1.4 mg/l

C_N da 0.08 a 0.1 mg/l

C_p da 0.02 a 0.04 mg/l

1.2 REATTORE BIOLOGICO

Il trattamento del refluo mediante processo a fanghi attivi, con riferimento alla tecnologia di processo e agli aspetti economici e operativi, richiede al reattore biologico (vasca di aerazione) quanto segue:

- un accrescimento sufficiente della biomassa, misurata come concentrazione del solido sospeso del fango attivo (SSAT);
- trasferimento sufficiente di ossigeno per coprirne la richiesta e il suo controllo per adeguarsi alle diverse condizioni operative e di carico;
- miscelazione sufficiente per evitare una sedimentazione permanente del fango sul fondo della vasca; normalmente questa viene assicurata nelle vasche aerobiche mediante aerazione, supportata se necessario da mixer; può essere assunto come valore della velocità, per aree esterne ai sistemi di aerazione sul fondo, 0,15 m/s con fango leggero e 0,30 m/s con fango pesante. Nelle vasche di miscelazione anaerobica e anossica la miscelazione è assicurata dai mixer. A seconda della misura e della forma della vasca, un assorbimento di energia da 1 fino a 5 W/m³ è considerato normale;
- nessun disturbo causato da odori, aerosol, rumore e vibrazioni.

Per la rimozione dell'azoto vengono utilizzati diversi reattori e modalità operative:

- processo di denitrificazione della zona pre-anossica: il refluo, il fango di ritorno e il flusso di ricircolo interno sono miscelati nella vasca di denitrificazione. Per aumentare la flessibilità operativa, considerando la direzione del flusso, le ultime parti della vasca di denitrificazione possono anche essere aerate. Il ricircolo interno deve essere ridotto al minimo necessario per minimizzare le interferenze negative dovute all'elevato carico di ossigeno disciolto nella denitrificazione;
- processo di denitrificazione ad alimentazione frazionata (step-feed): due o più reattori biologici, ognuno con una zona pre-anossica o denitrificazione simultanea, sono messi in sequenza. Il refluo viene diviso e alimentato rispettivamente nelle vasche di denitrificazione.
- processo di denitrificazione simultanea: da realizzarsi solo nelle vasche a flusso circolare (carousel);
- processo di denitrificazione alternata (BioDenitro): due vasche aerate in modo intermittente sono alimentate una dopo l'altra per cui l'acqua fluisce da una vasca alimentata non aerata ad una aerata e quindi alla vasca di sedimentazione secondaria;
- processo di denitrificazione ad intermittenza: le fasi di nitrificazione e denitrificazione si alternano nel tempo in un reattore;
- processo di post-denitrificazione: il processo viene utilizzato se il refluo ha un rapporto C/N molto basso e diventa quindi indispensabile l'aggiunta di carbonio esterno.

1.3 VASCA DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

La vasca di sedimentazione secondaria ha il compito di separare il fango attivo dal refluo trattato biologicamente.

La capacità di trattamento di un impianto a fanghi attivi è determinata principalmente dalla concentrazione dei solidi sospesi (SSAT) del fango attivo e dal volume della vasca di aerazione. La concentrazione dei solidi sospesi dipende da:

- capacità funzionale delle vasche di sedimentazione secondaria al variare dell'alimentazione;
- indice di volume del fango e capacità di rimozione del fango;

- rapporto del ricircolo del fango;
- allontanamento dei fanghi di supero.

Il dimensionamento e il progetto delle vasche di sedimentazione secondaria devono avere i seguenti obiettivi:

- separazione del fango attivo dal refluo trattato mediante sedimentazione;
- ispessimento e rimozione del fango attivo sedimentato per il ricircolo al reattore biologico (vasca di aerazione);
- stoccaggio intermedio del fango attivo che, in conseguenza dell'aumento del flusso nei periodi di pioggia ($Q_{WW,h}$), viene espulso dalla vasca di aerazione.

Il processo di sedimentazione nella vasca di sedimentazione secondaria è influenzato dal processo di flocculazione nella zona di immissione, dalle condizioni idrauliche nella vasca di sedimentazione secondaria (disegno della zona di ingresso e uscita, correnti di densità) dal rapporto di ricircolo del fango e dalla procedura di allontanamento del fango. Il fango sedimentato è concentrato nello strato depositato sul fondo della vasca. L'ispessimento ottenuto dipende dalle proprietà del fango (SVI), dallo spessore dello strato di fango, dal tempo di ispessimento e dal tipo di sistema di rimozione del fango.

Con l'afflusso di acque meteoriche il fango attivo viene trasferito progressivamente dalla vasca di aerazione nella vasca di sedimentazione secondaria. La vasca di sedimentazione secondaria deve quindi essere in grado di contenere il fango espulso dalla vasca di aerazione. Per questo sono richiesti un volume di stoccaggio sufficientemente grande, un sistema di rimozione del fango efficiente e sistemi di ricircolo del fango dimensionati in modo appropriato (ad esempio pompe).

Con riferimento al metodo di funzionamento esiste una differenza tra le vasche di sedimentazione secondaria a flusso orizzontale e verticale. Le vasche circolari e rettangolari sono progettate in maniera differente. Il fango sedimentato e ispessito, fino a quando non fluisce automaticamente nella tramoggia, viene trasportato da lame o raschiatori sospesi o viene rimosso utilizzando dispositivi di aspirazione.

1.4 PROCEDURE PER IL DIMENSIONAMENTO

Il dimensionamento degli impianti a fanghi attivi avviene iterativamente, poiché molti fattori si condizionano reciprocamente. Il diagramma di calcolo di seguito riportato rappresenta la procedura di calcolo da applicare per ripetere le simulazioni in presenza di nuovi dati di input.

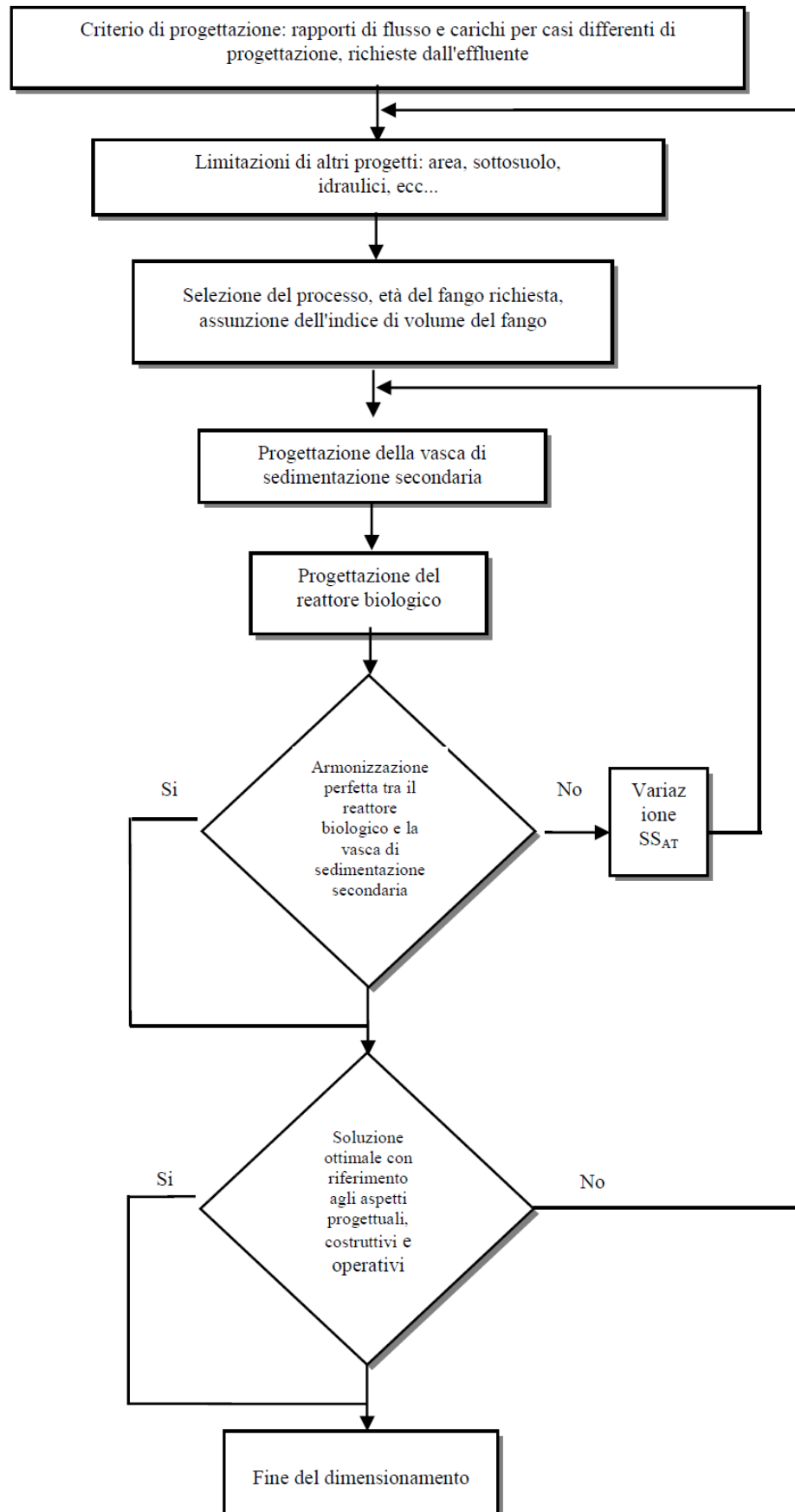


Figura1
Sequenza logica di progettazione e dimensionamento

Si raccomandano le seguenti fasi:

1. Determinazione della potenzialità di progetto dell'impianto e dei relativi carichi e portate al reattore biologico.
2. Selezione del processo: se è richiesta la rimozione dell'azoto, è necessario decidere quale processo utilizzare per la nitrificazione/denitrificazione. Inoltre, è necessario stabilire se un selettore aerobico per il miglioramento delle caratteristiche della sedimentazione o una vasca di miscelazione anaerobica per la rimozione biologica del fosforo in eccesso deve essere posizionato a monte.
3. Determinazione del fattore di sicurezza necessario (SF), tenendo conto dei dati di progetto dell'impianto e, nel caso, delle fluttuazioni misurate della portata diurna. Per impianti progettati per la sola nitrificazione, l'età del fango (tss, aerob, dim) deve essere determinata tenendo conto della temperatura di progetto.
4. Per gli impianti con rimozione di azoto la massa di nitrato da denitrificare deve essere determinata mediante un bilancio. Se non deve essere mantenuta una percentuale di rimozione dell'azoto ma piuttosto un valore di concentrazione, diventa rilevante la concentrazione dell'influente.
5. Tenendo conto del processo di denitrificazione scelto, deve essere stabilita la porzione necessaria del volume di denitrificazione nel volume del reattore biologico (VD/VAT). L'età del fango (tss, dim) deve essere calcolata di conseguenza. Per la stabilizzazione combinata del fango aerobico si deve selezionare l'età del fango, in accordo con la temperatura del refluo.
6. Selezione dell'indice di volume del fango tenendo conto della composizione del refluo, della configurazione e delle caratteristiche della miscelazione del reattore biologico così come, se presente, un selettore aerobico o una vasca di miscelazione anaerobica.
7. Selezione del tempo di ispessimento del fango (t_{Th}) nella vasca di sedimentazione secondaria dipendente dal processo biologico selezionato e dalla determinazione della concentrazione dei solidi sospesi nel fango di fondo (SSBS) come funzione di SVI e t_{TH} .
8. Determinazione della concentrazione dei solidi sospesi nel fango di ricircolo (SSRS) a partire dalla concentrazione ottenibile dei solidi sospesi nel fango di fondo e dalla diluizione del flusso di fango rimosso dipendente dal sistema scelto per la rimozione.
9. Selezione del rapporto del ricircolo del fango (RS) e stima della concentrazione consentita dei solidi sospesi del fango attivo nel reattore biologico (SSAT). La concentrazione dei solidi sospesi del fango attivo influenza i volumi dei reattori biologici e delle vasche di sedimentazione secondaria in senso opposto. Si nota come con l'aumento del SSAT il volume del reattore biologico si riduce mentre la superficie e la profondità delle vasche di sedimentazione secondaria aumenta.
10. Determinazione della superficie della vasca di sedimentazione secondaria (AST) a partire dalla massima velocità di risalita (q_A) o dal carico volumetrico del volume del fango (q_{SV}).
11. Determinazione della profondità della vasca di sedimentazione secondaria a partire dalle altezze per le varie zone funzionali e da altre specifiche.
12. Verifica del tempo di ispessimento scelto in base all'efficienza di rimozione (raschiatore) del fango; il prerequisito è che vengano stabilite le dimensioni della vasca di sedimentazione secondaria.
13. Determinazione della produzione di fango di supero (SPd), tenendo conto, se richiesto, del fango di supero derivante dalla rimozione del fosforo e del possibile carbonio esterno dosato per la denitrificazione.
14. Calcolo della massa richiesta di solidi nel reattore biologico (MSS, AT) per l'età del fango scelta.

15. Calcolo del volume del reattore biologico.
16. Se richiesto, dimensionamento di una vasca di miscelazione anaerobica per la rimozione biologica del fosforo.
17. Calcolo della portata del ricircolo interno necessaria per la denitrificazione con zona pre-anossica o del tempo del ciclo con i processi di denitrificazione ad intermittenza.
18. Determinazione del consumo di ossigeno per il dimensionamento del sistema di aerazione.
19. Controllo dell'alcalinità residua e/o della necessità di dosare l'alcalinità, tenendo conto del consumo e del guadagno derivante dalla ammonificazione, dalla nitrificazione, dalla denitrificazione e dalla precipitazione del fosfato così come dall'utilizzo dell'ossigeno e dalla profondità del sistema di diffusione (quest'ultimo solo per determinare il pH nel reattore biologico).
20. Se richiesto, dimensionamento di un selettore aerobico per il miglioramento delle proprietà di sedimentazione del fango attivo.

I parametri del dimensionamento possono essere ricavati sulla base dei modelli scientifici, supportati dall'esperienza o, in parte, possono derivare da esperimenti fatti in sito.

2.0 CRITERI DI DIMENSIONAMENTO

2.1 ETÀ DEL FANGO RICHIESTA

La scelta del corretto valore di 'età del fango' è dipendente dall'obiettivo del trattamento, dalla temperatura e dalla dimensione dell'impianto.

Nella seguente tabella sono riportati in modo sintetico i valori (espressi in giorni) per l'età del fango in varie condizioni. Nei paragrafi successivi viene affrontata nel dettaglio la casistica

Obiettivo del trattamento	Dimensione dell'impianto $B_{a,BOD,I}$			
	Fino a 1.200 kg/d		Superiore a 6.000 kg/d	
Temperatura di dimensionamento	10°C	12°C	10°C	12°C
Senza nitrificazione	5		4	
Con nitrificazione	10	8.2	8	6.6
Con rimozione dell'azoto $V_D/V_{AT}= 0.2$	12.5	10.3	10.0	8.3
0.3	14.3	11.7	11.4	9.4
0.4	16.7	13.7	13.3	11.0
0.5	20.0	16.4	16.0	13.2
Stabilizzazione del fango con rimozione azoto	25		Non raccomandato	

Tabella1
Valori minimi dell'età del fango in diverse condizioni

2.1.1 Impianti senza nitrificazione

Gli impianti a fanghi attivi senza nitrificazione sono dimensionati per un'età del fango di 4/5 gg.

2.1.2 Impianti con nitrificazione

Il dimensionamento (aerobico) dell'età del fango da mantenere per la nitrificazione è il seguente:

$$t_{SS,aerob,dim} = SF * 3.4 * 1 * 103^{(15-T)} \quad [d] \quad (3-1)$$

Il valore di 3.4 deriva dal tasso di crescita (netto) massimo dei batteri ossidanti di ammonio (nitrosomonas) a 15°C (2.13 d) e un fattore di 1.6. Attraverso quest'ultimo viene assicurato che, con trasferimento sufficiente di ossigeno e senza altri fattori di influenza negativa, possono essere sviluppati o trattenuti nel fango attivo nitrificanti sufficienti.

Con un'età del fango inferiore 2.13 d (15°C), i nitrificanti non possono accumularsi.

Utilizzando il fattore di sicurezza (SF) è necessario tenere conto di quanto segue:

- variazioni del tasso massimo di crescita causata da alcune sostanze presenti nel refluo, variazioni di temperatura a breve termine e/o variazioni del pH.
- la concentrazione media di ammonio dell'effluente.

- l'effetto delle variazioni dei carichi di azoto influenti sulle variazioni della concentrazione di ammoniaca dell'effluente.

Sulla base di tutte le esperienze precedenti è raccomandato, per gli impianti municipali con una capacità di progetto fino a $B_{d,BOD,I}=1.200 \text{ kg/d}$ (20.000 AE), $SF=1.8$ per una più marcata fluttuazione del carico influente e per $B_{d,BOD,I} \geq 6.000 \text{ kg/d}$ (100.000 AE) un $SF=1.45$.

In questo modo, la concentrazione in media dell'effluente può essere mantenuta a $S_{NH4,EST}=1.0 \text{ mg/l}$, fino a quando non sussistono influenze negative della tasso di crescita massima dei nitrificanti.

Se per gli impianti con $B_{d,BOD,I} < 6.000 \text{ kg/d}$ il valore f_N **misurato** è sotto a 1.8, il fattore di sicurezza (SF) può essere ridotto a 1.45.

Se viene progettata una vasca di compensazione per il bilanciamento giornaliero del carico, il fattore di sicurezza assunto non deve essere inferiore a $SF=1.45$.

Se, in inverno, la temperatura dell'efflusso del reattore biologico scende al di sotto della temperatura alla quale è richiesto il raggiungimento del valore di ammonio, (T_{ER}), deve essere applicato il valore di dimensionamento Eqn. 3-1 $T_{DIM}=(T_{ER}-2)$, per ottenere una nitrificazione stabile alla temperatura di controllo. Si suggerisce di calcolare il fattore di sicurezza sopra riportato per individuare le seguenti età del fango di progetto, per la temperatura di verifica di $T_{ER}=12^\circ\text{C}$ a seconda della dimensione dell'impianto:

impianti fino a $B_{d,BOD,I}=1.200 \text{ kg/d}$
 $t_{SS,aerob,dim}=10 \text{ d}$

Impianti superiori $B_{d,BOD,I}=6.000 \text{ kg/d}$
 $t_{SS,aerob,dim}=8 \text{ d}$

Valori intermedi devono essere interpolati.

Se la temperatura del refluo è sempre maggiore della temperatura di verifica, può essere individuata come temperatura di progetto con la media più bassa in due settimane.

Per limitare un elevato consumo di alcalinità con la nitrificazione, è raccomandato, per ragioni operative, di progettare una denitrificazione parziale.

2.1.3 Impianti con nitrificazione e denitrificazione

Prerequisito per l'eliminazione dell'azoto è una sicura nitrificazione.

Per la nitrificazione e la denitrificazione l'età del fango a progetto risulta essere la seguente:

$$t_{SS,dim}=t_{SS,aerob} * \frac{1}{1-(V_D/V_{AT})} \quad [d] \quad (3-2)$$

Con Eqn. 5-1:

$$t_{SS,aerob,dim}=SF*3.4.1.103^{(15-T)}*.....1 \quad [d] \quad (3-3)$$

$$1 - (V_D/V_{AT})$$

Per il calcolo di $1 - (V_D/V_{AT})$ vedere la sezione dedicata.

