



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

## **ORTI DEI BERICI S.C.A.**

Via E. Ferrari, 6/8  
C.A.P. 36026,  
Poiana Maggiore (VI)

### **RELAZIONE TECNICA** **MODIFICA SOSTANZIALE IMPIANTO DI** **DEPURAZIONE** **DELLE ACQUE REFLUE INDUSTRIALI** **A SERVIZIO DELLE ATTIVITÀ**

*Le informazioni qui contenute devono essere considerate di proprietà di VAN-ECO s.n.c. Tutte le informazioni vengono fornite esclusivamente al destinatario ai fini di una valutazione e non devono essere riprodotte o divulgate a terzi, né utilizzate per eventuali fabbricazioni o per altri fini, senza esplicito consenso scritto da parte di VAN-ECO s.n.c.*



*EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT*

**30** YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

## Sommario

1.	INTRODUZIONE.....	3
2.	PRINCIPALI CARATTERISTICHE DEL PROCESSO PRODUTTIVO.....	3
3.	NORMATIVA DI RIFERIMENTO .....	5
4.	RELAZIONE CIRCA LA CONFORMITÀ RISPETTO AI PERTINENTI STRUMENTI DI PROGRAMMAZIONE E PIANIFICAZIONE SETTORIALE (PIANO REGIONALE DI TUTELA DELLE ACQUE).....	6
5.	SCHEMA GENERALE IMPIANTO .....	9
6.	DESCRIZIONE DELLE MODIFICHE DA EFFETTUARE .....	10
7.	CARATTERISTICHE DELLA NUOVA CONFIGURAZIONE E DATI DI PROGETTO.....	11
8.	DESCRIZIONE FASI DI TRATTAMENTO.....	13
8.1.	STAZIONE DI SOLLEVAMENTO: .....	13
8.2.	GRIGLIATURA: .....	13
8.3.	DISSABBIATURA DISOLEATURA.....	14
8.4.	VASCHE DI EQUALIZZAZIONE ACCUMULO .....	14
8.5.	COMPARTO BIOLOGICO .....	15
8.6.	SEDIMENTAZIONE SECONDARIA .....	31
8.7.	VASCA DIGESTIONE AEROBICA.....	34
8.8.	VASCA ISPESSIMENTO FANGHI DI SUPERO.....	35
8.9.	DISIDRATAZIONE FANGHI .....	37



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT



## 1. INTRODUZIONE

La ditta AZIENDA BURATTI F.LLI SOC SEMPLICE, in passato ha ceduto il proprio ramo d'azienda alla ditta ORTI DEI BERICI SOC. COOP. AGRICOLA, conservando però la proprietà degli immobili. La ditta ORTI DEI BERICI SOC. COOP. AGRICOLA è quindi subentrata totalmente nella gestione dell'attività e degli impianti della cessionaria ed ha continuato e continuerà a gestire tale attività, per il momento senza particolari variazioni. Nella gestione dell'attività è compresa anche quella dell'impianto di depurazione che rimane, come in precedenza, condiviso con la ditta Naturello S.r.l. che utilizza alcuni stabili attigui a quelli della ditta Orti dei Berici.

Si ricorda che con provvedimento della provincia di Vicenza n. 21785 in data 21/03/2014, la ditta Orti dei Berici ha ottenuto l'autorizzazione all'introduzione di alcune modifiche per il potenziamento dell'impianto di depurazione con relativa autorizzazione allo scarico in fosse interpodere delle acque depurate. Successivamente, ha ottenuto l'AUA n°6/2015 dichiarando che "nulla viene modificato in relazione ai presupposti tecnici ed amministrativi che hanno legittimato il rilascio degli ulteriori titoli abilitativi relativi all'impianto e di cui con la presente istanza si chiede la sostituzione tramite rilascio dell'AUA".

Con la presente la ditta Orti dei Berici intende comunicare la **MODIFICA SOSTANZIALE DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE che consiste nella dismissione del sistema MBR con conseguente riutilizzo del volume come vasca di ossidazione, la realizzazione di un nuovo sedimentatore secondario e di una vasca di stabilizzazione aerobica dei fanghi di supero, la trasformazione dell'attuale vasca di accumulo acqua antincendio in un ispessitore statico e l'inserimento di sistema di diffusione a ossigeno puro di tipo flottante nella vasca di ossidazione 2.**

## 2. PRINCIPALI CARATTERISTICHE DEL PROCESSO PRODUTTIVO

La ditta ORTI DEI BERICI è una società operativa agricola con impianti di prima lavorazione di ortaggi aziendali, costituiti quasi esclusivamente da cipolle, scalogno, aglio, da destinare alla vendita all'agro industria. Nello spazio attiguo opera anche la NATURELLO s.r.l., la cui attività è incentrata nella produzione di prodotti finiti, come pesti a freddo, sughi a caldo, zuppe e passati a base di verdura, cereali, pesce/crostacei/molluschi a caldo, destinati alla grande distribuzione e semilavorati a caldo, a freddo di verdure a foglia e ortaggio-vegetali destinati a industrie conserviere o alimentari e vengono utilizzati quali ingredienti in sughi, salse e ripieni o guarnizioni piatti pronti.



*EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT*

**30** YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Le due ditte condividono e continueranno a condividere l'attuale impianto di trattamento biologico per la depurazione delle acque reflue provenienti dai cicli di lavorazione dei rispettivi prodotti, oggetto di modifica, di proprietà dell'AZIENDA AGRICOLA BURATTI ed ora gestito da ORTI DEI BERICI.

Il ciclo di lavorazione viene normalmente effettuato da luglio ad aprile per quanto riguarda l'attività della ditta ORTI DEI BERICI, mentre la NATURELLO srl sviluppa la propria attività per tutto l'anno.

Per quanto riguarda la lavorazione delle cipolle, dopo la raccolta meccanica in campo, quelle lavorate da luglio a gennaio vengono stoccate in casse o in cumuli ed aerate tramite appositi impianti di ventilazione allo scopo di evitare l'instaurarsi di fermentazioni, per quelle invece lavorate da febbraio ad aprile, esse vengono stoccate in casse e conservate in celle frigo alla temperatura di un grado circa. Per la conservazione non vengono utilizzati anti germoglianti.

La lavorazione si articola poi nelle seguenti fasi:

- Sgambatura a secco su crivello vibrante con sottostanti lame rotanti;
- Calibratura a secco;
- Spietratura in acqua;
- Pelatura con pelatrici a spruzzi d'acqua e con lame per taglio tunica;
- Taglio meccanico dell'apparato radicale.

Al termine del ciclo di lavorazione le cipolle per l'agroindustria vengono condizionate in fusti da 200 kg lordi con aggiunta fino a riempimento dei recipienti di acqua acidulata con acido citrico. Una piccola parte della produzione viene invece confezionata dalla Naturello s.r.l. in vassoi sottovuoto per il mercato fresco.

Per quanto riguarda le lavorazioni degli altri ortaggi, esse si articolano in tutto o in parte nelle seguenti fasi:

- Lavaggio in acqua, pelatura e/o cernita, taglio a cubetti, fetta, ecc;
- Bagno con antiossidanti in soluzione acquosa;
- Confezionamento in buste sotto vuoto per ristorazione, ecc.

Le acque reflue prodotte sono quindi essenzialmente costituite da acque di lavaggio dei prodotti lavorati, nonché da acque di lavaggio provenienti dalla pulizia dei macchinari e dei locali.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

### 3. NORMATIVA DI RIFERIMENTO

La normativa alla quale si fa riferimento è quella del Decreto Legislativo 3 aprile 2006 n.152 s.m.i. (Norme in materia ambientale - Testo vigente come modificato dal decreto-legge 12 maggio 2006, n. 173, convertito con modifiche nella legge 12 luglio 2006, n. 228) e il Piano di tutela delle acque, Regione Veneto.

I principali obiettivi che si prefigge di raggiungere tale normativa sono i seguenti:

- La prevenzione e la riduzione dell'inquinamento e l'attuazione del risanamento dei corpi idrici inquinati;
- Il miglioramento della qualità delle acque e l'adeguata protezione di quelle destinate al consumo umano;
- Il perseguimento di obiettivi di qualità dei corpi idrici che ne garantiscano il mantenimento della capacità naturale di autodepurazione.

La verifica della potenzialità dell'impianto di trattamento delle acque reflue, presuppone la conoscenza dettagliata delle caratteristiche quali-quantitative dei liquami da trattare. Un liquame è caratterizzato dalla:

- Tipologia di scarico che nel nostro caso è di tipo industriale;
- Dalla tipologia e dimensione della rete interna di raccolta del refluo e per gli effetti da essa esercitata;
- Sull'andamento temporale delle portate in ingresso al trattamento.

Le moderne normative sulla disciplina degli scarichi impongono il rispetto dei limiti di concentrazione tabellari per tutte le acque scarico, sia in tempo secco che in tempo di pioggia. Per quanto concerne i quantitativi di BOD5, COD, solidi sospesi, azoto, fosforo totali all'uscita dall'impianto, sono definiti dei limiti di concentrazione contenuti all'interno alla tabella 1, allegato B, delle Norme Tecniche di Attuazione del Piano di Tutela delle Acque, Regione Veneto.

*L'attività non rientra nell'elenco dei settori produttivi riportati nella tabella 3/A dell'allegato 5 alla Parte III del D.Lgs. 152/06.*



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

#### 4. RELAZIONE CIRCA LA CONFORMITÀ RISPETTO AI PERTINENTI STRUMENTI DI PROGRAMMAZIONE E PIANIFICAZIONE SETTORIALE (PIANO REGIONALE DI TUTELA DELLE ACQUE)

Come previsto dall'art. 37 - Acque reflue industriali, gli scarichi di acque reflue industriali che recapitano in corpi idrici superficiali, come nel nostro caso, sono soggetti al rispetto dei limiti della Tabella 1 riportata in Allegato B, colonna "scarico in acque superficiali". Non sono previsti specifici cicli produttivi, indicati nella Tabella 2 Allegato B, ai quali si applicano i limiti di emissione per unità di prodotto ivi indicati.

