

UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA
DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE
CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA CHIMICA E DEI PROCESSI
INDUSTRIALI

**Tesi di Laurea Magistrale in
Ingegneria Chimica e dei Processi Industriali**

**TRATTAMENTO ANAMMOX PER LA RIMOZIONE
DELL'AZOTO AMMONIACALE DAL CENTRIFUGATO DI
DIGESTIONE ANAEROBICA**

Relatore: Prof. Antonio Mantovani

Correlatore: Prof. Gabriele Scaltriti

Laureando: GIANLUCA ANTONIO RIGONI

ANNO ACCADEMICO 2012-2013

Riassunto

L'abbattimento del carico ammoniacale nelle acque di scarico è sempre stata una delle problematiche più delicate da affrontare nell'ambito della depurazione dei reflui civili e industriali. Tradizionalmente l'azoto ammoniacale viene rimosso per via biologica combinando l'ossidazione aerobica dell'ammoniaca a nitrato, e la riduzione anaerobica del nitrato a azoto gassoso. Tuttavia per carichi azotati molto concentrati, tale sistema presenta diverse criticità dovute alla sensibilità della flora batterica nei confronti delle punte di carico e dei lunghi tempi di permanenza in condizioni anaerobiche. Negli ultimi anni si è proposto come alternativa un processo biologico innovativo noto come *anammox* (ossidazione anaerobica dell'ammoniaca).

In questo documento si è voluta valutare la possibilità di impiegare il processo *anammox* per trattare le acque reflue da digestione anaerobica del Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a. di Camposampiero (PD). In particolare sono stati considerati due possibili schemi di impianto, uno tradizionale e uno *anammox*, così da poterne confrontare le prestazioni e i costi di gestione.

Indice

INTRODUZIONE	1
CAPITOLO 1 – Composti azotati: Problematiche e Teoria della Depurazione	3
1.1 I COMPOSTI AZOTATI	3
1.2 CENNI DI MICROBIOLOGIA E BIOCHIMICA	4
1.2.1 Energia (Catabolismo).....	5
1.2.1.1 Reazioni di ossido-riduzione	6
1.2.1.2 Enzimi	6
1.2.2 Sintesi (Anabolismo).....	8
1.3 IL CICLO DELL’AZOTO	10
1.3.1 Fissazione biologica dell'azoto.....	10
1.3.2 Ammonificazione / Mineralizzazione	11
1.3.3 Nitrificazione.....	11
1.3.4 Denitrificazione.....	11
1.3.5 OLAND	12
1.3.6 Chemodenitrificazione	12
1.3.7 Anammox	12
1.4 TEORIA DELLA DEPURAZIONE BIOLOGICA	13
1.4.1 Rimozione dell'azoto attivo	15
1.4.1.1 Nitrificazione	15
1.4.1.2 Denitrificazione	16
CAPITOLO 2 – Anammox: L’ossidazione anaerobica dell’ammoniaca	19
2.1 ANAMMOX: LA SCOPERTA DEL PROCESSO	19
2.2 CARATTERIZZAZIONE DEI BATTERI AnAOB.....	20
2.2.1 Biologia Cellulare.....	21
2.2.2 Biochimica dell'ossidazione biologica dell'ammoniaca	21
2.2.3 Crescita batterica e cinetica di reazione	23
2.3 I COMPOSTI INIBITORI DELL’ANAMMOX.....	23
2.3.1 Nitriti	23
2.3.2 Altri composti inibitori.....	24
2.4 APPLICAZIONE DEL PROCESSO ANAMMOX AL TRATTAMENTO DEGLI EFFLUENTI INQUINANTI LIQUIDI	25
2.4.1 Il processo DEMON® – Descrizione dell'impianto	26
2.4.2 Il processo DEMON® – Strategia di controllo	28

CAPITOLO 3 – Centro Biotrattamenti ETRA S.p.a. di Camposampiero: Descrizione dell'impianto	31
3.1 L'AZIENDA	31
3.2 IMPIANTO DI DEPURAZIONE DELLE ACQUE REFLUE	32
3.2.1 Grigliatura	33
3.2.2 Sollevamento iniziale e accumulo delle acque di pioggia	34
3.2.3 Dissabbiatura-disoleatura	34
3.2.4 Trattamento biologico	34
3.2.5 Sedimentazione finale	36
3.2.6 Disinfezione.....	36
3.2.7 Filtrazione e scarico finale.....	36
3.3 CODIGESTIONE E COGENERAZIONE	36
3.3.1 Trattamento meccanico della FORSU.....	39
3.3.2 Linea fanghi di supero.....	39
3.3.3 Bottini.....	40
3.3.4 Digestione anaerobica e stoccaggio del biogas	40
3.3.5 Cogenerazione.....	40
3.3.6 Centrifugazione dei fanghi e smaltimento.....	41
3.4 FUTURO AMPLIAMENTO	41
CAPITOLO 4 – Pretrattamento biologico del centrifugato: Impianto tradizionale nitrificazione e denitrificazione combinate	45
4.1 GENERALITÀ	45
4.2 RISULTATI DELLA SIMULAZIONE	46
4.3 DESIGN DELL'IMPIANTO	47
4.3.1 Vasca di stoccaggio/equalizzazione	48
4.3.2 Vasca di ossidazione-nitrificazione.....	48
4.3.3 Vasca di denitrificazione	48
4.3.4 Sedimentatore.....	49
4.4 STRATEGIA DI CONTROLLO.....	49
4.5 CONSIDERAZIONI	50
CAPITOLO 5 – Pretrattamento biologico del centrifugati: Impianto anammox DEMON[®]	53
5.1 GENERALITÀ	53
5.2 RENDIMENTO DEL PROCESSO DEMON [®]	54
5.3 DESIGN DELL'IMPIANTO	56
5.3.1 Vasca di stoccaggio/equalizzazione	56
5.3.2 Reattore SBR - DEMON [®]	56

5.4	STRATEGIA DI CONTROLLO.....	57
5.5	CONSIDERAZIONI.....	59
CAPITOLO 6 – Confronto tra processo tradizionale e processo innovativo DEMON®		61
6.1	PRESTAZIONI E CONSUMI.....	61
6.1.1	Rendimenti di rimozione.....	62
6.1.2	Dimensioni.....	62
6.1.3	Controllo termico.....	63
6.1.4	Dosaggio di metanolo.....	63
6.1.5	Grado di aerazione.....	64
6.1.6	Anidride carbonica liberata in atmosfera.....	64
6.1.7	Fanghi di supero.....	64
6.1.8	Avviamento dell’impianto.....	65
6.1.9	Controllo di processo.....	65
6.2	VALUTAZIONE DEI COSTI DI GESTIONE.....	65
6.3	SCELTA DEL PROGETTO.....	67
CONCLUSIONI		69
APPENDICE A1 – Calcolo della sezione di pretrattamento biologico - Tradizionale		71
A1.1	INTRODUZIONE AL PROBLEMA.....	71
A1.2	CONSIDERAZIONI PRELIMINARI.....	72
A1.3	PROGETTAZIONE.....	72
A1.3.1	Stoccaggio e equalizzazione della portata di centrifugato.....	72
A1.3.2	Dimensionamento delle vasche, Fattore di carico organico e Concentrazione di Solidi Sospesi.....	73
A1.3.3	Calcolo della vasca di ossidazione/nitrificazione.....	74
A1.3.4	Calcolo della vasca di denitrificazione.....	77
A1.3.5	Calcolo del sistema di aerazione.....	79
A1.3.6	Calcolo della portata di ricircolo.....	80
A1.3.7	Calcolo della produzione di fango di supero.....	81
A1.3.8	Dimensionamento del sedimentatore.....	83
APPENDICE A2 – Calcolo della sezione di pretrattamento biologico - DEMON®		87
A2.1	INTRODUZIONE AL PROBLEMA.....	87
A2.2	CONSIDERAZIONI PRELIMINARI.....	87
A2.3	PROGETTAZIONE.....	88
A2.3.1	Stoccaggio e equalizzazione della portata di digestato.....	88
A2.3.2	Dimensionamento del reattore SBR.....	89
A2.3.2	Stechiometria di reazione.....	89
A2.3.3	Calcolo del sistema di aerazione.....	90

A2.3.3 Calcolo della produzione di fango di supero.....	92
NOMENCLATURA	95
BIBLIOGRAFIA	99

Introduzione

Negli ultimi anni si è assistito a un progressivo miglioramento e ottimizzazione delle tecniche di rimozione dell'azoto nel trattamento degli effluenti inquinanti liquidi. Una problematica particolare quanto ricorrente è quella relativa al trattamento delle acque di disidratazione dei fanghi digeriti per via anaerobica. Queste sono acque caratterizzate da carichi ammoniacali molto elevati e se non trattate adeguatamente possono danneggiare la flora batterica utilizzata negli impianti di depurazione biologica. Il metodo tradizionale per la rimozione dell'azoto ammoniacale prevede un processo biologico a due stadi con l'ossidazione aerobica dell'ammoniaca a nitrati e la successiva riduzione dei nitrati a azoto gassoso in condizioni anaerobiche.

Recentemente si è profilato un nuovo processo biologico che impiega dei batteri particolari detti *anammox*. Si tratta di batteri autotrofi che in condizioni anaerobiche risultano in grado di ossidare l'ammoniaca direttamente a azoto gassoso utilizzando i nitriti come elettrone attrattore. Rispetto alla tecnologia tradizionale questo processo innovativo non richiede il dosaggio di una fonte di carbonio organico esterna e presenta costi energetici per l'aerazione del reattore molto più contenuti.

Nonostante l'intensa sperimentazione in molti laboratori da tutto il mondo nell'ultima decade, il processo *anammox* risulta ancora piuttosto nuovo ed è stato integrato solo in un numero molto limitato di impianti. In Europa ad oggi risultano attivi diversi impianti *full-scale* operanti già da diversi anni come gli impianti di trattamento delle acque di Rotterdam (Paesi Bassi) e Strass (Austria).

In questa sede si vuole discutere la possibilità di applicare il processo *anammox* per il trattamento del centrifugato di digestione anaerobica del Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a. situato a Camposampiero (PD). Si tratta di un'azienda dotata di un duplice impianto per la depurazione dei reflui civili e la codigestione anaerobica di fanghi di depurazione e rifiuti organici da raccolta differenziata.

Capitolo 1

Composti azotati: Problematiche ambientali e Teoria della depurazione biologica

Ammoniaca, nitriti e nitrati sono tra le principali sostanze inquinanti presenti nelle acque di scarico civili e industriali. A esse sono associate diverse problematiche ambientali quali eutrofizzazione delle acque superficiali, fenomeni tossici e calo della biodiversità. Uno dei metodi più diffusi per l'abbattimento di questi composti è l'impiego dei processi di depurazione biologica, il cui funzionamento verrà brevemente illustrato in questo capitolo.

1.1 I composti azotati

L'azoto è l'elemento più abbondante nella materia organica dopo carbonio, ossigeno e idrogeno. Esso è contenuto negli amminoacidi, l'unità strutturale primaria delle proteine. Si trova anche negli acidi nucleici e nei nucleotidi, composti vitali per la riproduzione, differenziazione e trasporto di energia in tutti gli organismi viventi. Tuttavia la maggior parte dell'azoto sulla terra è disponibile nella sua forma non reattiva, azoto gassoso (N_2), nell'atmosfera. Esistono solo due processi naturali che rendono l'azoto atmosferico disponibile agli organismi viventi: i fulmini e la fissazione biologica. I primi tramite l'enorme apporto energetico permettono la reazione dell'azoto e dell'ossigeno in atmosfera formando ioni nitrato (NO_3^-), i quali precipitano al suolo grazie alla pioggia e ad altri fenomeni atmosferici (Langenbrunner *et al.*, 2009). La fissazione biologica invece è una reazione che richiede moltissima energia, consumando 16 moli di ATP per convertire 1 mole di N_2 in 2 moli di ammoniaca, NH_3 . Solo un ristretto gruppo di microorganismi, noti come diazotrofi, riescono a sviluppare tale reazione, e la maggior parte di questi richiede un'associazione simbiotica con alcune piante leguminose. Di conseguenza è chiaro come la fissazione naturale dell'azoto risulti lo stadio limitante nella crescita della vegetazione e nella produzione agricola (Maffei, 1998).

Nel corso della storia industriale dell'uomo sono stati sviluppati diversi processi in grado di fissare l'azoto atmosferico per produrre composti azotati reattivi da impiegare come fertilizzanti. Tutte queste attività antropiche hanno un impatto considerevole sul ciclo naturale dell'azoto. Se da un lato dispersioni contenute delle forme reattive dell'azoto (NH_4^+ , NO_3^- , NO_2^-) nell'ambiente possono favorire positivamente lo sviluppo della vegetazione e delle

coltivazioni; dall'altro quando tali concentrazioni diventano elevate si possono avere conseguenze molto gravi in termini ambientali. Tra queste possiamo citare una maggior produzione di pollini e conseguenti risposte allergiche, rischio cancerogeno associato a nitrati nelle acque, danni branchiali alla fauna ittica, eutrofizzazione e crescita incontrollata di alghe e altra vegetazione con danni considerevoli agli ecosistemi e calo generale della biodiversità. Per tutti questi motivi risulta necessario rimuovere questi inquinanti dai reflui industriali e civili prima dello scarico nei corsi d'acqua superficiali (Townsend *et al.*, 2003). Le tecniche depurative sono molteplici e vengono suddivise in trattamenti biologici e trattamenti chimico-fisici. Generalmente i trattamenti biologici sono preferibili in quanto con un substrato batterico ben adattato è possibile raggiungere rendimenti elevati nell'abbattimento degli inquinanti con un minor apporto energetico e di reagenti chimici. Tra i processi chimico-fisici per la rimozione dell'azoto ammoniacale va menzionato lo stripping, cui segue di norma l'assorbimento in una soluzione acida diluita (Constantine, 2006). Nella casistica studiata in questa sede, si farà riferimento esclusivamente ai processi biologici, tralasciando gli altri trattamenti perché di poco interesse in relazione alla particolare problematica affrontata.

1.2 Cenni di microbiologia e biochimica

Nei sistemi di depurazione biologica sono presenti diversi microorganismi, i più importanti dei quali sono senza dubbio i batteri. Si tratta di protisti unicellulari dell'ordine di grandezza dei micron e del peso approssimativo di 10^{-6} μg . Possono presentarsi sotto tre forme caratteristiche: cilindrica (bacilli o bastoncelli), sferica (cocchi) e ad elica (spirilli).

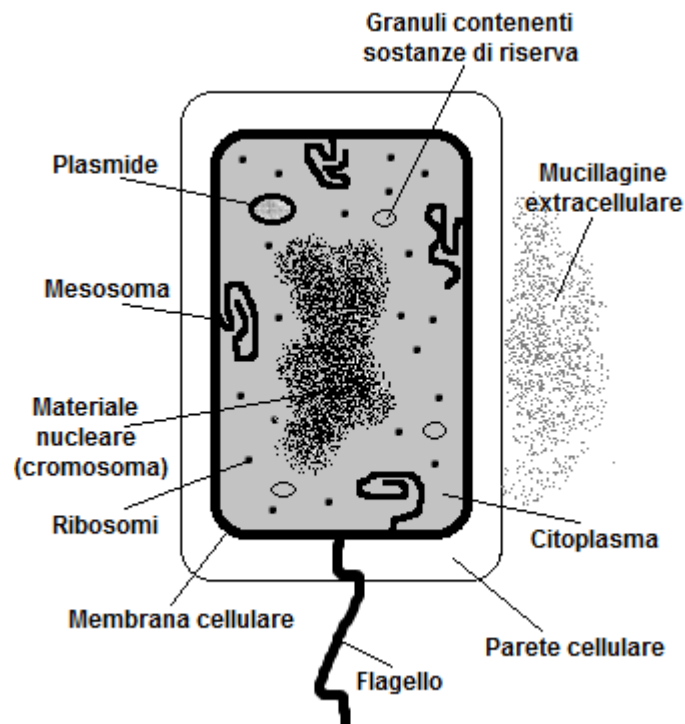


Figura 1.1. Struttura schematica di una cellula batterica.

Si riproducono generalmente per scissione e si alimentano di sostanze solubili, le uniche che riescono a passare attraverso la membrana cellulare semipermeabile che li contorna. La composizione chimica media di un batterio rivela l'80% di acqua ed il 20% di sostanza secca la quale è per il 90% organica e per il restante 10% inorganica (Vismara,1998). La struttura tipica di un batterio può essere rappresentata come in Figura 1.1.

La cellula batterica è delimitata da due sistemi di involucri: la *parete cellulare*, più esterna, con compiti essenzialmente protettivi e la *membrana cellulare* (o *plasmatica*), più interna, che regola il flusso di sostanze in entrata e uscita e partecipa attivamente ad alcune reazioni metaboliche. In molti batteri la membrana cellulare aumenta la propria superficie attraverso la formazione di profonde inflessioni, chiamate *mesosomi*, che penetrano all'interno della cellula. L'ambiente interno o *citoplasma* è costituito da una soluzione acquosa gelatinosa dove sono immersi i principali costituenti cellulari. Nei batteri il DNA, responsabile dell'informazione genetica, è presente sotto forma di un unico cromosoma e di piccole molecole circolari extracromosomiche, chiamate *plasmidi*. Questa configurazione è tipica delle cellule *procariote*, ed è un'esclusiva del mondo batterico. I *ribosomi* invece sono organuli subcellulari presenti in numero elevatissimo e responsabili della sintesi delle proteine. Alcuni batteri possono essere rivestiti da una *capsula*, uno strato mucoso di tipo gelatinoso localizzato all'esterno della parete e avvolgente una o anche più cellule. Essa favorisce l'adesione della cellula al substrato, facilitando l'assunzione dei nutrienti, inoltre conferisce protezione contro l'inglobamento fagocitario da parte di altri microorganismi. Un'altra struttura accessoria è quella dei *flagelli*, i quali conferiscono mobilità ai batteri che ne sono provvisti (Fiorin, 1999).

Un microorganismo, nel corso della sua esistenza, cresce e si moltiplica. Per espletare queste due funzioni ha a disposizione due processi: quello energetico e quello sintetico. La sintesi gli permette di costruirsi le molecole necessarie per lo sviluppo e la riproduzione; si tratta pertanto di un processo che implica una richiesta di materiali e energia. Tale energia viene ottenuta attraverso reazioni di ossidazione biochimica o attraverso fotosintesi.

Nel trattamento biologico delle acque reflue vengono sfruttati entrambi i processi che, simultaneamente, ma per vie diverse, utilizzano le sostanze presenti nell'acqua. L'ossidazione di parte di queste sostanze fornisce l'energia, mentre una seconda parte viene utilizzata come elemento nutritivo. Nella sintesi i materiali rimossi vanno a costituire materia vivente dei batteri, mentre nel processo energetico si ottengono materiali finali stabilizzati che vengono estromessi allo stato gassoso. Queste sostanze di rifiuto del metabolismo energetico (catabolismo) prendono il nome di *cataboliti*.

1.2.1 Energia (Catabolismo)

La crescita e la sopravvivenza dei microorganismi dipende dalla loro possibilità di ottenere energia e materiali dall'ambiente circostante. Le fonti energetiche a disposizione degli esseri

viventi sono solo due: l'energia solare e le ossidazioni chimiche. La prima fonte viene sfruttata attraverso il processo della fotosintesi da organismi quali piante e alghe. Tali organismi impiegano nel processo sostanze inorganiche e sono detti *autotrofi fotosintetici*. Gli esseri viventi che invece ottengono energia dall'ossidazione di composti organici e inorganici sono chiamati *chemiotrofi*.

