



Azienda Comprensoriale Acquedottistica S.p.A.

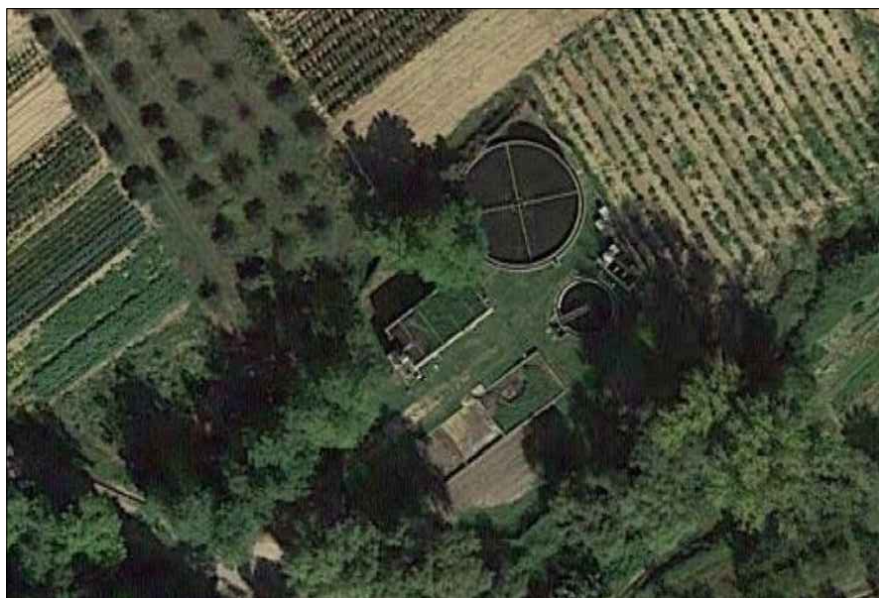
Val Pescara - Tavo - Foro
via Maestri del Lavoro, 81 - 65125 PESCARA

COMUNE DI RIPA TEATINA

PROVINCIA DI CHIETI

PERIZIA TECNICA DI VARIANTE SUPPLETIVA

**LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN
LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E.
SUPERIORI A 2000**



SPAZIO PER UFFICIO

REVISIONI

RELAZIONE DIMENSIONAMENTO

SCALA:

DISEGNO:

A2

PROGETTO E D.L. :



dott. ing. Lucia Bergia

Marzo 2022

INDICE

1. - DATI DI CALCOLO

1.1 - CARICHI INGRESSO TRATTAMENTO BIOLOGICO

1.2 - LIMITI IN USCITA SEDIMENTATORE SECONDARIO

2. DESCRIZIONE DEL PROCESSO A BIOMASSA SOSPESA PER LA RIMOZIONE DEL CARBONIO E DELL'AZOTO

2.1 - Descrizione dei Cicli Intermittenti di Aerazione

2.2 - Valutazione dei Benefici Quantitativi e Qualitativi

3. VERIFICA REQUISITI FUNZIONALI E DIMENSIONALI MINIMI TEORICI

3.1 - Carico del Fango o Fattore di Carico Organico (Fc)

3.2 - Influenza dei Fattori Ambientali

3.3 - Verifica Preliminare dell'Applicabilità dei Cicli Alternati

3.4 - Valutazione dei Tempi di Ciclo

3.5 - Calcolo operativo dei Tempi Cicli Globali (T) Nitro-Denitro

3.6 - Volume Teorico Minimo di DENITRIFICAZIONE [V_{DEN}]

3.7 - Volume Teorico Minimo di NITRIFICAZIONE [V_{NIT}]

3.8 - Richiesta di OSSIGENO DISCIOLTO

4. DATI DI DIMENSIONAMENTO E DI PROCESSO

5. VERIFICA FUNZIONALE E PRESTAZIONALE - AREA DI LAVORO

5.1 - RIMOZIONE NUTRIENTI (PRE-DENITRIFICAZIONE)

5.2 - SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

6. RISULTATI sulla Qualità dell'Effluente (uscita Sedimentatore Secondario)

BIBLIOGRAFIA

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA'
CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

1. DATI DI CALCOLO

1.1 - CARICHI INGRESSO TRATTAMENTO BIOLOGICO

Altitudine sul livello del mare H	200,00	[m]
Portata Media Liquami in ingresso biologico Qi	37,50	[m3/h]
Concentrazione media COD	400,00	[mg/l]
Concentrazione media BOD₅	300,00	[mg/l]
Concentrazione media TKN	40,00	[mg/l]
Concentrazione media Azoto Ammoniacale NH₄	38,00	[mg/l]
Concentrazione media Fosforo P	4,60	[mg/l]
Concentrazione media Solidi Sospesi in bio SST	400,00	[mg/l]

1.2 - LIMITI IN USCITA SEDIMENTATORE SECONDARIO

Concentrazione BOD₅ out	25,00	[mg/l]
Concentrazione NH₄ out	3,00	[mg/l]
Concentrazione NO₃ out	20,60	[mg/l]
Concentrazione P out	2,00	[mg/l]
Concentrazione SST out	25,00	[mg/l]

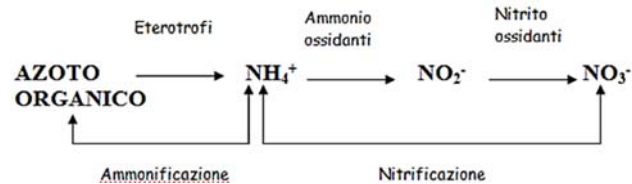
2. DESCRIZIONE DEL PROCESSO A BIOMASSA SOSPESA PER LA RIMOZIONE DEL CARBONIO E DELL'AZOTO

I soli trattamenti meccanici e fisici (preliminari e primari), non sono in grado di far ottenere alle acque reflue un livello depurativo sufficiente.

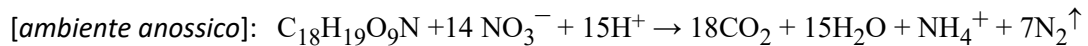
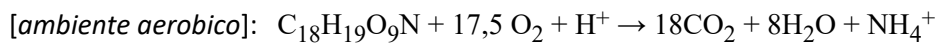
È necessario infatti, affiancare trattamenti basati su fenomeni biologici naturali fatti svolgere in ambienti artificialmente creati (reattori) ove i diversi parametri, che condizionano i fenomeni stessi, possono essere regolati, compatibilmente con i limiti dettati da motivi costruttivi ed economici.

La *rimozione del carbonio* (C come BOD) dalle acque di scarico è ottenuta grazie all'azione combinata di popolazioni microbiche diverse (biomassa *eterotrofa*) che in un *bacino di ossidazione* (reattore Ox) degradano in condizioni aerobiche le sostanze organiche contenute nelle stesse, trasformandole, parte in composti semplici come acqua, anidride carbonica, azoto e metano e parte in nuovi organismi (fango di supero).

La *rimozione biologica dell'azoto* (N come TKN) avviene mediante una serie di reazioni per via aerobica (biomassa *autotrofa/ammonio ossidanti*) che conducono dapprima all'ossidazione dell'ammoniaca NH_3 fino a nitrato NO_3^- (*nitrificazione*) e in un secondo tempo, alla riduzione di questo, ad azoto elementare N_2 (*denitrificazione*) che viene eliminato per via gassosa.