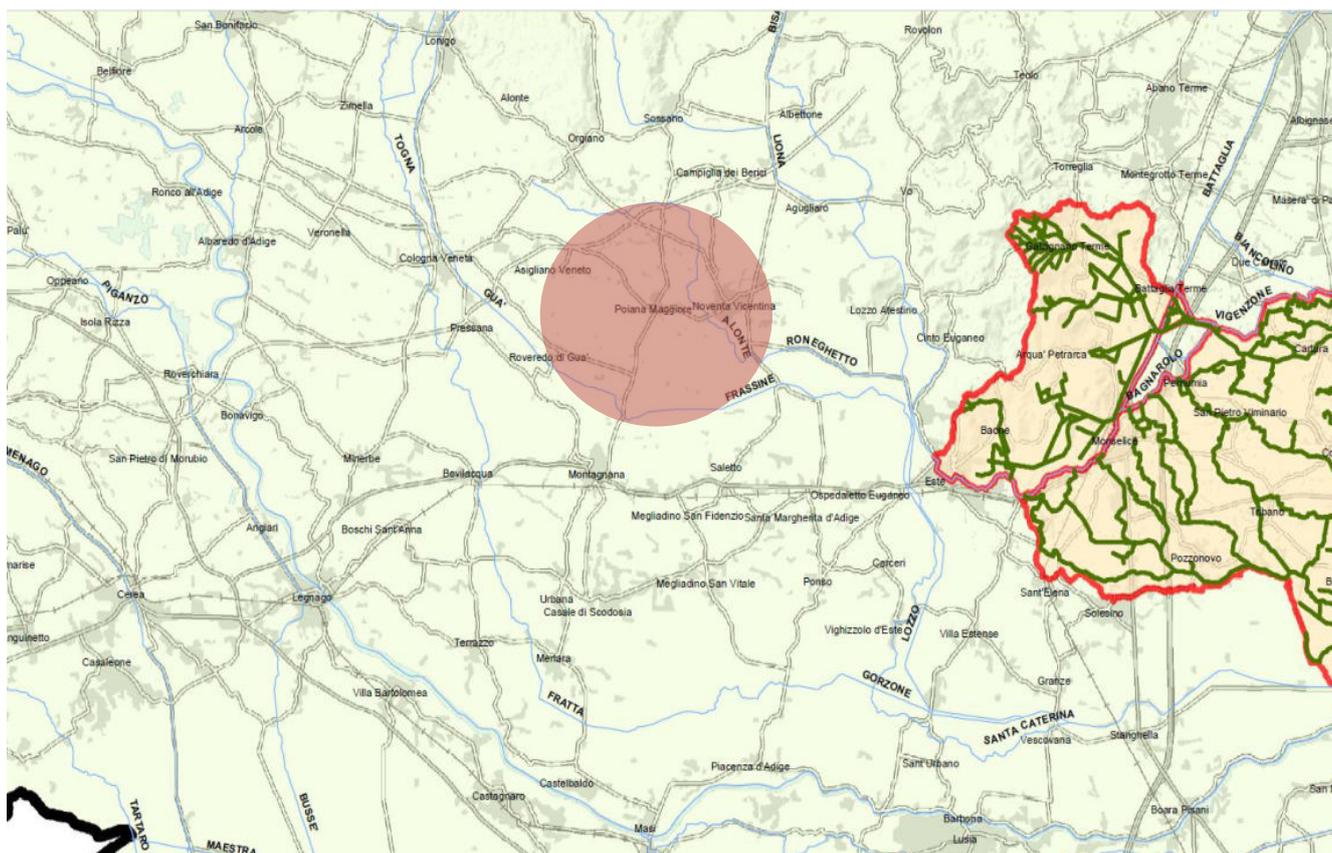


Figura 1: Stralcio carta delle aree sensibili.

L'impianto oggetto della modifica sostanziale ricade nel bacino scolante del mare Adriatico e scarica in corso d'acqua non individuato come area sensibile.

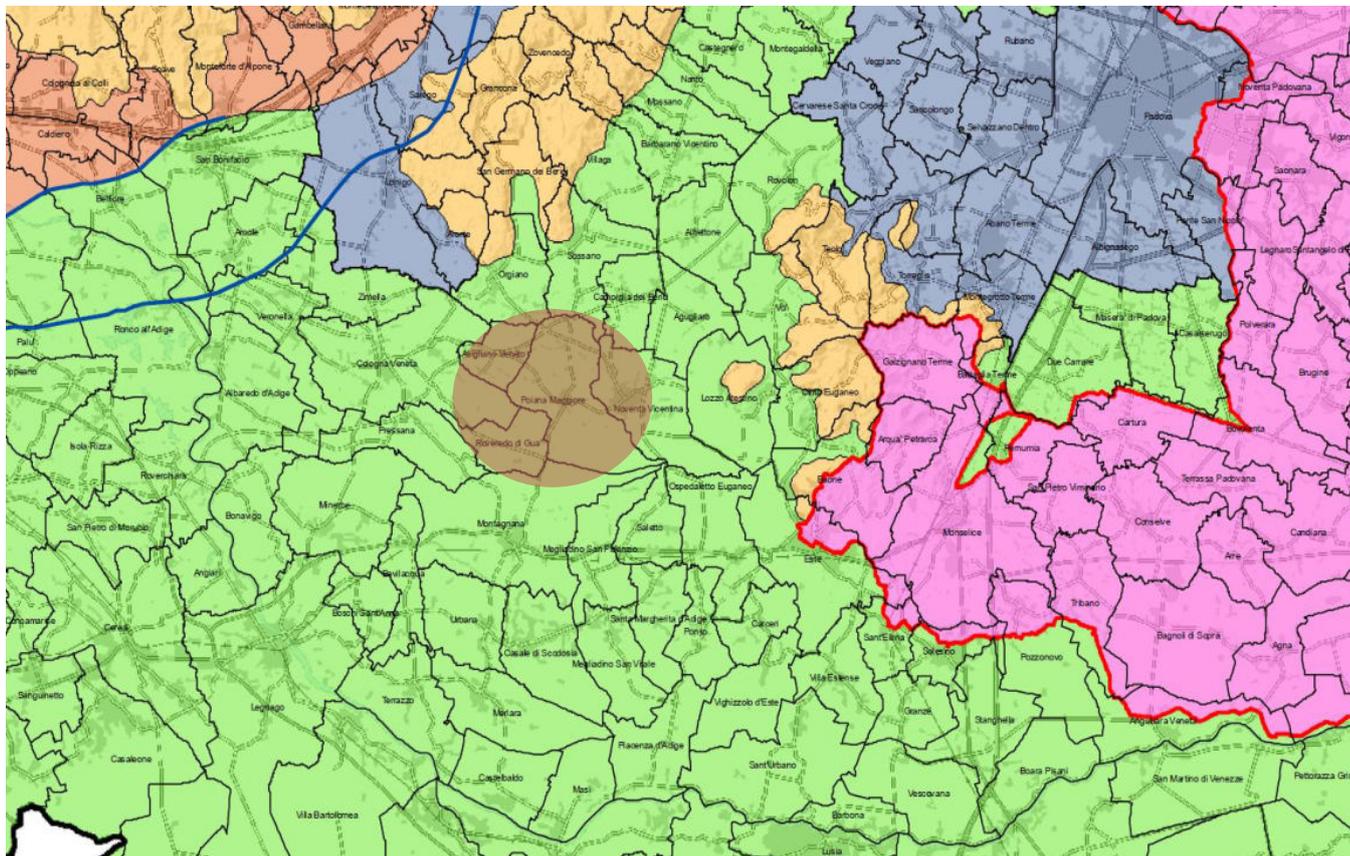


Figura 2: Stralcio carta zone omogenee di protezione.

Come previsto dall'art. 18 "Campo di applicazione e zone omogenee di protezione" capo IV "Misure di tutela qualitativa" delle NTA del piano di tutela delle acque regionale, il quale prevede:

1. Le norme del presente Capo disciplinano gli scarichi delle acque reflue urbane, delle acque reflue domestiche e di quelle ad esse assimilabili, e gli scarichi di acque reflue industriali. Disciplinano altresì le acque meteoriche di dilavamento, le acque di prima pioggia e le acque di lavaggio;
2. Al fine di tenere conto delle particolari caratteristiche idrografiche, idrogeologiche, geomorfologiche e insediative, il territorio regionale viene suddiviso nelle "zone omogenee di protezione", di cui al paragrafo 3.2.5 degli "Indirizzi di Piano". Le zone omogenee di protezione sono:
  - a) zona montana;
  - b) zona di ricarica degli acquiferi;



*EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT*

**30** YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

- c) zona di pianura ad elevata densità insediativa;
- d) zona di pianura a bassa densità insediativa;
- e) zona costiera.

3. I limiti di accettabilità degli scarichi delle acque reflue in acque superficiali sono stabiliti in funzione della zona omogenea nella quale gli stessi sono ubicati e della potenzialità dell'impianto di trattamento, espressa in abitanti equivalenti. I limiti da rispettare sono stabiliti nell'Allegato A, tabelle 1 e 2.

L'impianto oggetto della modifica si trova in zona omogenea "Zona di pianura: zone a bassa densità insediativa", la potenzialità dell'impianto espressa in A.E. considerando il BOD= 60 g/A.E. è di 16.600 A.E.

Inoltre, come indicato dall'art. 19 del D.Lgs. 3 aprile 2006, n. 152 e ss.mm.ii., dall'art. 8 della L.R. n. 4/2016, dalla D.G.R. 568/2018 e dall'art. 1 comma 6 del D.P.R. 12 aprile 1996 e s.m.i., "Per i progetti elencati nell'allegato B, che non ricadono in aree naturali protette, l'autorità competente verifica, secondo le modalità di cui all'articolo 10 e sulla base degli elementi indicati nell'allegato D, se le caratteristiche del progetto richiedono lo svolgimento della procedura di valutazione d'impatto ambientale" l'impianto di depurazione oggetto della relazione è individuato alla lettera v dell'allegato B, pertanto verrà eseguita la domanda di verifica procedura di assoggettabilità alla VIA.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

5. SCHEMA GENERALE IMPIANTO  
*Schema a blocchi*

*Linea acque*

Refluo proveniente dalla  
filiera di produzione

Vasche di intercettazione e  
sollevamento

Grigliatura

Dissabbiatura/disoleatura

Vasche di  
equalizzazione/accumulo

Vasca di ossidazione 1

Vasca di ossidazione 2

Vasca di ossidazione 3 (ex  
vasca MBR)

Sedimentatore secondario

Scarico finale

Ricircolo fanghi di  
supero

Ricircolo miscela aerata





EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

### *Linea acque*

#### Trattamenti Primari:

- Vasche di intercettazione con pompe di sollevamento;
- Grigliatura;
- Dissabbiatura/disoleatura;
- Vasche di equalizzazione/accumulo;

#### Trattamenti Secondari:

- Ossidazione e nitrificazione;
- Sedimentazione Secondaria;

### *Linea fanghi*

- Stabilizzazione aerobica fanghi di supero;
- Ispessitore statico;
- Disidratazione meccanica fanghi mediante centrifuga.

## 6. DESCRIZIONE DELLE MODIFICHE DA EFFETTUARE

La modifica sostanziale consisterà nell'eliminazione del comparto MBR, trasformandolo in una convenzionale vasca di ossidazione a fanghi attivi, nella realizzazione di una vasca di sedimentazione secondaria, di una vasca dedicata alla stabilizzazione aerobica del fango di supero e nella trasformazione dell'attuale vasca di accumulo acqua antincendio in un ispessitore statico.

In linea generale, il percorso del liquame autorizzato è il seguente:

- Sollevamento iniziale;
- Grigliatura;
- Dissabbiatura/disoleatura;
- Vasche di equalizzazione/accumulo;
- Vasca di ossidazione 1;
- Vasca di ossidazione 2;
- Vasca MBR;
- Scarico finale;
- Sedimentatore secondario da utilizzare solo in caso di manutenzione membrane;
- Ispessimento fanghi di supero.
- Disidratazione meccanica mediante centrifuga.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Invece, in linea generale, il percorso del liquame dopo la modifica sostanziale sarà:

- Sollevamento;
- Grigliatura;
- Dissabbiatura/disoleatura;
- Vasche di equalizzazione/accumulo;
- Vasca di ossidazione 1;
- Vasca di ossidazione 2;
- Vasca di ossidazione 3 (ex vasca MBR)
- Sedimentatore secondario;
- Scarico finale;
- Vasca di stabilizzazione aerobica dei fanghi di supero;
- Ispessimento statico fanghi di supero (ex vasca di accumulo acqua antincendio);
- Disidratazione meccanica mediante centrifuga.