Le ossido-riduzioni biologiche generalmente non coinvolgono la rimozione degli elettroni per azione diretta dell'ossidante, ma piuttosto avvengono tramite uno schema indiretto di rimozione enzimatica dell'idrogeno. Gli organismi *litotrofi*, presenti solo tra i batteri, ottengono la loro energia dall'ossidazione di riducenti inorganici come zolfo o ferro per mezzo di ossidanti (accettori di idrogeno inorganici) come O_2 e CO_2 . Vengono invece detti *organotrofi* quegli organismi che ossidano donatori di idrogeno organici, usando come ossidanti accettori di idrogeno sia organici che inorganici. Infine i batteri vengono catalogati in *aerobi* o *anaerobi* a seconda che espletino il proprio metabolismo in un ambiente ossigenato o meno (Vismara, 1998).

1.2.1.1 Reazioni di ossido-riduzione

Una reazione di ossido-riduzione è essenzialmente un fenomeno di trasferimento di elettroni. Tuttavia l'ossidazione dei composti di importanza biologica comporta il più delle volte, rimozione non di elettroni liberi, ma di atomi di idrogeno, in genere a coppie. Poiché né gli elettroni né gli atomi di idrogeno si possono accumulare come tali, a ogni ossidazione si accompagna una riduzione (Fiorin, 1999).



La somma delle due reazioni rappresenta l'ossidazione di AH_2 da parte di B.

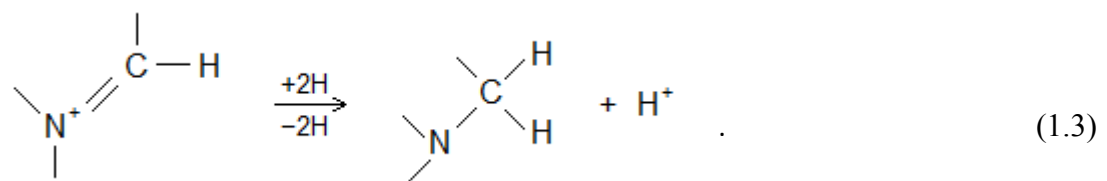
In questo caso AH_2 è il riducente (o donatore di idrogeno) e B è l'ossidante (o accettore di idrogeno). La reazione di rimozione degli atomi di idrogeno dai composti organici è di tipo enzimatico ed avviene tramite l'azione dei coenzimi NAD^+ e $NADP^+$. Di seguito vengono illustrati struttura e funzionamento di enzimi e coenzimi.

1.2.1.2 Enzimi

Mentre nella chimica, per accelerare una reazione, si fa uso di alte concentrazioni di reagenti e condizioni ambientali drastiche (alta pressione ed alta temperatura), le reazioni biologiche non possono avvenire con modalità inaccettabili per la vita di un organismo, ma devono svolgersi in condizioni fisiologiche. Per accelerare la velocità di reazione intervengono allora dei catalizzatori biologici, gli enzimi.

Gli enzimi sono molecole di natura proteica, sintetizzati dall'organismo stesso che li utilizza. Essi possono essere di natura unicamente proteica, oppure costituiti da due parti: il coenzima, che è una molecola organica di origine vitaminica, e l'apoenzima, che è la parte propriamente proteica. L'azione catalitica degli enzimi è funzione della temperatura ed è specifica, nel senso che un enzima può catalizzare solo una o solo un tipo di reazioni.

Il NAD^+ (Nicotinammide adenin dinucleotide – forma ossidata) ed il NADP^+ (Nicotinammide adenin dinucleotide fosfato – forma ossidata) sono coenzimi che possono trasportare un atomo di idrogeno per effetto del cambiamento di valenza (da 5^+ a 3^+) di un atomo di azoto facente parte della molecola del coenzima (Nelson e Cox, 2000).



Il coenzima passa così da una forma ossidata a una forma ridotta. La reazione può essere scritta come:



Come già ribadito in precedenza, ogni reazione di ossidazione è accompagnata da una reazione di riduzione. Nella reazione sopra riportata, il prodotto di riduzione è costituito dai coenzimi ridotti, ma questi, per definizione, devono essere rigenerati per poter continuare la loro azione catalitica e non possono quindi costituire l'accettore finale di idrogeno. Il trasporto finale dell'idrogeno viene effettuato secondo una catena di passaggi enzimatici durante i quali, attraverso molte reazioni di ossido-riduzione accoppiate, lo stesso atomo di idrogeno viene portato sull'accettore finale. Le modalità secondo le quali avviene questo trasporto manifestano la differenza tra metabolismo aerobico e anaerobico.

Se l'ambiente è aerobico, l'ossigeno dell'aria o quello disciolto nel mezzo acquoso costituiscono l'accettore finale e l'ultimo atto della reazione è la formazione di acqua. Se invece l'ambiente è anaerobico i coenzimi devono essere rigenerati usando come accettore finale di idrogeno parte del materiale organico che era stato prima ossidato. I batteri anaerobi utilizzano come ultimo accettore di idrogeno l'ossigeno legato, il carbonio, l'azoto e lo zolfo, che trovano nelle molecole del substrato circostante. A seconda della loro specificità metabolica essi si dividono in: riduttori di composti organici; produttori di metano; riduttori di solfati; riduttori di nitrati e nitriti. Molti di questi batteri trovano importanti applicazioni pratiche nei processi di depurazione e di digestione anaerobica (Vismara, 1998).

Finora si è descritto solo il meccanismo di trasporto dell'idrogeno, ma non come il complesso di reazioni ossidative riesca a fornire energia al batterio. L'idrogeno legato alle molecole organiche possiede un'energia di legame che viene liberata quando l'atomo è rimosso. Contemporaneamente, poiché l'idrogeno non può restare libero, ma viene trasportato nella catena enzimatica, esso si lega nuovamente con altri atomi ma impiegando solo una parte dell'energia liberata in precedenza. Ne consegue un netto guadagno energetico da parte del microorganismo. La ripetizione per tutta la catena enzimatica della rottura e della formazione dei legami fornisce continue frazioni di energia.

Il batterio può raccogliere e conservare questa energia ritrasformandola in energia chimica di legame tramite due importanti coenzimi, l'ADP (adenosindifosfato) e l'ATP (adenosintrifosfato). L'energia liberata durante il trasporto dell'idrogeno viene così a trasformarsi in energia del legame fosfato tramite l'unione di una molecola di fosfato inorganico all'ADP (Fiorin, 1999):



La disponibilità di fosfato inorganico è indispensabile al metabolismo ed è un fattore limitante nella crescita batterica. L'ADP e l'ATP sono molecole organiche contenenti uno zucchero, una base azotata e dei legami fosforici ricchi di energia. Di fatto l'ATP rappresenta la forma in cui viene immagazzinata l'energia e costituisce in pratica il “combustibile” usato dalla cellula batterica per mettere in moto tutti i suoi meccanismi vitali.

Il processo di trasporto dell'idrogeno è la principale fonte di energia di un batterio, esistono però altre reazioni metaboliche che forniscono energia. In ogni caso, da qualsiasi fonte provenga l'energia chimica ottenuta dal batterio, essa viene sempre trasformata in ATP, e poi utilizzata (Nelson e Cox, 2000).

Il compito di riossidare e rigenerare i coenzimi ridotti è svolto da un'altra catena di reazioni biochimiche, detta catena citocromatica, la quale si occupa di trasportare l'idrogeno ottenuto dalle varie reazioni ossidative sull'accettore finale. È proprio durante questi ultimi passaggi che avviene la produzione di ATP e quindi l'immagazzinamento dell'energia ottenuta.

1.2.2 Sintesi (Anabolismo)

La sintesi è il processo mediante il quale un batterio produce le sostanze necessarie alla sua crescita e alla riproduzione. Come già accennato in precedenza, il 90% della sostanza secca che compone la struttura cellulare batterica è di tipo organico. È necessario pertanto che i batteri siano in grado di sintetizzare questo materiale organico. Alcuni di essi, gli *autotrofi*, lo possono fare utilizzando molecole inorganiche, principalmente CO₂; altri invece, gli *eterotrofi*, possono utilizzare solo molecole organiche.

Gli atomi che compongono il protoplasma batterico, cioè l'insieme di tutti i componenti chimici costituenti il batterio, sono per la maggior parte C, H, O e N e in piccola quantità elementi quali P, S, Na, K, Ca, Mg, Fe, Mo, Co, Mn, Zn, Cu. Tutti questi atomi servono a costruire le macromolecole biologiche di cui necessita il microorganismo, principalmente grassi, carboidrati, proteine e acidi nucleici. Tali composti organici macromolecolari vengono sintetizzati all'interno dei batteri a partire dalle piccole molecole di composti semplici presenti nel mezzo acquoso preventivamente degradati per via enzimatica, quindi assimilati nella cellula batterica. Il processo di sintesi utilizza l'energia ottenuta e immagazzinata nell'ATP durante il catabolismo. La reazione corrispondente è l'inversa dell'equazione (1.6). Si veda a tal proposito la Figura 1.2, per una rappresentazione schematica del meccanismo.

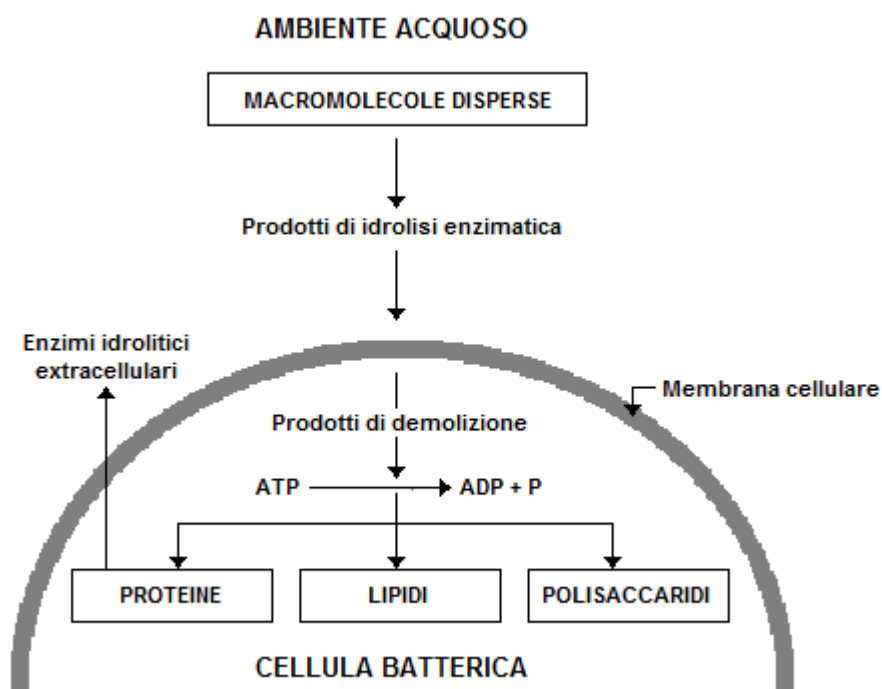


Figura 1.2. Demolizione e sintesi delle macromolecole organiche dalla sostanza inerte alla sostanza vivente.

Mentre le fonti di carbonio e azoto possono essere organiche o inorganiche a seconda del tipo di metabolismo batterico, il fosforo è sempre richiesto come fosfato inorganico. Le proporzioni in cui tali elementi sono richiesti variano a seconda della velocità di crescita e quindi della concentrazione di substrato. A carichi organici concentrati corrispondono velocità di crescita elevate, alle quali normalmente è associata generalmente la proporzione $C : N : P = 100 : 5 : 1$. In condizioni di crescita calante (fase di respirazione endogena) si può porre invece $C : N : P = 200 : 5 : 1$ (Vismara, 1998).

Per quanto riguarda la depurazione biologica delle acque reflue, tali rapporti sono in genere largamente soddisfatti nel caso dei liquami civili. Per gli scarichi industriali possono invece

risultare deficitari. Tale deficit può essere colmato immettendo nello scarico sali di N e P nelle proporzioni necessarie (Masotti, 1987).

1.3 Il ciclo dell'azoto

L'insieme delle trasformazioni biologiche dell'azoto e dei suoi composti in altre sostanze prende il nome di "ciclo dell'azoto". Tale ciclo viene schematizzato e riassunto in Figura 1.3. Si tratta di reazioni comuni in natura e coinvolgono principalmente batteri che popolano corsi d'acqua superficiali e ambienti marini. Alcuni di questi batteri sono impiegati dall'uomo negli impianti per il trattamento delle acque reflue, in particolare per abbattere inquinanti azotati quali ammoniaca, nitrati, nitriti, urea e derivati. Il ciclo dell'azoto è stato descritto in dettaglio da Hertach (2008).

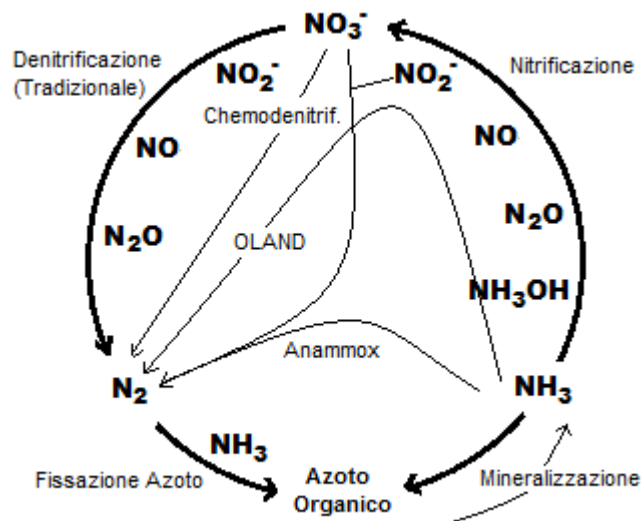
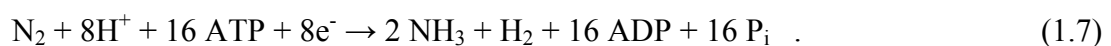


Figura 1.3. Il ciclo dell'azoto così come è conosciuto oggi. I processi all'interno del cerchio sono stati scoperti negli ultimi vent'anni e sono ancora oggetto di studio.

1.3.1 Fissazione biologica dell'azoto

Alcuni microorganismi riescono a fissare l'azoto gassoso atmosferico in una forma biologicamente più utile come l'ammoniaca. Tale processo richiede moltissima energia e i batteri in grado di svilupparlo, noti come diazotrofi, vivono spesso in associazione simbiotica con piante leguminose. I diazotrofi non necessitano altre fonti di azoto per la loro crescita. Il complesso enzimatico che catalizza il processo di ossidazione dell'azoto atmosferico, favorendone la fissazione biologica, si chiama *nitrogenasi* e appartiene alla classe degli enzimi *ossidoreduttasi* (che catalizzano cioè reazioni di ossido-riduzione; Maffei, 1998).

Il processo di fissazione dell'azoto è illustrato nell'equazione (1.7)



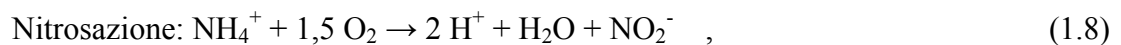
1.3.2 Ammonificazione / Mineralizzazione

È il processo attraverso il quale i composti organici azotati (principalmente si tratta di composti proteici derivati da materia vivente) vengono convertiti dai microorganismi semplici ad ammoniaca. La degradazione delle proteine porta alla formazione di ammoniaca e ha inizio con la scissione delle proteine in amminoacidi da parte degli enzimi proteolitici (*proteasi* e *peptidasi*) emessi dai microorganismi decompositori. Gli amminoacidi formati con la proteolisi subiscono a loro volta una degradazione microbica (*deamminazione ossidativa*), che consiste in una rimozione del gruppo amminico ($-\text{NH}_2$). Il prodotto finale è l'ammoniaca, mentre gli atomi di carbonio vengono convertiti in sostanze di accumulo o utilizzati direttamente nel ciclo metabolico del microorganismo (Fiorin, 1999).

L'ammonificazione è un processo molto importante in quanto determina la rapida degradazione delle sostanze organiche azotate e l'accumulo nelle matrici ambientali dell'azoto ammoniacale (NH_3), un composto stabile.

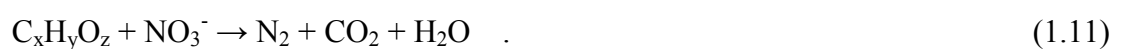
1.3.3 Nitrificazione

La trasformazione dell'ammoniaca in nitrato avviene con una sequenza schematica di due stadi distinti di ossidazione biologica a opera di batteri autotrofi aerobi. Il primo stadio, detto *nitrosazione*, è costituito dall'ossidazione dell'ammoniaca a nitrito nella quale sono coinvolti i batteri *Nitrosomonas*. Nel secondo stadio, detto *nitrificazione*, avviene l'ulteriore ossidazione dei nitriti a nitrati a opera dei *Nitrobacter* (Vismara, 1998).



1.3.4 Denitrificazione

La denitrificazione è operata da batteri eterotrofi facoltativi come gli *Pseudomonas*, che posti in condizioni di anaerobiosi (cioè in carenza di ossigeno atmosferico) possono utilizzare i nitrati invece dell' O_2 come accettore finale di elettroni e produrre N_2 come catabolita gassoso di rifiuto. Trattandosi di organismi eterotrofi, una fonte organica di carbonio è comunque necessaria per la sintesi cellulare. Data una generica molecola organica $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$, l'equazione della denitrificazione può essere scritta come (Vismara, 1998):



L'accoppiamento di Nitrificazione e Denitrificazione è il metodo tradizionale e il più diffuso per l'abbattimento biologico dell'ammoniaca e degli inquinanti azotati presenti nelle acque di scarico. A tal proposito si veda §1.4.

1.3.5 OLAND

Alcuni batteri appartenenti al genere dei *Nitrosomonas*, come i *N. europaea*, possono nitrificare e denitrificare contemporaneamente in condizioni alternate aerobiche/anaerobiche oppure provvedendo un'ossigenazione limitata. Questo comportamento è stato scoperto nel 1998 (Verstraete *et al.*, 1998) e prende il nome di *OLAND* (*oxygen-limited autotrophic nitrification and denitrification*) e si basa sulla duplice capacità metabolica di certi nitrificanti. Dal punto di vista dell'applicazione pratica come tecnica depurativa, il processo OLAND prevede di fornire l'ossigeno necessario alla sola nitrosazione quindi conseguentemente, a causa della mancanza di ossigeno come elettrone accettore, i nitriti vengono utilizzati per ossidare l'ammoniaca. L'analisi genetica del batterio *N. europaea* ha confermato la presenza degli enzimi catalizzanti la riduzione dei nitriti, ma anche l'assenza degli enzimi responsabili della riduzione dei nitrati. Poiché questi batteri non sono in grado di denitrificare in sistemi a nitrificazione spinta e poiché generalmente sono presenti in concentrazioni elevate negli impianti di depurazione biologica, recentemente si è discusso se negli impianti tradizionali non risulti più conveniente cercare di arrestare la nitrificazione alla sola nitrosazione, prima di passare alla fase di denitrificazione (Musabyimana, 2008). Complessivamente il processo OLAND può essere scritto come:



1.3.6 Chemodenitrificazione

La chemodenitrificazione è una reazione in parte catalizzata dalla presenza di ioni manganese e in parte catalizzata microbiologicamente. Si tratta di un processo riscontrato in alcuni sistemi marini, ma risulta comunque molto limitato e di scarso interesse dal punto di vista tecnico (Hertach, 2008).