Assumendo per la sostanza organica la composizione approssimata $\text{C}_{18}\text{H}_{19}\text{O}_9\text{N}$, le espressioni delle reazioni di *demolizione della sostanza organica* in ambiente *aerobico* e *anossico* sono, rispettivamente:



Considerando tale equazione chimica, si deduce che occorrono 1,42g di O_2 per ossidare 1g di sostanza organica, inoltre si osserva che una frazione della sostanza organica presente nel refluo genera nuova biomassa. La frazione varia a seconda del tipo di refluo e del carico.

2.1 - Descrizione dei Cicli Intermittenti di Aerazione

Il processo di depurazione biologica con rimozione dell'azoto (Nitro-Denitro) può essere realizzato in bacino unico, attraverso l'alternanza delle fasi di aerazione (ox-nitrificazione) e di non-aerazione (denitrificazione).

In altri termini, si realizza una trasformazione "spazio/tempo", mediante temporizzazione ciclica delle fasi depurative in volume unico, equivalenti ai volumi di reazione prefissati, come nel caso dei sistemi tradizionali.

La fornitura ciclica (on/off) di aria consente la creazione la formazione di condizioni aerobiche ed anossiche adeguate per l'implementazione di fasi sequenziali di nitrificazione e denitrificazione. La portata di acque reflue influente è in genere di tipo continuo.

Dal punto di vista del controllo, il processo di aerazione intermittente può essere implementato attraverso:

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

- il **controllo temporizzato** (prefissato dei cicli): più economico, ma in genere meno efficiente (applicabile a situazioni di carico in ingresso con caratteristiche pressoché costanti nel tempo);
- il **controllo real-time** (cicli definiti di volta in volta in base alle condizioni di processo) utilizzando strumentazione analitica per la misura on-line dei parametri di processo (es.: OD, ORP, pH, NH₄, NO₃): controllo più accurato e che fornisce maggiori garanzie rispetto alla qualità dell'effluente depurato.

Una strategia di controllo ottimale per i processi a cicli alternati, prevede un controllo dell' N_{tot} nell'effluente attraverso una corretta gestione delle fasi di aerazione e anossia, non soltanto in termini di durata, ma anche sulla base del trend di concentrazioni di N_{tot} esistenti.

Confrontando lo schema di un processo convenzionale (continuo) di nitrificazione/ denitrificazione con quello ad aerazione intermittente, quest'ultimo risulta caratterizzato da un più alto grado di flessibilità. Infatti, è possibile regolare facilmente la lunghezza della fase di nitrificazione e quella della denitrificazione, ad esempio, sulla base delle concentrazioni misurate in tempo reale nell'effluente. Inoltre, questo schema consente di evitare la fase di ricircolo dei nitrati (richiesto nello schema di pre-denitrificazione convenzionale), spesso caratterizzato da elevati valori di portata e consumo di energia.

Il Modello di Funzionamento del Processo Nitro-Denitro a Cicli Alternati (SWT ALT), si basa sostanzialmente sull'utilizzo di equazioni cinetiche e bilanci di massa descriventi il processo di nitrificazione e denitrificazione (Activated Sludge Model – ASM 1-3).

Si tratta comunque di un processo meno intuitivo rispetto al Ciclo Continuo, ma più flessibile rispetto alla variabilità dei carichi inquinanti in ingresso. Vi è inoltre, una maggiore complessità di configurazione del Modello (set T_c/HRT , t_n/t_d , NO_3out , NH_4out , ecc.).

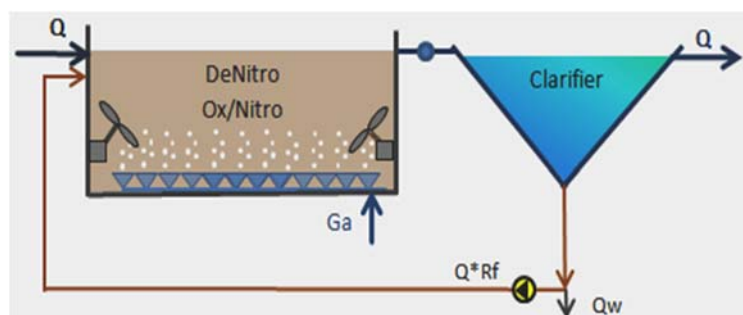


Fig.1 - Processo a Biomassa sospesa per la rimozione del CARBONIO e dell'AZOTO con aerazione alternata (ALT)

Lo schema impiantistico del processo biologico di rimozione del carbonio e dell'azoto, può essere rappresentato da uno o più reattori a funzionamento alternato "Nitro/DeNitro", mediante una prima fase di aerazione (ox-nitro) ed una successiva fase anossica (non aerata), nella quale entrano in gioco opportuni mixer (per mantenere la biomassa in sospensione). Ad entrambe segue una fase di *sedimentazione* (Sedim. II), nella quale la biomassa complessiva sedimenta separandosi dal liquame depurato (effluente).

2.2 - Valutazione dei Benefici Quantitativi e Qualitativi

Adottando un processo ad aerazione intermittente per la rimozione dell'azoto, risultano alcune differenze rispetto ad un processo convenzionale con pre-denitrificazione:

- una prima significativa differenza risulta nello **SVI (1)** del **fango che assume valori del 20-30% più bassi** (maggiore sedimentabilità del fango) e una contestuale **riduzione della produzione dei fanghi di supero (2÷5%)** per effetto dell'alternanza dei cicli di aerazione;

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

- la **quantità di aria richiesta** (KgO₂/d) dal processo è un **3÷4% inferiore** rispetto al processo convenzionale, in relazione al fatto che i nitrati già disponibili in vasca (senza necessità di ricircolo), rendono più efficiente il processo di rimozione del carbonio;
- un ulteriore **risparmio energetico** (1÷2%) si ha per la **mancanza della portata di ricircolo aerato** (non necessaria), vale a dire di una pompa che funziona in continuo e che ha in genere una portata molto maggiore a quella del liquame influente;
- infine, una **maggiore flessibilità di funzionamento** del processo rispetto alla rimozione dei carichi C,N, **in condizioni di variabilità in ingresso**, a condizione che lo stesso processo sia controllato e automatizzato con una gestione dinamica dei cicli di aerazione in funzione dei carichi in ingresso.

3. VERIFICA REQUISITI FUNZIONALI E DIMENSIONALI MINIMI TEORICI

3.1 - Carico del Fango o Fattore di Carico Organico (Fc)

Si definisce *Carico del Fango* o *Fattore di Carico Organico* Fc (altrimenti detto *Food/Microrganisms F/M*) il rapporto tra il substrato alimentato Si (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 [m³/d]

S_i: BOD in ingresso [kg/ m³]

X: concentrazione di biomassa [kg/ m³]

V: volume del reattore biologico [m³]

S_e: BOD in uscita [kg/ m³]

Nel caso di liquami urbani l'andamento $h = \frac{S_e}{S_i}$ (Fc) 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:

$$F_c \text{ [KgBOD/Kg SS d]} = (24 \cdot Q_i \cdot BOD_5) / (V \cdot MLSS)$$

Dove:

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

V = volume della vasca di aerazione (m³)

Q_i = portata del liquame influente (m³/h)

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

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

Si ricorda che:

- la (1) si può esprimere in termini di COD ricordando che (BOD₅) infl. » 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.).*

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 (E 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·BOD) e di concentrazione di biomassa (MLSS), è necessario disporre di grandi volumi di ossidazione (V);
- ◆ se F_c è medio-alto (E 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.