## 7. CARATTERISTICHE DELLA NUOVA CONFIGURAZIONE E DATI DI PROGETTO

La portata di calcolo rappresenta il più importante parametro progettuale d'impianto per i depuratori biologici e deve essere tale da garantire il funzionamento dell'impianto in tutte le fasi fisiche, chimiche e biologiche di trattamento anche durante i picchi di carico e portata. Dunque, fissata la portata di calcolo e le concentrazioni da essa veicolate, imposti i rendimenti d'impianto, possono essere effettuati tutti i calcoli di progetto per la determinazione delle biomasse attive necessarie e dei volumi richiesti per tutte le vasche di trattamento.

Di seguito riportiamo la portata di calcolo e le relative concentrazioni medie, non modificate rispetto ai dati autorizzati, che verranno utilizzate nei successivi paragrafi:

- Portata linea: 400 mc/d, scarico 6/7 giorni a settimana (2.000 A.E. considerando 200l/A.E.\*d);
- Concentrazione BOD<sub>5</sub>: 2490 mg/l (16.600 A.E. considerando 60 g/A.E.\*d);
- Concentrazione COD: 4980 mg/l (16.600 A.E. considerando 120 g/A.E.\*d);
- Concentrazione Azoto totale/TKN: 69 mg/l (2.300 A.E. considerando 12 g/A.E.\*d);
- Potenzialità in A.E: 16.600 (BOD:60 g/A.E.)

$$[\text{Concentrazione inquinante}] = \frac{A.E.*Co}{Qd}$$



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Dove:

- A.E. è eguale abitante equivalente;
- Q rappresenta la portata giornaliera autorizzata (m<sup>3</sup>/d);
- Co è l'apporto specifico di inquinamento della popolazione civile (g/d\*A.E.);
- [BOD<sub>5</sub>] è la concentrazione di inquinante (mg/l oppure g/mc)

Ora calcoliamo i carichi giornalieri attraverso la seguente equazione generale:

$$\text{Carico giornaliero} = \text{Concentrazione} * Qg(\text{linea}) * 10^{-3} = Kg/d$$

- Carico giornaliero BOD<sub>5</sub>: 996,00 Kg/d;
- Carico giornaliero COD: 1.992,00 Kg/d;
- Carico giornaliero TKN: 27,60 Kg/d;

Le concentrazioni e i carichi in ingresso, con i quali abbiamo a che fare, non sono conformi ai limiti delle concentrazioni imposte allo scarico in acque superficiali. Per tanto abbiamo bisogno di un impianto di trattamento che sia in grado di arrivare a valori sotto i limiti previsti dalla normativa regionale. La relazione andrà a verificare il rendimento depurativo dell'attuale impianto considerando le modifiche che verranno applicate.

**La relazione è valida SOLO PER LA PORTATA, LE CONCENTRAZIONI E LE TECNOLOGIE RIPORTATE IN RELAZIONE.**

**Non è garantito un corretto funzionamento dell'impianto qualora vengano immesse nei liquami forti dosi di disinfettante, detergenti 100% biodegradabili, sostanze antisettiche, sostanze chimiche acide od alcaline e che comunque abbattano la flora batterica biologica su cui si basa il processo di depurazione. E' altrettanto non garantito un regolare funzionamento dell'impianto nel caso di cattiva o disattenta gestione del refluo che può causare scarsi od addirittura inesistenti rendimenti epurativi.**



*EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT*

**30** YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

## 8. DESCRIZIONE FASI DI TRATTAMENTO

### 8.1. STAZIONE DI SOLLEVAMENTO:

I liquami affluenti all'impianto arrivano nella zona destinata alla depurazione con una condotta direttamente nella vasca di sollevamento dove sono installate delle pompe sommerse sufficienti alle esigenze dell'impianto. Il liquame viene inviato successivamente alla fase di filtrazione e grigliatura.

La potenza fornita al sistema di pompe è stata ottenuta attraverso questa equazione:

$$P = \frac{\gamma * Q * \Delta H}{\eta}$$

Dove:

- P è eguale alla potenza del motore (W);
- Q rappresenta la portata da erogare (m<sup>3</sup>/s);
- ΔH è la prevalenza della pompa (m di colonna di acqua);
- γ è pari al peso specifico del fluido (N/m<sup>3</sup>);
- η rappresenta il rendimento complessivo delle pompe, ha valori tra 0.7 e 0.8;

Il comparto non è stato modificato e la portata da gestire non è variata rispetto all'autorizzato.

### 8.2. GRIGLIATURA:

La grigliatura delle acque reflue è uno dei trattamenti meccanici preliminari a cui vengono sottoposte le acque di scarico all'ingresso degli impianti di depurazione per rimuovere e ridurre i materiali sospesi e galleggianti medio-fini. In particolare, la grigliatura permette di evitare danneggiamenti alle sezioni di impianto successive, ad esempio le pompe utilizzate per sollevare e spostare il liquido, e ridurre l'accumulo di solidi nelle tubazioni e nelle successive vasche.

Le griglie sono completamente in acciaio inox con tamburo rotante, formato da barrette a sezione trapezoidale, con luce di passaggio 0,5 mm. I reflui da trattare drenando attraverso la superficie filtrante lasciano su di essa le sostanze in sospensione con dimensioni superiori alla luce di passaggio, una lama raschiante provvede al successivo allontanamento. Le acque in uscita sono convogliate in una vasca di raccolta sottostante, completa di attacco flangiato per il collegamento agli stadi depurativi successivi. Il grigliato solido in uscita viene successivamente pressato e inviato allo smaltimento dedicato. Il comparto non è stato modificato e la portata e le concentrazioni di inquinante specifici per il comparto, da gestire, non sono variati rispetto all'autorizzato.



*EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT*

**30** YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

### 8.3. DISSABBIATURA DISOLEATURA

La presenza di materiali di natura prevalentemente inorganica presenti nel liquame, come sabbia e ghiaia finissima è estremamente dannosa per le macchine che operano nella depurazione. Tali materiali infatti hanno un effetto abrasivo sugli organi meccanici con i quali vengono a contatto. La rimozione di tali materiali avviene nel dissabbiatore: il liquame viene immesso in un bacino di calma a pareti inclinate, generalmente a pianta rettangolare, e regolando la velocità di passaggio del liquame, viene favorita la sedimentazione delle sabbie.

Attualmente è presente un decantatore statico che possiamo definire primario, nel quale avviene la sedimentazione dei solidi grossolani (sabbie ecc.); funge anche da equalizzazione e da disoleatore per le sostanze grasse e oleose che naturalmente vengono a galla.

I rendimenti depurativi sono dell'ordine del 60-70% circa e il tempo di detenzione ha valori tra i 2 e i 3 minuti circa. Il comparto non è stato modificato e la portata e le concentrazioni di inquinante specifici per il comparto, da gestire, non sono variati rispetto all'autorizzato.

### 8.4. VASCHE DI EQUALIZZAZIONE ACCUMULO

L'equalizzazione ha la funzione di eliminare o comunque ridurre l'escursione giornaliera delle variazioni di portata del liquame in arrivo, allo scopo di alimentare i successivi trattamenti di depurazione con modalità il più possibile costanti. Infatti, significative variazioni di portata e conseguentemente di carico di inquinante, possono risultare molto gravose e portare a seri mal funzionamenti anche per unità progettate secondo la buona tecnica.

L'equalizzazione è composta da una serie di vasche collegate fra di loro che facevano parte del vecchio impianto di depurazione. Nella vasca tramite un sistema di diffusione a bolle grosse, viene insufflata aria da un compressore volumetrico temporizzato. Nei periodi di alto carico tale sistema di insufflazione d'aria insieme al dosaggio di una certa quantità di fanghi attivi è sfruttato come pre-ossidazione dei reflui prima della fase di ossidazione vera e propria. Mediante delle pompe sommerse, il liquame viene inviato alle successive vasche di ossidazione. La regolazione della portata avviene sulla linea di mandata tramite una by-pass con ricircolo della stessa nella vasca di accumulo.

Il volume necessario risulta dall'andamento nel tempo della differenza tra i volumi di liquami influenti e affluenti, empiricamente può essere assunto tra il 20 e 40 % del volume medio giornaliero di liquame in arrivo all'impianto.

Nel nostro caso abbiamo a disposizione un volume esistente di circa **250 mc.**



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT



Il comparto non è stato modificato e la portata e le concentrazioni di inquinante specifici per il comparto, da gestire, non sono variati rispetto all'autorizzato.

#### 8.5. COMPARTO BIOLOGICO

La rimozione delle sostanze organiche disciolte nell'acqua avviene mediante un trattamento biologico a fanghi attivi, metodo che impiega batteri specifici in grado di eliminare le particelle organiche che sono sfuggite ai trattamenti meccanici e fisici precedenti.

Il trattamento biologico si basa sull'attività di microrganismi (batteri e protozoi), che utilizzano le sostanze organiche disciolte, come fonti di energia necessaria allo svolgimento delle loro attività e per la sintesi di nuove cellule. Vengono introdotte allo scopo di determinare un significativo abbattimento del substrato organico, dei solidi sospesi e disciolti, dell'azoto e parte del fosforo.

La depurazione biologica a fanghi attivi si fonda su due fenomeni:

- La bioflocculazione o formazione del fiocco di fango attivo, è un fenomeno fisico-biologico che si manifesta aerando il liquame organico contenenti batteri. Consiste in una aggregazione di particelle finemente sospese nel liquame, che unendosi formano fiocchi o pellicole di dimensioni e peso specifico tali da poter sedimentare. Mediante la bioflocculazione il fiocco aggrega sostanze sospese secondo un fenomeno molto veloce, che avviene anche in assenza di ossigeno disciolto ed è favorito da un ambiente a basso livello di turbolenza;
- Il metabolismo batterico è l'insieme di reazioni biochimiche operate da batteri su substrati solubili, sia per ottenere energia, sia per produrre biomassa batterica che colonizza i fiocchi. Il metabolismo batterico rimuove le sostanze disciolte in un ambiente aerobico ed è favorito da elevata turbolenza.

Le vasche di ossidazione saranno completamente miscelate, affinché il contatto tra ossigeno e substrato avvenga pienamente: non ha quindi importanza la forma della vasca né la superficie. E' invece fondamentale che la massa batterica sia tale da poter digerire almeno il 90% del substrato in arrivo.

#### Verifica dimensionamento comparto biologico:

In questa fase si andrà ad abbattere la sostanza organica presente nel liquame in ingresso alle vasche di areazione.

Le alte concentrazioni di microrganismi in vasca di areazione sono rese possibili dal continuo ricircolo del fango, ricco di tali batteri aggregati in fiocchi. Poiché le sostanze organiche e



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

inorganiche presenti nei liquami in arrivo determinano un accrescimento della massa dei microrganismi e delle sostanze inerti presenti in miscela nella vasca, la concentrazione del fango andrebbe gradualmente aumentando, non riuscendo più a garantire il corretto funzionamento a regime dell'impianto. Per questo si deve procedere al periodico allontanamento del fango di supero che viene inviato alla linea di trattamento fanghi dove verrà resa palabile e smaltibile.