1.3.7 Anammox

Negli anni '70 sono stati scoperti dei batteri molto particolari in grado di ossidare l'ammoniaca in condizioni di anossia. La peculiarità di questi microorganismi è che si tratta di procarioti denitrificanti autotrofi. Gli altri denitrificanti esistenti infatti sono eterotrofi, pertanto

richiedono una fonte organica di carbonio per il loro metabolismo. I batteri *anammox* (da *anaerobic ammonium oxidation*) sono stati trovati in alcuni sistemi marini e sono stati impiegati con successo in diversi impianti di depurazione europei. Di seguito viene riportata l'equazione associata alla reazione anammox (van Dongen *et al.*, 2001):



I nitriti ossidano direttamente l'ammoniaca in modo simile a quanto accade nel processo OLAND, tuttavia il meccanismo di reazione e i batteri coinvolti sono profondamente diversi. Il processo di ossidazione anaerobica dell'ammoniaca tramite i batteri anammox verrà maggiormente approfondito nel Capitolo 2.

1.4 Teoria della depurazione biologica

I sistemi biologici sono sistemi dinamici impiegati per rimuovere le sostanze organiche biodegradabili e l'azoto ammoniacale presenti nei reflui, attraverso una flora batterica selezionata e adattata alle condizioni operative. A livello di reazioni biochimiche si realizza una degradazione aerobica, o più raramente anaerobica, ed una più o meno spinta mineralizzazione di una parte del substrato con formazione di prodotti gassosi di catabolismo (CO_2 , H_2S , N_2 , H_2 , CH_4) e H_2O . Una seconda frazione di substrato viene invece utilizzata per sintetizzare nuove cellule e materiali strutturali. Si verifica così che mentre una parte del substrato rimosso viene gassificato e si libera in atmosfera, una seconda parte va a costituire un residuo solido-liquido (il cosiddetto fango) facilmente separabile dall'acqua depurata tramite decantazione.

I batteri utilizzati nella depurazione biologica sono in genere naturalmente presenti all'interno dei liquami da trattare e vengono fatti crescere e sviluppare selezionando le condizioni operative ottimali. Durante l'avviamento di un impianto o in caso di ripristino delle funzionalità di una flora batterica danneggiata, è altresì possibile provvedere all'inoculo di fango attivo direttamente nel reattore biologico.

La maggior parte della sostanza organica biodegradabile viene abbattuta tramite ossidazione biologica da parte di batteri eterotrofi aerobi. Spesso come indice di concentrazione della sostanza organica presente nel liquame viene utilizzato il BOD_5 (*Biochemical Oxygen Demand*). Esso rappresenta la richiesta biochimica di ossigeno disciolto che un campione posto a incubare per 5 giorni a 20°C necessita per ossidare, tramite respirazione dei microorganismi presenti, la sostanza organica biodegradabile contenuta nel refluo. È un parametro rigoroso solo se applicato ai reflui civili perché prevede condizioni compatibili con quelle dei liquami di origine prevalentemente fecale, dove i batteri sono già naturalmente presenti. L'estensione agli scarichi organici-biodegradabili comporta spesso l'inconveniente di dover produrre colonie batteriche acclimatate che non sempre sono presenti nello scarico. Per

i reflui industriali si preferisce considerare un altro parametro, il COD (*Chemical Oxygen Demand*), come indice di concentrazione degli inquinanti organici. Il COD rappresenta la quantità di ossigeno necessaria (espressa in mgO_2/l) per la completa ossidazione per via chimica dei composti organici ed inorganici presenti in un campione d'acqua. Nelle acque reflue di origine urbana, dove prevalgono le sostanze organiche biodegradabili, il valore del COD è pari a 1,9-2,5 volte il BOD_5 . Il rapporto COD/BOD_5 risulta più elevato negli scarichi industriali nei quali prevalgono le sostanze organiche non biodegradabili (Vismara, 1998).

Come già precedentemente accennato in §1.2.3, la composizione ottimale dei microorganismi segue la proporzione $\text{C} : \text{N} : \text{P} = 100 : 5 : 1$. Tale proporzione è indicativa del contenuto minimo di carbonio organico nel refluo per avere una buona crescita batterica e un fango attivo facilmente sedimentabile. Generalmente è meglio avere una proporzione più abbondante nel liquame, ad esempio $\text{C} : \text{N} : \text{P} = 100 : 10 : 5$. Se questi rapporti non sono rispettati nel substrato possono verificarsi problemi di sedimentabilità del fango. Infatti in un ambiente carente di sostanze nutritive disciolte è favorita la crescita dei batteri filiformi (bacilli, spirilli) i quali hanno una maggior superficie e riescono a procurarsi il cibo più facilmente rispetto ai batteri sferici (cocchi). Tuttavia i batteri filamentosi tendono a formare aggregati che decantano a fatica, rendendo difficile la separazione del fango dall'acqua depurata. Questo fenomeno è chiamato *bulking* e qualora si verifichi si dice che il fango è “malato” (Masotti, 1987).

I fattori principali che determinano l'efficacia e le dimensioni di un sistema biologico sono tre: la velocità della reazione biologica, la biomassa batterica che vi opera e il tempo di contatto tra substrato in soluzione e biomassa batterica (Vismara, 1998). La velocità della reazione biologica e la cinetica del processo dipende dal parametro chiave μ , velocità di crescita specifica.

I sistemi biologici sono sistemi delicati, la cui gestione dev'essere attenta per evitare il danneggiamento della flora batterica attiva. Scarichi tossici o variazioni frequenti nella portata e nella concentrazione degli inquinanti può portare a fenomeni di *bulking* o di disgregazione dei fiocchi di fango (*pin point*). Il pH dev'essere mantenuto vicino alla neutralità nel range ottimale 6-8 e anch'esso, se varia repentinamente e frequentemente, può ridurre l'attività batterica. Anche la temperatura influisce molto sull'attività batterica. A basse temperature la velocità di reazione diminuisce, mentre a alte temperature le reazioni biologiche risultano accelerate. Chiaramente esistono ben precisi range di temperatura compatibili con la vita batterica, ad esempio per temperature troppo elevate ($>60^\circ\text{C}$) i microorganismi muoiono, mentre per temperature prossime a 0°C la crescita batterica si arresta (Vismara, 1998). Inoltre si sottolinea come la temperatura influisca anche sul trasporto gas-liquido dell'ossigeno dall'aria all'acqua, infatti la concentrazione di O_2 disciolto diminuisce all'aumentare della temperatura. Si verifica così che ad alte temperature, in sistemi aerobi, se da un lato corrispondono alte velocità di utilizzazione biologica dell' O_2 , dall'altro si ha una bassa

velocità di ossigenazione dell'acqua, col risultato che la penetrazione dell'O₂ nella biomassa fioccosa rimane a livello superficiale.

1.4.1 Rimozione dell'azoto attivo

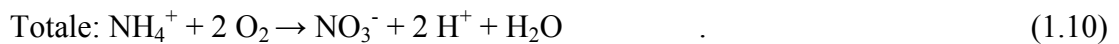
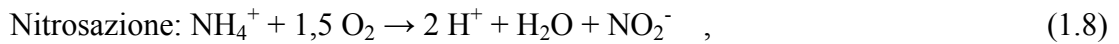
Spesso la semplice ossidazione biologica risulta sufficiente ad abbattere la maggior parte dell'azoto attivo e del fosforo contenuti nel liquame. Tuttavia quando le concentrazioni di questi inquinanti sono elevate, la sola ossidazione biologica può non bastare a raggiungere concentrazioni compatibili con lo scarico. Pertanto bisogna provvedere impiegando ulteriori processi biologici dedicati. Nel caso particolare dell'azoto il metodo più largamente diffuso è quello di nitrificare le forme ammoniacali tramite batteri autotrofi aerobi, quindi denitrificare i nitrati a azoto gassoso attraverso batteri eterotrofi facoltativi. Si sottolinea come generalmente non risulti possibile sviluppare colture batteriche pure in un impianto biologico, ma tutta la flora batterica necessaria deve essere coltivata nel medesimo fango. E' chiaro che batteri diversi hanno velocità di crescita differenti e considerando che il fango separato dal decantatore viene continuamente riciclato al reattore biologico previo spurgo, una gestione poco attenta dell'impianto può comportare il dilavamento nei fanghi di supero dei batteri con velocità di crescita minore.

Mentre un trattamento biologico classico (ossidazione biologica) ha un'efficienza di rimozione dell'azoto totale dell'ordine del 10-40% dovuta a fenomeni di bioflocculazione e sintesi batterica, l'accoppiamento di nitrificazione e denitrificazione è in grado di dare un'efficienza di rimozione dell'azoto totale di oltre il 90% (Masotti, 1987).

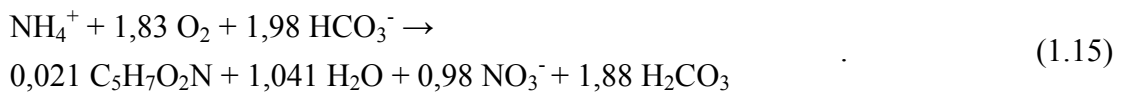
1.4.1.1 Nitrificazione

Obiettivo della nitrificazione è la trasformazione per ossidazione biologica delle forme ammoniacali dell'azoto presenti nei liquami a nitrati. Essa avviene a opera di batteri autotrofi, che traggono cioè l'energia necessaria alle loro funzioni vitali dall'ossidazione di composti inorganici come l'ammoniaca e l'anidride carbonica. Dal punto di vista del metabolismo, cibandosi di sostanze diverse, essi non entrano in competizione con i batteri eterotrofi e la convivenza è possibile. Tuttavia il tasso di crescita degli autotrofi è molto minore rispetto agli eterotrofi, pertanto è cruciale individuare le condizioni alle quali le velocità di crescita si eguagliano.

La trasformazione dell'ammoniaca in nitrati avviene in due stadi distinti, in cui il primo, la nitrosazione, cioè il passaggio da ammoniaca a nitrito, avviene ad opera di un genere, i *Nitrosomonas*, mentre il secondo, la nitrificazione vera e propria, cioè il passaggio da nitrito a nitrato, avviene ad opera di un altro genere, i *Nitrobacter*. Nel paragrafo §1.3.3 si è vista la relativa stechiometria di reazione, di seguito richiamata



Tuttavia queste equazioni non considerano l'azoto richiesto per la sintesi batterica dei *Nitrosomonas* e dei *Nitrobacter*. Complessivamente si può scrivere la seguente espressione stechiometrica che tiene conto sia dell'ossidazione dell'ammoniaca sia della sintesi batterica (Vismara, 1998):



dove $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ è la formula rappresentativa della composizione della cellula batterica.

Si può osservare che l'ossidazione di una mole di ammoniaca da parte di *Nitrosomonas* libera più energia (nitrosazione: 58-84 kcal) che non per i *Nitrobacter* (nitrificazione: 15-21 kcal), per cui la crescita batterica dei primi deve essere maggiore dei secondi. La velocità di nitrificazione nella sua globalità è limitata dalla fase di nitrificazione, ad opera dei *Nitrobacter*, la cui velocità di crescita massima $0,5 \text{ giorni}^{-1}$ a 20°C è inferiore alla velocità di crescita dei *Nitrosomonas*, $0,7 \text{ giorni}^{-1}$ a 20°C (Vismara, 1998).

Queste reazioni avvengono inoltre con produzioni di radicali acidi liberi e consumo di anidride carbonica, cioè una distruzione teorica di 7,14 g di alcalinità (CaCO_3) per g d'azoto ammoniacale ossidato. Il pH pertanto ha una notevole importanza sulla velocità di nitrificazione che per sua natura tende verso il campo acido. In particolare si evidenzia come tale velocità risulti massima per valori di pH prossimi a 8-9 (Vismara, 1998).

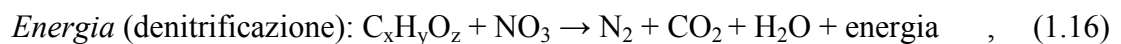
Il consumo totale teorico di ossigeno per la nitrificazione completa dell'azoto ammoniacale è di 4,57 g $\text{O}_2/\text{g N-NH}_3$ ossidato (Vismara, 1998). La concentrazione di ossigeno disciolto da tenersi nei reattori può costituire un fattore limitante; generalmente la velocità di reazione aumenta all'aumentare della concentrazione di ossigeno disciolto. Di solito per impianti biologici di nitrificazione è buona norma mantenere una concentrazione di O_2 disciolto non inferiore a 2 mg/l. Questa concentrazione è necessaria per una buona crescita della flora batterica autotrofa. Per lo sviluppo dei batteri eterotrofi per un'ossidazione biologica semplice basta invece una concentrazione di ossigeno superiore a 0,5 mg/l (Masotti, 1987).

1.4.1.2 Denitrificazione

Il processo di denitrificazione mira alla rimozione dell'azoto disciolto in fase acquosa come nitrato. La denitrificazione avviene a opera dei batteri eterotrofi *facoltativi*, che posti in condizioni anaerobiche recuperano l'ossigeno necessario alla respirazione (catabolismo) dai

nitriti invece che dall'ossigeno atmosferico disciolto. Tali batteri sono infatti in grado di utilizzare indifferentemente O_2 o NO_3^- come accettore finale di elettroni, a seconda dell'ambiente in cui si trovano, con una preferenza per l' O_2 dovuta a una maggiore resa energetica (la denitrificazione di 1 mole di glucosio produce 570 kcal mentre la respirazione aerobica ne produce 686).

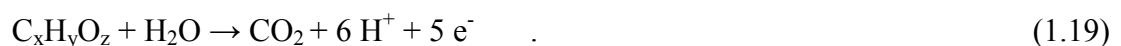
Lo schema stechiometrico delle trasformazioni energetiche e sintetiche diventa (Vismara, 1998):



dove $C_xH_yO_z$ e $C_xH_yO_zN_k$ sono sostanze organiche generiche e $C_5H_7O_2N$ rappresenta le nuove cellule batteriche sintetizzate.

Va sottolineato che la maggior parte dell'azoto, oltre il 90% del totale, viene rimosso dalla denitrificazione dissimilatoria, mentre il contributo della sintesi è piuttosto limitato (Masotti, 1987).

L'azoto contenuto nei nitriti è in grado di accettare cinque elettroni da una fonte organica che li perde secondo lo schema (Vismara, 1998):



A differenza dei batteri autotrofi operanti nella nitrificazione, i batteri denitrificanti sono eterotrofi e necessitano pertanto di una fonte di carbonio organico. Se questo carbonio viene a mancare o risulta carente deve essere opportunamente integrato. In liquami industriali naturalmente poveri di carbonio organico solitamente vengono dosati metanolo o scarti di lavorazione di zuccherifici (melassa); si tratta di sostanze organiche facilmente biodegradabili. I reflui domestici o industriali a elevato BOD_5 invece sono ricchi di sostanze organiche che devono essere abbattute tramite ossidazione biologica. Se la fase di denitrificazione viene posta a valle dell'ossidazione biologica il refluo risulta generalmente deficitario del carbonio organico necessario ai batteri denitrificanti. Per questo motivo di solito lo stadio di denitrificazione viene posto a monte dell'ossidazione biologica e della nitrificazione, e il refluo ossidato-nitrificato vi viene riciclato in modo da essere miscelato con il liquame grezzo ricco di BOD_5 . Seguendo questa configurazione non risulta quindi necessario apportare una fonte esterna di carbonio organico, tuttavia la velocità di denitrificazione è ridotta in quanto la sostanza organica contenuta nei liquami grezzi è più complessa e difficile da degradare. Un dosaggio di carbonio organico biodegradabile può

risultare comunque conveniente e opportuno anche in questo caso, così da aumentare la velocità di reazione complessiva.

Capitolo 2

Anammox: L'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca

L'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca è un processo biologico ipotizzato già da diversi anni, ma che è stato confermato e compreso appieno solo in tempi recenti. In particolare nell'ultima decade sono state sviluppate diverse soluzioni impiantistiche per l'applicazione del processo nell'ambito della depurazione delle acque reflue.

2.1 *Anammox*: La scoperta del processo

Fino a poco più di una decina di anni fa il mondo scientifico era convinto che la denitrificazione e l'accumulo nei sedimenti marini fossero gli unici processi in grado di rimuovere l'azoto presente nell'oceano. Come già accennato nel paragrafo §1.3.7, recentemente ne sono stati scoperti di nuovi, il più importante dei quali è l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca (*anammox*).

Sin dal 1941 si era ipotizzato che l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca fosse possibile (Hamm e Thompson, 1941), ma solo nel 1965 è stata osservata sperimentalmente, riscontrando la scomparsa di ammoniaca in una colonna d'acqua posta in condizioni anossiche (Richardson, 1965). Questo fenomeno era stato spiegato con la possibile ossido-riduzione tra NH_4^+ e NO_2^- . Nel 1977 venne calcolata l'energia libera di Gibbs di questa reazione, notando che essa era energeticamente favorita (Broda, 1977). Tuttavia l'energia sviluppata nella reazione esotermica non risultava compatibile con quella che la flora batterica conosciuta era in grado di produrre. Era evidente l'azione di un microorganismo litotrofo (cioè autotrofo non fotosintetico) non ancora identificato. Negli anni '90 si è rilevata la presenza di attività *anammox* in diversi impianti di depurazione esistenti, seppur tale contributo risultasse assai modesto nell'ottica del rendimento depurativo complessivo. Questi risultati sono stati documentati per la prima volta in uno studio su un impianto di trattamento delle acque a Gist-Brocades nei Paesi Bassi (Mulder *et al.*, 1995). Il batterio responsabile dell'*anammox* però non è stato individuato fino al 1999, quando venne identificato come appartenente all'ordine dei *Planctomiceti*. Nella stessa occasione venne confermata anche la stechiometria di reazione (Strous *et al.*, 1999). Negli anni successivi il processo è stato studiato e sperimentato in diverse condizioni ambientali, in vista di una possibile applicazione ai trattamenti di depurazione delle acque. Recentemente sono state ipotizzate diverse alternative

impiantistiche, alcune delle quali hanno trovato realizzazione materiale prima in impianti pilota, quindi in piccoli impianti su scala industriale. A tal proposito l'Europa rappresenta l'avanguardia tecnologica, vantando numerosi brevetti e svariati impianti funzionanti in Austria, Svizzera e Paesi Bassi.

2.2 Caratterizzazione dei batteri anaerobi ammono-ossidativi

I batteri responsabili della reazione anammox sono prevalentemente del tipo cocchi (sferici) e sono caratterizzati da un diametro di circa 1 μm e un tempo di generazione di 10-20 giorni. Ad oggi non si è ancora riusciti a ottenere colture pure di batteri anammox perchè estremamente difficili da isolare, pertanto la loro conoscenza è ancora limitata. Questi microorganismi vengono chiamati anche *AnAOB* (*Anaerobic Ammonia Oxidation Bacteria*), mentre solitamente ci si riferisce ai batteri nitrificanti come *AerAOB* (*Aerobic Ammonia Oxidation Bacteria*, batteri nitrosanti) e *NOB* (*Nitrite Oxidation Bacteria*, batteri nitrificanti veri e propri).

Finora sono stati scoperti tre generi di batteri anammox: *Brocadia*, *Kuenenia* e *Scalindua*. In particolare sono stati identificate le seguenti specie (Musabyimana, 2008):

- *Brocadia anammoxidans*
- *Brocadia fulgida*
- *Kuenenia stuttgartiensis*
- *Scalindua wagneri*
- *Scalindua brodae*
- *Scalindua sorokinii*

I tre generi presentano un'ultrastruttura simile e lo stesso metabolismo, il che lascia presupporre che il carattere anammox si sia evoluto una sola volta nella storia della vita sulla Terra.