3.2 - Influenza dei Fattori Ambientali

- **Ossigeno Disciolto** - Attraverso indagini sperimentali si è stabilito che la concentrazione di ossigeno disciolto, che limita il processo di nitrificazione, varia tra 0,5 e 2,5 mg/l in base alle caratteristiche del refluo, alla resistenza che il fiocco oppone alla diffusione del gas al suo interno ed al tempo di ritenzione. Limitatamente ad impianti a fanghi attivi, l'adozione di un valore di ossigeno disciolto pari a 2 mg/l (EPA, 1993), non sembra rallentare la cinetica del processo e può quindi essere adottato con sufficiente tranquillità in fase di progetto. Durante la gestione dell'impianto, al fine di evitare gli effetti negativi dell'ossigeno sulla velocità di nitrificazione, devono essere prese particolari precauzioni affinché la sua concentrazione nella vasca di reazione non scenda mai sotto 1 mg/l; va inoltre ricordato che al diminuire della concentrazione di ossigeno in vasca, aumenta il tempo di ritenzione minimo per realizzare una nitrificazione completa. È stato dimostrato che l'attività dei Nitrobacter è influenzata dalla presenza di O₂. Esaminando dei campioni di biomassa, ognuno dei quali caratterizzato da un differente valore di pH ed in diverse condizioni di ossigenazione (variabili in un intervallo compreso tra 0,5 e 6 mg/l), si riscontra un aumento della concentrazione di nitriti, se si scende al di sotto della soglia limite di O₂ (Yang & Alleman, 1992). Per quanto riguarda il ceppo dei Nitrosomonas, il loro tasso di crescita non è limitato per concentrazioni superiori ad 1 mg/l.
- **pH** - Nel corso della nitrificazione si è riscontrata, sperimentalmente, una diminuzione del tasso di ossidazione dell'ammonio al decrescere del pH; ristabilendo poi le Capitolo 1 – Processi biologici di depurazione 15 condizioni iniziali, si è constatato che i bassi valori di pH determinano solo un effetto inibitore e non tossico sulla popolazione batterica (EPA, 1993). Secondo l'EPA (1993), l'intervallo più favorevole per il processo è compreso tra 6,5 e 8,0, mentre per Grunditz & Dalhammar (2001) i picchi di attività per le due principali specie batteriche si osservano per valori del pH pari a 8,1 per i Nitrosomonas e 7,9 per i Nitrobacter.
- **Temperatura** - I batteri nitrificanti prediligono temperature moderate, tra i 20 e 35°C, dato che temperature troppo basse o troppo elevate possono causare rallentamenti del metabolismo (questo è il motivo per cui nelle stagioni calde la nitrificazione si svolge in maniera ottimale). Nonostante ciò, sono state riscontrate crescite significative di alcune specie batteriche nitrificanti fino a temperature minime di 4°C e massime di 50°C (Painter, 1970). La temperatura influenza in modo differente l'attività degli ammonio e nitrito ossidanti, infatti i valori ottimali, per i quali l'attività è massima, sono 35°C circa per i Nitrosomonas e tra 35 e 42°C per i Nitrobacter (EPA, 1993), mentre a temperature di 10-15°C Randall e Buth (1984) osservarono una maggiore attività degli ammonio ossidanti rispetto ai nitrito ossidanti. Bisogna comunque prestare attenzione a mantenere stabile la temperatura nel reattore per evitare condizioni estreme e rapidi sbalzi. Infatti, secondo Christensen e Harremoes (1977), ciò che provoca una diminuzione considerevole della velocità di nitrificazione, sono i cambiamenti di temperatura bruschi ed imprevedibili che si verificano durante la giornata, mentre le variazioni stagionali incidono in maniera meno marcata. Srna & Baggaley (1975) hanno misurato l'effetto di un rapido cambiamento di temperatura sul processo di nitrificazione. I loro studi dimostrarono che un incremento di temperatura di 4°C provoca un aumento del 50% nella velocità di nitrificazione, mentre un abbassamento di 1°C porta ad una diminuzione della velocità del 30% circa. Il tasso di crescita batterica è sempre favorito dall'aumento della temperatura; per i Nitrosomonas, in particolare, è stata ricavata una relazione valida nell'intervallo tra 5 e 30°C (EPA, 1993): (4) Capitolo 1 – Processi biologici di depurazione $16 \mu_{max} = 0,47 e 0,098 (T-15)$
- **Tempo di ritenzione e concentrazione cellulare** - La quantità di microrganismi presenti nel reattore influenza la velocità di nitrificazione, infatti, il tempo richiesto per rimuovere l'ammoniaca è inversamente proporzionale al numero di batteri e l'*intervallo di concentrazione ottimale*, necessario a portare a termine il processo, è di 1.000 , 10.000 unità per ml. Questo permette di scegliere la concentrazione della biomassa più opportuna secondo le necessità. Poiché i *batteri autotrofi* crescono più lentamente rispetto agli *eterotrofi*, si deve ricircolare il fango in modo da raggiungere la concentrazione adatta per lo svolgimento del processo.

3.3 - Verifica Preliminare dell'Applicabilità dei Cicli Alternati

Per assicurare il rispetto dei limiti C,N nell'effluente è necessario verificare preliminarmente che il volume **V** del reattore biologico (in progetto o esistente) realizzi un *Fattore di Carico* $F_c < 0,15$ [KgBOD/KgMLSS-d], ovvero: $V > 24 \cdot Q \cdot \text{BOD} / (0,15 \cdot \text{MLSS})$.

Inoltre, deve verificarsi che il **Carico Specifico Volumetrico dell'Azoto**: $\text{NLR} [\text{Kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}] = 24 \cdot Q \cdot \text{N}_{\text{tot}} / (1000 \cdot V) = 0,010 \div 0,240$; ovvero il rapporto **COD/TKN** deve essere compatibile ($> 8 \div 10$) con lo sviluppo del processo Nitro/Denitro (2).

In definitiva, l'applicabilità dei cicli alternati nel processo Nitro/Denitro, dipende essenzialmente da due fattori preliminari:

- **HRT**, ovvero dal **tempo di ritenzione idraulica**, in quanto il volume **V** della vasca biologica deve essere maggiore di quello strettamente sufficiente perché avvenga (secondo le cinetiche del caso con una prefissata concentrazione MLSS, OD, Temperatura, ecc.) la rimozione del carbonio e dell'azoto e inoltre, il Carico Specifico di Azoto e il rapporto COD/TKN devono essere nel range di funzionalità.
- dal **livello di efficienza richiesto**, in termini di limiti **C, N** allo scarico (fissati NH_4out e NO_3out): più i limiti C, N, sono restrittivi, più diventa critica la distribuzione dei tempi di aerazione e spegnimento, perché se da un lato si aumenta il tempo (t_n) richiesto alla ossidazione del C e alla nitrificazione N, dall'altro si deve avere a disposizione un tempo (t_d) perché avvenga e si completi la fase di denitrificazione.