Nella Eqn 3-3 la temperatura da applicare come temperatura di progetto è quella in cui è richiesta l'eliminazione dell'azoto ($T_{dim}=T_{ER}$).

Per le temperature del refluo che di regola in inverno sono inferiori ai 12°C, deve essere fornita la prova che con la temperatura media più bassa di due settimane la nitrificazione non si interrompa. Per questo motivo, mantenendo l'età del fango di progetto, il rapporto V_D/V_{AT} per la temperatura più bassa (T_W) è calcolata secondo Eqn.3-4.

Se non vi sono valori misurati certi della la temperatura del refluo, la temperatura t_{ER} , ridotta da 2° a 4°C, deve essere applicata nel Eqn (3-4) per T_W . (2°C, se non è atteso un raffreddamento del refluo sotto i 10°C nella media di due settimane, e 4°C, se nelle situazioni estreme è necessario considerare un raffreddamento maggiore).

Se con temperature inferiori il carico organico ($B_{d,BOD,I}$) è diverso da quello sul quale è basato il dimensionamento, l'età del fango effettiva dovrebbe essere applicata nel Eqn. 3-4 invece di $t_{SS,dim}$.

$$V_D/V_{AT} = \frac{SF \cdot 3.4 \cdot 1.103^{(15-T_W)}}{t_{SS,dim}} \quad [-] \quad (3-4)$$

Questa formula presuppone che il progetto del reattore biologico sia flessibile, per cui la zona di denitrificazione deve essere ridotta in favore della zona di nitrificazione. Una vasca di miscelazione anaerobica può essere inclusa nel volume V_D alla denitrificazione con zona pre-anossica, se il ricircolo interno è progettato adeguatamente.

Se, in accordo con Eqn. 3-4, sussiste un valore negativo per V_D/V_{AT} , di conseguenza viene applicato $V_D/V_{AT}=0$ e il fattore di sicurezza deve essere calcolato usando Eqn. 3-4. Può essere abbassato a $SF=1.2$; oppure deve essere incrementato il volume del reattore.

Se è richiesta una temperatura di dimensionamento al di sotto dei 12°C, si procede di conseguenza. Non ci sono esperienze disponibili circa il dimensionamento di impianti con una temperatura inferiore agli 8°C:

In ogni caso deve essere verificato se l'alcalinità residua è sufficiente per garantire l'equilibrio del pH.

Se la richiesta dell'effluente per l'azoto ammoniacale è stabilita con $S_{NH_4,ER} < 10$ mg/l o i carichi dell'influento sono soggetti ad elevate variazioni, anche con tempo asciutto, e il monitoraggio avviene per campione prelevato casualmente o prelevato ogni 2 ore, il fattore di sicurezza deve essere aumentato o deve essere eseguita una verifica con l'aiuto della simulazione dinamica. Questo richiede la misurazione delle fluttuazioni effettive del carico diurno.

2.1.4 Impianti con stabilizzazione aerobica del fango

L'età del fango a progetto degli impianti che sono dimensionati per la stabilizzazione o (co-) stabilizzazione aerobica e la nitrificazione del fango deve essere $t_{ss,dim} \geq 20$ d.

Se è richiesta una reale denitrificazione l'età del fango calcolata deve essere $t_{ss,dim} \geq 25$ d. Se la temperatura media nel reattore biologico in due settimane è sempre superiore ai 12°C, l'età del fango può essere ridotta in accordo con Eqn. 5-5.

$$t_{ss,dim} \geq 25 * 1.072^{(12-T)} \quad [d] \quad (3-5)$$

Se le portate organiche nella stagione calda sono superiori a quelle della stagione fredda, la massa di fango richiesta $M_{SS,AT}$ deve essere determinata separatamente in entrambi i casi usando Eqn. 3.5. La massa maggiore di fango è fondamentale per il volume del reattore biologico.

Se sono disponibili vasche o bacini del fango con una durata di stoccaggio di almeno un anno del fango liquido per la post-stabilizzazione anaerobica, l'età del fango calcolata, anche se è richiesta una denitrificazione, può essere abbassata fino a $t_{ss,dim} = 20$ d.

Il calcolo del nitrato da denitrificare e la frazione di volume V_D/V_{AT} avviene in accordo con la sezione specifica.

V_D/V_{AT} non influenza l'età del fango ma serve piuttosto per il calcolo del trasferimento di ossigeno, per esempio con la denitrificazione ad intermittenza.

2.2 DETERMINAZIONE DELLA FRAZIONE DEL VOLUME DEL REATTORE PER LA DENITRIFICAZIONE

La concentrazione media giornaliera di nitrato da denitrificare risulta essere la seguente:

$$S_{NO3,D} = C_{N,IAT} - S_{orgN,EST} - S_{NH4,EST} - S_{NO3,EST} - X_{orgN,BM} \quad [mg/l] \quad (3-6)$$

Per quanto riguarda la concentrazione di azoto influente ($C_{N,IAT}$) deve essere applicato il valore relativo determinato per $T=12^\circ C$. Se, durante l'anno, nel periodo di temperature elevate viene rilevato un rapporto più alto di $C_{N,IAT}/C_{COD,IAT}$, devono essere considerati diversi scenari di carico.

La concentrazione di nitrato influente ($S_{NO3,IAT}$) è, in generale trascurabile. Con infiltrazioni più significative (acque di falda contenenti azoto) o con afflussi derivanti da alcuni impianti commerciali ed industriali, può essere necessario tenere conto del $S_{NO3,IAT}$ nel $C_{N,IAT}$.

Negli impianti con digestione anaerobica del fango e disidratazione meccanica in sito, l'azoto contenuto nel dreno dei fanghi deve essere considerato nella concentrazione dell'influente ($C_{N,IAT}$) se non è previsto un trattamento separato del liquido.

La concentrazione di azoto organico nell'effluente può essere stabilita come $S_{orgN,EST}=2$ mg/l. Con l'afflusso di alcuni reflui provenienti da impianti commerciali la concentrazione può essere più alta. Per avere un risultato di sicurezza il contenuto di ammonio nell'effluente per il dimensionamento è, di regola, assunto come $S_{NH4,EST}=0$. L'azoto assimilato nella biomassa viene considerato e semplificato come $X_{orgN,BM} = 0.04$ fino a $0.05 * C_{BOD,IAT}$ oppure 0.02 fino a $0.025 C_{BOD,IAT}$.

La concentrazione di azoto dell'effluente deve essere applicata come media giornaliera. È normale impostare $S_{NO3,EST}=0.8/0.6 S_{inorgN,ER}$ considerando che il valore più basso deve essere applicato per impianti con alta variazione del carico influente.

Con BOD₅ relativo all'influente al reattore biologico (o alla vasca di miscelazione anaerobica) si ottiene il rapporto S_{NO3,D}/C_{BOD,IAT}, che garantisce la capacità di denitrificazione necessaria.

Per i processi di denitrificazione simultanea ed a intermittenza può essere applicato il seguente calcolo di V_D/V_{AT}:

$$\frac{S_{NO3,D}}{C_{BOD,IAT}} = \frac{0.75 \cdot O_{UC,BOD}}{2.9} * \frac{V_D}{V_{AT}} \quad [mg \text{ N}/mg \text{ BOD}_5] \quad [3-7]$$

[Nota: Eqn. 3/7 deriva da un bilancio di massa dell'ossigeno nella zona di denitrificazione di un reattore biologico completamente miscelato.]

$$\frac{Q_d * 2.9 * S_{NO3,D}}{1000} = V_D * 0.75 * \frac{O_{Ud,C}}{V_{AT}} \quad [kg/d]$$

Il termine a sinistra rappresenta l'ossigeno fornito dal carico di azoto giornaliero da denitrificare. Il termine a destra mostra l'assorbimento giornaliero di ossigeno nella zona di denitrificazione. Il fattore 0.75 indica un rapporto di assorbimento generalmente più basso del nitrato confrontato a quello dell'ossigeno disciolto.

Il valore O_{UC,BOD} deve essere determinato in accordo con Eqn. 3-24 per l'età del fango e la temperatura di progetto o deve essere desunto dalla tav. 7. Per l'estensione della temperatura da 10°C a 12°C i valori calcolati Eqn. 3-7 sono elencati nella tabella successiva.

Per quanto riguarda il processo di denitrificazione con zona pre-anossica e i processi equivalenti, nei quali solo una piccola parte della sostanza organica facilmente biodegradabile è persa effetto della denitrificazione, si applicano i valori empirici elencati nella tabella, che incontrano quelli teorici.

Prerequisito è che in tutti gli influenti alla zona della denitrificazione il contenuto di ossigeno disciolto sia tenuto a meno di 2 mg/l.

Nella tabella seguente sono riportati i valori standard per il dimensionamento della denitrificazione in tempo asciutto alle temperature di 10°C fino a 12°C e alle condizioni comuni (kg nitrato da denitrificare per kg di BOD₅ influente).

V _D /V _{AT}	S _{NO3,D} /C _{BOD,IAT}	
	Denitrificazione con zona pre-anossica e processi equivalenti	Denitrificazione ad intermittenza e simultanea
0.2	0.11	0.06
0.3	0.13	0.09
0.4	0.14	0.12
0.5	0.15	0.15

Tabella 2
Capacità di denitrificazione in funzione del volume disponibile

Per l'estensione della temperatura da 10°C a 12°C è raccomandato l'utilizzo per il dimensionamento dei valori tabellari per la capacità di denitrificazione. I volumi di

denitrificazione inferiori a $V_D/V_{AT} = 0.2$ e superiori a $V_D/V_{AT} = 0.5$ non sono raccomandati per il dimensionamento.