Per dimensionare la vasca di areazione bisogna considerare i due processi che avvengono in essa:

- L'ossidazione della sostanza organica;
- La nitrificazione dell'azoto ammoniacale;

E' fondamentale che la massa batterica sia tale da poter digerire almeno il 90% del substrato in arrivo. Si definisce  $C_f$  il carico del fango, il rapporto tra i kg di BOD5 che entrano in un giorno nella vasca rispetto ai kg di fango batterico (Solidi Sospesi) presenti nella vasca stessa.

La concentrazione  $X$  del fango nella miscela areata è insieme al fattore  $C_f$  un parametro progettuale.  $C_f$  condiziona le caratteristiche di un impianto a fanghi attivi, mentre  $X$  determina le caratteristiche dimensionali del comparto di areazione dell'impianto. Una volta stabilito  $C_f$  conviene operare con elevate concentrazioni del fango nella miscela areata, in quanto si ripercuotono in minori tempi di detenzione nella vasca di areazione, cioè in vasche di minor volume e quindi di minor costo.

Le concentrazioni non devono superare certi limiti per una duplice ragione:

- $X$  elevata comporta un decadimento nella fase di sedimentazione o la necessità di costosi sovradimensionamenti della fase di sedimentazione stessa.
- Più elevata è  $X$  maggiore deve essere la potenza specifica necessaria per raggiungere una turbolenza nella miscela areata tale da impedire la sedimentazione del fango, quindi si hanno minori velocità di sedimentazione e ancora decadimento nei rendimenti di sedimentazione o necessità di sovradimensionamento della fase stessa.

Fattore di Carico Volumetrico:  $C_v = \frac{Q \times S_0}{V} = X \times C_f \quad \left( \frac{kgBOD_5}{m^3 \times d} \right)$

Tempo di detenzione del liquame nella vasca di areazione:  $t = \frac{S_0}{X \times C_f}$

Età del fango:  $\theta = \frac{V \times X}{Q_s \times X_r}$

Con:

- $Q_s$  = portata di supero
- $X_r$  = concentrazione di SS nel fango di ricircolo



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT



Quest'ultimo parametro rappresenta il rapporto tra la quantità complessiva di fango nella fase di aerazione (in peso) e la quantità di fango di supero prodotta giornalmente (in peso). L'età del fango individua il tempo complessivo in cui il fango, soggetto a ricircolo, soggiorna complessivamente nell'impianto, cioè il tempo di detenzione dei microrganismi ed esprime il numero di giorni necessari a raddoppiare i batteri nel reattore. Per i reattori nitrificanti l'età del fango deve essere maggiore a cinque giorni, diversamente il processo di nitrificazione tende a bloccarsi in quanto la massa batterica nitrificante non fa in tempo a svilupparsi. Per i valori inferiori il reattore demolisce solamente il BOD<sub>5</sub>, analogamente a quanto accade per il carico del fango. La età del fango e carico del fango sono evidentemente legati fra di loro ed è possibile ottenere espressioni che li contengano entrambi.

Il carico di fango preso in considerazione rimane invariato rispetto alle relazioni precedenti ed è ottenuto:

$$\text{Carico BOD}_5 \text{ ing} = 2490 \frac{\text{mg}}{\text{l}} * 400 \left( \frac{\text{mc}}{\text{d}} \right) * 10^{-3} = 996,00 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}$$

Consideriamo una concentrazione di fanghi attivi intorno ai 9-10 g/l nei comparti ossidativi i quali mettono a disposizione 950 mc circa, il carico del fango risulta:

$$\text{Carico BOD}_5 \text{ ing} = 9,5 \frac{\text{g}}{\text{l}} * 950(\text{mc}) * 10^3 = 9025 \text{ kg}$$

$$Cf = \text{Carico BOD}_5 / \text{KgSST} = \frac{996,00}{9025} = 0,11$$

Dalla formula  $Cf = \frac{S_0 \times Q_{24}}{X \times V} = \frac{\text{kg BOD}_5 \text{ applicato}}{\text{kgSS} \times d}$

Allora con  $Q_c = 16,66 \text{ m}^3/\text{h}$  il tempo di detenzione idraulica è:

$$t_r = \frac{V_{oss}}{Q_c} = \frac{950 \text{ m}^3}{16,67 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 57,02 \text{ h}$$

La quantità di fango presente nel comparto di aerazione di un impianto a fanghi attivi con ricircolo è proporzionale alla massa M di microrganismi presenti in vasca di aerazione ed è un parametro che può variare entro ampi limiti durante la gestione dell'impianto di depurazione. Infatti la massa di microrganismi dipende dalla concentrazione di fango nella vasca, la quale, a sua volta, è regolabile in base alla portata di ricircolo.

Conseguenza di ciò è che il tempo di permanenza del refluo nella vasca di aerazione nei processi a fanghi attivi non può essere considerato come parametro di progetto univoco per il dimensionamento del comparto di ossidazione biologica. Si è visto che a parità di cibo sottoposto ad aerazione in un certo lasso di tempo, il grado di assimilazione ed elaborazione risulterà tanto



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

maggiore quanto più elevata è la quantità della massa di microorganismi presenti in vasca e, quindi, quanto più è elevata la concentrazione di microrganismi in vasca di aerazione.

Si può dedurre che quanto più basso risulta il valore del fattore di carico organico tanto maggiori risulteranno la quantità di microrganismi presenti in vasca (correlata alla concentrazione dei microrganismi) e il tempo di detenzione. In definitiva, per diminuzioni del valore del CF, risulta maggiore il relativo grado di ossidazione ed elaborazione a cui sono sottoposte le sostanze organiche per via biologica.

Valori di puro riferimento del fattore di carico sono riportati nella tabella sottostante:

Tipo di impianto	Fattore di carico organico (Kgbod5/KgSS*d)
Aerazione prolungata	Da 0,02 ÷ 0,05 a 0,10 ÷ 0,15
Basso carico	Da 0,2 a 0,3
Medio carico	Da 0,3 a 0,5
Alto carico	Da 0,5 a 0,8

(Fonte) Dati presi dal testo: Luigi Masotti, Depurazione delle acque.

Nel nostro caso, è stato considerato e assunto un valore  $f_i$  Cf pari a 0,11 (aerazione prolungata) in quanto si vuole:

- Un rendimento di abbattimento delle sostanze organiche particolarmente elevato;
- Produrre fango ben stabilizzato;
- Ottenere un effluente ben nitrificato;
- Prevedere che, in futuro, l'impianto possa essere soggetto a sovraccarichi non prevedibili in sede di progetto.

#### Bilancio dell'azoto:

Il carico di TKN in entrata di progetto e autorizzato al trattamento biologico è pari a 27,60 kg / d, di cui:

- Una parte viene assimilata dai microrganismi ed eliminata con il fango di supero;
- Una parte di azoto viene denitrificato;
- La rimanente parte viene versata nel corpo idrico ricettore insieme all'effluente finale nel rispetto dei limiti di legge.

La parte di azoto assimilata dai microrganismi ed eliminata attraverso il fango di supero corrisponde al 5% del BOD abbattuto. In merito alla concentrazione finale di BOD,



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

cautelativamente consideriamo una riduzione del 90 %. Sapendo questo, il TKN eliminato con i fanghi di supero risulta:

$$TKN_{fanghi} = C g_{BODi} \times 0.05 \times 0.90 = 996,00 \frac{kgBOD_5}{d} \times 0.05 \times 0.90 = 44,82 \frac{kgN}{d} > TKN_i$$

Il TKN fanghi è chiamato azoto organico. Durante il periodo di alto carico le concentrazioni di azoto e fosforo presenti vengono assimilate per via biologica dai microorganismi e a volte vengono incrementati con dosaggio di Sali si azoto e di fosforo. Tutto l'azoto viene assimilato dai microorganismi ed eliminata con il fango di supero. **Infatti, essendo un impianto ad aerazione prolungata l'effluente risulta anche ben nitrificato.**

**Nel caso entrasse molto più TKN rispetto a quello considerato e autorizzato esclusivamente a causa di un incidente in filiera di produzione, verificiamo la capacità di nitrificazione.**

#### Nitrificazione

In questo stadio aerobico si svolge l'ossidazione della sostanza organica residua e l'ossidazione dell'azoto ammoniacale a nitrati. La funzione più importante della nitrificazione, associata alla denitrificazione, rimane quella di rimozione dell'azoto. L'eliminazione dell'azoto ammoniacale è condotta per via biologica attraverso popolazioni batteriche autotrofe, che traggono energia necessaria alle loro funzioni vitali dalla ossidazione dell'ammoniaca e utilizzano come fonte di carbonio l'anidride carbonica.

Per consentire la respirazione delle popolazioni batteriche viene insufflata aria dal fondo delle vasche mantenendo sempre una concentrazione adeguata di ossigeno disciolto nella vasca. La vasca è aerata, e opera a elevate età del fango (> 10-15 giorni, a seconda della temperatura) per consentire la crescita dei batteri autotrofi nitrificanti.

Il processo di nitrificazione avviene nella stessa vasca in cui avviene il processo di ossidazione dei composti organici con i fanghi attivi, quindi in essa viene anche contestualmente rimosso il BOD da parte dei batteri eterotrofi. La nitrificazione, insieme alla denitrificazione, consente di ottenere buone rese complessive di rimozione dei composti azotati (l'azoto e il fosforo sono nutrienti che, in quantità eccessive, possono provocare carenze di ossigeno nei corpi idrici superficiali, portando alla cosiddetta eutrofizzazione).

Altri fattori limitanti sono la concentrazione di ossigeno disciolto, che deve essere pari almeno a 2 mg / l e il pH, che deve mantenersi tra valori di 7.2 - 8.5. A questi valori, la velocità di crescita dei microorganismi può considerarsi costante.

Il processo di nitrificazione avvenendo assieme a quello di ossidazione della sostanza organica nella vasca di aerazione, porta i seguenti vantaggi:



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

- Minore produzione di fango di supero;
- Migliori caratteristiche di sedimentabilità del fango;
- Minori costi di impianto e di esercizio.

La sezione impiantistica nella quale avviene il processo è composta da n°3 vasche di forma circolare.

Verifica comparto nitrificazione:

La vasca di nitrificazione dell'impianto ha doppia funzione, come abbiamo visto prima:

- Ossidazione dell'azoto ammoniacale ad azoto nitrico;
- Ossidazione del carico organico (già calcolato).

Bilancio dell'azoto:

$$TKN_{fanghi} = C g_{BODi} \times 0.05 \times 0.90 = 996,00 \frac{kgBOD_5}{d} \times 0.05 \times 0.90 = 44,82 \frac{kgN}{d} < TKN_i$$

$$N - NH_4^+_{biologico} = TKN_i(ipotetico) - TKN_{fanghi} = 72 \frac{kgN}{d} - 44,82 \frac{kgN}{d} = 27,18 \frac{kgN}{d}$$

$$\begin{aligned} \text{Carico } (N - NH_4^+)_{in\ uscita} &= \text{Concentrazione in uscita} \times \text{Portata giornalera} = \\ &= 0.005 \frac{kg}{m^3} \times 400 \frac{m^3}{d} = 2,0 \frac{kg(N - NH_4^+)_{in\ uscita}}{d} \end{aligned}$$

Quindi l'azoto ammoniacale da nitrificare sarà pertanto:

$$N - NH_4^+_{biologico} - \text{Carico } (N - NH_4^+)_{in\ uscita} = 27,18 - 2,0 = 25,18 \frac{kgN}{d}$$

Questo è l'azoto ammoniacale da nitrificare. Il rendimento di nitrificazione dovrà essere pari a:

$$\frac{N - NH_4^+_{biologico} - \text{Carico } (N - NH_4^+)_{in\ uscita}}{N - NH_4^+_{biologico}} = \frac{25,18}{27,18} = 0.92 \rightarrow \text{ovvero } 92\%$$

Il carico di azoto ammoniacale da nitrificare, verranno prima trasformati in azoto nitrico ( $N - NO_3^-$ ) nelle vasche di nitrificazione, poi riciccolati alla fase di denitrificazione del trattamento. Di questo quantitativo dovranno essere denitrificati i kilogrammi necessari a raggiungere i limiti di azoto nitrico imposti allo scarico.