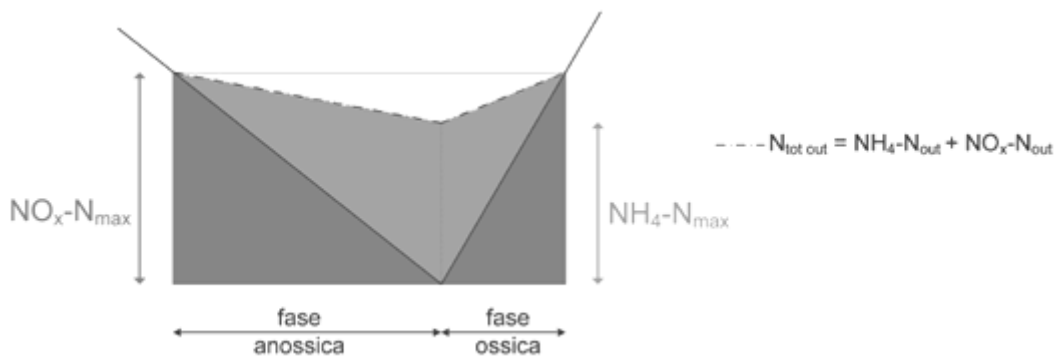


Fig.2- Il grafico mostra l'andamento delle diverse forme di azoto durante la durata di un intero ciclo

3.4 - Valutazione dei Tempi di Ciclo

Da una simulazione condotta su scala reale (1), risulta che è possibile individuare il range ottimale della durata dei cicli e il rapporto tra i tempi di nitrificazione e denitrificazione.

La simulazione è stata condotta al fine di valutare la concentrazione di N_{tot} nell'effluente sotto differenti condizioni di esercizio, a parità di condizioni stazionarie e di parametri cinetici al variare dei cicli di alternanza. È risultato che le prestazioni del processo Denitro/Nitro a Cicli Alternati dipendono principalmente da due parametri: il rapporto t_n/t_d e dalla lunghezza temporale dei cicli t_c .

Il rapporto t_n/t_d rappresenta il rapporto tra la durata della fase della nitrificazione (t_n) e quella della denitrificazione (t_d), valutati rispettivamente sulla base dei periodi di aerazione e non-aerazione. Il parametro t_c rappresenta la lunghezza di un intero ciclo, somma di t_n e di t_d .

Nel processo di simulazione sono state testate differenti strategie di temporizzazioni t_n e t_d :

variando il rapporto t_n/t_d (nel range 0,5-3) e variando il valore di t_c (nel range 1-24 h), si sono ottenuti corrispondenti concentrazioni di $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, ovvero dell' N_{tot} nell'effluente. La dipendenza tra la concentrazione di N_{tot} rispetto ai due parametri di controllo sopracitati è mostrato nel grafico bi-dimensionale della figura 3.

Dalla figura 3 risulta che il valore minimo di concentrazione di N_{tot} nell'effluente si ottiene per valori t_c/HRT intorno a 0,13 e valori di t_n/t_d nel range 0,6-1,0. In questo modo, la simulazione consente di valutare i valori di tempo di ciclo (t_c) che minimizzano la concentrazione di N_{tot} nell'effluente.

In particolare, **il rapporto t_n/t_d influenza la concentrazione di N_{tot} nell'effluente**, sia nel senso che lontano dai valori ottimali di t_n/t_d si ha che N_{tot} aumenta (andamento a V con minimo nel range di ottimalità), sia nel senso che il comportamento della concentrazione di $\text{NO}_3\text{-N}$ e di $\text{NH}_4\text{-N}$ nell'effluente è simmetricamente opposto, dal momento che valori elevati di t_n , a parità di tempo di ciclo t_c , sottraggono tempo alla denitrificazione t_d che, non completandosi, provoca un innalzamento del valore di nitrati in uscita. Viceversa, valori elevati di t_d sottraggono tempo alla fase di nitrificazione, provocando un innalzamento dei valori di ammonio (non nitrificato) in uscita.

L'influenza del tempo di ciclo t_c sulla qualità dell'effluente in termini di N_{tot} manifesta anch'esso un range ottimale, in maniera proporzionale al valore del rapporto t_c/HRT : più è elevato quest'ultimo, più aumenta la concentrazione di N_{tot} nell'effluente, soprattutto in termini di azoto ammoniacale.

Tutto sommato, per un rapporto $t_n/t_d = 0,6 \div 1,0$ con ad es. un $t_c = 2\text{h}$, si ha che il valore ottimale di $t_n = 0,75 \div 1,0\text{ h}$ e $t_d = 1,0 \div 1,25\text{ h}$.

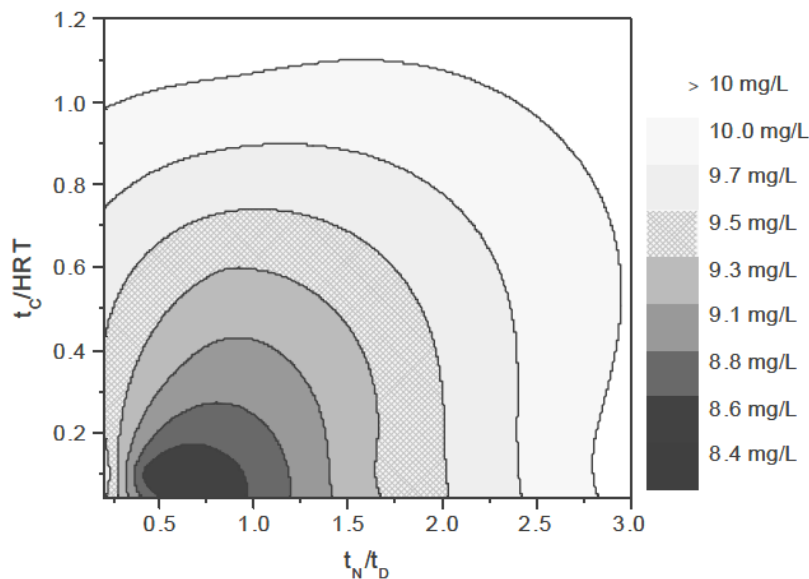


Fig.3- Concentrazione di N_{tot} nell'effluente in funzione di t_c/HRT e di t_n/t_d

Da "Optimization of nitrogen removal in a full-scale intermittently aerated process"

<http://www.arapustertal.it/Assets/Images/Content/CMS/Andrettolaetal.pdf>

Fissando ad es. $t_c/\text{HRT} = 0,10$ (valore ottimale) si determina il valore di $t_c = 0,1 \cdot \text{HRT}$

Assumendo come ipotesi iniziale, che le cinetiche delle reazioni di nitrificazione e denitrificazione siano di ordine zero e che la concentrazione di nitrati nell'influenza sia trascurabile, la condizione base per la funzionalità del processo scaturisce dal calcolo del **Tempo Totale di Ciclo T_c** , che deve essere inferiore al **Tempo di Ritenzione Idraulica HRT**.