La capacità di denitrificazione con processo di denitrificazione alternata si ipotizza essere intermedia tra la zona pre-anossica e la denitrificazione ad intermittenza.

Con temperatura superiore ai 12°C la capacità di denitrificazione può essere aumentata fino a circa l'1% per ogni grado.

Se il dimensionamento o il ri-calcolo avviene sulla base del COD, si deve considerare $S_{NO3,D}/C_{COD,IAT} = 0.5$ ($S_{NO3,D}/C_{BOD,IAT}$).

Con il ri-calcolo del valore di $V_D/V_{AT} = 0.1$, si deve tener conto $S_{NO3,D}/C_{COD,IAT} = 0.03$ per la denitrificazione simultanea ed a intermittenza. Se, con il ri-calcolo si ottiene un valore $V_D/V_{AT} < 0.1$, deve essere stabilito il $S_{NO3,D}/C_{COD,IAT}$.

Se la capacità di denitrificazione richiesta è superiore a $S_{NO3,D}/C_{BOD} = 0.15$, un ulteriore aumento di V_D/V_{AT} non è raccomandato. Si deve analizzare se una riduzione del volume o by-pass parziale della vasca di sedimentazione primaria e/o, se applicabile, un trattamento separato del fango sono favorevoli per il raggiungimento dell'obiettivo. Un'alternativa è quella di eseguire un progetto per l'aggiunta di carbonio esterno. La costruzione di sistemi appropriati dovrebbe essere, comunque, la prima scelta, se si dispone di una sicura esperienza operativa.

La richiesta del carbonio esterno è di circa 5 kg. COD ogni kg nitrato da denitrificare. In questo modo si ottiene un aumento di COD medio come segue:

$$S_{COD,Ext} = 5 * S_{NO3,D,Ext} \quad [mg/l] \quad (3-8)$$

Il COD dei composti di carbonio commerciale possono essere desunti dalla tabella successiva. Per altre fonti di carbonio il COD e, se necessario, la capacità di denitrificazione, devono essere determinato in anticipo.

Si pone in evidenza che il metanolo è adatto solamente per applicazioni di lungo termine poiché specifici batteri denitrificanti devono crescere.

Parametro	unità	metanolo	etanolo	acido acetico
Densità	kg/m ³	790	780	1.060
COD	kg/kg	1.50	2.09	1.07
COD	kg/L	1.185	1.630	1.135

Tabella 3
Caratteristiche delle fonti di carbonio esterno

2.3 DETERMINAZIONE DELLA PRODUZIONE DEL FANGO

Il fango prodotto nell'impianto a fanghi attivi è formato da sostanza organica derivante da degradazione, sostanza solida accumulata e fango derivante dalla rimozione del fosforo:

$$SP_d = SP_{d,C} + SP_{d,P} \quad [kg/d] \quad (3-10)$$

La relazione tra la produzione e l'età del fango può essere descritta come segue:

$$M_{SS,AT} \quad V_{AT} * SS_{AT} \quad V_{AT} * SS_{AT}$$

$$t_{ss} = \frac{SP_d}{Q_{WS,d} * SS_{WS} + Q_d * X_{SS,EST}} = \frac{SP_d}{Q_{WS,d} * SS_{WS} + Q_d * X_{SS,EST}} \quad [d] \quad (3-11)$$

Dato che il carico della sostanza solida nell'effluente della vasca di sedimentazione secondaria ($Q_d * X_{SS,EST}$) è, di regola, trascurabile, la produzione di fango (SP_d) si ipotizza essere uguale alla quantità di fango di supero giornaliero ($Q_{WS,d} * SS_{WS}$).

Per il calcolo della produzione di fango derivante dalla rimozione del carbonio può essere usata la seguente equazione empirica adoperando i coefficienti di Hartwig:

$$S_{Pd,C} = B_{d,BOD} * (0.75 + 0.6 * \frac{X_{SS,IAT}}{C_{BOD,IAT}} - \frac{(1-0.2) * 0.17 * 0.75 t_{ss} * F_T}{1 + 0.17 * t_{ss} * F_T}) \quad [kg/d] \quad (3-12)$$

Il fattore di temperatura (F_T) per la respirazione endogena è il seguente:

$$F_T = 1.072^{(T-15)} \quad [-] \quad (3-13)$$

Se il carbonio esterno deve essere dosato regolarmente per un miglioramento della denitrificazione, con $S_{COD,Ext} \geq 10$ mg/l ($S_{NO3,D,Ext} \geq 2$ mg/l) semplificata in Eqn. 3-12 $B_{d,BOD}$ deve essere aumentata con il valore $Q_d * 0.5 * S_{COD,Ext} / 1000$ e Eqn. 5-12 come nella tav. 5 $C_{BOD,IAT}$ dal valore $0.5 * S_{COD,Ext}$. Con $S_{COD,Ext} \leq 10$ mg/l la produzione di fango aggiuntiva viene tralasciata.

I valori riportati nella tabella seguente sono calcolati e ottenuti usando Eqn. 5-12 per temperature comprese tra $T=10^\circ C$ e $12^\circ C$.

$X_{SS,IAT} / C_{BOD,IAT}$	Età del fango in giorni					
	4	8	10	15	20	25
0.4	0.79	0.69	0.65	0.59	0.56	0.53
0.6	0.91	0.81	0.77	0.71	0.68	0.65
0.8	1.03	0.93	0.89	0.83	0.80	0.77
1.0	1.15	1.05	1.01	0.95	0.92	0.89
1.2	1.27	1.17	1.13	1.07	1.04	1.01

Tabella 4
Produzione specifica di fango [kg SS/kgBOD₅]

La produzione di fango dalla rimozione del fosforo è composta da sostanza solida derivante dalla rimozione biologica del fosforo in eccesso e dalla precipitazione simultanea.

2.4 ASSUNZIONE DELL'INDICE DI VOLUME DEL FANGO E DELLA CONCENTRAZIONE DI SOLIDI SOSPESI NEL FANGO ATTIVO

L'indice di volume del fango dipende dalla composizione del refluo e dalle caratteristiche di miscelazione della vasca di aerazione. Un'elevata frazione di sostanza organica facilmente biodegradabile, come quella contenuta in alcuni reflui commerciali e industriali, può portare a indici di volume del fango più alti.

La corretta assunzione dell'indice di volume del fango è particolarmente significativa per il dimensionamento. Se deve essere progettato solamente lo sviluppo della vasca di sedimentazione secondaria, senza modifiche al processo biologico, l'indice di volume del fango

per il dimensionamento può essere basato sulla documentazione operativa per la stagione critica o, in alternativa, sul valore rilevato per almeno l'85% dei giorni.

Comunque, anche se vengono progettate modifiche al processo biologico, la documentazione operativa insieme ai valori riportati nella successiva possono essere utili per il calcolo dell'indice del volume. Se, in passato, sono stati osservati indici di volume del fango di SVI 180 ml/g, devono essere adottate misure per la riduzione.

[Nota: se il volume del fango dopo 1/2 h di sedimentazione eccede i 250 ml/l il fango attivo deve essere diluito con l'effluente finale in modo che sia misurato il volume di fango tra i 100 e i 250 ml/l. Tenendo conto del rapporto di diluizione si ottiene il volume del fango diluito DSV.]

Obbiettivo del trattamento	SVI (l/kg)	
	Influenza refluo commerciale/industriale	
	Favorevole	Sfavorevole
Senza nitrificazione	100-150	120-180-
Nitrificazione (e denitrificazione)	100-150	120-180
Stabilizzazione del fango	75-120	100-150

Tabella 5
Valori standard per l'indice di volume del fango

Se non sono disponibili dati utilizzabili, i valori indicati nella precedente sono raccomandati per il dimensionamento tenendo conto delle condizioni operative critiche.

I valori più bassi per l'indice di volume del fango (SVI) possono essere applicati, se:

- non c'è sedimentazione primaria;
- un selettore o una vasca di miscelazione anaerobica è collocata a monte;
- il reattore biologico è progettato a cascata (flusso a pistone).

La concentrazione dei solidi sospesi nel fango attivo (SS_{AT}) è determinata nella fase di dimensionamento della vasca di sedimentazione secondaria.

2.5 VOLUME DEL REATTORE BIOLOGICO

Secondo Eqn. 3-11 la massa richiesta di solidi sospesi nel reattore biologico è:

$$M_{SS,AT} = t_{SS,Dim} * SP_d \quad [kg] \quad (3-15)$$

Il volume del reattore biologico è ottenuto nel seguente modo:

$$V_{AT} = \frac{M_{SS,AT}}{SS_{AT}} \quad [m^3] \quad (3-16)$$

Come comparazione possono essere calcolati il carico di volume BOD_5 (B_R) e il carico del fango (B_{SS}):

$$B_R = \frac{B_{d,BOD}}{t} \quad [kg \text{ BOD}_5/m^3*d] \quad (3-17)$$

$$B_{SS} = \frac{V_{AT} \cdot Br}{SS_{AT}} \quad [\text{kg BOD}_5/\text{kg SS} \cdot \text{d}] \quad (3-18)$$

2.6 RICIRCOLO RICHIESTO E DURATA DEL CICLO

Il flusso di ricircolo totale necessario (RC) per la denitrificazione con zona pre-anossica risulta:

$$RC = \frac{S_{NH4,N}}{S_{NO3,EST}} - 1 \quad [-] \quad (3-19)$$

si applica quanto segue:

$$RC = \frac{Q_{RS}}{Q_{DW,h}} + \frac{Q_{IR}}{Q_{DW,h}} \quad [-] \quad (3-20)$$

RC è determinato usando Eqn. 3-19 e il ricircolo interno Q_{IR} è ottenuto usando Eqn. 3-20. L'efficienza massima possibile della denitrificazione è:

$$\eta_D \leq 1 - \frac{1}{1+RC} \quad [-] \quad (3-21)$$

2.7 TRASFERIMENTO DI OSSIGENO

La richiesta di ossigeno è costituita dal consumo per la rimozione del carbonio (inclusa la respirazione endogena) e, se necessario, dalla richiesta per nitrificazione, considerando il risparmio di ossigeno per denitrificazione.