Considerato per l'azoto nitrico ( $N - NO_3^-$ ) una concentrazione di uscita di 6 mg / l, il carico di questo in uscita sarà:

$$\begin{aligned} \text{Carico } (N - NO_3^-)_{in\ uscita} &= \text{Concentrazione in uscita} \times \text{portata giornalera} = \\ &= 0.006 \frac{kg}{m^3} * 400 \frac{m^3}{d} = 2,4 \frac{kg(N - NO_3^-)_{in\ uscita}}{d} \end{aligned}$$



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

L'azoto da denitrificare sarà:

$$N - NH_4^+ \text{ da nitrificare} - \text{Carico} (N - NO_3^-)_{in \text{ uscita}} = 25,18 - 2,4 = 22,78 \frac{kgN}{d}$$

Questo è l'azoto nitrico ( $N - NO_3^-$ ), il rendimento di denitrificazione sarà pari a:

$$\frac{N - NH_4^+ \text{ da nitrificare} - \text{Carico} (N - NO_3^-)_{in \text{ uscita}}}{N - NH_4^+ \text{ da nitrificare}} = \frac{22,78}{25,18} = 0,90 \rightarrow \text{ovvero } 90\%$$

Dati di progetto:

- Portata giornaliera per linea:  $Q_{gLinea} = 400,00 \frac{m^3}{d}$
- Azoto ammoniacale da nitrificare =  $25,18 \frac{kgN}{d}$
- Concentrazione di azoto ammoniacale da nitrificare =  $\frac{25,18 \frac{kgN}{d}}{400,00 \frac{m^3}{d}} \times 10^3 \frac{mg/l}{kg/m^3} = 62,00 \frac{mgN}{l}$
- Volume dalle vasche di ossidazione e nitrificazione = 950 m<sup>3</sup>

Dati di funzionamento prefissati:

- Concentrazione di TKN allo scarico  $TKN_e = 5 \text{ mg / l}$  (in forma di azoto ammoniacale)
- Concentrazione di SS in vasca X = 9,5 kg SS / m<sup>3</sup>
- Temperatura = 12 °C

Tramite l'equazione di Monod è possibile determinare la velocità di nitrificazione:

$$v_{nit}(12) = v_{nit}(20) \times K_t^{(T-20)} \left( \frac{TKN_e}{K_n + TKN_e} \right) \left( \frac{OD}{k_{OD} + OD} \right) [1 - 0,833(7,2 - pH)]$$

Con:

- $v_{nit}(12)$  = Velocità di nitrificazione alla temperatura di progetto;
- $v_{nit}(20)$  = Velocità massima di nitrificazione alla temperatura di 20°C =  $1,92 \frac{kgTKN \text{ rimosso}}{kgSS \times d}$ ;
- $TKN_e$  = Azoto ammoniacale in uscita = 5 mg / l (consideriamo cautelativamente il limite in acque superficiali);
- $OD$  = Concentrazione di ossigeno disciolto = 4 mg / l (considerando la presenza e la possibilità di dosaggio di ossigeno liquido direttamente in vasca);
- $K_t$  = Coeff. Correttivo relativo alla temperatura = 1.124;
- $K_{OD}$  = Coeff. di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto = 1 mgO<sub>2</sub> / l;
- $K_n$  = cost. di semisaturazione relativa all'ammoniaca = 1 mgN-NH<sub>3</sub> / l
- $T$  = temperatura di progetto = 12 °C
- $pH = 7,1$  (per la nitrificazione varia tra 7 e 8)



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

La velocità di nitrificazione alla temperatura di progetto sarà:  $v_{nit}(12) = 0.454 \frac{kgTKN \text{ rimosso}}{kgSS \times d}$

La temperatura di progetto scelta non è di 20 °C, temperatura a cui si ha la massima velocità di nitrificazione, perché la stretta dipendenza della velocità dalla temperatura potrebbe non consentire un processo di nitrificazione completo nelle stagioni più fredde dell'anno, dando luogo così ad una nitrificazione non ben controllabile e variabile nel tempo.

Il carico di azoto da nitrificare è pari a  $25,18 \frac{kgN}{d}$ , e la biomassa nitrificante  $X_n$  sarà:

$$X_n = \text{Carico di azoto da nitrificare} / v_{nit}(12) = \frac{25,18 \frac{kgN}{d}}{0.454 \frac{kgN}{kgSS \times d}} = 55,46 \text{ kgSS}$$

Per determinare il BOD5 in uscita si suppone che il comparto biologico (nitrificazione + denitrificazione + ossidazione) determini un abbattimento del substrato organico in ingresso con un rendimento depurativo del 90%.

Per ottenere la quantità di biomassa totale in cui vi sia una frazione di batteri nitrificanti pari a 60,79 kgSS è necessario ricercare il valore della frazione nitrificante  $f$ :

$$f = \frac{X_n}{X_{tot}} = \frac{1}{1 + \frac{Y(S_0 - S_e)}{Y_N(TKN_0 - TKN_e)}}$$

Dove:

- $S_0$  = Concentrazione di BOD in ingresso = 2.490 mg / l;
- $S_e$  = Concentrazione di BOD in uscita = 40 mg / l
- $TKN_0$  = Concentrazione di azoto ammoniacale in ingresso = 69 mg / l
- $TKN_e$  = Concentrazione di azoto ammoniacale in uscita = 5 mg / l
- $Y/Y_N$  = rapporto tra i coeff. di resa cellulare della popolazione batterica totale e nitrificante = 3.7

$$f = \frac{X_n}{X_{tot}} = \frac{1}{1 + 3.7 \times \frac{(2490 - 40)}{(69 - 5)}} = 0.00701$$

$$X_{tot} = \frac{X_n}{f} = \frac{55,46 \text{ kgSS}}{0,00701} = 7.911,91 \text{ kgSS}$$

Considerando una concentrazione media di fanghi attivi in vasca pari a  $X = 9,5 \text{ kg SS} / m^3$  si ottiene il volume del reattore necessario per la nitrificazione.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

$$V_N = \frac{X_{tot}}{X} = \frac{7.911,91 \text{ kgSS}}{9,5 \frac{\text{kgSS}}{\text{m}^3}} = 832,83 \text{ m}^3$$

Si può vedere che il volume dal quale abbiamo bisogno per la nitrificazione/denitrificazione è minore dal valore della vasca di ossidazione (950,00 m<sup>3</sup>). **Pertanto le vasche di ossidazioni presenti, per un totale di 950 mc, sono più che sufficienti in caso di incidente con però attivi i sistemi di erogazione di ossigeno liquido diretto in vasca.**

#### Denitrificazione:

Per quanto concerne l'abbattimento dell'azoto nitrico, in caso di incidente o nei periodi di basso carico, è possibile temporizzare i compressori e/o modularli mediante inverter collegato ad un ossimetro della vasca di ossidazione 1 e creare momentaneamente condizioni con scarsa presenza di ossigeno fino al rientro del problema, sfruttando il volume come denitrificazione.

Nella fase di denitrificazione vengono utilizzate le sostanze organiche nei liquami e presenta il vantaggio che la cessione di ossigeno contenuto nei nitrati, per poter ossidare le sostanze organiche (cibo) comporta la riduzione del BOD<sub>5</sub> effluente. Infatti 1 kg di NO<sub>3</sub>(N) ridotta corrisponde a circa 1 kg di BOD<sub>5</sub> ridotto, che quindi, non ha richiesto ossigeno dall'esterno per la sua rimozione. La concentrazione di fango dovrà essere di circa 4-5 Kg SS/mc (nel comparto biologico è circa 9,5 KgSS/mc). La portata di ricircolo è mantenuta elevata, dell'ordine del 100% della portata in ingresso.

La denitrificazione avviene ad opera di batteri eterotrofi facoltativi denitrificanti. Questi batteri si trovano in un ambiente povero di ossigeno, così utilizzino come fonte d'ossigeno, l'ossigeno dei nitrati, riducendo questi ultimi ad azoto molecolare che si libera nell'atmosfera.

Per la denitrificazione è necessario avere:

- Scarsità di ossigeno per far in modo che batteri utilizzino l'ossigeno contenuto nei composti dell'azoto.
- Un certo tenore di carbonio in forma prontamente utilizzabile (sempre è necessario per la sintesi cellulare)
- Azoto in forma di nitriti e nitrati

#### *Verifica volume di denitrificazione*

Anche in questo caso ci si pone condizione di funzionamento più critica, con temperatura minima di liquame grezzo per l'alimentazione dei batteri denitrificanti pari a 15 °C.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Dati di progetto:

Portata giornaliera per linea:  $Qg = 400 \frac{m^3}{d}$

Azoto nitrico ( $N - NO_3^-$ ) da denitrificare =  $22,78 \frac{kgN}{d}$

Conc. di ( $N - NO_3^-$ ) da denitrificare =  $\frac{22,78 \frac{kgN}{d}}{400 \frac{m^3}{d}} \times 10^3 \frac{mg/l}{kg/m^3} = 56,95 \frac{mgN}{l}$

Dati di funzionamento prefissati:

- Concentrazione di ( $N - NO_3^-$ ) allo scarico = 6 mg / l;
- Concentrazione di SS in vasca (X) = 9,5 kgSS / m<sup>3</sup>;
- Temperatura = 15 °C.

Calcolo della velocità di denitrificazione alla temperatura di funzionamento prevista, ovvero si valutano i mg di ( $N - NO_3^-$ ) eliminati per ogni kg SS \* ore:

$$v_{den}(T) = v_{den}(20) \phi^{T-20}$$

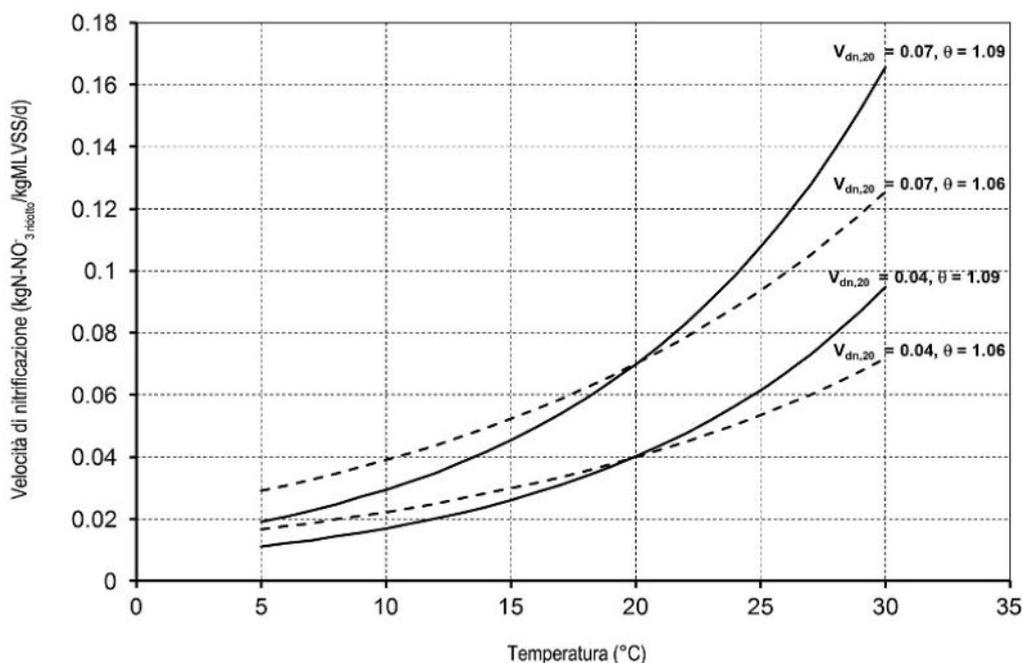


Figura 3: Velocità di denitrificazione in un bacino alimentato con liquami grezzi al variare della temperatura, del valore del coefficiente sperimentale e per un valore di circa 0 mg/l d ossigeno disciolto.