3.5 - Calcolo operativo dei Tempi Cicli Globali (T) Nitro-Denitro

Innanzitutto, occorre verificare che il Volume del Bioreattore sia sufficiente per operare rispetto alla rimozione del carico organico (BOD) e rispetto alla rimozione Nitro/Denitro dell'azoto (N).

Se si indica con Tc il tempo complessivo dei cicli di ox-nitrificazione (Tn) e di denitrificazione (Td), deve risultare che:

$$(1) \quad \mathbf{Tc = Tn + Td < HRT} \quad [h/ciclo]$$

dove:

HRT : tempo di Residenza Idraulico

Tn : tempo totale di nitrificazione (aerazione on) = $\sum \mathbf{tn}$

Td : tempo totale di denitrificazione (aerazione off) = $\sum \mathbf{td}$

Il tempo **Tn** necessario per far completare la fase di nitrificazione è definito dal carico di azoto (TKN) che deve essere eliminato, in relazione alla velocità di nitrificazione (vn) e alla frazione (f) di batteri nitrificanti:

$$(2) \quad \mathbf{Tn = (1000/Q \cdot MLSS) \cdot \Delta TKN_{elim} / (f \cdot v_n \tau)} \quad [h]$$

dove:

$$\Delta TKN_{elim} = 24 \cdot Q_b \cdot [(TKN_{in} - TKN_{out}) - 0,05 \cdot \Delta BOD] / 1000$$

$$f = [1 + (BOD_{in} - BOD_{out}) / (TKN_{in} - TKN_{out}) \cdot (Y/Y_n)]^{-1}$$

$$v_n T = 24 v_n 20 \cdot [TKN_{out} / (K_{TKN} + TKN_{out})] \cdot [OD / (K_O + OD)] \cdot \delta n^{(T-20)} \cdot [1 - 0,833 \cdot (7,2 - pH)]$$

con:

Velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20°C	$v_n 20 =$	0,075	[KgTKN/KgSS·h]
Costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca	$K_{TKN} =$	0,5	[mg/l]
Costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto	$K_o =$	1,0	[mg/l]
Coefficiente di correzione relativo alla temperatura	$\delta =$	1,12	[-]

Analogamente, il tempo **Td** necessario per far completare la fase di denitrificazione è definito dal carico di nitrati (NO3) che deve essere eliminato, in relazione alla velocità di denitrificazione (vd):

$$\mathbf{Td = (1000/Q \cdot MLSS) \cdot \Delta N - NO3_{elim} / v_d} \quad [h]$$

$$\Delta NO3_{rid} = NO3_{in} + \Delta TKN_{elim} - (24 \cdot Q_b \cdot NO3_{out} / 1000) \quad [kg/d]$$

$$v_d T = 24 \cdot v_d 20 \cdot [N - NO3_{out} / (K_n + N - NO3_{out})] \cdot [BOD / (K_s + BOD)] \cdot \delta d^{(T-20)} \quad KgN - NO3 / KgSS \cdot h$$

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA'
CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

con:

Velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi	$vd_{20} = 0,003$	[KgN-NO ₃ /KgSS·h]
Costante di semisaturazione relativa ai nitrati	$Kn = 0,1$	[mg/l]
Costante di semisaturazione relativa al substrato carbonioso	$Ks = 0,1$	[mg/l]
Coefficiente di correzione relativo alla temperatura	$\delta_d = 1,12$	[-]

Calcolo Tempi Cicli Unitari (t) Nitro-Denitro

Si fissi il rapporto t_c/HRT in base alle condizioni più favorevoli (v. grafico Fig.2), ovvero:

$$t_c = 0,1 * HRT$$

N.B.: la scelta del rapporto t_c/HRT va effettuata secondo diverse considerazioni, come ad es. l'efficienza ottenibile dal processo a cicli alternati (v. grafico), il numero di "attacca/stacca" a cui sottoporre il sistema di aerazione, ecc.

Risulta allora che: $t_n = t_c * T_n / T_c$ [h/ciclo]

e $t_d = t_c - t_n$ [h/ciclo]

Numero di cicli/giorno: $N_c = 24/t_c$ [n/d]

Totale Tempo di Aerazione/giorno: $T_a = N_c * t_n$ [h/d]

In definitiva, si ottiene un **Processo a Cicli di Aerazione Intermittente** caratterizzato da un numero di cicli giornaliero N_c , da cicli di aerazione (nitrificazione) t_n , tempi di miscelazione non aerata (denitrificazione) t_d , con un tempo complessivo giornaliero di aerazione T_a .

In definitiva, i parametri di funzionamento di un reattore Nitro/Denitro a Cicli Intermittenti sono quelli dei processi convenzionali (7), ovvero F_c , HRT, MLSS, OD, ecc., ai quali si aggiungono i parametri di gestione dell'intermittenza di aerazione t_n/t_d e t_c/HRT .

3.6 - Volume Teorico Minimo di DENITRIFICAZIONE [V_{DEN}]

$$(1) V_{dT} = 24 \cdot V_{d20} \cdot [N-NO_{3out} / (K_n + N-NO_{3out})] \cdot [BOD / (K_s + BOD)] \cdot \delta_d^{(T-20)}$$

dove:

Velocità di denitrificazione alla generica temperatura T	V_{denT}	0,028929	[KgN-NO ₃ /KgSS×d]
Velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi	V _{d20}	0,003	[KgN-NO ₃ /KgSS·h]
Concentrazione del BOD5 nel reattore di denitrificazione	BOD	300	[mg/l]
Concentrazione dei nitrati nel reattore di denitrificazione	N-NO _{3out}	20,6	[mg/l]
Costante di semisaturazione relativa ai nitrati	K _n	0,1	[mg/l]
Costante di semisaturazione relativa al substrato carbonioso	K _s	0,1	[mg/l]
Coefficiente di correzione relativo alla temperatura	δ _d	1,12	[-]
Temperatura di esercizio dei liquami	T	12	[°C]

$$(2) \Delta NO_{3rid} = NO_{3in} + \Delta TKN_{elim} - (24 \cdot Q_b \cdot NO_{3out} / 1000)$$

Nitrati ΔN-NO₃ che devono essere ridotti

ΔNO_{3rid}	2,385	[KgN-NO ₃ /d]
---------------------------	--------------	--------------------------

$$(3) X_d = \Delta NO_{3rid} / V_{dT}$$

Biomassa da garantire nel reattore di denitrificazione

X_d	82,442	[kg]
----------------------	---------------	------

$$(4) V_{den} = 1000 \cdot X_d / MLSS$$

V_{den}	20,61	[m ³]
------------------------	--------------	-------------------

3.7 - Volume Teorico Minimo di NITRIFICAZIONE [V_{NIT}]

$$(1) V_{nT} = 24 V_{n20} \cdot [TKN_{out} / (K_{TKN} + TKN_{out})] \cdot [OD / (K_o + OD)] \cdot \delta_n^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]$$

dove:

Velocità di nitrificazione alla generica temperatura T	V_{nT}	0,34621	[KgTKN/KgSS×d]
Velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20°C	V _{n20}	0,075	[KgTKN/KgSS·h]
Concentrazione di TKN in uscita dal biologico	TKN _{out}	3	[mg/l]
Concentrazione di ossigeno disciolto mantenuta in vasca	OD	2	[mg/l]
pH	pH [-]	7	[-]
Costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca	K _{TKN}	0,5	[mg/l]
Costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto	K _o	1	[mg/l]
Temperatura di esercizio Liq. (°C)	T	12	[°C]
Coefficiente di correzione relativo alla temperatura	δ	1,12	[-]

$$(2) \quad f = [1 + (BOD_{in} - BOD_{out}) / (TKN_{in} - TKN_{out}) \cdot (Y/Y_n)]^{-1}$$

dove:

Frazione "f" di batteri nitrificanti (sulla biomassa totale)	f	0,035088	[-]
Concentrazione BOD ₅ in ingresso al biologico	BOD _{in}	300	[mg/l]
Concentrazione BOD ₅ in uscita dal biologico	BOD _{out}	25	[mg/l]
Concentrazione TKN in ingresso al biologico	TKN _{in}	40	[mg/l]
Concentrazione TKN in uscita dal biologico	TKN _{out}	3	[mg/l]
Rapp. crescita cellulare batteri totali e quelli nitrificanti	Y/Y _n	3,7	[-]

$$(3) \quad \Delta TKN_{elim} = 24 \cdot Q_b \cdot [(TKN_{in} - TKN_{out}) - 0,05 \cdot \Delta BOD] / 1000$$

ΔTKN_{elim}	20,925	[Kg/d]
---------------------	---------------	--------

Azoto ammoniacale ed organico sintetizzato

$$(4) \quad X_n = \Delta TKN_{elim} / (f \cdot v_{NIT})$$

X_n	1722,5	[Kg]
-------	---------------	------

Biomassa che deve essere garantita nel reattore di nitrificazione

$$(5) \quad V_{NIT} = 1000 \cdot X_n / MLSS$$

V_{NIT}	430,63	[m ³]
-----------	---------------	-------------------

3.8 - Richiesta di Ossigeno Disciolto

Per mantenere condizioni aerobiche all'interno della vasca è necessario soddisfare la richiesta di ossigeno e scegliere, quindi, un opportuno sistema di aerazione.

La richiesta di ossigeno è calcolata mediante la formula:

$$R_{O_2} [Kg/d] = a_t \cdot 24 \cdot Q_{med}(24) \cdot (BOD_{5i} - BOD_{5u}) + b_{ht} \cdot V_{NITR} \cdot MLSS_d + \Delta c \cdot N_{ox} + c \cdot N_{ox-u}$$

dove:

$a_t \cdot 24 \cdot Q_{med}(24) \cdot (BOD_{5i} - BOD_{5u})$ = ossigeno necessario per ossidare il substrato carbonioso;

$b_{ht} \cdot V_{NITR} \cdot MLSS_d$ = ossigeno necessario alla fase endogena;

$\Delta c \cdot N_{ox}$ = ossigeno necessario alla ossidazione dell'azoto ammoniacale sottratto dell'apporto di ossigeno da parte dei nitrati riciccolati;

$c \cdot N_{ox-u}$ = ossigeno presente nel ricircolo e utilizzato dall'azoto in uscita, ossidato nella denitrificazione.

In questa formula si è tenuto conto che in realtà i nitrati possono essere una *fonte di ossigeno* anche nella vasca di nitrificazione infatti c'è da considerare che l'efficienza del sistema di aerazione può non essere così elevata e che quindi in alcuni punti del bacino si svilupperanno condizioni di anossia. Inoltre si è considerato che con la portata di ricircolo in arrivo alla vasca di denitrificazione può arrivare anche una certa concentrazione di ossigeno che sarà quindi prontamente utilizzato dalla biomassa eterotrofa presente in tale vasca per l'ossidazione nell'azoto residuo riciccolato.

Esplicitando i termini della precedente formula, si ottiene:

$$R_{O_2} [Kg/d] = [0,5 \cdot 1,02^{(T-20)}] \cdot 24 \cdot Q_{med}(24) \cdot (\Delta BOD_5 / 1000) + [0,1 \cdot 1,084^{(T-20)}]$$

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

$$\cdot V_{\text{NITR}} \cdot (\text{MLSSd}/1000) + (4,57-1,7) \cdot 24 \cdot Q_{\text{med}}(24) \cdot [(\Delta\text{TKN}-\text{N}-\text{NO}_{3\text{u}} - 0,05 \cdot \Delta\text{BOD}_5)/1000] + 4,57 \cdot 24 \cdot Q_{\text{med}}(24) \cdot \text{N}-\text{NO}_{3\text{u}}$$

dove:

$0,05 \cdot \Delta\text{BOD}_5$ = frazione di azoto impiegata dai batteri eterotrofi per la loro sintesi batterica;

ΔBOD_5 = BOD abbattuto [mg/l];

ΔTKN = TKN abbattuto [mg/l];

T = temperatura [°C];

$\text{N}-\text{NO}_{3\text{u}}$ = azoto ammoniacale in uscita [mg/l];

MLSSd = concentrazione dei solidi sospesi totali in aerazione [mg/l];

4.57 = ossigeno necessario per trasformare 1 kg di NH_3 in nitrati;

1.7 = apporto di ossigeno per 1 Kg di NO_3 .

4. DATI DI DIMENSIONAMENTO E DI PROCESSO

OSSIDAZIONE-NITRIFICAZIONE (OX-NITRO/DENITRO)

Volume Reattore Ox-Nitro Vox-nit	900,00	[m ³]
Concentrazione Biomassa MLSS	4000,00	[mg/l]
Set-Point Ossigeno Disciolto OD_{sp}	2,00	[mg/l]
Temperatura Liquame T	12,00	[°C]
pH	7,00	[-]
Rapporto Tempo di Ciclo tc/HRT	0,10	[-]

5. VERIFICA FUNZIONALE E PRESTAZIONALE - AREA DI LAVORO

5.1 - RIMOZIONE NUTRIENTI (PRE-DENITRIFICAZIONE)

Calcolo della concentrazione dei COMPOSTI AZOTATI in uscita dal bacino di nitrificazione

Per la valutazione della concentrazione dei composti azotati in uscita dal bacino di nitrificazione si parte dall'espressione del volume del bacino di nitrificazione, il quale risulta dall'equazione seguente:

$$V_{\text{NIT}}[\text{m}^3] = 1000 \cdot \Delta\text{TKN}_{\text{elim}} / (\text{MLSS} \cdot f \cdot v_{\text{NT}}) \quad [1]$$

dove:

$\Delta\text{TKN}_{\text{elim}}$ = TKN abbattuto [Kg/d];

MLSS = concentrazione dei solidi sospesi totali in vasca [mg/l];

f = frazione di batteri nitrificanti sulla biomassa totale [adimensionale];

v_{NT} = velocità di nitrificazione alla generica temperatura T [KgTKN/KgSS × d].