Per la rimozione del carbonio viene applicata la formula seguente, usando i coefficienti Hartwig:

$$OU_{d,C} = B_{d,BOD} \cdot \left(0.56 + \frac{0.15 \cdot t_{SS} \cdot F_T}{1 + 0.17 \cdot t_{SS} \cdot F_T} \right) \quad [\text{kg O}_2/\text{d}] \quad (3-24)$$

Il dosaggio del carbonio esterno non viene considerato per l'utilizzo di ossigeno, dato che si può ipotizzare che sia respirato mediante l'uso di nitrato.

I coefficienti di Eqn. 3-24 vengono applicati per $C_{COD,IAT}/C_{BOD,IAT} \leq 2.2$. Se un rapporto superiore viene rilevato durante le misurazioni, è necessario determinare il consumo di ossigeno per dimensionamento del sistema di aerazione con l'apporto del COD.

Per la nitrificazione il consumo di ossigeno è calcolato in 4.3 kg O₂ per kg di azoto ossidato tenendo conto del metabolismo dei batteri nitrificanti.

Con la denitrificazione si deve calcolare una rimozione di carbonio di 2.9 kg O₂ per kg di nitrato denitrificato.

$$OU_{d,N} = Q_d * 4.3 * (S_{NO3,D} - S_{NO3,IAT} + S_{NO3,EST}) / 1000 \quad [kg \text{ O}_2/d] \quad (3-25)$$

$$OU_{d,D} = Q_d * 2.9 * S_{NO3,D} / 1000 \quad [kg \text{ O}_2/d] \quad (3-26)$$

La richiesta di ossigeno per il picco giornaliero (OU_h) è ottenuto da

$$OU_h = \frac{f_C * (OU_{d,C} - OU_{d,D}) + f_N * OU_{d,N}}{24} \quad [kg \text{ O}_2/h] \quad (3-27)$$

Il fattore di picco f_C rappresenta il rapporto della richiesta di ossigeno per la rimozione del carbonio nell'ora di punta rispetto alla richiesta di ossigeno media giornaliero. A causa dell'effetto di equalizzazione dell'idrolisi della sostanza solida questo non è il rapporto degli effettivi carichi di BOD_5 .

Il fattore di picco f_N è equivalente al rapporto della portata TKN nelle 2 ore di picco rispetto al carico medio delle 24 h.

Nella successiva tabella è riportato in modo sintetico il consumo specifico di ossigeno espresso rispetto al BOD_5 abbattuto in diverse combinazioni di temperatura e di età del fango e sotto la condizione di $C_{COD,IAT}/C_{BOD,IAT} \leq 2.2$.

T° C	Età del fango in giorni					
	4 gg	8 gg	10 gg	15 gg	20 gg	25 gg
10	0.85	0.99	1.04	1.13	1.18	1.22
12	0.87	1.02	1.07	1.15	1.21	1.24
15	0.92	1.07	1.12	1.19	1.24	1.27
18	0.96	1.11	1.16	1.23	1.27	1.30
20	0.99	1.14	1.18	1.25	1.29	1.32

Tabella 6
Consumo specifico di ossigeno $OU_{C,BOD}$ [kg O_2 /kg BOD_5]

Dato che il rapporto di richiesta di punta di ossigeno per la nitrificazione, di regola, avviene prima della richiesta di punta di ossigeno della rimozione del carbonio, devono essere eseguiti 2 calcoli usando Eqn. 3-27, uno con $f_C = 1$ e il valore f_N determinato/assunto, l'altro con $f_N = 1$ e il valore f_C determinato/assunto. Il valore più alto di OU_h è quello da considerare.

Con condizioni di flusso normali f_C e f_N posso essere ricavati dalla tabella seguente per considerare la situazione meno favorevole in assenza di misure dirette.

T° C	Età del fango in giorni					
	4 gg	8 gg	10 gg	15 gg	20 gg	25 gg
f _C	1.3	1.25	1.2	1.2	1.15	1.1
f _N per B _{d,BOD,I} ≤ 1200 kg/d				2.5	2.0	1.5
f _N per B _{d,BOD,I} > 6000 kg/d			2.0	1.8	1.5	

Tabella 7
Fattori di picco della richiesta di ossigeno

Il trasferimento dell'ossigeno necessario per vasche aerate in modo continuo risulta quindi essere come segue:

$$\text{req. } \alpha \text{OC} = \frac{C_s}{C_s - C_x} * \text{OV}_h \quad [\text{kg O}_2/\text{h}] \quad (3-28)$$

Per vasche che sono aerate in modo intermittente devono essere considerate le fasi priva di aerazione.

Si applica la seguente formula:

$$\text{req. } \alpha \text{OC} = \frac{C_s}{C_s - C_x} * \text{OV}_h * \frac{1}{1 - V_D/V_{AT}} \quad [\text{kg O}_2/\text{h}] \quad (3-29)$$

La concentrazione di ossigeno disciolto (DO) nella frazione aerata della vasca di aerazione deve essere applicata per il dimensionamento del sistema di aerazione usando $C_x = 2 \text{ mg/l}$. Per le vasche a flusso circolare con aeratori superficiali, si calcola $C_x = 0.5 \text{ mg/l}$ per denitrificazione simultanea dovuta al profilo seghettato della concentrazione di ossigeno disciolto lungo alla vasca. Si mette in evidenza che, a fini pratici, è possibile lavorare con concentrazioni di ossigeno disciolto diverse da quelle usate come base per il dimensionamento.

Il trasferimento di ossigeno deve essere determinato per tutte le condizioni di carico importanti. Negli impianti senza le fluttuazioni periodiche dei carichi di ingresso durante l'anno, il consumo di ossigeno più elevato avviene in estate. È consentito, in estate, operare con un'età del fango più bassa e analogamente con concentrazioni inferiori dei solidi sospesi nel reattore biologico, e tenerne conto per l'esecuzione dei calcoli. Se non sono disponibili risultati determinati, deve essere eseguito il calcolo per $T=20^\circ\text{C}$. Se si opera durante l'inverno con un volume di denitrificazione ridotto e si ottengono concentrazioni più elevate di nitrati nell'effluente, di deve verificare anche questa condizione. Se non sono disponibili dati della temperatura si può calcolare $T=10^\circ\text{C}$ per condizioni invernali.

Se con la messa in servizio dell'impianto il carico ha una media nei giorni lavorativi più bassa del 30% del carico di progetto, il trasferimento di ossigeno deve essere determinato usando $f_N=1$ e $f_C=1$ come valore di riferimento per la regolazione dei sistemi di aerazione.

Con grandi differenze tra il trasferimento di ossigeno del carico di progetto e del carico della messa in servizio, può essere funzionale progettare per primo una capacità di aerazione inferiore e pianificare la possibilità per un futuro potenziamento.

Con i sistemi di aerazione è normale specificare il trasferimento di ossigeno in acqua pulita. Il valore α per la conversione alle condizioni operative dipende dal tipo di reflu, dalle proprietà del fango attivo e dallo stesso sistema di aerazione.

Per l'economia di funzionamento è importante, così come per la sicurezza della denitrificazione, la regolazione adeguata della capacità di aerazione. In una settimana, la variazione della richiesta oraria di ossigeno ha un rapporto di almeno 7:1.

La differenza tra la capacità di progetto e la richiesta operativa, con impianti non ancora a pieno carico, è ancora considerevolmente più grande. Il consumo di ossigeno più basso è osservato durante il fine settimana nel quale spesso il rapporto N:BOD₅ non è favorevole. Con aerazione intermittente si ha quindi un frequente marcia/arresto dei dispositivi di aerazione. Con denitrificazione con zona pre-anossica, in alcune circostanze, mediante ricircolo interno, una grande quantità di ossigeno viene trasferito nella vasca di denitrificazione. In entrambi i casi la potenzialità di denitrificazione si riduce.

3.0 DIMENSIONAMENTO DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

3.1 LIMITI DI APPLICAZIONE E CARATTERISTICHE DELL'EFFLUENTE

Le basi del dimensionamento sono il flusso massimo durante tempo di pioggia (flusso di picco con tempo di pioggia) $Q_{WW,h}$ (m^3/h), l'indice di volume del fango (SVI) (l/kg) e la concentrazione dei solidi sospesi nell'influente alla vasca di sedimentazione secondaria SS_{EAT} (kg/m^3). Fatta eccezione per la denitrificazione frazionata (e le vasche di aerazione dotate di separatori lamellari) SS_{EAT} è uguale a SS_{AT} .

Per la progettazione delle vasche di sedimentazione secondaria è necessario determinare quanto segue:

- forma e dimensioni delle vasche di sedimentazione secondaria;
- stoccaggio del fango consentito e tempo di ispessimento;
- flusso e controllo del fango di supero;
- tipologia e metodo di operazione del sistema di rimozione del fango;
- disposizione e progettazione dell'ingresso e dell'uscita.

Le successive regole di dimensionamento trovano applicazione nelle seguenti condizioni:

- nelle vasche di sedimentazione secondaria con lunghezza e diametro fino a circa 60 m.;
- indice di volume del fango $50 \text{ ml/kg} \leq SVI \leq 200 \text{ ml/kg}$;
- volume del fango diluito $DSV \leq 600 \text{ l/m}^3$;
- flusso del fango di ricircolo:

$$Q_{RS} \leq 0.75 * Q_{WW,h} \quad (\text{vasche a flusso orizzontale}) \text{ oppure}$$

$$Q_{RS} \leq 1.0 * Q_{WW,h} \quad (\text{vasche a flusso verticale});$$

- concentrazione di solidi sospesi nell'influente alla vasca di sedimentazione secondaria SS_{EAT} oppure $SS_{AT} > 1.0 \text{ kg/m}^3$.