La maggior parte delle specie batteriche anammox rilevate nei sistemi marini e estuari appartengono al genere *Scalindua*. Nelle matrici ambientali naturali dove è stata riscontrata la presenza di batteri anammox, si è evidenziato come l'attività di ossidazione anaerobica dell'azoto ammoniacale diventi rilevante a profondità superiori ai 50 m di colonna d'acqua. A questo livello l'attività anammox è responsabile dell'abbattimento del 30% dell'ammoniaca presente nell'ambiente marino. Tale contributo aumenta fino a diventare preponderante a profondità maggiori dove sono verificate condizioni di forte anossia (Hertach, 2008). Va inoltre sottolineato come in natura l'azoto attivo sia maggiormente presente nelle acque in forma ammoniacale rispetto a composti nitrati e nitriti. Infatti in condizioni ambientali di ossigenazione nelle acque superficiali, il contributo dei batteri autotrofi nitrificanti è modesto se confrontato con quello dei batteri eterotrofi che tendono a mineralizzare le sostanze azotate organiche a NH_3 . Per questo motivo complessivamente i batteri anammox risultano i maggiori

responsabili della deammonificazione dei mari a livello globale, contribuendo per almeno il 50% alla rimozione dell'azoto dagli oceani (Arrigo, 2005).

2.2.1 Biologia Cellulare

Una delle caratteristiche principali dei batteri anammox è la presenza dell'*anammoxosoma*, dove avviene il processo di ossidazione anaerobica dell'ammoniaca. Si tratta di una zona della cellula delimitata da una membrana formata da lipidi rigidi (*ladderani*), costituiti da due o più anelli di ciclobutano innestati tra loro. Tale membrana deve essere molto resistente per proteggere il resto della cellula dall'idrazina, un intermedio di reazione molto reattivo e tossico. Un'altra peculiarità di questa membrana è quella di limitare la diffusione dei protoni che l'attraversano rendendo più efficienti gli enzimi ATPasi (Hertach, 2008).

I batteri anammox possono essere identificati in laboratorio individuando la peculiare struttura dei ladderani, esclusiva di questi microorganismi, attraverso il metodo *FISH* (ibridazione fluorescente in situ) oppure tramite l'analisi filogenetica dei geni ribosomi ali (van Dongen, 2001).

In Figura 2.1 è schematizzata la struttura cellulare dei batteri anammox.

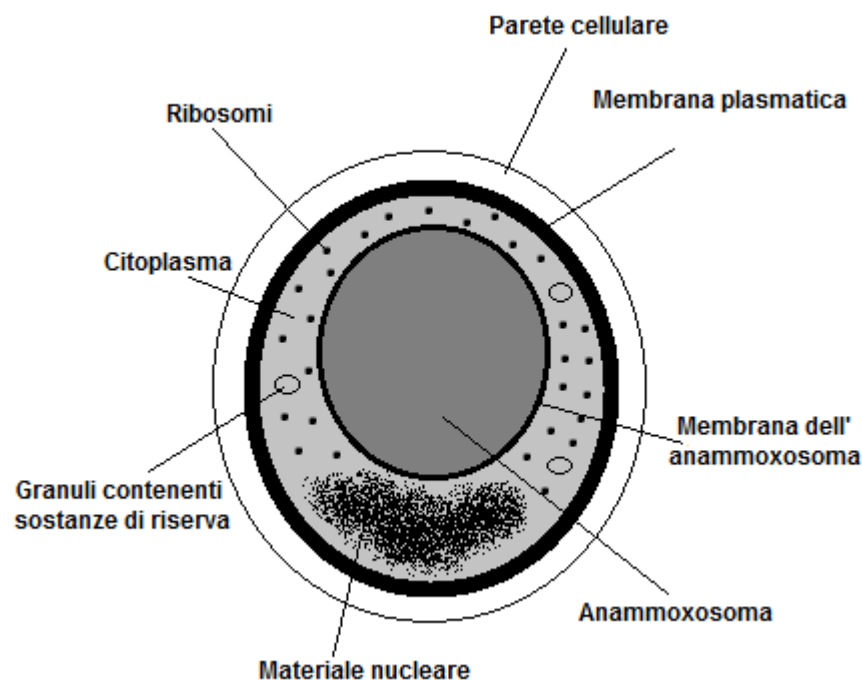
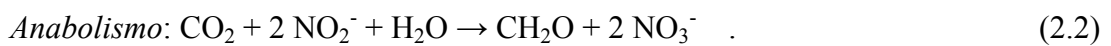


Figura 2.1. Struttura schematica di un batterio anammox.

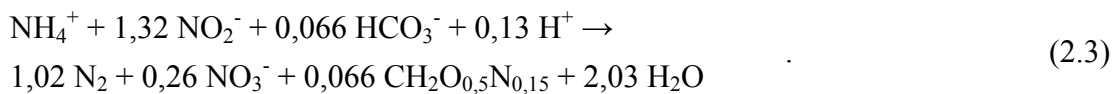
2.2.2 Biochimica dell'ossidazione biologica dell'ammoniaca

I batteri anammox usano l'ammoniaca come donatore di elettroni e CO_2 come fonte principale di carbonio (in quanto autotrofi). La fissazione di una mole di anidride carbonica richiede

l'ossidazione di 15 moli di ammoniaca, secondo le reazioni metaboliche riportate di seguito (van Nitrifrik *et al.*, 2004):



La stechiometria della reazione completa di ossidazione anaerobica dell'ammoniaca è rappresentata dall'equazione (2.3) (Strous *et al.*, 1999).



Il rapporto stechiometrico tra nitriti e ammoniaca nella reazione complessiva è pari a 1,32. Si osservi come all'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca si accompagni un aumento del pH dell'ambiente di reazione, dovuto al consumo di ioni H^+ (protoni).

Secondo la biochimica cellulare i nitriti vengono ridotti dagli enzimi nitrito-reduttasi (*NIR*) a idrossilammina, la quale reagisce con l'ammoniaca attraverso l'azione dell'enzima idrazina-idrolasi (*HH*). Infine gli enzimi idrazina-ossidasi (*HZO*) ossidano l'idrazina a N_2 liberando protoni. Questo meccanismo determina un gradiente nella concentrazione di protoni attraverso la membrana che viene usato come forza motrice per gli enzimi ATPasi per sintetizzare l'ATP (Brandes *et al.*, 2007). Il meccanismo biochimico del processo anammox è schematizzato in Figura 2.2.

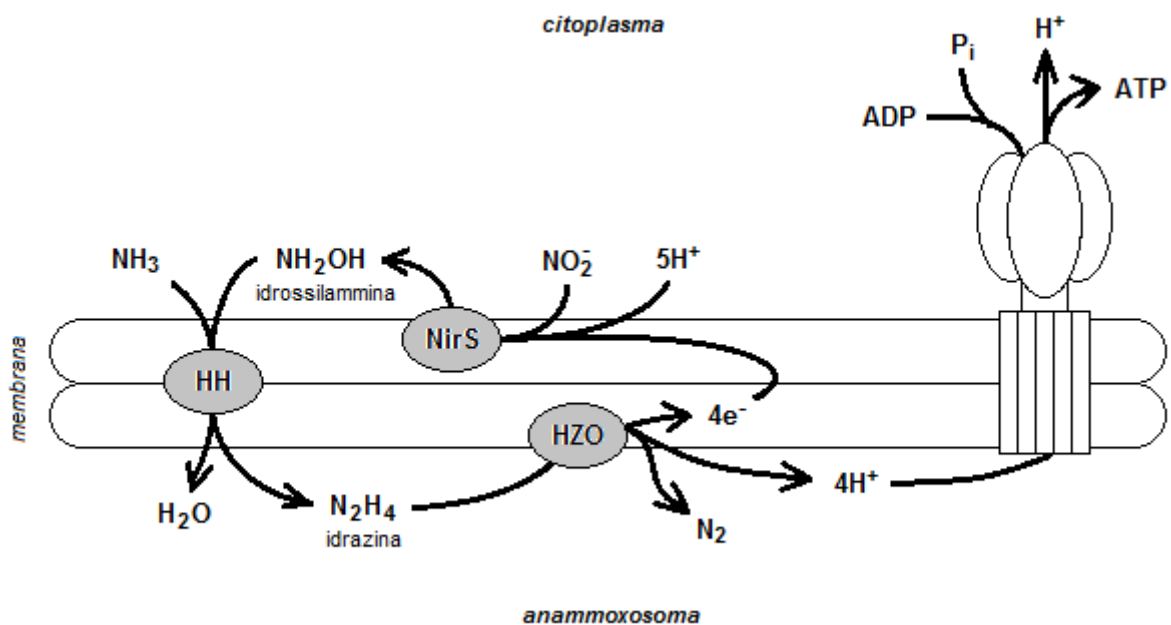


Figura 2.2. Biochimica del processo anammox. In figura sono rappresentati anche gli enzimi coinvolti nelle reazioni: HH (idrazina-idrolasi), NirS (nitrito-reduttasi), HZO (idrazina-ossidasi).

Considerando la tossicità dell'idrazina verso l'attività batterica, si spiega la presenza nella cellula di un compartimento dedicato e protetto da una membrana resistente. Una possibile fuoriuscita di idrazina nel citoplasma provocherebbe infatti la rapida morte del batterio.

2.2.3 Crescita batterica e cinetica di reazione

I batteri anammox crescono molto lentamente, avendo un tempo di generazione che si aggira attorno a 2-3 settimane. In particolare da misure di laboratorio è stata stimata una massima velocità di crescita specifica μ_{\max} pari a $0,017 \text{ giorni}^{-1}$ (Musabyimana, 2008).

La temperatura ottimale per la crescita batterica è stata determinata per diversi habitat. Nel trattamento delle acque di scarico l'optimum si aggira sui 37°C , mentre in condizioni ambientali l'optimum è generalmente a temperature inferiori (Kuenen *et al.*, 2001).

2.3 I composti inibitori dell'anammox

Nei reflui da depurare con un trattamento biologico possono essere presenti sostanze che hanno un effetto tossico sul metabolismo batterico, con il risultato che la velocità di rimozione del substrato inquinante viene diminuita o addirittura bloccata. Tali effetti di inibizione, parziale o totale, dipendono principalmente dal tipo di sostanza presente e dalla sua concentrazione, ma anche altri fattori quali temperatura, pH, tipo di microorganismi, concentrazione dei substrati organici, possono contribuire a esaltarne o sminuirne gli effetti. L'effetto inibitorio deriva essenzialmente dal blocco reversibile o irreversibile di determinati enzimi coinvolti nell'attività metabolica o dal danneggiamento strutturale della cellula. Nel caso di blocco totale e irreversibile delle funzionalità si parla generalmente di tossicità.

Di seguito vengono presentati i principali inibitori dell'attività batterica dei microorganismi AnAOB, batteri responsabili della reazione anammox.

2.3.1 Nitriti

In precedenza si è visto come la stechiometria della reazione anammox preveda che vengano ridotte 1,32 moli di nitriti per ogni mole di ammoniaca ossidata (equazione (2.3)). Risulta pertanto necessario che tale quantità di nitriti sia già presente nell'ambiente di reazione o che venga creata dalla parziale ossidazione dell'ammoniaca. Per questo motivo negli impianti di trattamento delle acque tramite anammox di norma è prevista una nitrosazione (parziale ossidazione dell'ammoniaca a nitriti) a monte del processo. Tuttavia concentrazioni troppo elevate di nitriti possono avere effetti negativi sul metabolismo della flora batterica. Questi effetti possono tradursi in attività inibitoria, con il rallentamento del catabolismo, oppure in tossicità, con il danneggiamento irreversibile della cellula batterica.

Il meccanismo inibitorio che sta dietro a questi effetti non è ancora chiaro, tuttavia si suppone che l'acidificazione dei nitriti porti alla formazione di specie reattive dell'azoto che hanno proprietà citotossiche, secondo le reazioni (Musabyimana, 2008):



I radicali formati da questa serie di reazioni inibiscono gli enzimi coinvolti nel catabolismo e impediscono la duplicazione del DNA bloccando gli enzimi ribonucleotide reductasi.

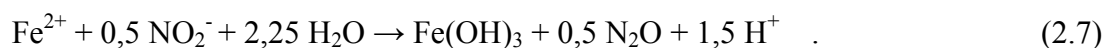
Per questo motivo la concentrazione di ossigeno disciolto deve essere mantenuta bassa, attorno a 0,3 mg/l in modo da limitare la formazione di nitriti.

In particolare si è osservato come l'attività dei batteri anammox inizi a calare sensibilmente per concentrazioni di N-nitrito superiori a 50 mg/l. Tuttavia tale proprietà inibitoria risulta parzialmente reversibile per carichi fino a 400 mg N-NO₂⁻/l, a patto che non siano sostenuti per periodi superiori alle 24 ore (Musabyimana, 2008). Si evidenzia come la nitrosazione avvenga con consumo di alcalinità, pertanto la formazione di nitriti è favorita da pH elevati. Le condizioni ottimali per il metabolismo dei batteri AnAOB sono un pH compreso nel range 7,5-8 e una concentrazione di N-nitrito inferiore a 10 mg/l (Wett *et al.*, 2007a,b).

2.3.2 Altri composti inibitori

L'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca trova la sua maggior applicazione nel trattamento dei surnatanti di digestione anaerobica, scarichi caratterizzati da carichi ammoniacali molto elevati. In questo tipo di reflui è possibile riscontrare la presenza di diversi composti che possono avere effetti inibitori e tossici nei confronti dei batteri anammox.

Spesso nel trattamento delle acque reflue viene dosato cloruro ferrico per l'abbattimento del fosforo attraverso precipitazione come fosfato ferroso. Tuttavia è noto che in condizioni anossiche, Fe³⁺ viene ridotto a Fe²⁺ dai batteri ferroriducenti normalmente presenti nei digestori, e parte di questi ioni di ferro bivalente possono finire nel liquido di centrifugazione dei fanghi. Fe²⁺ tende a reagire istantaneamente con i nitriti portando alla formazione di idrossido di ferro e ossidi di azoto:



E' evidente come a questa reazione, competitiva rispetto all'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca, possa conseguire un calo dell'attività dei batteri anammox. Va comunque sottolineato come alte concentrazioni di ioni di ferro sono in generale tossiche per il metabolismo batterico. L'inibizione da ioni di ferro è comunque limitata e tollerabile se la concentrazione di tali ioni risulta inferiore ai 200 mg/l (Musabyimana, 2008). Fortissimi inibitori dell'attività batterica sono invece gli agenti antischiuma che vengono normalmente dosati nei digestori anaerobici. Prove sperimentali documentate hanno dimostrato che queste sostanze, se presenti in frazioni volumetriche superiori all'1,25%, possono bloccare

completamente l'anammox e la nitrosazione. Considerando che normalmente questi agenti vengono dosati "a necessità", in caso di consistente formazione di schiume al digestore, l'operatore potrebbe essere costretto a fornire una quantità di antischiuma tale da raggiungere i livelli di inibizione e tossicità.

Anche i polielettroliti spesso usati nella disidratazione dei fanghi possono avere effetti inibitori dell'attività batterica, derivanti da un aumento di viscosità dell'ambiente acquoso che riduce l'accessibilità dei nutrienti ai microorganismi. Tuttavia questa problematica può essere risolta ricorrendo ad un efficiente sistema di rimozione dei solidi sospesi, dal momento che la maggior parte dei polielettroliti resta intrappolato nella componente solida del fango.

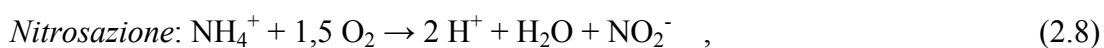
2.4 Applicazioni del processo anammox al trattamento degli effluenti inquinanti liquidi

Tradizionalmente l'abbattimento biologico dell'azoto ammoniacale nelle acque di scarico avviene con l'accoppiamento dei processi di nitrificazione e denitrificazione. Tuttavia tale sistema presenta diversi inconvenienti, a partire dall'elevato consumo energetico necessario per l'aerazione. Infatti i batteri autotrofi nitrosanti e nitrificanti richiedono una quantità di ossigeno disciolto elevata per poter crescere e svilupparsi adeguatamente, in modo da nitrificare l'ammoniaca in tempi compatibili con la successiva riduzione dei nitrati a opera dei batteri denitrificanti. Inoltre i denitrificanti sono microorganismi eterotrofi, necessitano pertanto di una fonte di carbonio organico per il loro metabolismo. Questa fonte di carbonio biodegradabile può essere fornita esternamente dosando metanolo, oppure miscelando l'acqua con il refluo da depurare (se il BOD₅ è abbastanza elevato) ma a discapito della velocità di denitrificazione.

In quest'ottica l'anammox si prefigura come una valida alternativa come processo di rimozione dell'azoto ammoniacale. L'impiego di questa tecnica può ridurre significativamente i costi associati all'aerazione e all'utilizzo di una fonte esterna di carbonio organico. In particolare l'anammox si rivela molto efficiente per quei reflui molto ricchi di azoto ammoniacale, ma carenti in BOD₅. In queste condizioni infatti la crescita dei batteri eterotrofi viene sfavorita a causa della bassa concentrazione del substrato organico, mentre vengono favorite le specie autotrofe che utilizzano CO₂ come fonte di carbonio.

Un problema molto diffuso negli impianti di depurazione è quello relativo al trattamento delle acque di disidratazione dei fanghi da digestione anaerobica (*centrifugato*). Questi reflui presentano un COD elevato e un contenuto di azoto ammoniacale superiore a 1500 mg N-NH₃/l. Essi possono danneggiare la flora batterica se inviati direttamente al trattamento biologico di un impianto di depurazione tradizionale, in quanto si possono creare dei forti scompensi nella proporzione dei nutrienti compatibile con il metabolismo batterico. L'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca trova proprio nella depurazione del centrifugato la sua miglior applicazione tecnica. Infatti la quasi totalità degli impianti anammox *fullscale*

esistenti sono stati progettati per trattare questo particolare tipo di scarico. Esistono diverse soluzioni impiantistiche per rendere il processo anammox realizzabile, ma tutte avvengono secondo un meccanismo in due passaggi. Circa il 50% dell'ammoniaca deve essere complessivamente ossidata a nitriti tramite i batteri nitrosanti, quindi i batteri anammox fanno reagire nitriti e ammoniaca liberando azoto gassoso.



Tuttavia si è rilevato come concentrazioni di N-nitrito superiori a 50 mg/l riducano significativamente l'attività batterica, pertanto è opportuno non spingere troppo la reazione di nitrosazione, pena il calo dell'efficienza complessiva (Wett *et al.*, 2007a,b). Per questo motivo si cerca generalmente di limitare l'attività dei batteri autotrofi nitrificanti regolando la concentrazione di ossigeno disciolto. L'ossigeno disciolto non deve essere troppo elevato o esercita un effetto inibitore sull'anammox perché ha una maggior affinità come elettrone attrattore rispetto ai nitriti.

2.4.1 Il processo DEMON[®] – Descrizione dell'impianto

Il processo DEMON[®] (*deammonificazione*) è stato sviluppato e brevettato dall'Università di Innsbruck ed è a oggi la soluzione più diffusa su scala industriale per il trattamento via anammox dei surnatanti di digestione anaerobica. Nitrosazione e anammox avvengono in uno stesso reattore SBR (*sequencing batch reactor*), dove agendo su pH e ossigeno disciolto è possibile limitare la produzione di nitriti, evitandone l'accumulo e la conseguente azione inibitoria nei confronti dei batteri AnAOB.