- $v_{den}(20)$  = velocità di denitrificazione a 20 °C =  $0.072 \frac{kg(N-NO_3)_{eliminati}}{kgSS \times d}$
- $\phi$  = coeff. di correzione temperatura = 1.12



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

- T = 15 °C temperatura di progetto della denitrificazione

- $v_{den}(15) = 0.04 \frac{kg(N-NO_3)_{eliminati}}{kgSS \times d}$

Per denitrificare tale quantità di sostanza abbiamo bisogno da una biomassa eterotrofa denitrificante Xd pari a:

$$Xd = \text{carico di azoto da denitrificare} / v_{den}(15) = \frac{22,78 \frac{kgN}{d}}{0,04 \frac{kgN}{kgSS \times d}} = 569,5 \text{ kgSS}$$

Se si assume una concentrazione media del fango pari a X = 9,5 kg SS / m<sup>3</sup>, che è la stessa a quella che vogliamo avere in vasca di ossidazione, risulta un volume della vasca di denitrificazione pari a:

$$V_{denitrif} = \frac{569,5 \text{ kgSS}}{9,5 \frac{kgSS}{m^3}} = 59,60 \text{ m}^3$$

Il volume a disposizione, esclusivamente in caso di incidente, per creare un ambiente consono alla denitrificazione mediante la temporizzazione dei compressori o la regolazione tramite inverter e il ricircolo è più che sufficiente.

#### Vasca di ossidazione 1:

I reflui tramite un sistema di pompaggio vengono inviati nella **vasca di ossidazione 1 del volume di circa 180 mc**. All'interno della vasca è presente un processo a biomassa adesa su riempimento mobile (in vasca a fanghi attivi) contenente corpi di plastica i quali vengono tenuti in sospensione all'interno della miscela aerata e su di esso cresce un biofilm batterico simile a quello dei letti percolatori. Tale processo depurativo è stato applicato per migliorare e aumentare le prestazioni del comparto depurativo a fanghi attivi. L'introduzione di elementi di supporto in sospensione nella miscela aerata produce un aumento della biomassa all'interno del reattore, che essendo adeso, non necessita sempre del ricircolo. Il fango che si produce per distacco del biofilm dal riempimento è infatti fango di supero. Ciò comporta una riduzione delle volumetrie e una semplificazione del sistema.: la maggior concentrazione di biomassa riduce la volumetria della fase di ossidazione. L'aerazione avviene attraverso un sistema di diffusori a bolle fini, alimentato con aria proveniente da un compressore volumetrico, regolato a sua volta da un ossimetro collegato all'inverter del compressore. In questa vasca oltre all'alimentazione arriva anche il ricircolo dei fanghi provenienti dalla vasca di ossidazione n°3 (ex vasca membrane). Nei periodi di basso carico o eventualmente in caso fosse necessario denitrificare, il compressore viene temporizzato o modulato mediante inverter collegato ad ossimetro.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

### Vasca di ossidazione 2:

Per passaggio di gravità il mixed liquor passa alla seconda vasca di ossidazione **del volume di circa 650 mc**. Qui il sistema di diffusione dell'aria è del tipo MTS, nel quale si ha con l'ausilio di una pompa centrifuga, esterna alla vasca, una pressurizzazione dell'aria che poi viene liberata attraverso una serie di ugelli fissati sul fondo della vasca. L'aria necessaria viene fornita da un secondo compressore volumetrico ed iniettata nel circuito di pressurizzazione. La regolazione avviene mediante ossimetro il quale è collegato, come nella vasca 1 all'inverter del compressore. Durante i periodi di punta coincidenti con i mesi più caldi è installato un serbatoio di ossigeno liquido che viene insufflato in vasca tramite il sistema di distribuzione a ugelli.

Inoltre, è presente un sistema di diffusione a ossigeno puro di tipo flottante: si tratta del sistema "MVO/I-SO", potenza installata 22kW circa, particolarmente indicato per interventi rapidi e in presenza di condizioni complesse e critiche in grado di garantire un'efficienza di trasferimento dell'ossigeno compresa tra i 4,5-5 KO<sub>2</sub>/kWh. Presenta un'elevata performance nel trasferimento di ossigeno, ottima capacità di miscelazione e un notevole risparmio energetico.

### Vasca di ossidazione 3:

Le membrane sono state rimosse completamente, è presente una rete di distribuzione aria per l'ossigenazione del refluo. **Il volume della vasca è di 120 mc**, la vasca è stata trasformata in un classico comparto ossidativo a fanghi attivi a biomassa sospesa.

### Fabbisogno di ossigeno

Bisogna fornire alle vasche di ossidazione – nitrificazione il quantitativo di ossigeno necessario per i batteri aerobi, in modo che possa avvenire la rimozione del substrato organico e l'ossidazione dell'ammoniaca.

Fattore di carico organico (KgBOD <sub>5</sub> /KgSS*d)	Fo (solo frazione carboniosa KgO <sub>2</sub> /KgBOD <sub>5</sub> abb)
< 0,2	1,4 ÷ 1,6
0,2 ÷ 0,4	1,1 ÷ 1,3
0.5	0,8 ÷ 1,0
0,6 ÷ 1	0,4 ÷ 0,7

(Fonte) Dati ricavati dal testo Vosloo P.B.B, some factor relating to the design of activated sludge plants, Water Pollution Control, 1970.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Pertanto, l'ossigeno necessario per la sola frazione carboniosa è dato da:

- $\Delta BOD = BOD5$  abbattuto nel trattamento biologico = carico organico rimosso giornalmente =  $996,00 * 0.9 = 896,40 \text{ kg / d}$ ;

$$QO_2 = F_o * \Delta BOD = 1,4 * 996,00 = 1394,00 \frac{KgO_2}{d}$$

Trattandosi di un impianto ad aerazione prolungata, va aggiunto l'ossigeno necessario per la nitrificazione dei composti azotati, con un ulteriore consumo di ossigeno.

$$\Delta TKN = C * \text{Azoto da nitrificare} = 4,6 * 27,60 = 126,96 \text{ kgO}_2/d$$

Con:

- c = coeff. di nitrificazione = 4.6
- azoto da nitrificare = 27,60 kgN / d

Richiesta totale è:

$$O_2 = QO_2 + \Delta TKN = 1394,00 + 126,96 = 1520,96 \frac{KgO_2}{d}$$

La quantità di ossigeno a fornire è tanto più alta quanto più basso è il  $C_f$  o, in altri termini, quanto più alta è l'età del fango, cioè il tempo di permanenza in fase di aerazione delle sostanze organiche sottratte dal flusso liquido. Il grado di ossidazione è tanto maggiore quanto maggiore è la età del fango e quanto minore è  $C_f$ .

Il fabbisogno di ossigeno così calcolato corrisponde alla richiesta di  $O_2$  del processo biologico nelle condizioni effettive di funzionamento (AOR, Actual Oxygen Requirement).

I dispositivi di aerazione vengono testati in condizioni cosiddette "standard" (acqua pulita,  $T=20^\circ C$ , concentrazione di ossigeno disciolto di 0 mg/l, pressione di 760 mmHg) e quindi deve essere calcolato il fabbisogno di ossigeno che le macchine di aerazione devono essere in grado di fornire in condizioni standard (SOTR, Standard Oxygen Requirement).

C20	=	9,08	mg/l	Concentrazione di $O_2$ a saturazione in acqua pulita alla temperatura di $20^\circ C$ e alla pressione di 760 mmHg salinità nulla
C15		10,07	mg/l	Concentrazione di $O_2$ a temperatura di progetto con salinità nulla
F	=	0,9		
CX	=	2	mg/l	Concentrazione effettiva di $O_2$ nel comparto di aerazione
T	=	15	$^\circ C$	temperatura media operativa



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

- $\alpha$  = 0,65 adim. Coeff. Riduttivo della capacità di trasferimento di ossigeno nella miscela aerata rispetto all'acqua pulita con insufflazione bolle medio-fini alta portata e 6,5 kgSS/m<sup>3</sup>
- MO<sub>2</sub> = 0,28 KgO<sub>2</sub>/mc Massa ossigeno per metro cubo
- $\beta$  = 0,95 aDim. Coeff. Riduttivo della concentrazione di saturazione dell'ossigeno nella miscela aerata risp. all'acqua pulita

$$\frac{P_b}{P_a} = \exp * \left( - \frac{(g * m * (Z_B - Z_A))}{(R * T)} \right) = \exp * \left( - \frac{(9,81 * 28,97 * (14 - 0))}{(8314 * 288,15)} \right) = 1,00$$

P<sub>b</sub> e P<sub>a</sub> rispettivamente la pressione alla quota altimetrica dell'impianto (14) e quella di riferimento (0)

Calcoliamo l'ossigeno disciolto alle condizioni di salinità, altitudine e temperatura del sito

$$C_{s,T,H} = C_{15} * \frac{(P_a)}{(P_b)} = 10,07 * 1,00 = 10,07 \text{ mg/l}$$

Invece, il valore di pressione atmosferica in colonna d'acqua, alla quota di impianto è:

$$P_{atm,H} = \frac{\left( \frac{P_b}{P_a} \right) * (P_{atm})}{\gamma} = \frac{1,00 * (101,325)}{9,802} = 10,34 \text{ m}$$

Il valore della concentrazione media di ossigeno disciolto in acqua pulita è pari:

$$C_{st,h} = C_{s,T,H} * \frac{1}{2} * \left( \frac{(P_{atm,h} + P_w,pr of eff)}{(P_{atm,H})} + \frac{O_t}{21} \right) = 10,07 * \frac{1}{2} * \left( \frac{(10,34 + 4,50)}{(10,34)} + \frac{19}{21} \right) = 11,78 \text{ mg/l}$$

Si consideri che nel calcolo si è assunto che la percentuale della concentrazione di ossigeno disciolto che non reagisce è pari al 19% e che i diffusori sono stati installati ad una profondità di 0,5 dal pavimento della vasca. Pertanto la pressione di quota dei diffusori, valutata a partire dal fondo della vasca di aerazione è pari a una media di (5,00-0,5=4,50 m).