Se uno stadio aggiuntivo di trattamento è posizionato a valle, è consentita una concentrazione maggiore di sedimentabile e/o di solidi filtrabili nell'effluente della vasca di sedimentazione secondaria. Per questo motivo, sono consentiti un carico superficiale di fango una velocità di risalita più elevata. Il prerequisito è che lo stadio a valle tolleri e trattenga i solidi sospesi.

Il dimensionamento della zona di sedimentazione secondaria delle vasche combinate (aerazione - sedimentazione) con riferimento alla velocità di risalita segue la stessa regola.

3.2 INDICE DI VOLUME DEL FANGO E TEMPO DI ISPESSIMENTO CONSENTITO

L'indice di volume del fango, insieme al tempo di ispessimento (t_{Th}) nella vasca di sedimentazione secondaria determina la concentrazione di solidi sospesi nel fango sul fondo della vasca (SS_{BS}). Per evitare un'ulteriore dissoluzione e la formazione di fango flottante come conseguenza di una denitrificazione involontaria nella vasca di sedimentazione secondaria, il tempo di ritenzione del fango sedimentato nella zona di rimozione del fango e dell'ispessito deve essere il più breve possibile. Dall'altra parte il fango ispessisce meglio se lo strato di fango è più spesso e il tempo di ritenzione più lungo.

Data dell'importanza del tempo di ispessimento t_{Th} per il dimensionamento delle vasche di sedimentazione secondaria, si riportano nella tabella successiva alcune raccomandazioni, a seconda del grado di trattamento del refluo.

Tipologia del refluo	Tempo di ispessimento t_{Th}/h
Impianti di trattamento a fanghi attivi senza nitrificazione	1.5 - 2.0
Impianti di trattamento a fanghi attivi con nitrificazione	1.0 - 1.5
Impianti di trattamento a fanghi attivi con denitrificazione	2.0 - (2.5)

Tabella 8
Tempo di ispessimento raccomandato

Un superamento del tempo di ispessimento $t_E = 2.0/h$ richiede una denitrificazione avanzata nel reattore biologico. Questi tempi di ispessimento sono raggiunti solo con valori bassi dell'indice di volume del fango e con un basso rapporto di ricircolo.

Il sistema di rimozione del fango deve essere dimensionato in modo che non si verifichi un superamento del tempo di ispessimento consentito.

3.3 CONCENTRAZIONE DEI SOLIDI SOSPESI NEL FANGO DI RICIRCOLO

La concentrazione di solidi sospesi ottenibile nel fango sul fondo della vasca SS_{BS} (concentrazione media dei solidi sospesi nel flusso di rimozione del fango) può essere calcolata empiricamente a seconda dell'indice di volume del fango SVI e del tempo di ispessimento t_{Th} come segue:

$$SS_{BS} = \frac{1000}{SVI} * \sqrt[3]{t_{Th}} \quad [kg/m^3] \quad (4-1)$$

La concentrazione dei solidi sospesi del fango di ricircolo (SS_{RS}) può essere assunto nella seguente forma semplificata:

con impianti a raschiamento: $SS_{RS} \sim 0.7 SS_{BS}$

con impianti ad aspirazione: $SS_{RS} \sim \text{da } 0.5 \text{ a } 0.7 SS_{BS}$

Con vasche di sedimentazione a flusso verticale, senza un'installazione per la rimozione del fango, può essere assunta la formula $SS_{RS} \sim SS_{BS}$.

3.4 RAPPORTO DEL FANGO DI RICIRCOLO E CONCENTRAZIONE DEI SOLIDI SOSPESI NELL'INFLUENTE DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

Le condizioni operative nella vasca di aerazione e nella vasca di sedimentazione secondaria sono influenzate reciprocamente da relazione tra:

- la concentrazione dei solidi sospesi nell'influente della vasca di sedimentazione secondaria SS_{EAT} ;
- la concentrazione dei solidi sospesi nel fango di ricircolo SS_{RS} ;
- il rapporto del fango di ricircolo $RS = Q_{RS}/Q$.

Per una condizione di equilibrio, la seguente formula risulta dal bilancio di massa dei solidi sospesi, trascurando $X_{SS,EST}$:

$$SS_{AT} = \frac{RS \cdot SS_{RS}}{1 + RS} \quad [kg/m^3] \quad (4-2)$$

Il dimensionamento delle vasche di sedimentazione secondaria e delle vasche di aerazione deve essere stabilito su un flusso massimo del fango di ricircolo di $Q_{RS} = 0.75 \cdot Q_{WW,h}$. La capacità totale delle pompe del fango di ricircolo, riserva inclusa, per ragioni operative, deve essere progettata in modo da ottenere che il flusso del fango di ricircolo sia $Q_{RS} = 1.0 \cdot Q_{WW,h}$. Scegliendo pompe diverse, quindi con diverse portate, può essere possibile stabilire rapporti diversi di ricircolo. Non è tuttavia necessario un coordinamento continuo tra il flusso del fango di ricircolo e la portata in ingresso.

Con le vasche di sedimentazione secondaria a flusso verticale è possibile un valore massimo di $Q_{RS} = 1.0 \cdot Q_{WW,h}$; la configurazione delle pompe del fango di ricircolo (inclusa quella di riserva) dovrebbe rendere possibile una regolazione operativa di Q_{RS} fino a $1.5 \cdot Q_{WW,h}$.

I valori del rapporto di ricircolo RS nella zona di transizione tra le vasche con flusso prevalentemente orizzontale o prevalentemente verticale possono essere ricavati dalla tabella di riferimento.

I valori del rapporto di ricircolo del fango più elevati e incrementi irregolari del flusso di fango di supero pregiudicano il processo di sedimentazione aumentando le portate. I valori del rapporto di ricircolo del fango inferiori a $RS = 0.5$ dovrebbero essere evitati in quanto richiedono concentrazioni di solidi sospesi elevati nel fango di ricircolo, che sono accettabili solo con un indice basso di volume del fango e un tempo di ispessimento lungo.

3.5 VELOCITA' DI RISALITA E CARICO SUPERFICIALE DEL FANGO

La velocità di risalita q_A è calcolata a partire dal valore permesso per il carico superficiale del fango q_{sv} e dal volume del fango diluito DSV:

$$q_A = \frac{q_{sv}}{DSV} = \frac{q_{sv}}{SS_{EAT} \cdot SVI} \quad [m/h] \quad (4-3)$$

Per mantenere bassa la concentrazione dei solidi sospesi $X_{SS,EST}$, il risultante COD e la concentrazione di fosforo nell'influenza delle vasche di sedimentazione secondaria a flusso orizzontale, non deve essere superata il valore del carico superficiale del fango seguente:

$$q_{sv} \leq 500 \text{ l}/(m^2 \cdot h) \text{ per } X_{SS,EST} \leq 20 \text{ mg/l}$$

Per vasche di sedimentazione secondaria a flusso principalmente verticale, la formula seguente si applica a causa della formazione di uno strato compatto di fango o con fango attivo facilmente flocculante:

$$q_{sv} \leq 650 \text{ l}/(m^2 \cdot h) \text{ per } X_{SS,EST} \leq 20 \text{ mg/l}$$

Si raccomanda un'ottimizzazione tra il carico superficiale del fango e la profondità della vasca.

Le vasche a flusso prevalentemente orizzontale sono quelle in cui il rapporto della distanza tra l'ingresso e il livello dell'acqua (componente verticale h_{in}) e la distanza orizzontale tra l'ingresso e l'uscita all'altezza del livello dell'acqua (componente orizzontale) è inferiore a 1:3. Le vasche a flusso prevalentemente verticale sono quelle in cui il rapporto è maggiore di 1:2.

Per rapporti compresi tra i due valori, il carico superficiali di fango consentito può essere interpolato linearmente utilizzando dei valori della tabella successiva per il dimensionamento.

La velocità di risalita q_A non deve eccedere 1.6 m/h con vasche di sedimentazione secondaria a flusso prevalentemente orizzontale mentre con vasche di sedimentazione secondaria a flusso prevalentemente verticale non deve superare 2.0 m/h.

Ratio*)	≥ 0.33	≥ 0.36	≥ 0.39	≥ 0.42	≥ 0.44	≥ 0.47	≥ 0.5
q_{sv} (l/m²*h)	≤ 500	≤ 525	≤ 550	≤ 575	≤ 600	≤ 625	≤ 650
q_A (m/h)	≤ 1.60	≤ 1.65	≤ 1.75	≤ 1.80	≤ 1.85	≤ 1.90	≤ 2.00
RS (-)	≤ 0.75	≤ 0.80	≤ 0.85	≤ 0.90	≤ 0.90	≤ 0.95	≤ 1.00

(*) da componente verticale a componente orizzontale, es. 1:2.5 = 0.4

Tabella 9
Valori accettabili nel campo di transizione

3.6 SUPERFICIE DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE

La superficie richiesta della vasca di sedimentazione secondaria risulta come segue:

$$A_{ST} = \frac{Q_{WW,h}}{q_A} \quad [m^2] \quad (4-4)$$

Generalmente solo con sedimentazione con flusso prevalentemente orizzontale è richiesta una superficie aggiuntiva per la zona di disturbo iniziale. La lunghezza della zona di disturbo è, approssimativamente, uguale alla profondità della parete laterale della vasca.

Per vasche di sedimentazione secondaria a flusso verticale deve essere stabilita la superficie effettiva al punto medio tra l'ingresso e il livello dell'acqua, rif. Fig. 8. In questo modo si tiene conto della normale geometria delle vasche.