La frazione dei batteri nitrificanti e la velocità di nitrificazione, che compaiono nell'equazione [1], risultano rispettivamente dalle seguenti formule:

$$f = [1 + (\text{BOD}_i - \text{BOD}_u) / (\text{TKN}_i - \text{TKN}_u) \cdot (Y/Y_n)]^{-1} \quad [2]$$

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];

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

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).

$$v_{nT} [KgTKN/KgSS \cdot d] = 24 \cdot v_{n20} \cdot [TKN_u / (K_{TKN} + TKN_u)] \cdot [DO_{ox} / (K_O + DO_{ox}) \cdot \delta_n^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]] \quad [3]$$

dove:

v_{n20} = velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20°C; mediamente pari a 0.075 [KgTKN/KgSS× h];

DO_{ox} = concentrazione di ossigeno disciolto mantenuta in vasca pari a 1,5 mg/l;

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

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

T = temperatura di esercizio [°C];

δ_n = coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1.12 [adimensionale].

Sostituendo le equazioni [2] e [3] nell'equazione [1], quest'ultima diviene:

$$V_{NIT}[m^3] = A \cdot \{[(TKN_i - TKN_u) - 0.05 \cdot \Delta BOD] \cdot [(TKN_i - TKN_u) + 3.7 \cdot \Delta BOD]\} / \{[TKN_u / (0.5 + TKN_u)] \cdot (TKN_i - TKN_u)\}$$

Avendo definito A come:

$$A = Q_{med} (24) / \{MLSS \times 0.075 \cdot [DO_{ox} / (1 + DO_{ox})] \cdot 1.12^{(T-20)} \times [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]\}$$

Si ottiene un'equazione di terzo grado, nell'incognita TKN_u:

$$TKN_u^3 + \psi \cdot TKN_u^2 + \xi \cdot TKN_u + \eta = 0$$

in cui:

$$\psi = (V_{NITR}/A) + 0.5 - 3.7 \times \Delta BOD - 2 \times TKN_i + 0.05 \times \Delta BOD$$

$$\xi = TKN_i^2 + 3.65 \times TKN_i \times \Delta BOD + 0.5 \times 0.05 \times \Delta BOD - 0.5 \times 3.7 \times \Delta BOD - 3.7 \times 0.05 \times \Delta BOD^2 - V_{NITR} \times TKN_i / A$$

$$\eta = 0.5 \times (TKN_i^2 + 3.65 \times TKN_i \times \Delta BOD - 3.7 \times 0.05 \times \Delta BOD^2)$$

Delle tre soluzioni, assume significato fisico quella avente espressione:

$$TKN_u = \{-\psi + [(\psi + X1)^2 + 4\eta/X1]^{1/2}\} / 2$$

in cui:

$$X1 = (\cos \alpha / \Omega) - \psi / 3$$

$$\alpha = \arccos [(p/q) \times (-6.75/p)^{1/2}]$$

$$\Omega = (-0.75/p)^{1/2}$$

$$q = 2 \times \psi^3 / 27 - \psi \times \xi / 3 + \eta$$

$$p = -\psi^2 / 3 + \xi$$

Calcolo della concentrazione di nitrati in uscita (N-NO_{3u}) dal bacino di nitrificazione

Variare il fattore di ricircolo interno della miscela aerata o variare il volume di denitrificazione, comporta un diverso effetto sulla concentrazione dei nitrati in uscita dal bacino di nitrificazione; l'algoritmo per il calcolo di N-NO_{3u} dovrà quindi risultare dalla combinazione dei due effetti.

In particolare, la concentrazione di nitrati in uscita dal bacino di ossidazione-nitrificazione che deriva dalla considerazione di R_{mix_aer} risulta dall'espressione:

$$N-NO_{3u(R_{mix_aer})} [mg/l] = (TKN_i - TKN_u - 0.05 \times \Delta BOD_5) / (R_{mix_aer} + R_{int} + 1) \quad [4]$$

dove:

ΔBOD_5 = BOD₅ abbattuto [mg/l];

R_{mix_aer} = rapporto di ricircolo interno della miscela aerata [adimensionale];

R_{int} = rapporto di ricircolo interno dei fanghi dal sedimentatore secondario [adimensionale].

Per la determinazione della concentrazione di nitrati in uscita che deriva dalla considerazione di V_{DEN} si è, invece, partiti dall'equazione per la determinazione del volume del bacino di denitrificazione:

$$V_{DEN} [m^3] = 1000 \cdot \Delta(N-NO_{3elim}) / (MLSS \cdot v_{dT}) \quad [5]$$

Considerando le espressioni di ciascuno dei parametri che compaiono nell'equazione [5], operando le opportune sostituzioni e compiendo idonei passaggi si giunge alla seguente equazione di secondo grado:

$$N-NO_{3u(V_{den})}^2 + C \cdot N-NO_{3u(V_{den})} + D = 0$$

Avendo definito i coefficienti:

A = MLSS · 0.003 · 24 · [BOD₅ / (0.1 + BOD₅)] · 1,12^(T-20);

B = 24 · (TKN_i - TKN_u - 0.05 · ΔBOD₅);

C = (-B + 2.4 · Q_{med} + V_{DEN} · A) / (24 · Q_{med});

D = -0.1 · B / (24 · Q_{med}).

Delle due soluzioni quella avente significato fisico ha la seguente espressione:

$$N-NO_{3u(V_{den})} = [-C + (C^2 - 4 \cdot D)^{1/2}] / 2 \quad [6]$$

Il valore di N-NO_{3u} risulta dalla combinazione delle equazioni [4] e [6], ovvero dalla seguente relazione:

$$N-NO_{3u} [mg/l] = (N-NO_{3u(R_{mix_aer})} \cdot K_{R_{mix_aer}} + N-NO_{3u(V_{den})} \cdot K_{V_{den}}) / (K_{R_{mix_aer}} + K_{V_{den}})$$

in cui:

K_{R_{mix_aer}} = 1 - R_{mix_aer} / (k + R_{mix_aer});

K_{V_{den}} = 1 - K_{R_{mix_aer}}.

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA'
CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

Verifica Funzionale Impianto

Abitanti Equivalenti effettivi AE	3000	[Ae]
Fattore Carico Organico Fc	0,075	[Kg/kgd]
Età del Fango SRT	23,239	[d]

OUTPUT Prestazionale

Capacità BioDepurativa Residua	37,686	[%]
Denitrificazione Favorita	Nitrificazione Favorita	

Cicli di Aerazione Intermittenti

tn - Ciclo ON	2,2904	[h]
td - Ciclo OFF	0,10962	[h]
Tempo Totale di Ciclo tc	2,4	[h]
Numeri di Cicli giorno Nc	10	[nc/d]
Tempo Totale di Aerazione Ta	22,904	[h/d]

Verifica Funzionale Globale Sistema di AERAZIONE

SetPoint OD min	0,9	[mg/l]
Richiesta di Ossigeno A.O.R.	386,02	[KgO2/d]
S.O.R.	767,03	[KgO2/d]
Portata d'Aria richiesta Ga	1087,3	[Nm3/h]
Potenza richiesta Pist	18,319	[kW]
Energia di Aerazione Ea	419,58	[kWh/d]