Il primo e più importante impianto DEMON[®] è entrato in funzione a Strass in Austria nel 2003, per il pretrattamento di surnatanti di digestione anaerobica. Il processo DEMON[®] si è dimostrato robusto e particolarmente efficiente per impianti di piccole-medie dimensioni in grado di trattare portate di alimentazione dell'ordine di qualche centinaio di metri cubi giornalieri. In virtù del design relativamente semplice e dell'ampia e consolidata documentazione sperimentale, il processo DEMON[®] è la soluzione impiantistica proposta per la problematica di gestione del centrifugato del Centro Biotrattamenti di Camposampiero, la quale verrà approfondita nei prossimi capitoli. In Figura 2.3 è rappresentato lo schema standard per un impianto di deammonificazione di tipo DEMON[®].

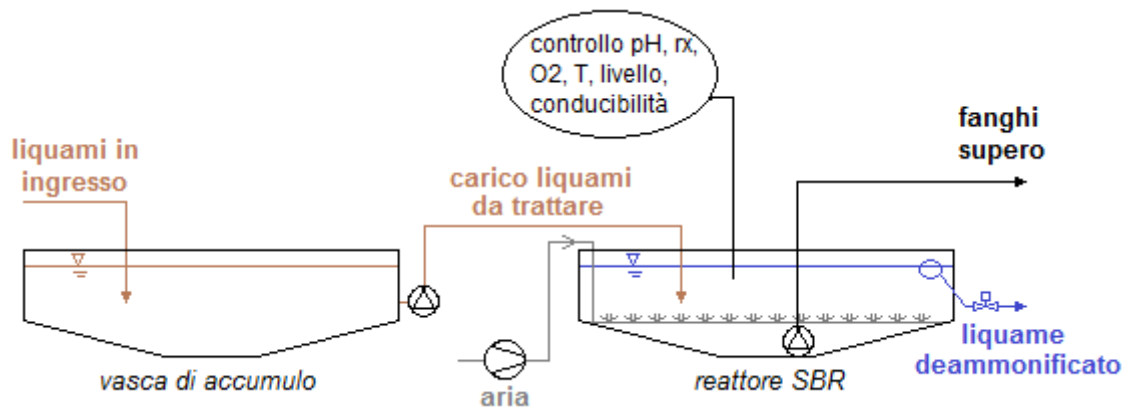


Figura 2.3. Schema di impianto per processo DEMON®.

Nel processo DEMON® viene impiegato un fango attivo composto prevalentemente da batteri AerAOB e AnAOB. Si tratta di una flora batterica di tipo autotrofo e non necessita di carbonio organico per il suo metabolismo. Come evidenziato in precedenza, l'ammoniaca viene ossidata biologicamente attraverso i nitriti, pertanto la presenza di batteri NOB, responsabili dell'ossidazione dei nitriti a nitrati, è fortemente indesiderata. Per una buona conduzione del processo è essenziale arrestare la nitrificazione a nitrito inibendo l'attività dei batteri nitrito-ossidanti (NOB). Ciò risulta possibile controllando diversi parametri. Generalmente si adottano tempi di permanenza nel reattore di 1-2 giorni, temperature superiori ai 25°C e pH alcalini per favorire la crescita di AerAOB rispetto a NOB. Oltre a questi parametri, è fondamentale controllare l'ossigeno disciolto in vasca di reazione, per mantenere concentrazioni non superiori a 0,3 mgO₂/l (Wett *et al.*, 2007a,b).

Trattandosi di un impianto di tipo batch sequenziale è necessaria una vasca di accumulo del refluo in arrivo, per poterlo dosare nel ciclo operativo del reattore. La vasca di accumulo dev'essere debitamente miscelata in modo da equalizzare il carico inquinante e poter quindi alimentare il reattore con un liquame dalle caratteristiche più uniformi possibili.

Il reattore SBR opera di norma 3 cicli giornalieri di 8 ore; ogni ciclo è suddivisibile nelle seguenti fasi:

- 6 ore: alimentazione e reazione (miscelazione meccanica)
- 1 ora: sedimentazione
- 1 ora: chiarificazione

Durante la prima fase la vasca di reazione viene progressivamente riempita con le acque da trattare e contemporaneamente avvengono le reazioni di deammonificazione (2.8) e (2.9). Circa il 50% dell'ammoniaca viene ossidato a nitriti dai batteri AerAOB, quindi i batteri AnAOB ossidano l'ammoniaca rimanente attraverso i nitriti liberando acqua e azoto gassoso. Il rapporto stechiometrico tra nitrito e ammoniaca è pari a 1,32 come si può osservare nell'equazione complessiva della reazione anammox (2.3). La vasca è completamente

miscelata tramite agitatori meccanici e viene opportunamente aerata per consentire l'ossidazione aerobica dell'ammoniaca a nitrito.

Al termine del periodo di reazione vengono interrotti alimentazione, miscelazione e aerazione per consentire al fango di sedimentare. Il fango attivo anammox è caratterizzato da un colore rossastro e da fiocchi voluminosi e densi che tendono a sedimentare con facilità.

Ogni ciclo operativo SBR si conclude con la fase di chiarificazione dove tramite l'impiego di un *decanter* galleggiante è possibile allontanare il refluo trattato dal reattore. Si tratta essenzialmente di un bacino galleggiante dotato di lame sfioratrici mobili. Durante le fasi di reazione e sedimentazione, gli sfioratori si trovano in una posizione rialzata rispetto al pelo dell'acqua, quindi nell'ultima fase vengono abbassati per consentire all'acqua chiarificata di entrare nel bacino ed essere allontanata dall'impianto.

Il processo DEMON[®] è estremamente efficace nel ridurre il carico di azoto ammoniacale di reflui concentrati, con rendimenti di rimozione attorno al 90%. Rispetto ai processi tradizionali di nitrificazione-denitrificazione combinate è possibile risparmiare fino al 60% di energia da fornire in fase di aerazione e fino al 100% di carbonio organico aggiuntivo. Inoltre la produzione di fanghi di supero è molto contenuta e dal punto di vista ambientale l'anammox non comporta emissioni di anidride carbonica in atmosfera (Kosari, 2011). Si sottolinea tuttavia che tale processo va di norma impiegato quale pretrattamento biologico per la rimozione dell'azoto ammoniacale di reflui particolari. Per la rimozione spinta del BOD₅ e l'affinamento dello scarico è comunque opportuno prevedere a valle trattamenti biologici aggiuntivi di tipo tradizionale.

2.4.2 Il processo DEMON[®] – Strategia di controllo

Il design di un impianto anammox SBR non è particolarmente complesso e si limita all'applicazione di parametri standardizzati come il carico di solidi sospesi e il tempo di ritenzione. Il cuore dell'impianto e del brevetto DEMON[®] risiede invece nel suo particolare sistema di controllo. La conduzione del processo avviene attraverso tre meccanismi di regolazione che agiscono sulla base di segnali diversi: tempo, pH e concentrazione di ossigeno disciolto.

Il controllo temporizzato definisce i cicli SBR di 8 ore ciascuno, suddividendole nelle fasi di reazione, sedimentazione e chiarificazione. La prima fase occupa circa 6 ore, durante le quali hanno luogo le reazioni di deammonificazione, cioè la nitrosazione parziale e l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca. In questa fase il reattore è miscelato mediante agitazione meccanica.

Come accennato in precedenza, elevate concentrazioni di nitrito hanno però un effetto inibitorio per i batteri AnAOB. Per questo motivo durante la fase di reazione si esercita un controllo rigoroso sul pH così da far procedere le due reazioni in modo alternato. Infatti la reazione di nitrosazione comporta un calo di pH, mentre l'anammox ne determina un

aumento. Il sistema di aerazione viene attivato in una banda di pH molto ristretta, pari a 0,01. Va sottolineato come non risulti tanto importante il valore assoluto del pH per il controllo del processo, quanto la sua variazione all'interno del range considerato. Si tratta di un tipo di controllo e regolazione a relé: quando il pH raggiunge il setpoint superiore, il *controller* attiva il sistema di aerazione e i batteri AerAOB ossidano parzialmente l'ammoniaca a nitrito. Durante la nitrosazione il pH cala fino a raggiungere il setpoint inferiore, quindi l'aerazione viene arrestata. Una volta esaurito l'ossigeno disciolto, i batteri AnAOB operano l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca, con il conseguente aumento di pH. Quando il pH raggiunge il setpoint superiore si riattiva la fornitura d'ossigeno e ricomincia la reazione di nitrosazione. Con questo particolare sistema è possibile limitare l'accumulo di N-nitrito a concentrazioni inferiori a 5 mg/l. In queste condizioni il nitrito viene rapidamente consumato nelle reazioni anammox e l'effetto inibitorio a esso associato viene evitato. Il sistema di controllo tiene in considerazione anche l'effetto tamponante dovuto alla continua alimentazione del refluo grezzo e i possibili cali di pH dovuti allo stripping della CO₂.

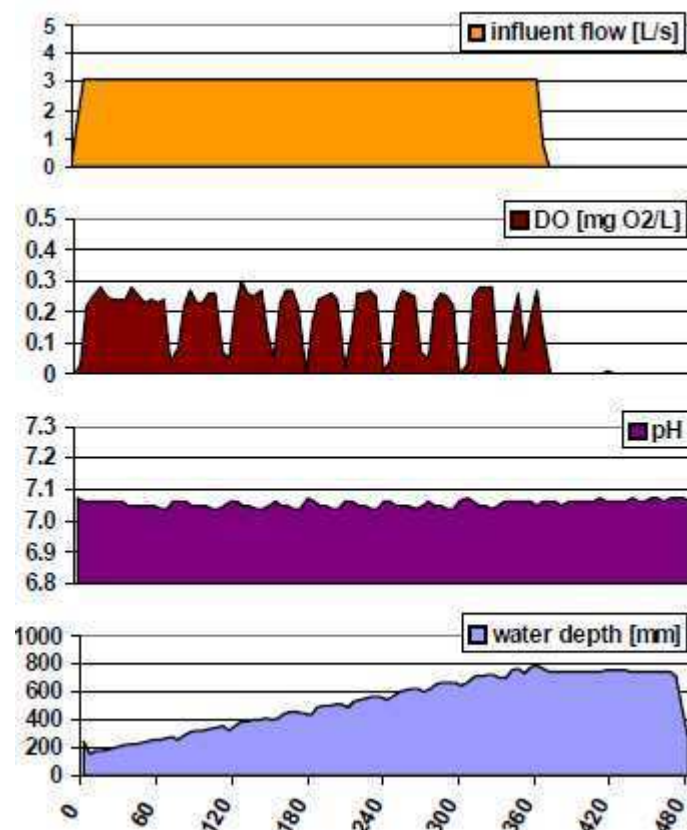


Figura 2.4. Profilo delle variabili di processo (portata, ossigeno disciolto, pH e livello) di un ciclo SBR per il processo DEMON[®] (WWTP Strass, Austria; Wett et al., 2007a).

Il terzo e ultimo sistema di controllo agisce sul grado di aerazione garantendo una concentrazione di ossigeno disciolto prossima ma non superiore a 0,3 mg/l. In questo modo

viene limitata la produzione di nitrito e soprattutto viene bloccata la reazione di ulteriore ossidazione dei nitriti a nitrati.

Oltre a questi tre sistemi di regolazione vengono monitorati per sicurezza altri parametri. Il potenziale redox offre una misura di controllo ulteriore sulle fasi aerobiche ed anaerobiche, mentre la misura di conducibilità può evidenziare un possibile aumento di sostanze disciolte e individuare possibili “avvelenamenti” dell'impianto dovuti a scarichi tossici. Vengono inoltre monitorati i valori delle portate e i livelli nelle vasche. Infine è opportuno prevedere anche una regolazione della temperatura nel reattore affinché non scenda sotto i 25°C, pena un drastico calo nell'efficienza del processo. In Figura 2.4 è illustrato il profilo delle variabili di processo relative a un ciclo operativo dell'impianto DEMON[®] di Strass, Austria. In questa figura è possibile osservare come i periodi di anaerobiosi risultino molto ristretti rispetto ai periodi aerati, come conseguenza della maggior velocità delle reazioni anammox rispetto alle reazioni di ossidazione parziale dell'ammoniaca.

Capitolo 3

Centro Biotrattamenti ETRA S.p.a di Camposampiero: Descrizione dell'impianto

Il fulcro di questo studio è discutere la possibilità di applicare il processo anammox a una realtà industriale esistente nel territorio veneto. L'azienda interessata è il Centro Biotrattamenti ETRA S.p.a di Camposampiero (PD), un'attività caratterizzata da un duplice impianto per la depurazione dei reflui civili e la digestione anaerobica di fanghi e rifiuti organici.

3.1 L'azienda

Il Centro Biotrattamenti di Camposampiero (ETRA S.p.a.) è suddiviso in due comparti, uno dei quali è costituito da un impianto di trattamento delle acque reflue provenienti da fognatura e dalle altre attività del Centro; l'altro comparto comprende un sistema di trattamento della frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU), che alimentati a un digestore anaerobico assieme a fanghi di depurazione, rifiuti vegetali e rifiuti liquidi di aziende agroalimentari (*bottini*), permettono la produzione di biogas. Il biogas così ottenuto viene ripulito e impiegato per la cogenerazione di energia elettrica e energia termica.

In questo capitolo verrà descritto a livello qualitativo l'impianto in oggetto, in modo da fornire una visione d'insieme dei trattamenti adottati e delle problematiche legate ad essi. L'obiettivo dello studio è analizzare le possibilità di rimuovere l'azoto ammoniacale dal centrifugato di digestione anaerobica tramite tecnologia DEMON[®] e di confrontarne le prestazioni con il metodo tradizionale nitrificazione/denitrificazione. Per questo motivo non si indugerà su dati sensibili del progetto non direttamente legati alla problematica trattata.

Il progetto del Centro Biotrattamenti di Camposampiero risale al 1999 e prevedeva uno scenario operante inizialmente a potenzialità ridotta per essere successivamente ampliato e poter raggiungere la potenzialità di 70'000 AE, con il trattamento di codigestione di una quantità maggiore di rifiuti zootecnici e di FORSU. La costruzione delle opere di 1^a fase si è conclusa alla fine del 2005, con la realizzazione di un impianto di trattamento dei reflui urbani della potenzialità di 35'000 AE, ma già parzialmente dimensionato in vista del successivo ampliamento, e un impianto di codigestione anaerobica per la miscela costituita da fanghi di depurazione provenienti dall'impianto stesso, FORSU, scarti vegetali e liquami

zootecnici per più di 50'000 ton/anno di sostanza complessiva da trattare. Attualmente l'impianto di ETRA S.p.a. lavora con queste potenzialità. In Figura 3.1 è illustrato il ciclo dei trattamenti nell'impianto.

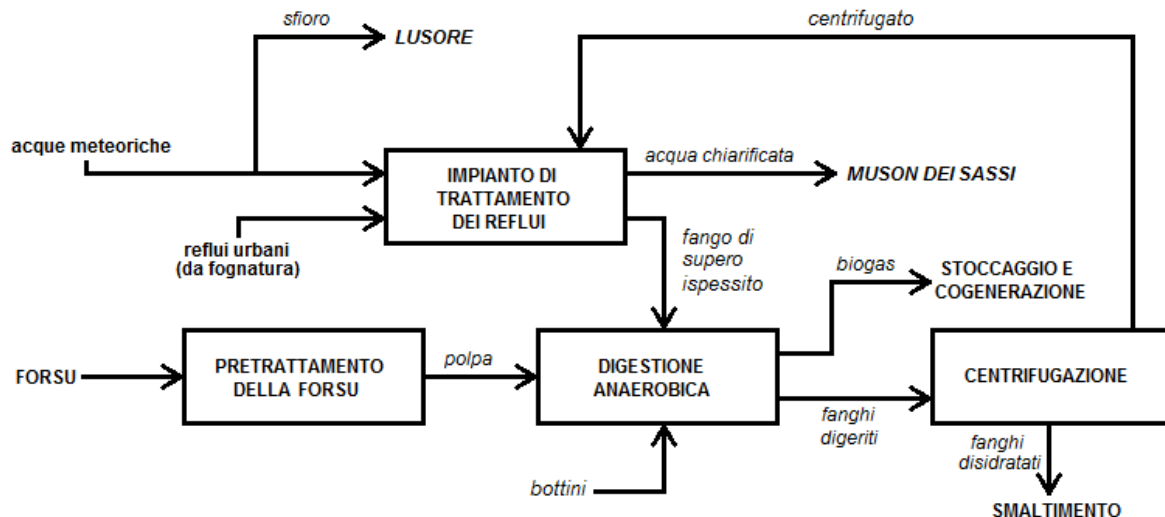


Figura 3.1. Rappresentazione schematica dei processi che avvengono nel Centro Biotrattamenti ETRA S.p.a. di Camposampiero (Padova).

Inoltre l'azienda è dotata di un'efficace linea di trattamento dell'aria esausta dai locali di depurazione e di trattamento meccanico della FORSU. In particolare l'abbattimento degli odori molesti è ottenuto mediante l'impiego di biofiltri.

L'impianto è stato descritto sulla base della documentazione di progetto (Studio Altieri, 2011) e delle informazioni direttamente acquisite dal responsabile dell'impianto (Maragnin, 2013).

3.2 Impianto di depurazione delle acque reflue

L'impianto di depurazione delle acque tratta i reflui urbani da fognatura, gli scarichi dei servizi igienici del centro e le acque di rifiuto provenienti dal trattamento della FORSU e dalla digestione anaerobica. L'impianto ha una potenzialità attuale di 35'000 AE ed è alimentato con una portata media di 365 m³/h. La *flow-chart* dei trattamenti è illustrata in Figura 3.2.

Per esigenze di spazio il ciclo dei trattamenti è stato organizzato su tre piani:

- sotterraneo: arrivo scarichi da fognatura; grigliatura; primo sollevamento
- piano terra: vasche di pioggia; dissabbiatura/disoleatura; sollevamento intermedio
- primo piano: trattamento biologico; decantazione; disinfezione; filtrazione

I locali interrati e al piano terra vengono mantenuti in leggera depressione e l'aria esausta è inviata ai biofiltri posti all'esterno per l'abbattimento degli odori.

Il rilancio dei liquami da un piano all'altro deve vincere una prevalenza che va dagli 8 ai 13 m, pertanto i consumi energetici per il sollevamento sono significativi e complessivamente

l'impianto di trattamento delle acque pesa per 2/3 sul fabbisogno energetico complessivo dell'azienda.