La capacità di ossigenazione in condizioni standard sarà:

$$SOR = AOR * \left( \frac{(C_{20})}{(\alpha * F) * (\beta * C_{st,H} - CX)} \right) * (1,024)^{(20-T)} = 118,52 \text{ Kg/h}$$

$$Q_{aria} = \frac{SOTR}{E * 60 \text{ min/h} * MO_2} = \left( \frac{118,52 \text{ Kg/h}}{0,35 * 60 * 0,28} \right) = 20,15 \text{ mc/min}$$

Considerando i 3 compressori, che insieme erogano circa 90 kg/h di ossigeno, la presenza dell'ossigeno liquido nel sistema MTS e la presenza del sistema di diffusione a ossigeno puro di tipo flottante che una volta attivato cede circa 100 KgO<sub>2</sub>/h, la richiesta di ossigeno nei comparti biologici è soddisfatta.

#### Calcolo delle portate di ricircolo e di supero



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Nell'impianto in oggetto, esclusivamente quando richiesto, in caso di incidente o basso carico, la fase di denitrificazione è situata nella vasca di ossidazione 1. Questo comporta un vantaggio economico dal punto di vista operativo. Attraverso tale sistema, il carbonio necessario allo sviluppo della popolazione batterica, arriva direttamente con il liquame proveniente dal sedimentatore secondario. Quindi abbiamo due portate di alimentazione al trattamento di denitrificazione:

- Una portata  $Q_r$  di fanghi sedimentati dal fondo del sedimentatore secondario così da apportare in vasca una buona concentrazione di biomassa batterica, costituita da batteri già acclimatati che portano ad un facile e rapido innesco delle reazioni biologiche;

Portata di ricircolo del fango dal sedimentatore secondario ( $Q_r$ ):

Portata giornaliera per linea:  $Q_g = 400 \frac{m^3}{d}$

Portata di calcolo:  $Q_c = 16,66 \frac{m^3}{h}$

Concentrazione di fango di ricircolo ( $C_r$ ) = 12 kgSS / m<sup>3</sup>

Concentrazione di fango di miscela areata ( $C_a$ ) =  $C_a = \frac{1}{[1+(\frac{1}{R})]} * C_r = 4,50 \text{ KgSS}/m^3$

Facciamo un bilancio di massa dei solidi sospesi intorno al sedimentatore secondario:

$$(Q_c + Q_{ricircolo})X = V \left( \frac{dx}{dt} \right) + (Q_c - Q_{supero})X_u + Q_{ricircolo}X_r + Q_{supero}X_r$$

Poiché  $Q_{supero}$ ,  $X_u$  e  $V(dx / dt)$  sono molto piccoli rispetto agli altri termini, la formula si può semplificare e diventa:

$$(Q_c + Q_{ricircolo})X = Q_{ricircolo}X_r$$

Q ricircolo sarà nostro  $Q_r$ :

$$Q_r = \frac{Q_c X}{(X_r - X)} = \frac{16,66 \frac{m^3}{h} \times 4,5 \frac{kgSS}{m^3}}{(12 - 4,5) \frac{kgSS}{m^3}} = 9,99 \frac{m^3}{h}$$

Ammettendo che la concentrazione di fango di ricircolo estratto dal fondo del sedimentatore secondario sia  $X_r = 12 \text{ kgSS} / m^3$  (in genere deve essere compresa tra 6 e 12), per mantenere



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

la concentrazione prestabilita di fanghi attivi  $X = 9,5 \text{ kgSS} / \text{m}^3$  nella vasca di areazione dobbiamo avere un rapporto di riciclo pari a:

$$R = \frac{Q_r}{Q_c} = \frac{X}{(X_r - X)} = 0.6$$

Quindi i fanghi di ricircolo sono pari al 60 % del totale della portata in ingresso alla vasca. Nella gestione dell'impianto bisogna poter avere una certa flessibilità nella portata di ricircolo, in modo da poter compensare minori concentrazioni nella vasca di areazione o aumenti di scarichi tossici in arrivo all'impianto. Pertanto converrebbe avere un rapporto di riciclo intorno a 1, assicurando così la possibilità di regolazione anche a valori inferiori.

Pertanto lavoriamo con una  $R = 1$  e una portata  $Q_r = 16,66 \text{ m}^3 / \text{h}$ .

Portata dei fanghi di supero:

- Carico del fango:  $0,11 \text{ kg BOD} / \text{kg SS} * \text{d}$
- BOD abbattuto al biologico =  $2.490 - 40 = 2.450 \text{ kg BOD} / \text{d}$
- Concentrazione dei fanghi nel ricircolo =  $12 \text{ kg SS} / \text{m}^3$

Facendo il bilancio della biomassa generata in vasca di ossidazione e quella espulsa attraverso il supero del sedimentatore secondario, devono essere uguali, e il bilancio del substrato rimosso nella vasca di ossidazione e la sua differenza di concentrazione ingresso / uscita nella vasca stessa, si ottiene la relazione:

$$\frac{Q_{sup\ ero} \times X_r}{Q \times \eta_{BOD} \times S_0} = Y - \frac{K_d \times V \times X}{\eta_{BOD} \times Q \times S_0} = Y - \frac{K_d}{\eta_{BOD} \times C_f}$$

$K_d$  = coeff. di morte batterica =  $0.05 \text{ giorni}^{-1}$

$Y$  = coeff. che lega la velocità assimilativa della biomassa alla velocità di rimozione del substrato, che è la quantità di substrato necessaria per unità di biomassa formata (in  $\text{kg SS} / \text{kg BOD}$  abbattuti) = 1

$$Q_{sup\ ero} = \left( Y - \frac{K_d}{\eta_{BOD} \times C_f} \right) \times \frac{Q \times \eta_{BOD} \times S_0}{X_r} =$$

$$= \left( 1 - \frac{0.05 \text{d}^{-1}}{0.90 * 0.2 \frac{\text{kgBOD}}{\text{kgSS} \times \text{d}}} \right) \times \frac{400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 0.90 \times 2490 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{12 \frac{\text{kgSS}}{\text{m}^3}} = 53,93 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT



L'età del fango  $\Theta$ , esprime l'inverso della velocità di crescita del fango, è definita come:

$$\Theta = \frac{V \times X}{Q_s \times X_r} = \frac{\text{fangò presente in vasca}}{\text{fangò prodotto giornalmente}}$$

Con:

- $Q_s$  = Portata di supero = 53,93 m<sup>3</sup> / d
- $X_r$  = Concentrazione di SS nel fango di ricircolo = 12 kg SS / m<sup>3</sup>
- $V$  = Volume della vasca di areazione = 950m<sup>3</sup>
- $X$  = Concentrazione dei fanghi in vasca di areazione = 9,5 kg SS / m<sup>3</sup>

Applicando questi dati si ottiene:

$$\theta = \frac{V \times X}{Q_s \times X_r} = \frac{950 \text{ m}^3 \times 9,5 \frac{\text{kgSS}}{\text{m}^3}}{53,93 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 12 \frac{\text{kgSS}}{\text{m}^3}} = 13,94 \text{ d}$$

L'età del fango rappresenta il tempo di ricambio del fango presente, si definisce come il rapporto tra il fango presente nella vasca di ossigenazione ed il fango uscito con la portata di supero.

Poiché tutto funziona in regime permanente, la massa di fango smaltita giornalmente deve essere uguale alla massa netta prodotta dai batteri a spese del BOD.

In un impianto di depurazione ad aerazione prolungata, anche se la stabilizzazione del fango non viene spinta al massimo, il fango di supero estratto è pur sempre in uno stato di stabilità accettabile, che gli permette di essere manipolato senza nessun problema particolare.

## 8.6. SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

In uscita dalla fase ossidativa la miscela viene inviata al sedimentatore secondario nel quale avviene la separazione di acqua e fango. Per avere una sedimentazione efficace, il tempo di detenzione del liquido nella vasca deve essere sufficiente e il carico idraulico superficiale deve entrare nei tra i valori limite. La sedimentazione secondaria ha due lavori di fare:

- Creare un'acqua chiarificata, pertanto la rimozione dei solidi sospesi deve essere tale da conferire all'acqua un aspetto limpido;
- Favorire l'ispessimento del fango, cioè abbassare il più possibile la percentuale di acqua nel fango e quindi innalzare la percentuale di secco.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT



In questa fase si giudica il corretto funzionamento dell'impianto. Infatti se non fosse così, si formerebbero schiume da ricollegarsi a popolazioni batteriche non previste, si avrebbe risalita del fango in superficie dovuta all'elevato contenuto di azoto nel fango.

Nell'impianto in oggetto, il sedimentatore secondario sarà del tipo circolare a trazione periferica. Il fango raccolto sul fondo si deposita in un pozzo di sollevamento, in cui, tramite alcune pompe viene rimesso nella linea di trattamento, oppure è inviato alla vasca di stabilizzazione aerobica dei fanghi.

Per dimensionare un sedimentatore secondario sono stati utilizzati questi parametri:

- Il tempo di residenza: quanto maggiore sia il suo valore, maggiore sarà la dimensione degli agglomerati;
- Il carico idraulico superficiale (CIS): deve essere tale da consentire alle particelle solide di separarsi dal liquido;
- Il carico dei solidi sospesi, chiamato anche flusso solido (FS): è il rapporto tra la portata dei fanghi e la superficie della vasca. Tale valore fornisce un'idea sull'entità dell'ispessimento della biomassa batterica, ovvero sulla capacità del sedimentatore di produrre un fango di ricircolo sufficientemente concentrato.

Dati di progetto

- Concentrazione di fango di ricircolo (X) = 12 kgSS / m<sup>3</sup>;
- Portata di calcolo di tempo secco:  $Qc = 16,66 \frac{m^3}{h}$ ;

Dati di funzionamenti prefissati:

- Tempo di residenza: 4 h;
- Concentrazione fango miscela aerata (Ca): 4,5 KgSS/mc
- Flusso solido limite (FSL): 6 kgSS / m<sup>2</sup>\*h
- Concentrazione fango ispessito (Cu):  $\frac{Ca}{Cu} = \frac{1}{1 + (\frac{1}{\phi})}$

Ipotizzando un fattore di ricircolo pari al 100% della portata giornaliera, si ottiene:

$$Cu = \left[ 1 + \left( \frac{1}{1} \right) \right] x Ca = 2 * 4,5 = 9 \text{ KgSS/mc}$$

Il sedimentatore dovrà essere dimensionato per consentire un ispessimento del fango pari a Cu. Per sicurezza, si dimensionerà la vasca per consentire una concentrazione di fango ispessito maggiore di circa il 20 %. Pertanto Cu diventerà 10,8 KgSS/mc. La relativa concentrazione di progetto del fango in arrivo dalla vasca di aerazione dovrà considerarsi pari a:



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT



$$Ca = \left(\frac{1}{2}\right) * Cu = 10,8 * \frac{1}{2} = 5,4 \text{ KgSS/mc}$$

Calcolo della superficie minima in pianta per l'ispessimento:

Fissando il parametro FS si ottiene che la superficie minima teorica della vasca deve essere:

$$Area \text{ superficiale}_{minima} = \frac{(1 + R) \times Q}{FSL} * Ca = \frac{(1 + 1) \times 16,66 \frac{mc}{h}}{6 \frac{kgSS}{m^2h}} * 5,4 \text{ KgSS/mc} = 29,98 \text{ m}^2$$

Calcolo della superficie minima in pianta per la chiarificazione:

$$Area \text{ superficiale}_{minima} = \frac{(1 + R) \times Q}{Cis} * Ca = \frac{(1 + 1) \times 16,66 \frac{mc}{h}}{0,8 \frac{mc}{m^2h}} = 41,65 \text{ m}^2$$

Poiché i vincoli impongono di non aumentare ulteriormente il CIS, prendiamo come superficie minima di riferimento il valore massimo ottenuto, cioè 41,65 mq.