PARAMETRI DI CONFIGURAZIONE





coeff. α	0,72	[-]
coeff. β	0,95	[-]
Rendimento Insuflazione d'Aria	0,11	[-]
Rapporto Compressione Aria	1,40	[-]

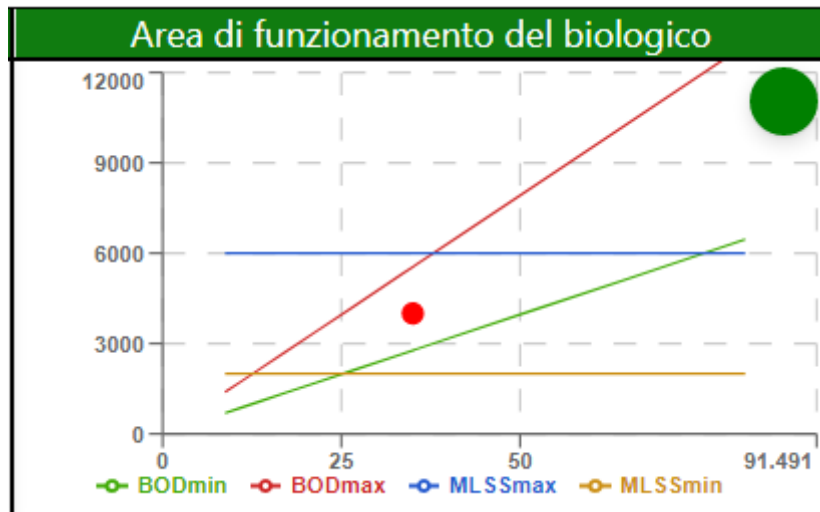
Verifica Recupero di Energia di Aerazione

Margine Recupero Energia Aerazione (ODmin)	12,092	[%]
Recupero di Energia di Aerazione ODmin	18518	[kWh/a]
Recupero Economico Teorico	2222,1	[€/anno]

AREA di LAVORO DEL BIOLOGICO

PARAMETRI DI CONFIGURAZIONE

	Retta del BOD _{max}	450,00	[mg/l]
	Retta del BOD _{min}	150,00	[mg/l]
	MLSS _{max}	5000,00	[mg/l]
	MLSS _{min}	3000,00	[mg/l]



Punto di Funzionamento dell'Impianto (Puntino Rosso)

5.2 - SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

Il bacino di sedimentazione secondaria è il componente dell'impianto che provvede alla decantazione della miscela di acqua e fiocchi di fango biologico proveniente dal bacino di ossidazione-nitrificazione, con conseguente separazione dell'acqua chiarificata dai fiocchi l'ispessimento del fango attivo da ricircolare. Per la verifica della sezione di trattamento in esame vengono forniti in input i valori relativi ai seguenti parametri:

- Portata di ricircolo dei fanghi provenienti dalla sedimentazione secondaria, Q_r ;
- Carico di solidi superficiale, C_s ;
- Volume del sedimentatore secondario, V_{ss} ;
- Area del sedimentatore secondario, A_{ss} .

INPUT	
Q_r [m^3/h]	30
C_s [$KgSS/m^2 h$]	4
V_{ss-tot} [m^3]	250
A_{ss-tot} [m^2]	100,00

Calcolo dell'altezza del sedimentatore secondario

Sulla base dei parametri forniti in output, si ottiene il valore dell'altezza del sedimentatore secondario mediante la formula:

$$H_{ss} [m] = V_{ss} \times A_{ss}$$

Calcolo del tempo di ritenzione nel bacino di sedimentazione secondaria

LAVORI DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE SITO IN LOCALITA' CAPOLUOGO NEL COMUNE DI RIPA TEATINA (CH) PER A.E. SUPERIORI A 2000

La valutazione del tempo di ritenzione nel bacino di sedimentazione secondaria risulta dalla seguente relazione:

$$TR_{ss} [h] = V_{ss} / Q_{med}$$

Calcolo della concentrazione dei solidi sospesi nell'effluente e nei fanghi di ricircolo

Per il calcolo dei solidi sospesi nell'effluente si fa riferimento al valore medio risultante dalle formule [7] e [8]:

$$SSe1 [mg/l] = 5.3616 \times \exp(0.1787 \times MLSS \times 10^{-3} + 1.315 \times Q_{med}/A_{ss}) \quad [7]$$

dove:

Ass = area del sedimentatore secondario; $A_{ss} = V_{ss}/H_{ss}$.

$$SSe2 [mg/l] \sim 7.5 C_s \quad [8]$$

Nel fango di ricircolo il valore della concentrazione dei solidi sospesi risulta dalla seguente formula:

$$SSr [mg/l] = (R_{fanghi} + 1) \times MLSS / R_{fanghi}$$

Calcolo della portata di supero e della produzione di fango giornaliera

La portata di supero, invece, è valutata come segue:

$$Q_w [m^3/d] = 24 \times Q_{med} \times (y \times (BOD_{in} - BOD_{out}) - SSe) / (SSr - SSe)$$

dove:

y = rendimento netto di crescita

Il fango prodotto è calcolato mediante la seguente formula:

$$Prod. Fango [Kg/d] = Q_w \times SSr / 1000$$

Produzione FANGHI di Supero

Quantità di Fanghi Supero	233,86	[Kg/d]
Portata Fanghi Supero	15,418	[m ³ /d]
Percentuale secco	1,517	[%]
SSV/SST	0,66881	[-]

6. RISULTATI sulla Qualità dell'Effluente (uscita Sedimentatore Secondario)

Concentrazione BOD5 out	17,818	[mg/l]
Concentrazione NH4 out	0,3861	[mg/l]
Concentrazione NO3 out	1,079	[mg/l]
Concentrazione P out	1,85	[mg/l]
Concentrazione SST out	7,8935	[mg/l]

BIBLIOGRAFIA

1. "Optimization of nitrogen removal in a full-scale intermittently aerated process" – Andreottola G, Engl K., Foladori P., Hilbert C. -
2. Depurazione delle Acque Reflue in contesti urbanizzati: soluzioni tecnologiche volte alla minimizzazione della produzione di fanghi – Prof. Franco Cecchi – Seminario 15 marzo 2011 – Milano Eupolis Lombarda
3. Switching small WWTPs from extended to intermittent aeration: process behavior and performances – A. L. Eusebi, G. Carletti, E. Cola, F. Fatone e P. Battistoni – Water Science & Technology – WST-58.4 - 2008
4. "Predictive Control of an Intermittently Aerated Activated Sludge Process" – Qian Chai and Bert Lie – American Control Conference – 2008 – Westin Seattle Hotel – Washington, USA – June 11-13, 2008
5. "Effect of intermittent aeration on the decrease of biological sludge amount" – Soo-Jung Jung, Kazuhiko Miyahara, Yasunori Tanji, Hajime Unno - *Biochemical Engineering Journal* 27 (2006) 246–251
6. "Aggiornamento Tecnologico del Processo e dell'Impianto di Depurazione di Schio" – Tesi di Laurea in Ingegneria dei Processi Industriali e dei Materiali – Silvia Galvanin – Anno Accademico 2010-2011
7. "SWATER Depurazione Impianti" – G. Mappa – 2011 -