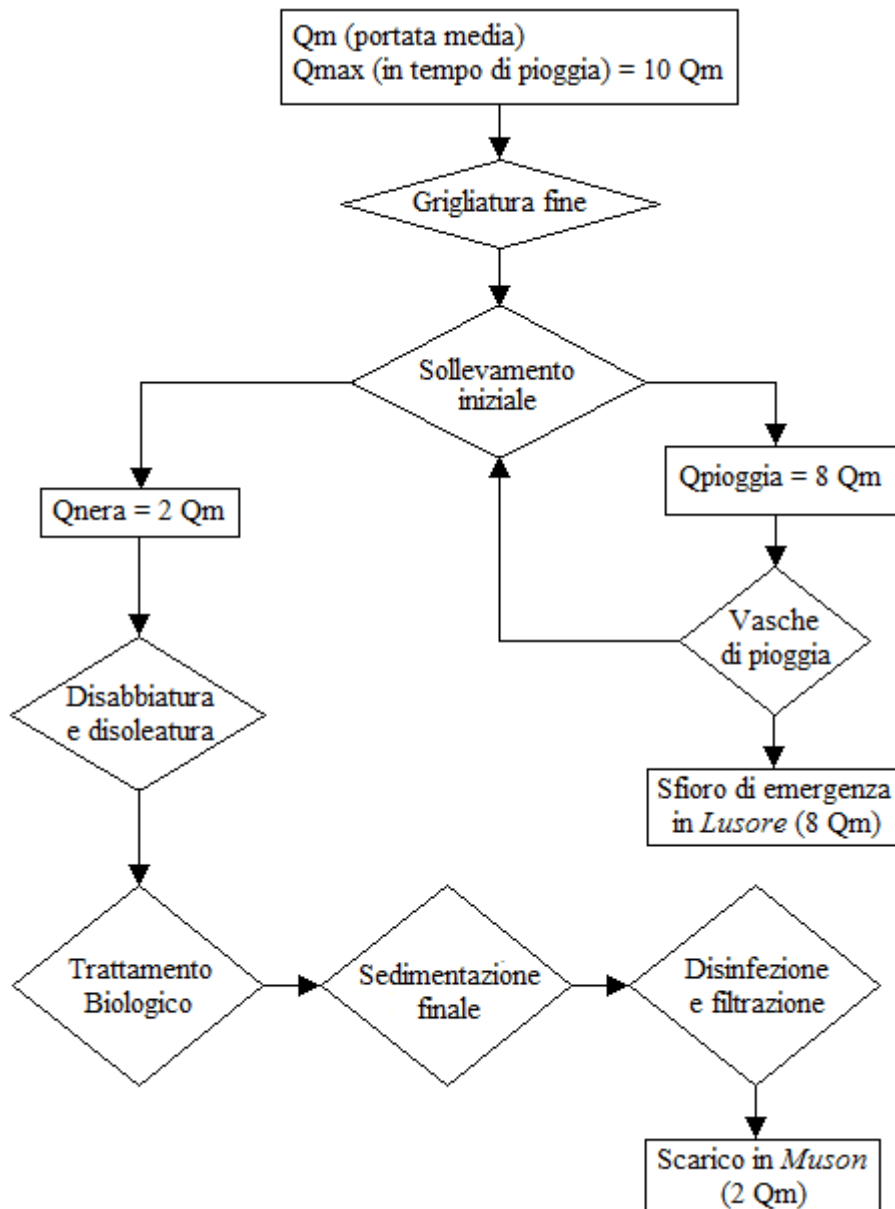


Figura 3.2. Flow-chart della linea acque dell'impianto attuale di ETRA. Si evidenzia come le vasche siano state preventivamente dimensionate su una portata doppia rispetto a quella nominale, in vista del possibile ampliamento futuro.

3.2.1 Grigliatura

La grigliatura/stacciatura serve a rimuovere i materiali grossolani contenuti nel refluo. Il collettore della fognatura in ingresso all'impianto giunge in un canale sotterraneo fino alla sezione di grigliatura, costituita da due canali in parallelo equipaggiati con stacci rotanti del diametro di 1800 mm con spaziatura da 3 mm e dotati di coclea compattatrice integrata. Una

soglia laterale a quota più elevata ed attrezzata con griglia fissa a spaziature di 30 mm, consente di by-passare le griglie in caso di emergenza comunque garantendo una grigliatura.

3.2.2 Sollevamento iniziale e accumulo delle acque di pioggia

Dal manufatto di grigliatura il liquame viene immesso nell'impianto di sollevamento iniziale, equipaggiato con 3 elettropompe sommergibili con portata nominale di 365 m³/h e prevalenza di 10 m, le quali sollevano il refluo al dissabbiatore. Quando la portata affluente eccede la capacità complessiva del sollevamento, il livello nella vasca aumenta e si avviano le 3 elettropompe delle acque di pioggia (portata unitaria 960 m³/h e prevalenza 13 m), installate nella stessa vasca. La portata di pioggia accede a una canaletta e, tramite un partitore, alle vasche di raccolta acque di pioggia, le quali possiedono un volume utile complessivo di circa 3'000 m³. Una volta abbassato il livello del sollevamento viene attivato lo scarico delle acque di pioggia, onde evitare sovraccarichi idraulici. Inoltre nelle vasche è previsto uno sfioro di emergenza che può avviare le acque in eccedenza al fiume Lusore, con un grado di diluizione comunque adeguato.

3.2.3 Dissabbiatura-disoleatura

Nella fase di dissabbiatura-disoleatura vengono eliminate le sabbie, gli olii, i grassi e le sostanze galleggianti sempre presenti nelle acque di fognatura. I liquami vengono immessi in un bacino di calma a pareti inclinate, a pianta rettangolare, nel quale vengono tenuti in leggero movimento mediante insufflazione d'aria attraverso diffusori a bolle fini, disposti su uno dei lati lunghi della vasca.

Un setto di calma serve a formare una zona a bassa turbolenza dove possono separarsi le sostanze oleose galleggianti e accumularsi in superficie. Le sabbie invece sedimentano sul fondo della vasca. Una serie di carriponte percorre i bacini con un movimento va-e-vieni continuo. Solidali con i carriponte sono montati i sistemi di evacuazione sabbie e sostanze galleggianti.

L'impianto di ETRA Camposampiero è dotato di due bacini di disabbiatura-disoleatura e di un separatore di sabbie del tipo Coanda che garantisce la separazione di oltre il 95% di solidi con granulometria superiore a 0,2 mm.

3.2.4 Trattamento biologico

L'effluente della dissabbiatura viene nuovamente sollevato tramite 3 elettropompe sommergibili con portata unitaria di 365 m³/h e prevalenza 10 m, quindi miscelato con i fanghi di ricircolo a monte del trattamento biologico. Qui viene inoltre dosato il percolato proveniente dal trattamento meccanico della FORSU, utile come fonte di carbonio organico per i batteri eterotrofi denitrificanti. Il mixed liquor è ripartito in due linee parallele suddivise in più vasche in serie per i singoli trattamenti, come illustrato in Figura 3.3.

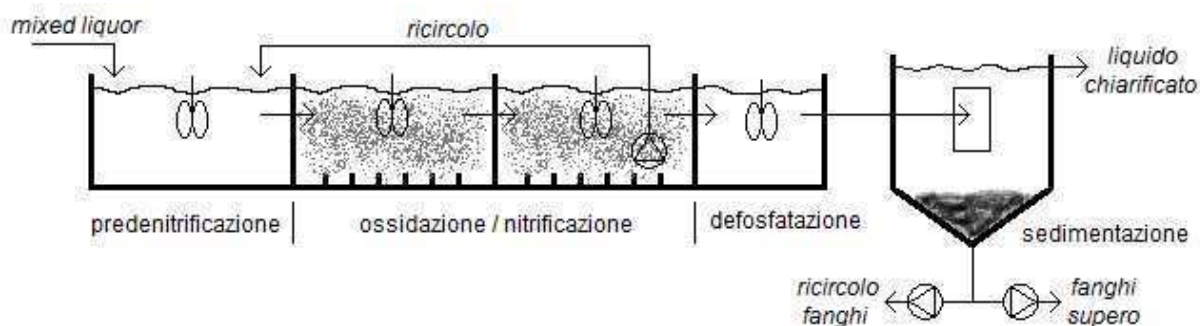


Figura 3.3. Schema a blocchi del trattamento biologico.

- Predenitrificazione

Nella prima vasca del trattamento biologico ha luogo la denitrificazione, dove tramite l'azione di batteri eterotrofi facoltativi, i nitrati vengono ridotti a azoto gassoso. Qui il liquido viene agitato meccanicamente, ma non aerato. Alla vasca di predenitrificazione è riciclato il mixed liquor proveniente dalle vasche di ossidazione-nitrificazione, dove la maggior parte dell'ammoniaca è stata ossidata a nitrati. Per accelerare la reazione di denitrificazione è opportuno dosare una fonte di carbonio organico facilmente degradabile per la flora batterica. In questo caso si utilizza il percolato proveniente dal trattamento della FORSU, a elevato BOD₅, che viene preventivamente dosato assieme ai fanghi di ricircolo a monte del trattamento biologico. Se necessario, assieme al percolato si aggiunge dell'acido acetico. Il volume complessivo utilizzato per la denitrificazione è di circa 3600 m³. Il mixed liquor denitrificato passa quindi alla fase di ossidazione/nitrificazione.

- Ossidazione-nitrificazione

Il mixed liquor passa nella zona aerata delle vasche del trattamento biologico, dove avviene l'ossidazione del substrato organico a opera dei batteri eterotrofi e l'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti e nitrati per azione dei batteri autotrofi nitrosanti e nitrificanti. La fase di ossidazione-nitrificazione viene realizzata in un volume utile complessivo disponibile di 7200 m³ suddiviso nelle attuali due linee parallele di trattamento. Per la fornitura di ossigeno è stato installato un sistema ad insufflazione d'aria sul fondo per mezzo di diffusori del tipo piattello a membrana. Per raggiungere i limiti di accettabilità per i nitrati allo scarico, la torbida viene riciclata alla fase di denitrificazione tramite un'elettropompa sommergibile. Una soglia sfiorante al termine di ogni linea di trattamento permette di avviare alla sedimentazione finale la relativa portata trattata.

- Defosfatazione

All'uscita del trattamento biologico vengono dosati cloruro ferrico in estate e policloruro di alluminio (PAC) in inverno (quando la problematica del *bulking* filamentoso è più critica) per la rimozione chimica del fosforo inorganico. L'aggiunta di questi reattivi portano alla precipitazione chimica di idrossidi colloidali in grado di rimuovere gli inquinanti disciolti per adsorbimento (fanghi chimici).

3.2.5 Sedimentazione finale

Il mixed liquor in uscita dall'ossidazione è convogliato tramite una canaletta a un ripartitore di portata a sfioro, da dove il refluo giunge ai bacini di sedimentazione finale. L'impianto è dotato di tre sedimentatori a pianta rettangolare di superficie utile complessiva 1170 m² e volume di 3000 m³. I bacini sono equipaggiati con carriponte rettilinei con moto va-e-vieni. Il fango viene raccolto da canalette disposte fra i bacini, quindi viene rilanciato in testa al trattamento biologico e miscelato con il liquame in ingresso mentre il supero viene inviato all'ispessitore. L'acqua chiarificata sfiora attraverso lame a profilo Thomson e passa al trattamento di disinfezione.

3.2.6 Disinfezione

La portata chiarificata proveniente dai sedimentatori viene miscelata con acido peracetico per la disinfezione da *Escherichia coli* o da altri patogeni provenienti dagli scarichi dell'ospedale di Camposampiero. Attualmente l'impianto è dotato di una terza linea di vasche preposta al trattamento biologico per trattare le portate dopo l'ampliamento alla potenzialità di 70'000 AE. Con la portata attuale tale linea non è necessaria, pertanto le vasche vengono utilizzate per il contatto tra acque chiarificate e disinfettante. Con un volume utile di 5500 m³ e un tempo di permanenza di oltre 13 ore, queste vasche permettono di limitare il dosaggio del reagente, sfruttandone in modo ottimale le capacità battericide.

3.2.7 Filtrazione e scarico finale

Dopo la disinfezione, le acque vengono ulteriormente affinate tramite filtrazione su filtri a disco telati, quindi scaricate nel fiume Muson dei Sassi.

3.3 Codigestione e cogenerazione

I rifiuti biologici e i fanghi di supero possono essere digeriti anaerobicamente per ottenere biogas da impiegare nei cogeneratori per la produzione di energia elettrica e termica. L'impianto di ETRA Camposampiero lavora su una potenzialità di 50'000 ton/anno ed è utilizzato per trattare tre tipologie di substrato biologico putrescibile: la FORSU dalla raccolta differenziata, i fanghi di supero ispessiti, i rifiuti liquidi provenienti da aziende agroalimentari (bottini). Inizialmente l'impianto trattava anche liquami zootecnici, ma presto il loro impiego

si è rivelato poco redditizio a causa della necessità di vagliare i rifiuti prima dell'immissione ed è stato accantonato.

L'energia elettrica e termica complessivamente prodotte rendono autosufficiente l'impianto dal punto di vista energetico. I maggiori consumi, circa 2/3 del totale, riguardano la gestione dell'impianto di trattamento delle acque reflue, mentre il rimanente terzo è sufficiente per alimentare gli uffici e le attrezzature e i dispositivi dell'impianto di codigestione e cogenerazione.

Il digestore tratta principalmente i rifiuti urbani organici (FORSU), i quali vengono portati al Centro Biotrattamenti mediante trasporto su camion nei giorni feriali. La polpa ottenuta dal trattamento meccanico di questi rifiuti è l'alimentazione precipua del digestore, e fonte preminente nella produzione del biogas. Tuttavia nel fine settimana tali rifiuti non vengono trattati, pertanto per mantenere la produzione del biogas pressoché costante e stazionaria, si impiegano i bottini, che seppur alimentati in quantità minore rispetto alla polpa possono favorire elevate produzioni di biogas. Al digestore vengono convogliati anche i fanghi biologici di supero preventivamente ispessiti. Tuttavia il contributo dei fanghi nella produzione di metano è piuttosto contenuto, e il loro passaggio nel digestore anaerobico ha la principale funzione di stabilizzarne la componente putrescibile. In Figura 3.4 è illustrato l'impianto di codigestione e cogenerazione del Centro Biotrattamenti.

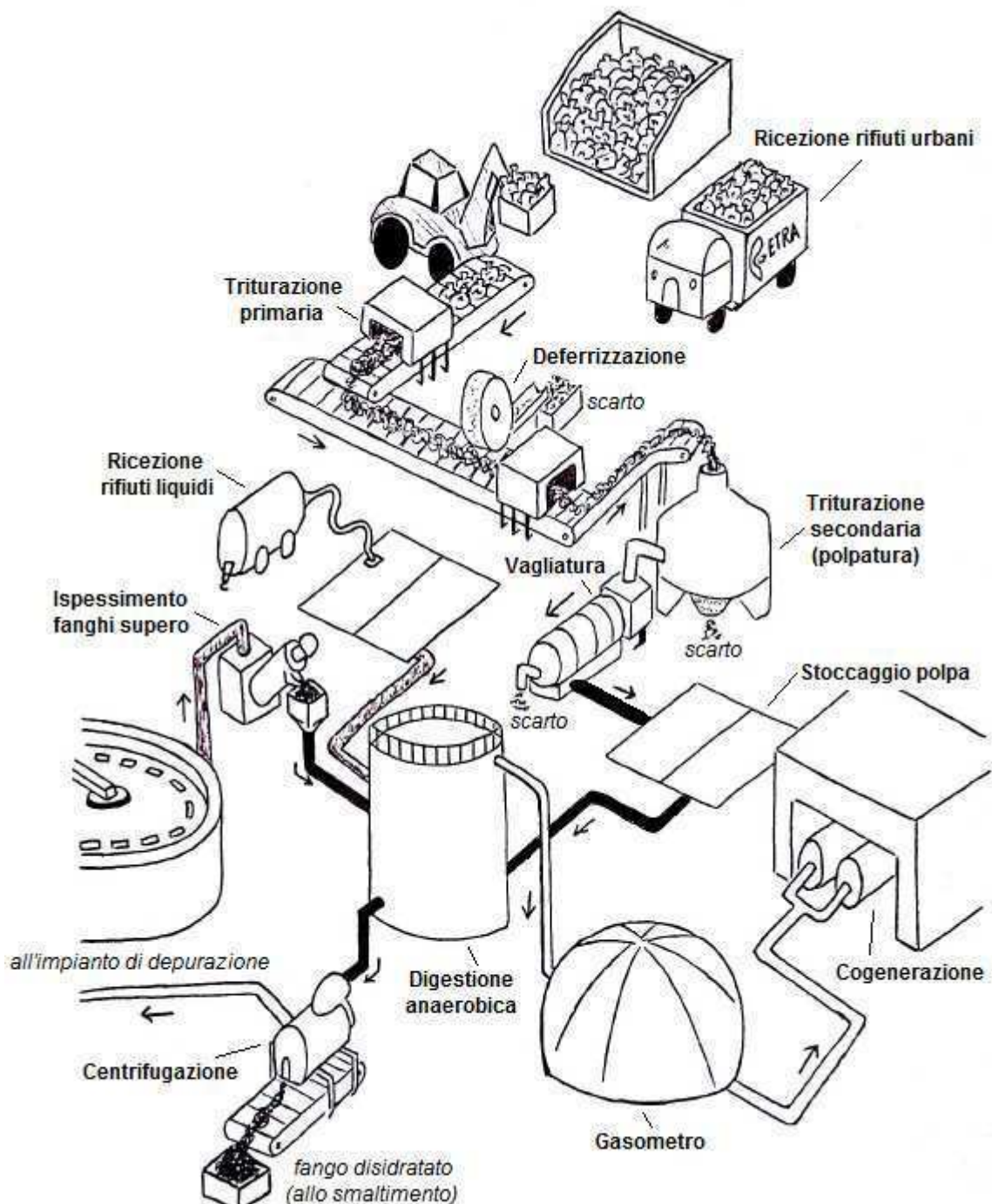


Figura 3.4. Rappresentazione schematica dei vari passaggi del pretrattamento meccanico della FORSU e delle diverse fasi che costituiscono l'impianto di codigestione e cogenerazione del Centro Biotrattamenti di ETRA a Camposampiero (PD).

3.3.1 *Trattamento meccanico della FORSU*

La frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU) proveniente dalla raccolta differenziata viene convogliata al Centro Biotrattamenti di ETRA Camposampiero mediante trasporto su gomma. I veicoli trasportatori vengono pesati in ingresso e in uscita all'impianto per registrare l'afflusso massivo di rifiuti. Il conferimento ed i pretrattamenti meccanici avvengono in un edificio chiuso dotato di sistema di aspirazione, in grado di tenerlo in leggera depressione per impedire la fuoriuscita di odori molesti e permettere un adeguato ricambio d'aria (3 ricambi/ora). Il flusso d'aria aspirato è avviato assieme a quello dei locali di depurazione delle acque ai biofiltri siti all'esterno, preposti per l'abbattimento biologico degli odori.

Il trattamento meccanico della FORSU inizia con la rottura dei sacchetti contenenti i rifiuti e la disposizione del materiale su nastri trasportatori. Dei magneti provvedono alla deferrizzazione, allontanando tutti i metalli ferromagnetici eventualmente presenti. Quindi il materiale viene tritato e inviato al "polpatore". Nel polpatore avviene una frantumazione fine ed il materiale è trasformato in una sospensione con percentuale di secco ottimale per la digestione (circa 8-10 %). La frazione grossolana (sassi, vetro, etc.) si separa per decantazione, accumulandosi sul fondo del polpatore, da dove viene estratta e alienata a rifiuto. Nel vaglio a tamburo installato a valle del polpatore avviene un'ulteriore separazione del materiale pesante e grossolano ancora presente (plastica, tessili, legno, etc.) inidoneo alla digestione. La sospensione così ottenuta, esente dai materiali di scarto, va in un serbatoio di idrolisi nel quale avviene l'omogeneizzazione mediante agitazione meccanica e ricircolo della polpa dal fondo. L'impianto è dotato di due vasche di accumulo di questo tipo, funzionanti alternativamente. Nonostante la vagliatura, nei serbatoi di idrolisi può essere convogliata una frazione residuale di materiale di piccole dimensioni non compatibile con la digestione anaerobica. Questo materiale tende a separarsi per decantazione accumulandosi sul fondo delle vasche di idrolisi; pertanto, periodicamente, la portata di polpa viene commutata nella seconda vasca e si provvede alla pulizia manuale della prima.