3.7 PROFONDITÀ DELLA VASCA DI SEDIMENTAZIONE

La profondità necessaria della vasca di sedimentazione secondaria è costituita dalle singole profondità parziali per le zone funzionali:

- h₁: zona acqua pulita
- h₂: zona separazione/zona flusso di ricircolo
- h₃: corrente di densità e zona stoccaggio
- h₄: ispessimento e zona di rimozione del fango.

La divisione in zone funzionali illustra in quali aree avviene il processo. In realtà i processi non avvengono nelle zone stratificate orizzontalmente ma si influenzano reciprocamente. Nelle aree di ingresso e uscita della vasca sono presenti ulteriori zone di disturbo idraulico che devono

essere mantenute il più possibile piccole mediante una progettazione adeguata di ingresso e uscita.

La **zona di acqua pulita** è una zona di sicurezza con una profondità minima di $h_1 = 0.50$ m.

Serve come sistema per contrastare inevitabili influenze del vento, differenze di densità o alimentazione superficiale irregolare. La zona d'acqua pulita spesso è posizionata nell'area del flusso di ritorno.

Con i tubi d'uscita sommersi è sufficiente una distanza di 30 cm tra il bordo superiore della zona di separazione e le aperture di ingresso dei tubi. Per evitare l'entrata del fango flottante nelle tubazioni d'uscita, il livello dell'acqua deve essere di almeno 20 cm sopra le aperture di ingresso.

Sopra la zona della corrente di densità e stoccaggio nell'area di ingresso si trova la **zona di separazione**. Nell'area di ingresso queste due zone formano una zona unica. Qui viene introdotta e distribuita la miscela acqua-fango. In questa zona avvengono i processi di flocculazione che favoriscono la sedimentazione.

All'esterno dell'area d'ingresso, sopra la zona di corrente di densità e stoccaggio, si trova la **zona del flusso di ritorno** nel quale, a causa dell'equazione di continuità, il reflu con concentrazione bassa di solidi sospesi fluisce indietro nell'area di ingresso.

La **zona del flusso di ritorno/separazione** deve essere dimensionata in modo che il flusso, incluso quello del fango di ricircolo, riferito al volume d'acqua libero, abbia un tempo di detenzione stimato di 0.5 h.

Da questo risulta che:

$$h_2 = \frac{0.5 \cdot q_A \cdot (1+RS)}{1-DSV/1000} \quad [m] \quad (4-5)$$

La miscela reflu-fango, che si presenta nella **zona di corrente di densità e stoccaggio**, si abbassa sino allo strato del fango a causa della sua alta densità e da qui fluisce al bordo esterno della vasca. Qui si verificano le massime velocità nella vasca. Con flusso in aumento delle acque meteoriche la zona di corrente di densità e stoccaggio si espande. In questa zona, anche utilizzando un più elevato rapporto di ricircolo del fango, viene stoccato il fango trasferito dalla vasca di aerazione.

La zona di corrente di densità e stoccaggio deve essere dimensionata in modo tale che in condizioni di pioggia $Q_{WW,h}$ il volume di fango addizionale ($0.3 \cdot SS_{EAT} \cdot SVI$), espulso in 1.5 h, possa essere immagazzinato con un valore di concentrazione di 500 l/m^3 espulso in 1.5 h dalla vasca di aerazione. In questo periodo il fango attivo sedimenta nella zona di ispessimento e si assume venga uniformemente distribuito sulla superficie A_{ST} della vasca di sedimentazione secondaria.

La profondità della zona di corrente di densità e stoccaggio risulta quindi come segue:

$$h_3 = \frac{1.5 \cdot 0.3 \cdot q_{SV} \cdot (1+RS)}{500} \quad [m] \quad (4-6)$$

L'ispessimento del fango sedimentato avviene sul fondo della vasca nella zona **di ispessimento e rimozione del fango**. Qui si trova uno strato di fango nel quale si verificano basse portate dirette alla tramoggia del fango.

La zona di ispessimento e rimozione del fango deve essere sufficientemente grande in modo che il carico di fango dell'influente, avente una concentrazione di solidi sospesi di SS_{EAT} , nel tempo di ispessimento t_{Th} , possa essere ispessito fino al valore di concentrazione del fango di fondo SS_{BS} . Con l'assunzione di una distribuzione regolare della massa del fango sulla superficie della vasca di sedimentazione secondaria, l'altezza della zona di ispessimento e rimozione del fango risulta essere la seguente:

$$h_4: \frac{SS_{EAT} \cdot q_A \cdot (1+RS) \cdot t_{Th}}{SS_{BS}} \quad [m] \quad (4-7)$$

La profondità totale stimata h_{tot} della vasca per vasche di sedimentazione secondaria a flusso orizzontale con il fondo della vasca inclinato deve essere riferita a 2/3 del percorso o del raggio. Dovrebbe quindi essere almeno 3 m. Con vasche di sedimentazione secondaria circolari la profondità dell'acqua al bordo non deve essere inferiore a 2,5 m.

Nel caso di vasche di sedimentazione a flusso verticale i sub-volumi di V_2 fino a V_4 per la zona di separazione, stoccaggio e ispessimento possono essere calcolati mediante moltiplicazione delle profondità appropriate delle zone adatta (da h_2 a h_4) per la superficie A_{ST}

3.8 VERIFICA DELLE VASCHE DI SEDIMENTAZIONE SECONDARIA ESISTENTI

Nel caso di vasche di sedimentazione secondaria o in circostanze locali particolari (come ad esempio un livello alto dell'acqua di falda), il carico del fango deve essere adattato alla profondità della vasca esistente o possibile oppure deve essere verificato tramite un test di carico a piena scala per il caso specifico.

Con il dimensionamento della vasca di sedimentazione secondaria il valore massimo consentito non deve essere necessariamente selezionato per il carico del fango q_{sv} . Con la verifica delle vasche di sedimentazione secondaria q_{sv} può essere ridotto iterativamente fino a che la profondità calcolata concorda con la profondità effettiva. La superficie della vasca deve essere di conseguenza verificata per questo valore di carico del fango.

Se la profondità della vasca esistente è al di sotto del valore minimo richiesto, viene raccomandata una riduzione del flusso massimo accettabile per evitare disturbi idraulici come risultato di una profondità della vasca troppo bassa. Prevedere l'utilizzo di vasche esistenti di sedimentazione secondaria con una profondità totale dell'acqua inferiore a 2.0 m è, in generale, non economico e operativamente impraticabile.

4.0 GLOSSARIO

A_{ST}	m^2	Area di superficie delle vasche di sedimentazione secondaria
a	-	Numero delle lame raschiatrici nelle vasche di sedimentazione circolari
$B_{d,BOD}$	kg/d	Carico di BOD ₅ giornaliero
$B_{d,XXX}$	kg/d	Carico giornaliero per altro parametro
$B_{R,BOD}$	kg/ ($m^3 \cdot d$)	Portata del volume di BOD ₅
$B_{d,XXX}$	kg/ ($m^3 \cdot d$)	Portata del volume con altro parametro
$B_{SS,BOD}$	kg/(kg*d)	Portata del fango BOD ₅
$B_{SS,XXX}$	kg/(kg*d)	Portata del fango con altro parametro
b	d^{-1}	Coefficiente di decomposizione
C_S	mg/l	Concentrazione della saturazione di ossigeno disciolto dipendente dalla temperatura e dalla pressione parziale
C_X	mg/l	Concentrazione dell'ossigeno disciolto nelle vasche di aerazione (DO)
DST	m	Diametro delle vasche di sedimentazione secondaria
DSV	l/m^3	Volume del fango diluito, sedimentato 30 minuti, (da verificare se maggiore di 250 L/ m^3 , come generalmente accade in questo caso)
SV_{30} è		
F_T	-	Fattore di temperatura per respirazione endogena
f_C	-	Fattore di picco per respirazione del carbonio
f_N	-	Fattore di picco per ossidazione dell'ammonio
f_{SR}	-	Fattore di rimozione del fango, dipendente dal tipo di raschiatore del fango
h_1	m	Profondità della zona di acqua pulita nelle vasche di sedimentazione secondaria
h_2	m	Profondità della zona di separazione/zona del flusso di ritorno nelle vasche di sedimentazione secondaria
h_3	m	Profondità della corrente di densità e zona di stoccaggio nelle vasche di sedimentazione secondaria
h_4	m	Profondità dell'ispessimento del fango e zona di rimozione nelle vasche di sedimentazione secondaria
h_{in}	m	Profondità nel centro dell'apertura dell'ingresso (sotto la superficie dell'acqua) delle vasche di sedimentazione secondaria
h_{SR}	m	Altezza di una lama del raschiatore o raggio di un raschiatore
h_{tot}	m	Profondità totale dell'acqua nella vasca di sedimentazione secondaria
L_{FS}	m	Lunghezza del raschiatore sospeso in una vasca rettangolare ($L_{FS} \sim L_{ST}$)
L_{RW}	m	Lunghezza della corsa di un ponte raschiatore nelle vasche di sedimentazione rettangolari ($L_{RW} \sim L_{ST}$)
L_{SL}	m	Lunghezza dello strato di fango mosso dalla lama raschiatrici in vasca di sedimentazione rettangolare ($L_{SL} \sim 15 + h_{SR}$)
L_{SR}	m	Lunghezza della lama del raschiatore o raggio del raschiatore nelle vasche di sedimentazione secondaria rettangolari ($L_{SR} \approx W_{ST}$)
L_{ST}	m	Lunghezza delle vasche di sedimentazione secondaria rettangolari
$M_{SS,AT}$	kg	Massa dei solidi sospesi nel reattore biologico/vasca di aerazione
OC	kg/h	Trasferimento dell'ossigeno in un dispositivo di aerazione pulita $C_X=0$, $T=20^\circ C$ e pressione d'aria $p=1013$ hPa