Quindi il volume della vasca di sedimentazione sarà:

$$V = t \times Q_c = 4 \text{ h} \times 16,66 \frac{m^3}{h} = 66,64 \text{ m}^3$$

Dimensioni di costruzione

- Diametro massimo = 15 m;
- Altezza massima = 4,5 m;

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 41,65 \text{ m}^2}{\pi}} = 7,28 \text{ m}$$

$$H = \frac{V}{A} = \frac{66,64 \text{ m}^3}{41,65 \text{ m}^2} = 2,4 \text{ m}$$

Per evitare trascinamenti, verifichiamo che la portata specifica allo stramazzo (PSS) sia minore di 10 m<sup>3</sup> / m\*h. In nostra vasca questa è pari a:

$$PSS = \frac{Q_c}{2\pi D} = \frac{16,66}{2 * \pi * 7,28} = 0,364 \frac{m^3}{m \times h} < 10 \frac{m^3}{m \times h}$$

Lo stramazzo deve essere tale da non causare velocità del liquido in uscita troppo elevate, perché in caso di turbolenza del moto in prossimità del bordo della vasca, potrebbe causare la risalita e la fuoriuscita di parte del sedimento.



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

La vasca ha delle misure tali da rispettare l'area superficiale e il volume minimi imposti dal dimensionamento.

#### 8.7. VASCA DIGESTIONE AEROBICA

La verifica del dimensionamento idraulico della fase di stabilizzazione aerobica dell'impianto di depurazione a fanghi attivi è realizzata per:

- Solo digestione aerobica.

Dati:

- Portata volumetrica da trattare (q<sub>24</sub>): 400,00 mc/d;
- Volume ossidazione (V<sub>ox</sub>): 950 mc;
- Concentrazione biomassa in ossidazione (x<sub>aer</sub>): 9,5 KgSS/mc;
- Fango di supero estratto (ΔX<sub>ff</sub>): 623,29 KgSS/d;
- Concentrazione SS allo scarico (X<sub>out</sub>): 10 mgSS/l;
- Rapporto VSS/SS nei fanghi freschi (SV<sub>ff</sub>): 0,79 adim;
- Umidità del fango in alimento in stabilizzazione (U<sub>ff</sub>): 0,98 adim;
- Peso specifico fango fresco (φ<sub>ff</sub>): 1000 Kg/mc;
- Umidità fango stabilizzato (U<sub>stab</sub>): 0,975 adim;
- Contenuto di secco del fango stabilizzato: (S<sub>stab</sub>): 0,025 adim;
- Temperatura di esercizio della stabilizzazione (T): 12°C;
- Frazione di solidi volatili rimossi durante la stabilizzazione (r): 0,35 adim.

Calcoliamo la biomassa nel reattore di ossidazione e biomassa in uscita dall'ossidazione:

$$X_{aer} = V_{ox} \times x_{aer} = 950 \times 9,5 = 9025 \text{ KgSS}$$

$$\Delta X^{\circ} = \Delta X_{ff} + x_{out} * q * 10^{-3} = 623,29 \times 10 \times 400 \times 10^{-3} = 2493,16 \text{ KgSS/d}$$

Portata volumetrica fango fresco:

$$q_{ff} = \frac{\Delta X_{ff}}{\phi_{ff} * (1 - U_{ff})} = \frac{623,29}{1000 * (1 - 0,98)} = 31,16 \text{ mc/d}$$

Il tempo di residenza nella fase di ossidazione:

$$SRT_{aer} = \frac{X_{aer}}{\Delta X^{\circ}} = \frac{9025}{2493,16} = 3,62 \text{ d}$$

Tempo di residenza cellulare della fase di stabilizzazione aerobica:



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

Ad un valore della temperatura media di 12° e a una percentuale di riduzione dei solidi volatili del 35%, dal grafico riportato sotto, corrisponde un valore del prodotto tra SRT tot \*T pari a 320°. Ad esso corrisponde un valore SRT tot pari a 26,7. Pertanto il valore del SRT stab sarà:

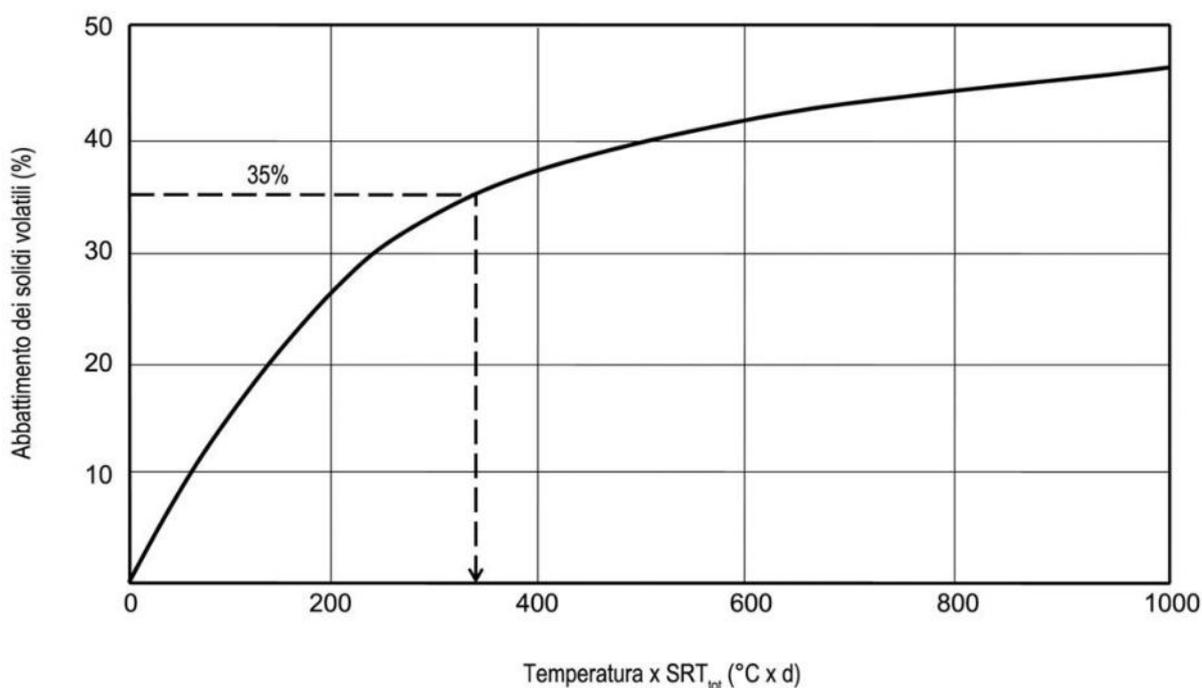


Figura 4: Grafico rapporto tra %abbattimento solidi volatili e Temperatura \*SRT.

$$SRT_{stab} = SRT_{tot} - SRT_{aer} = 26,7 - 3,62 = 23,08 d$$

$$V_{stab} = q_{ff} * SRT_{stab} = 31,16 * 23,08 = 719,17 mc$$

Noi abbiamo a disposizione una vasca da 1000 mc, quindi sufficienti, con all'interno un aeratore sommerso da 30 kW.

#### 8.8. VASCA ISPESSIMENTO FANGHI DI SUPERO

L'ispessimento a gravità con vasca dedicata è il sistema più diffuso d'ispessimento fanghi, presso impianti sia di piccole che di grandi dimensioni. Concettualmente è analogo al processo di sedimentazione. Esso consente riduzioni volumetriche del fango anche misto e non crea problemi particolari per i lunghi tempi di detenzione. Presso l'azienda, a disposizione degli enti preposti al controllo, sarà possibile consultare il registro di carico e scarico sul quale verranno registrati tutti



EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT

30 YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

gli smaltimenti, come previsto dalla normativa vigente. Gli smaltimenti verranno effettuati in agricoltura come da autorizzazione ottenuta. Il fango viene estratto dalla nuova vasca di digestione aerobica tramite apposite pompe centrifughe esterne.

- $q_p$  = portata volumetrica di supero 53,93 mc/d;
- $d_r$  = densità relativa fango separato da processo a biomassa sospesa = 1.005 adimensionale
- Contenuto di secco S (fonte Metcalf & Eddy, 2006) = 1,15%;
- Carico dei solidi  $C_s$  (KgSS/m<sup>2</sup>/d) = 50

Calcoliamo la portata massica del fango di supero:

$$M_{ss} = q_p * d_r * S_p * 10 = 53,93 * 1,005 * 1,15 * 10 = 623,29 \text{ kgss/d}$$

Il valore di carico dei solidi di solito è assunto nell'intervallo tra 40-80 KgSS/mq/d, nel caso specifico assumiamo 50.

$$S = \frac{M_{ss}}{C_s} = \frac{623,29 \frac{\text{kgSS}}{\text{d}}}{50 \frac{\text{kgSS}}{\text{d m}^2}} = 12,46 \text{ mq}$$

$$D_{teorico} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 12,46 \text{ m}^2}{\pi}} = 3,98 \text{ m}$$

Il sedimentatore/vasca di accumulo antincendio che verrà convertito in ispessitore a gravità è più che sufficiente per il fango che dovrà ospitare, in quanto il suo diametro è di 4 m.

Verifichiamo il carico idraulico superficiale:

$$C_s = \frac{Q_{sup \text{ max}}}{n * S_{reale}} = \frac{53,93 \text{ mc/d}}{50,24 \text{ mq} * 1} = 1,07 \text{ mc/mqd}$$

Il valore ottenuto è inferiore a quelli tipicamente consigliabili per i fanghi, che deve essere compreso tra 4-8 mc/mq/d. L'adozione di valori troppo bassi può dar luogo a fenomeni di setticità, a produzione di odori molesti ecc. Nel nostro caso, a monte dell'ispessitore è presente una stabilizzazione aerobica la quale riduce e/o risolve i problemi di odor, setticità ecc.



*EXPERIENCE IN  
WATER TREATMENT*

**30** YEARS  
1990-2020  
ANNIVERSARY

#### 8.9. DISIDRATAZIONE FANGHI

Il fango una volta stabilizzato e ispessito viene disidratato mediante l'utilizzo di una centrifuga. La disidratazione è un'operazione unitaria di tipo fisico, finalizzata a ottenere un'ulteriore riduzione del contenuto di acqua dei fanghi, rispetto a quella già ottenuta con l'ispessimento, in cui si rimuove soltanto l'acqua che liberamente e velocemente si separa dal fango (acqua interparticellare). Con un fango ben digerito e ben condizionato è possibile portare il contenuto di secco a circa 25%. Il fango in queste condizioni è palabile e può essere smaltito senza ulteriori trattamenti. La separazione del solido dal liquido avviene all'interno di un tamburo rotante, di forma troncoconica/cilindrica, sulla cui periferia la fase solida, più pesante, sedimenta e viene continuamente espulsa dalla coclea interna. Il fango viene smaltito in agricoltura.

Roncoferraro, 10/08/2021 rev.00

Il Tecnico

Dott. Ing. Marco Madaschi