3.3.2 *Linea fanghi di supero*

I microorganismi impiegati nel trattamento biologico per la depurazione delle acque si nutrono degli inquinanti presenti nel refluo, si sviluppano e si riproducono, generando nuovi microorganismi e sostanze polimeriche extracellulari (*EPS*). Il fango biologico che ne è costituito è quindi destinato ad aumentare. Una frazione del fango viene ricircolata e miscelata con il liquame in ingresso al trattamento biologico, ma la parte in eccesso (supero) deve essere allontanata e stabilizzata prima dello smaltimento finale.

I fanghi di supero vengono inviati a un ispessitore dinamico che serve a aumentare la concentrazione dei solidi sospesi (da 0,6 % a 5 %), riducendo peso e volume del fango. Viene inoltre dosato un poliettilita cationico che favorisce la separazione del fiocco di fango dal substrato acquoso. Il fango viene sospinto da una coclea mentre viene messo a contatto con

una rete che impedisce il passaggio dei solidi sospesi. Il fango ispessito viene stoccato, quindi inviato al digestore anaerobico per stabilizzarne la componente putrescibile, mentre il substrato acquoso separato dall'ispessitore viene rilanciato in testa all'impianto di depurazione.

3.3.3 Bottini

Il terzo tipo di substrato organico alimentato al digestore è costituito dai rifiuti liquidi di aziende agroalimentari, noti anche come *bottini*. I bottini vengono convogliati all'impianto sempre via trasporto su gomma e stoccati in un serbatoio, quindi vengono alimentati al digestore senza alcun tipo di pretrattamento. Il trattamento di bottini è molto redditizio, sia in quanto servizio di smaltimento di rifiuti liquidi offerto alle aziende agroalimentari che per l'elevata produzione specifica di biogas rispetto agli altri substrati biologici.

3.3.4 Digestione anaerobica e stoccaggio del biogas

Fanghi ispessiti, bottini e polpa vengono inviati al digestore anaerobico. Assenza di ossigeno e temperature elevate favoriscono lo sviluppo dei batteri metanigeni che producono il biogas, miscela gassosa composta prevalentemente da metano e anidride carbonica. Il materiale all'interno del digestore viene mantenuto per tempi di permanenza elevati e viene miscelato tramite insufflazione dall'alto di biogas e continui ricircoli. Il digestore di ETRA, in particolare, lavora nel campo termofilo, a una temperatura di 55°C e produce un biogas con un contenuto medio di metano variabile dal 55 al 65%. Il biogas ottenuto subisce una serie di trattamenti per l'abbattimento dell'acido solfidrico. Una volta ripulito dall'acido solfidrico e da altri contaminanti, il biogas è stoccato in un gasometro sferico. Una torcia d'emergenza è preposta per prevenire un eccessivo accumulo di biogas e conseguenti sovrappressioni.

Le tre tipologie di substrato biologico vengono stoccate separatamente e si mescolano solo all'interno del digestore. L'alimentazione è temporizzata in modo da omogeneizzare il materiale in ingresso progressivamente. La portata maggiore è quella della polpa da trattamento della FORSU, tuttavia essa è prodotta solamente nei giorni feriali. Nel fine settimana, per mantenere l'impianto a regime, vengono alimentati i bottini, che nonostante le portate ridotte riescono a mantenere un'elevata produzione di biogas. Il contributo dei fanghi di supero alla produzione di biogas è contenuto, a causa della minor quantità di sostanza organica in essi presente.

3.3.5 Cogenerazione

Il gas stoccato nel gasometro è umido e non può essere utilizzato direttamente nei cogeneratori o potrebbe creare problemi di corrosione. Pertanto è necessario provvedere alla condensazione dell'acqua contenuta facendo passare il biogas in un *chiller*, dove viene raffreddato. Successivamente il gas viene compresso alla pressione operativa e va ai due

motori da 490 kWe di cui è dotato l'impianto per la produzione di energia elettrica e termica. Una parte dell'energia termica prodotta dai motori viene usata per mantenere la temperatura di processo all'interno del digestore. In aggiunta al motore a gas è installato un riscaldamento di sicurezza (caldaia).

3.3.6 Centrifugazione dei fanghi e smaltimento

Il materiale fermentato proveniente dal digestore viene disidratato meccanicamente con centrifuga, previo condizionamento con polielettrolita, ottenendo un fango stabilizzato palabile pronto per lo smaltimento come rifiuto. La frazione liquida ottenuta prende il nome di *centrifugato* ed è particolarmente ricca di inquinanti come COD, NH₃ e solfuri. Il centrifugato viene stoccato e trattato prima dello scarico. In particolare il contenuto di azoto ammoniacale nel centrifugato è elevato e il suo invio diretto nel impianto di depurazione può comportare il danneggiamento della flora batterica ivi presente. Per quanto riguarda il Centro Biotrattamenti di Camposampiero la produzione di centrifugato è circoscritta prevalentemente ai giorni feriali, in quanto durante il fine settimana vengono alimentati i bottini. Le portate di bottini sono molto minori delle portate di polpa alimentate nei giorni feriali, pertanto il digestore ha un ciclo di riempimento più lento e i fanghi vengono estratti di lunedì. In questo modo la centrifuga è in funzione da lunedì al venerdì e la produzione di centrifugato è limitata a 5 giorni su 7, mentre l'impianto di depurazione delle acque è sempre in funzione. La portata dei reflui al trattamento biologico viene quindi bilanciata laminandovi a monte il centrifugato, così da diluire la concentrazione degli inquinanti in esso presenti. Chiaramente una simile gestione è molto delicata e dipende fortemente dalla selezione dei bottini da trattare al digestore. Infatti rifiuti liquidi troppo carichi di azoto possono portare a punte di ammoniaca nelle acque di centrifuga difficilmente trattabili nella sezione biologica in essere. Trattare opportunamente il centrifugato di disidratazione dei fanghi è quindi un problema cruciale da affrontare nell'ampliamento dell'impianto.

3.4 Futuro ampliamento

Il Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a. Camposampiero verrà prossimamente aggiornato per poterne raddoppiare le potenzialità. L'impianto di trattamento delle acque è già preposto in parte a trattare reflui per 70'000 AE (corrispondenti a una portata media di 730 m³/h), l'aggiornamento prevederà la messa in funzione delle vasche biologiche inutilizzate (attualmente impiegate come vasche di contatto per la disinfezione) e la realizzazione di una nuova sezione di sedimentazione, filtrazione e disinfezione UV. Per quanto riguarda la linea di digestione anaerobica e di cogenerazione, saranno previsti una seconda sezione di pretrattamento meccanico della FORSU, un secondo digestore e altri due moduli di cogenerazione da 490 kWe. Inoltre è previsto un potenziamento dei biofiltri e della sezione di disidratazione dei fanghi digeriti. In Tabella 3.1 si riportano i parametri principali

dell'impianto di depurazione futuro in relazione alle rispettive caratteristiche medie dei reflui civili da trattare.

Tabella 3.1. Carichi inquinanti del refluo civile e potenzialità del futuro impianto di depurazione del Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a. a Camposampiero.

Parametro	Valore	Unità di misura
Potenzialità	70'000	AE
Portata media	730	m ³ /h
Portata punta	1450	m ³ /h
Portata pioggia da bacino	m ³ /h	m ³ /h
Carico organico giornaliero (medio)	290	mg BOD ₅ /l
Carico azoto totale giornaliero (medio)	80	mg N/l

Il Centro Biotrattamenti verrà quindi dotato di una sezione di pretrattamento biologico del centrifugato di disidratazione dei fanghi. Infatti durante la gestione dell'attuale impianto è emerso come risulti difficile trattare questo particolare tipo di refluo caratterizzato da elevati carichi di azoto ammoniacale. Al momento questo tipo di refluo è ottenuto nei soli giorni feriali, durante i quali il digestore viene alimentato con i fanghi di depurazione e la polpa dal trattamento meccanico della FORSU. Quindi il centrifugato prodotto in cinque giorni viene bilanciato all'impianto di trattamento delle acque nel corso di tutta la settimana. In questo modo il carico inquinante viene smorzato e la flora batterica risente in misura minore dell'aumento di concentrazione del substrato. Risulta comunque opportuno prevedere un pretrattamento biologico per proteggere ulteriormente i batteri presenti nel depuratore e garantire una maggior robustezza gestionale e un miglior rendimento depurativo complessivo. Il pretrattamento ha come obiettivo principale la riduzione del carico di azoto ammoniacale, tale da rendere compatibili le acque di centrifuga e i reflui civili. A questo fine è richiesto un rendimento di rimozione dell'ammoniaca di circa il 90% a monte del trattamento biologico (si rimanda all'Appendice A1 per le considerazioni in merito).

La determinazione del processo più adeguato per il pretrattamento biologico del centrifugato è l'obiettivo centrale dello studio riportato in questo documento. In Tabella 3.2 sono indicate le caratteristiche più significative delle acque madri di centrifuga.

Tabella 3.2. Caratteristiche di progetto del centrifugato da pretrattare prima dell'invio all'impianto di depurazione.

Parametro	Valore	Unità di misura
Portata	300	m ³ /d
Temperatura	<37	°C
pH	8,36	
COD	6000	mg/l
BOD ₅ /COD	0,4	
N-NH ₃	2000	mg /l
N-NO ₃ ⁻	68	mg/l

A un rendimento di rimozione del 90% dell'azoto ammoniacale, per il caso in esame, è associato un abbattimento di 540 kg N-NH₃/d. Questo è il carico di ammoniaca di progetto dell'impianto di pretrattamento biologico. In particolare si svilupperanno due possibili progetti, uno secondo la tecnologia tradizionale nitrificazione-denitrificazione e uno secondo la tecnologia innovativa DEMON[®]. Quindi le prestazioni e i consumi verranno confrontati per stabilire quale dei due impianti risulti più opportuno e conveniente per la soluzione della particolare problematica.

Capitolo 4

Pretrattamento biologico del centrifugato: Impianto tradizionale nitrificazione e denitrificazione combinate

In questo capitolo viene proposta una soluzione impiantistica per il trattamento delle acque madri di centrifuga di ETRA secondo la tecnologia classica nitrificazione-denitrificazione combinate.

4.1 Generalità

Il Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a prevede un ampliamento per raddoppiare le potenzialità degli impianti di depurazione e di trattamento della FORSU. Un problema centrale evidenziato dall'attuale gestione è quello relativo all'abbattimento del carico di azoto ammoniacale delle acque madri di centrifuga. Per poter garantire un funzionamento ottimale della sezione biologica dell'impianto di trattamento delle acque, ovvero la massima efficienza depurativa, risulta opportuno prevedere l'implementazione di una sezione di pretrattamento finalizzato alla rimozione di buona parte degli inquinanti presenti nel centrifugato, per renderlo compatibile con la composizione dei reflui urbani.

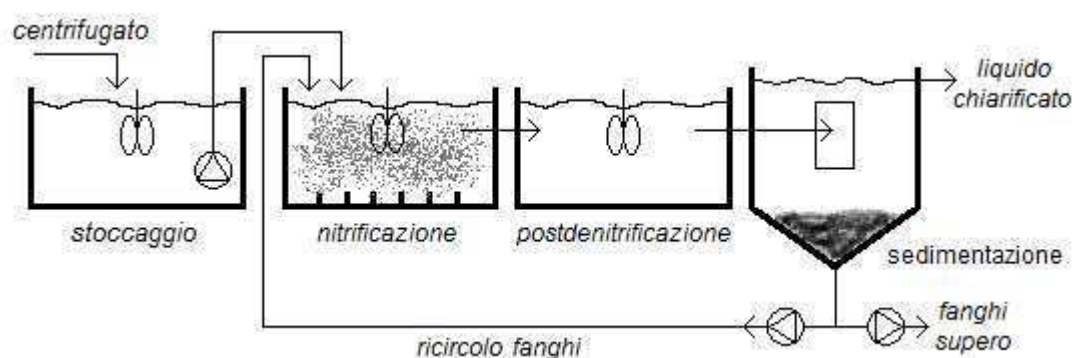


Figura 4.1. Schema di processo dell'impianto di pretrattamento biologico del centrifugato secondo la configurazione nitrificazione e postdenitrificazione in continuo a miscelazione completa.

In questo capitolo viene proposta una possibile configurazione di impianto secondo la tecnologia classica nitrificazione e denitrificazione combinate. In particolare, a titolo

illustrativo, si è scelto in favore di un processo continuo di nitrificazione e postdenitrificazione, in vasche uniformemente miscelate attraverso agitazione meccanica (Figura 4.1).

La progettazione è stata svolta tramite foglio di calcolo Microsoft[®] Excel, implementando le correlazioni suggerite dalla letteratura di riferimento. Il foglio di calcolo è stato quindi utilizzato per eseguire una semplice simulazione e verificare l'adeguatezza dell'impianto. Le equazioni e le procedure impiegate nella progettazione sono illustrate nell'Appendice A1. L'obiettivo del pretrattamento biologico è la rimozione di circa il 90% dell'azoto ammoniacale presente nel centrifugato, corrispondente a un abbattimento di circa 540 kg N-NH₃/d. Il centrifugato è caratterizzato anche da una concentrazione molto elevata di BOD₅; tuttavia il grado di diluizione con i reflui urbani e il sovradimensionamento del trattamento biologico principale garantiscono comunque alti rendimenti di rimozione del substrato organico.

4.2 Risultati della simulazione

Secondo le assunzioni e le correlazioni riportate nell'Appendice A1 viene eseguita una semplice simulazione di processo, utile al dimensionamento e alla verifica delle vasche di reazione. La Figura 4.2 illustra lo schema di processo mentre in Tabella 4.1 vengono riportate le portate e le composizioni dei flussi di materia associati.

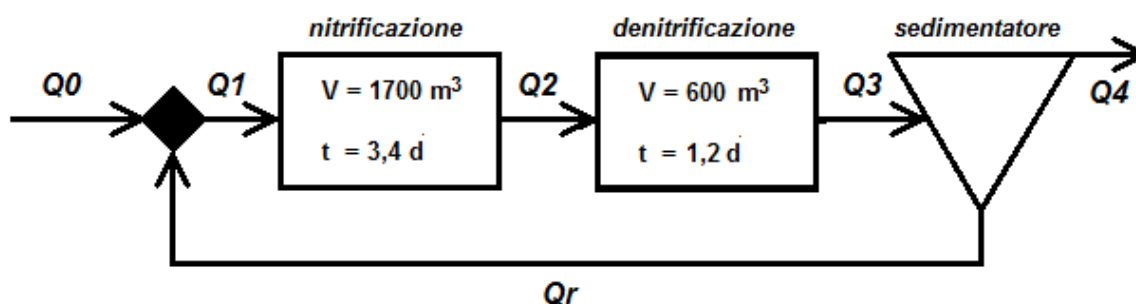


Figura 4.2. Schema a blocchi del pretrattamento biologico del centrifugato.

La rimozione di ammoniaca dell'impianto simulato si attesta su 545 kg N-NH₃/d, una portata leggermente superiore di quella richiesta, e comprende sia il contributo della nitrificazione, sia quello della sintesi batterica. I nitrati in uscita sono significativi ma, considerando il grado di diluizione coi reflui civili a valle, la loro concentrazione è destinata a scendere fino a 4,5 mg N-NO₃⁻/l; tale concentrazione, già compatibile coi limiti scarico, è destinata a diminuire ulteriormente nell'impianto di depurazione principale (D.Lgs 152/2006, 2012). Per questo motivo non si ritiene opportuno spingere ulteriormente sulla rimozione dei nitrati, per non dover aumentare i tempi di permanenza del fango in condizioni anaerobiche e rischiare il danneggiamento della flora batterica autotrofa. Si evidenzia infine come la vasca di

nitrificazione consenta un abbattimento molto spinto del BOD₅, fino a concentrazioni significativamente inferiori a quelle del refluo civile. Nonostante la rimozione del contenuto organico non risulti un obiettivo primario dell'impianto, si tratta comunque di un vantaggio addizionale.

Tabella 4.1. Risultati della simulazione relativi ai flussi di materia illustrati in Figura 4.2.

Parametro	Q0	Q1	Q2	Q3	Qr	Q4
Portata (m ³ /d)	300	500	500	500	200	300
[N-NH ₃] (mg/l)	2000	1274	185	185	185	185
[N-NO ₃ ⁻] (mg/l)	68	148	1168	268	268	268
[BOD ₅] (mg/l)	2400	1476	90	90	90	90
N-NH ₃ (kg/d)	600	637	92	92	37	55
N-NO ₃ ⁻ (kg/d)	20	74	584	134	54	80
BOD ₅ (kg/d)	720	738	45	45	18	27
[SS] (kg/m ³)	0	4	4	4	10	0

Nella simulazione è stata trascurata la crescita del fango, calcolata a parte e pari a $\Delta SStot = 605$ kg SS/d. Ad una concentrazione di prelievo dal fondo del decantatore di 10 kg SS/m³, lo spurgo di fango di supero ammonta a 60,5 m³/d, pari a circa il 20% della portata di centrifugato trattata.

Il quantitativo di fango prodotto è ingente, ma buona parte deriva dall'ossidazione del substrato organico. Il supero associato alla rimozione dell'azoto ammoniacale, prodotto attraverso la sintesi cellulare dei batteri nitrificanti e denitrificanti, ammonta a circa 260 kg SS/d. L'età del fango attivo è stimata attorno ai 15 giorni.

Inoltre risultano una richiesta d'aria in vasca di nitrificazione pari a 5000 Nm³/h e una richiesta di metanolo per la denitrificazione di circa 1100 kg/d.

4.3 Design dell'impianto

Di seguito si riportano le caratteristiche delle vasche determinate in fase di progettazione. A tal proposito si rimanda all'Appendice A1 per la procedura di calcolo. L'intero impianto deve essere posto al riparo dagli agenti atmosferici, in modo da evitare l'accumulo delle piogge meteoriche nelle vasche e allo stesso tempo ridurre le dispersioni termiche nell'ambiente. Per le vasche si è optato per un tirante idraulico di 4 m e un sovradimensionamento di 2,5 m compreso il franco. Ciò consentirebbe una maggior elasticità qualora in futuro cambiasse la quantità di centrifugato da trattare, ad esempio se il Centro Biotrattamenti cominciasse a trattare la FORSU anche nei giorni festivi. Per la vasca di stoccaggio si è invece previsto un

tirante idraulico di 5 m, con un sovradimensionamento di sicurezza di 1 m e un franco di 0,5 m.