α_{OC}	kg/h	Trasferimento di ossigeno di un dispositivo di aerazione nel fango attivo con $C_x=0$, $T=20^\circ\text{C}$ e pressione dell'aria $p=1013\text{ hPa}$
$OU_{C,BOD}$	kg/kg	Assorbimento di ossigeno per la rimozione del carbonio, riferito al BOD_5
$OU_{d,C}$	kg/d	Assorbimento di ossigeno giornaliero per la rimozione del carbonio
$OU_{d,D}$	kg/d	Assorbimento di ossigeno giornaliero per la rimozione del carbonio che è coperto dalla denitrificazione
$OU_{d,N}$	kg/d	Assorbimento di ossigeno giornaliero per la nitrificazione
OU_h	kg/h	Assorbimento di ossigeno (orario)
PT_{XXX}	I	Numero totale di abitanti e popolazione equivalente riferita ai parametri XXX, ad esempio BOD_5 , COD, etc...
Q	m^3/h	
$Q_{DW,d}$	m^3/d	Flusso del refluo giornaliero in tempo asciutto
$Q_{DW,h}$	m^3/h	Flusso orario in tempo asciutto con 2 ore di media
$Q_{WW,h}$	m^3/h	Dimensionamento del flusso di picco con tempo di pioggia da combinati e separati del collettore.
sistemi		
Q_{RS}	m^3/h	Flusso di ritorno del fango (attivo)
Q_{IR}	m^3/h	Flusso di circolazione interna nel processo di denitrificazione con zona pre-anossica
Q_{RC}	m^3/h	Flusso di ricircolo totale ($Q_{RS}+Q_{IR}$) nel processo di denitrificazione con zona pre-anossica
Q_{Short}	m^3/h	Flusso del fango di corto circuito nelle vasche di sedimentazione secondaria
Q_{SR}	m^3/h	Flusso di rimozione del fango
$Q_{WS,d}$	m^3/d	Flusso del fango (attivo) di supero giornaliero
q_A	m/h	Traboccamento della superficie delle vasche di sedimentazione secondaria
q_{sv}	$1/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	Portata del volume del fango di superficie delle vasche di sedimentazione secondaria
RC	-	Rapporto di ricircolo totale nel processo di denitrificazione con zona pre-anossica ($RC=Q_{RC}/Q_{h,DW}$)
RS	-	Rapporto del fango di ritorno ($RS=Q_{RS}/Q_{h,DW}$ oppure $Q_{RS}/Q_{h,WW}$)
SF	-	Fattore di sicurezza per la nitrificazione
SP_d	kg/d	Produzione (solidi) di fango attivo di supero giornaliero
$SP_{d,C}$	kg/d	Produzione di fango giornaliera dalla rimozione del carbonio
$SP_{d,P}$	kg/d	Produzione di fango giornaliera dalla rimozione del fosforo
$SS_{C,BOD5}$	kg/kg	Produzione di fango dalla rimozione del carbonio riferito a BOD_5
SS_{AT}	kg/m^3	Concentrazione dei solidi sospesi nel reattore biologico/vasca di aerazione (MLSS)
$SS_{AT,Step}$	kg/m^3	Concentrazione media dei solidi sospesi nel reattore biologico con denitrificazione frazionata ($SS_{AT,Step} > SS_{EAT}$)
SS_{BS}	kg/m^3	Concentrazione dei solidi sospesi nel fango di fondo delle vasche di sedimentazione secondaria
SS_{EAT}	kg/m^3	Concentrazione dei solidi sospesi nell'effluente del reattore biologico/vasca di aerazione (solitamente $SS_{EAT} = SS_{AT}$)
SS_{RS}	kg/m^3	Concentrazione dei solidi sospesi del fango (attivo) di ritorno
SS_{WS}	kg/m^3	Concentrazione dei solidi sospesi nel fango (attivo) di supero
SVI	l/kg	Indice del volume del fango
T	$^\circ\text{C}$	Temperatura nel reattore biologico/vasca di aerazione
T_{ER}	$^\circ\text{C}$	Temperatura nel reattore biologico richieste dall'effluente per l'azoto

T_{DIM}	°C	Temperatura nel reattore biologico/vasca di aerazione sul quale è basato il dimensionamento
T_W	°C	Temperatura nel reattore biologico in inverno $T_W < T_{Dim}$
t_D	h,d	Durata della fase di denitrificazione con processo ad intermittenza
t_N	h,d	Durata della fase di nitrificazione con processo ad intermittenza
t_R	h,d	Periodo di ritenzione ($t_R = V_{AT} : Q_{h,DW}$)
t_s	h	Tempo di abbassamento e sollevamento della lama raschiatrice
t_{SR}	h	Intervallo di rimozione del fango (periodo di tempo per un giro di lama)
t_{SS}	d	Età del fango riferita a V_{AT}
$t_{SS,dim}$	d	Età del fango sulla quale è basato il dimensionamento
$t_{SS,aerob}$	d	Età del fango aerobico riferita a V_N
$t_{SS,aerob,dim}$	d	Età del fango aerobico sul quale è basato il dimensionamento per nitrificazione
t_T	h	Tempo del ciclo con processo ad intermittenza ($t_T = t_D + t_N$)
t_{Th}	h	Tempo di ispessimento del fango nella vasca di sedimentazione secondaria
V_{AT}	m ³	Volume del reattore biologico/vasca di aerazione
V_{BioP}	m ³	Volume di una vasca di miscelazione anaerobica per rimozione biologica del fosforo
V_D	m ³	Volume del reattore biologico usato per la denitrificazione
V_N	m ³	Volume del reattore biologico usato per la nitrificazione
V_{Sel}	m ³	Volume di un selettore anaerobico
V_{ST}	m/h	Velocità della vasca di sedimentazione secondaria
V_{ret}	m/h	Velocità di ritorno del ponte raschiatore
V_{SR}	m/h	Velocità del ponte raschiatore (con vasche circolari sul bordo)
W_{ST}	m	Larghezza delle vasche di sedimentazione rettangolari
Y	mg/mg	Fattore di rendimento (mg biomassa formata (COD)/COD biodegradabile)
α nell'acqua	-	Quoziente di trasferimento di ossigeno nel fango attivo e pulita

Parametri chimici e concentrazioni

C_{XXX}	mg/l	Concentrazione del parametro XXX in un campione omogeneizzato
S_{XXX}	mg/l	Concentrazione del parametro XXX nel campione filtrato (filtro a membrana 0.45 μ m)
X_{XXX}	mg/l	Concentrazione del residuo del filtro (solidi), $X_{XXX} = C_{XXX} - S_{XXX}$

Parametri usati frequentemente

C_{BOD}	mg/l	Concentrazione di BOD5 nel campione omogeneizzato
C_{COD}	mg/l	Concentrazione di COD nel campione omogeneizzato
$C_{COD,deg}$	mg/l	Concentrazione di biodegradabile COD
C_N	mg/l	Concentrazione dell'azoto totale nel campione omogeneizzato N
C_P	mg/l	Concentrazione del fosforo nel campione omogeneizzato P
C_{TKN}	mg/l	Concentrazione di azoto Kjeldahl nel campione omogeneizzato
(C_{TKN})		$= C_{orgN} + S_{NH4}$
C_{orgN}	mg/l	Concentrazione dell'azoto organico nel campione omogeneizzato
(C_{orgN})		$= C_{TKN} - S_{NH4}$ oppure $C_{orgN} = C_N - S_{NH4} - S_{NO3} - S_{NO2}$
S_{ALK}	mmol/l	Alcalinità

S_{BOD}	mg/l	Concentrazione di BOD5 nel campione filtrato 0.45 μ m
S_{COD}	mg/l	Concentrazione di COD nel campione filtrato 0.45 μ m
$S_{COD,deg}$	mg/l	Concentrazione di COD biodegradabile disciolto
$S_{COD,inert}$	mg/l	Concentrazione di COD inerte disciolto
$S_{cod,ext}$ per	mg/l	Concentrazione di COD disciolto aggiunto come carbonio esterno il miglioramento della denitrificazione
S_{inorgN} + S_{NO2})	mg/l	Concentrazione dell'azoto inorganico ($S_{inorgN} = S_{NH4} + S_{NO3}$)
S_{NH4}	mg/l	Concentrazione di azoto di ammonio nel campione filtrato N
S_{NO3}	mg/l	Concentrazione di azoto nitrato nel campione filtrato N
S_{NO2}	mg/l	Concentrazione di azoto nitrato nel campione filtrato N
$S_{NO3,Dext}$ esterno	mg/l	Concentrazione di azoto nitrato da denitrificare con carbonio esterno
$SNH4,N$	mg/l	Concentrazione di azoto di ammonio da denitrificare
$SPO4$	mg/l	Concentrazione di fosfato P (disciolto)
$X_{COD,BM}$	mg/l	Concentrazione di COD della biomassa
$X_{COD,deg}$	mg/l	Concentrazione di particolato, biodegradabile COD
$X_{COD,inert}$	mg/l	Concentrazione di particolato, inerte COD
$X_{orgN,BM}$	mg/l	Concentrazione dell'azoto organico contenuto nella biomassa
$X_{P,BM}$ simultanea	mg/l	Concentrazione del fosforo rimosso dalla precipitazione simultanea
$X_{P,BioP}$ rimozione	mg/l	Concentrazione del fosforo rimosso mediante processo di biologica del fosforo in eccesso
X_{SS} 0.45 μ m	mg/l	Concentrazione dei solidi sospesi del refluo (filtri a membrana dopo essiccamento a 105°C)
$X_{org,SS}$	mg/l	Concentrazione di solidi sospesi organici del refluo
$X_{inorgSS}$	mg/l	Concentrazione dei solidi sospesi organici del refluo