4.3.1 Vasca di stoccaggio/egualizzazione

Volume utile: 875 m³

Volume totale: 1137,50 m³

Dimensioni pianta (rettangolare): 10 m x 17,5 m

Tirante idraulico massimo: 5 m

Tirante idraulico minimo: 1,6 m

Altezza totale della vasca: 6,5 m

Potenza agitazione meccanica: 5 kW (mixer a elica marina)

Portata sollevamento: 12,5 m³/h (300 m³/d)

4.3.2 Vasca di ossidazione-nitrificazione

Volume utile: 1700 m³

Volume totale: 2762,5 m³

Dimensioni pianta (rettangolare): 10 m x 30 m

Tirante idraulico nominale: 4 m

Altezza totale della vasca: 6,5 m

Tempo di residenza: 3,4 giorni

Potenza agitazione meccanica: 18,7 kW (mixer a elica marina)

Sistema di diffusione dell'aria

Tipo: diffusori circolari a membrana antintasamento

Rendimento di dissoluzione dell'ossigeno: 0,25

Portata unitaria media dei diffusori: 4 Nm³/h

Numero diffusori: 1250 piattelli

Sistema di produzione dell'aria

Portata d'aria necessaria: 5000 Nm³/h

Pressione: 600 mbar

Tipo: tre soffianti volumetriche (2 attive + 1 riserva); ognuna con portata 2500 Nm³/h

Potenza impegnata nei compressori: 170 kW

4.3.3 Vasca di denitrificazione

Volume utile: 600 m³

Volume totale: 975 m³

Dimensioni pianta (rettangolare): 10 m x 17,5 m

Tirante idraulico nominale: 4 m

Altezza totale della vasca: 6,5 m

Tempo di residenza: 1,2 giorni

Potenza agitazione meccanica: 6,6 kW (mixer a elica marina)

Consumo metanolo: 1100 kgCH₃OH/d

4.3.4 Sedimentatore

Tipo: circolare a flusso radiale; pendenza fondo 10%; sfioratori Thomson

Volume utile: 105 m³

Volume totale: 126 m³

Diametro: 7,3 m

Superficie: 42 m²

Tirante idraulico medio: 2,5 m

Altezza totale della vasca: 3 m

Velocità di sedimentazione: 0,5 m/h

Tempo di residenza: 5 ore

Carroponte a doppio braccio rotante; velocità rotazione: 3 giri/h

Il fango ispessito viene estratto dal fondo del sedimentatore e sollevato a un pozzetto di raccolta del fango da cui parte del fango viene ricircolato al trattamento biologico (portata = 200 m³/d), mentre il fango di supero viene inviato alla linea fanghi.

4.4 Strategia di controllo

Un impianto biologico tradizionale non richiede strategie di controllo particolarmente articolate. È sicuramente necessario un controllo di livello nella vasca di accumulo/equalizzazione per regolare la portata da alimentare al pretrattamento biologico. La portata va monitorata e mantenuta più uniforme possibile in modo da non determinare variazioni brusche nel metabolismo batterico a valle.

Le strutture di controllo più delicate riguardano la gestione della vasca di nitrificazione. È infatti fondamentale garantire un elevato tenore di ossigeno disciolto. Tale obiettivo può essere raggiunto regolando il livello di aerazione attraverso un controllo feedback del potenziale redox (controllo inferenziale) o della concentrazione di ossigeno disciolto. La scelta del tipo di controllo è dettata dalla pura convenienza economica. La misura del potenziale redox è più robusta e meno costosa rispetto alla misura diretta dell'ossigeno disciolto, di contro è meno precisa perché soggetta alle incertezze di modello. La misura dell'ossigeno disciolto può essere effettuata con sonde a membrana o ottiche. Le sonde a membrana sono più economiche ma richiedono una frequente manutenzione e taratura, pertanto non sono consigliabili per la misura in continuo. Una scelta comune è impiegare il

potenziale redox come variabile di processo per il sistema di controllo, monitorando la concentrazione di ossigeno attraverso misure periodiche.

Le reazioni di nitrificazione comportano un consumo di alcalinità e avvengono nel range ottimale $\text{pH} = 8-9$. La denitrificazione invece determina una produzione di alcalinità e il suo intervallo ottimale di pH è $7-8$. Poiché il centrifugato è caratterizzato da $\text{pH} = 8,3-8,4$, la configurazione nitrificazione e postdenitrificazione fa in modo che i due processi si bilancino a vicenda operando ognuno nella fascia di pH più adeguata. Risulta comunque opportuno prevedere un dosaggio di calce in vasca di nitrificazione per evitare che il pH scenda sotto il valore di $7,5$.

La strategia di controllo del processo di denitrificazione si limita alla misura dei nitrati in uscita, agendo in retroazione sul dosaggio di metanolo ove necessario.

Indipendentemente dalle strategie di controllo adottate, è consigliabile monitorare le portate di alimentazione, ricircolo fanghi e supero, e i valori di pH , potenziale redox e temperatura in tutte le vasche di stoccaggio e reazione, in modo da poter individuare repentinamente le cause di eventuali anomalie nell'impianto. Dati i volumi relativamente ridotti e la disponibilità di energia termica dalla stazione di cogenerazione, è consigliabile prevedere un controllo termico durante la stagione fredda, in modo da evitare che la temperatura scenda sotto i 10°C , influenzando negativamente le cinetiche di reazione biologica. Va pur evidenziato che la scelta di soffianti volumetriche (compressione adiabatica) di fatto comporta un riscaldamento del mixed liquor.

4.5 Considerazioni

L'impianto progettato è in grado di rimuovere circa il 90% dell'azoto ammoniacale presente nel centrifugato, l'effluente trattato viene quindi miscelato coi reflui civili e inviato al trattamento biologico principale. Nonostante il buon rendimento complessivo nella riduzione degli inquinanti azotati, il progetto in questione presenta diverse criticità.

Innanzitutto si deve evidenziare l'elevatissimo costo energetico di aerazione della vasca di ossidazione-nitrificazione, in conseguenza dell'ingente portata d'aria richiesta per ossidare l'azoto ammoniacale nella proporzione desiderata e soprattutto per favorire la crescita dei batteri autotrofi responsabili delle reazioni di nitrificazione. Infatti per concentrazioni di ossigeno disciolto inferiori a 2 mg/l , i batteri autotrofi crescono molto più lentamente degli eterotrofi e rischiano di essere dilavati nei fanghi di supero.

Altro consumo elevato è quello relativo al metanolo, utilizzato per accelerare la reazione biologica di denitrificazione. Teoricamente sarebbe possibile condurre tale trattamento senza impiegare una fonte di carbonio esterna, ma le velocità di reazione risulterebbero troppo basse e comporterebbero tempi di permanenza, e quindi volumi, eccessivi.

Il consumo di un substrato organico esterno (metanolo in questo caso) e il consumo energetico per l'aerazione, sono le due problematiche principali della tecnologia biologica tradizionale, non ovviabili se non cambiando la tecnologia stessa.

Dai risultati di simulazione si può inoltre notare come la produzione di fango di supero consista nel 20% V/V della portata di centrifugato trattato. In altre parole dei 300 m³ di acqua trattati giornalmente, circa 60 m³ vengono allontanati con i fanghi di supero mentre i rimanenti 240 m³ escono come effluente chiarificato dagli sfioratori e vengono convogliati al trattamento biologico principale. I fanghi di supero vengono quindi ispessiti e le acque risultanti vengono anch'esse inviate all'impianto di depurazione biologico principale. È altresì vero che buona parte del supero prodotto deriva dall'abbattimento del BOD₅ e verrebbe a formarsi comunque nella sezione biologica principale. Anche trascurando questo contributo, il supero legato alla rimozione dei nitrati a opera dei batteri nitrificanti risulta comunque molto elevato.

Per quanto riguarda le scelte impiantistiche adottate non si escludono problematiche relative alla sedimentabilità del fango. In primo luogo la particolare configurazione nitrificazione e postdenitrificazione potrebbe determinare fenomeni di *rising* al sedimentatore. Per *rising* si intende la flottazione dei fiocchi di fango a causa della formazione di azoto gassoso, e si verifica quando la reazione di denitrificazione prosegue all'interno del decantatore. Infatti la sedimentazione avviene in condizioni anaerobiche e tale fenomeno risulta alquanto probabile quando il decantatore si trova immediatamente a valle della vasca di denitrificazione. Inoltre data la natura dei batteri autotrofi, adottare elevati tempi di permanenza in condizioni anaerobiche, come è il caso della vasca di denitrificazione, potrebbe portare alla disattivazione del fango. Queste problematiche possono essere parzialmente compensate impiegando una vasca di aerazione prima del decantatore così da rivivificare il fango e interrompere la denitrificazione, oppure adottando una configurazione predenitrificazione-nitrificazione. In secondo luogo il centrifugato è un refluo estremamente concentrato e non presenta la proporzione C:N:P ottimale per il metabolismo batterico. Ne possono conseguire fastidiosi fenomeni di *bulking* e difficoltà nella sedimentazione del fango.

Capitolo 5

Pretrattamento biologico del centrifugato: Impianto anammox DEMON[®]

In questo capitolo viene proposta una soluzione impiantistica per il trattamento delle acque madri di centrifuga di ETRA secondo la tecnologia innovativa DEMON[®].

5.1 Generalità

Il centrifugato di disidratazione dei fanghi digeriti per via anaerobica nel Centro Biotratamenti di ETRA è caratterizzato da un elevato contenuto di COD e azoto ammoniacale. In particolare non si può garantire un abbattimento spinto di quest'ultimo semplicemente inviando il refluo all'impianto di depurazione di cui è già dotato il Centro. Inoltre l'elevata concentrazione degli inquinanti e la loro variabilità, se non regolarizzate, possono danneggiare i batteri impiegati nella sezione di trattamento biologico. Per questo motivo si è deciso di pretrattare biologicamente il centrifugato prima di inviarlo all'impianto di depurazione delle acque, così da smorzarne il carico inquinante e proteggere la flora batterica a valle.

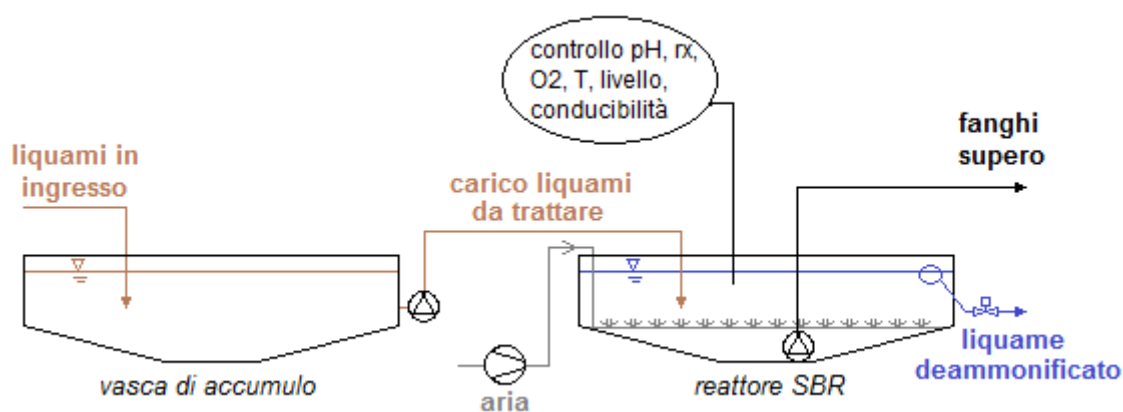


Figura 5.1. Schema di impianto per processo DEMON[®].

Nonostante la sezione di pretrattamento in oggetto possa contribuire a rimuovere più sostanze inquinanti, il suo principale obiettivo è quello di eliminare la maggior quantità possibile di azoto ammoniacale. Infatti l'abbattimento degli inquinanti azotati, in particolare dell'ammoniaca, è da sempre uno dei punti cruciali e maggiormente delicati da affrontare nel trattamento dei reflui. Nel Capitolo 4 è stato proposto un impianto biologico di tipo

tradizionale per il pretrattamento del refluo in parola, ma sono state evidenziate diverse criticità in proposito.

In questo capitolo si vuole affrontare la medesima problematica sfruttando la tecnologia innovativa dell'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca (anammox). In particolare si è optato per un impianto biologico SBR di tipo DEMON[®] (Fig.5.1), già utilizzato con successo per la stessa tipologia di refluo nel WWTP di Strass, in Austria. La progettazione è stata eseguita con il supporto di un foglio elettronico Microsoft[®] Excel ed è stata confrontata con la documentazione dell'impianto DEMON[®] di Strass. La procedura di calcolo è descritta nell'Appendice A2.

5.2 Rendimento del processo DEMON[®]

Deve essere trattata una portata nominale di 300 m³/d di centrifugato di disidratazione dei fanghi, caratterizzato da una concentrazione di azoto ammoniacale pari a 2000 mgN-NH₃/l. Questi sono dati di progetto, cioè valori cautelativi che considerano il contenuto massimo di azoto ammoniacale riscontrabile nel centrifugato. Le acque di disidratazione fanghi infatti presentano una composizione molto variabile, a causa della vasta gamma di sostanze trattate al digestore.

Il rendimento di rimozione dell'ammoniaca nel processo DEMON[®] è stimato attorno al 90%. Quest'efficienza coincide con quella desiderata per il pretrattamento in esame. Infatti non è necessario ottenere un abbattimento spinto del contenuto ammoniacale, ma solo uno sgrossamento del carico così da renderlo compatibile con i reflui civili nei quali verrà bilanciato a valle. Per il caso in esame, a tale rendimento di rimozione corrisponde un abbattimento di azoto ammoniacale pari a 540 kgN-NH₃/d.

Come accennato in precedenza la tipologia di refluo è molto simile a quella trattata nell'impianto DEMON[®] di Strass, come risulta evidente osservando la Tabella 5.1. Per questo motivo si è ritenuto opportuno impiegare nella progettazione di processo i parametri di design suggeriti dalla documentazione sperimentale dell'impianto austriaco (si veda Appendice A2).

Tabella 5.1. Confronto tra i dati di progetto per l'impianto di pretrattamento del centrifugato di ETRA Camposampiero con i dati di progetto dell'impianto DEMON[®] del WWTP di Strass.

	Camposampiero	Strass
Portata (m³/d)	300	250
[N-NH₃] (mg/l)	2000	2000
η (ΔN-NH₃ / N-NH₃)	90%	90%
Volume SBR (m³)	600 (calcolato)	500
[MLSS] (kg/m³)	5 (scelto)	5
τ_{permanenza} (d)	2	2

In Tabella 5.2 sono riportati i dati concernenti i flussi di materia stimati in ingresso e in uscita per il possibile impianto DEMON[®] del Centro Biotrattamenti di Camposampiero; mentre in Tabella 5.3 è indicato il grado di diluizione del centrifugato pretrattato nei reflui civili.

Tabella 5.2. Stima dei flussi di materia in entrata e in uscita al reattore SBR, della produzione di fango e della richiesta di ossigeno per l'impianto DEMON[®] per il Centro Biotrattamenti di Camposampiero.

	Affluente	Effluente trattato
Portata (m ³ /d)	300	300
[N-NH ₃] (mg/l)	2000	200
[N-NO ₃ ⁻] (mg/l)	68	270
N ₂ prodotto (kg/d)	475	
CO ₂ in atmosfera (kg/d)	-216	
Ossigeno richiesto (kg/d)	1776	
Aria fornita (Nm ³ /h)	1420	
Produzione supero (kgSS/d)	54	
Supero estratto (m ³ /d)	5,4	
Età del fango (d)	55	

Tabella 5.3. Diluizione del centrifugato trattato nei reflui civili. Le acque di scarico risultanti verranno trattate nella sezione biologica dell'impianto di depurazione principale del Centro Biotrattamenti.

	Centrifugato pretrattato	Reflui civili (portata media)	Carico al depuratore
Portata (m ³ /d)	300	17'520	17'820
[N-NH ₃] (mg/l)	200	80	82
[N-NO ₃ ⁻] (mg/l)	270	0	4,5

Il processo DEMON[®] coinvolge una flora batterica autotrofa che comporta anche un consumo di carbonio inorganico e quindi una diminuzione del COD nel refluo. In particolare i batteri utilizzano come fonte di nutrimento i carbonati disciolti e l'anidride carbonica atmosferica. Il contenuto di COD nel refluo è ampiamente sufficiente allo sviluppo metabolico dei batteri, inoltre la sua rimozione nel pretrattamento non è oggetto di interesse, in quanto il grado di diluizione nei reflui civili a valle è ritenuto adeguato per la successiva degradazione biologica.

Per tale ragione in questa sede si è trascurato l'abbattimento del substrato carbonico nel reattore DEMON[®], concentrando l'attenzione sulla rimozione del contenuto ammoniacale.

Secondo la stechiometria di reazione anammox (2.3) riportata in §2.2.2, per ogni mole di ammoniaca ossidata dai batteri anammox vengono prodotte 0,26 moli di nitrato. Tuttavia come emerge dalla Tabella 5.3, nei reflui civili diluiti la concentrazione di nitrati si attesta su una concentrazione di 4,5 mgN-NO₃⁻/l. La quantità di nitrati è molto bassa e risulterebbe già compatibile con i limiti di scarico all'uscita (D.Lgs 152/06, aggiornato 2012). Il refluo passa comunque all'interno della vasca di denitrificazione dell'impianto principale e i nitrati vengono ulteriormente abbattuti per via biologica.

5.3 Design dell'impianto

Di seguito sono riportate le caratteristiche dell'impianto DEMON[®] determinato in fase di progettazione. Per la descrizione della procedura di calcolo si rimanda all'Appendice A2. L'intero impianto deve essere posto al riparo dagli agenti atmosferici, in modo da evitare l'accumulo delle piogge meteoriche nelle vasche e ridurre in parte le dispersioni termiche nell'ambiente. Per le vasche si è scelto un tirante idraulico di 4 m e un sovradimensionamento di sicurezza di 2,5 m compreso il franco. Ciò garantirebbe una maggior elasticità nella gestione dell'impianto qualora in futuro dovesse aumentare il carico idraulico da trattare. Per la vasca di stoccaggio si è invece previsto un tirante idraulico di 5 m, con un sovradimensionamento di sicurezza di 1 m e un franco di mezzo metro.

5.3.1 Vasca di stoccaggio/equalizzazione

Volume utile: 875 m³

Volume totale: 1137,50 m³

Dimensioni pianta (rettangolare): 10 m x 17,5 m

Tirante idraulico massimo: 5 m

Tirante idraulico minimo: 1,6 m

Altezza totale della vasca: 6,5 m

Potenza agitazione meccanica: 5 kW (mixer a elica marina)

Portata sollevamento: 16,7 m³/h (attivo per 18 h al giorno) / (300 m³/d)

5.3.2 Reattore SBR - DEMON[®]

Volume utile: 600 m³

Volume totale: 975 m³

Dimensioni pianta (rettangolare): 10 m x 15 m

Tirante idraulico massimo: 4 m

Tirante idraulico minimo (inizio ciclo): 3,33 m

Altezza totale della vasca: 6,5 m

Tempo di residenza: 2 giorni

Potenza agitazione meccanica: 6 kW (mixer a elica marina; attivi per 18 h al giorno)

Cicli operativi

Numero cicli: 3 cicli/d

Durata ciclo completo: 8 h/ciclo

Portata trattata durante ogni ciclo SBR: 100 m³

1a fase) Alimentazione/reazione: 6 h/ciclo (miscelata attraverso agitazione meccanica e aerata)

2a fase) Sedimentazione: 1 h/ciclo

3a fase) Chiarificazione: 1 h/ciclo (Decanter galleggiante con sfioratori regolabili)

Sistema di diffusione dell'aria

Tipo: diffusori circolari a membrana antintasamento

Rendimento di dissoluzione dell'ossigeno: 0,25

Portata unitaria media dei diffusori: 4 Nm³/h

Numero diffusori: 355 piattelli

Sistema di produzione dell'aria

Portata d'aria necessaria: 1420 Nm³/h (aerazione attiva solo 18 h al giorno)

Prevalenza: 600 mbar

Tipo: tre soffianti volumetriche (2 attive + 1 riserva); ognuna con portata 710 Nm³/h

Potenza mediamente impegnata nei compressori: 40 kW

5.4 Strategia di controllo

L'impianto è formato da una vasca di stoccaggio e da una vasca di reazione. Nella prima vasca è necessario un controllo di livello per regolare la portata da alimentare al reattore SBR, inoltre va previsto un controllo di pH per stabilizzarne il valore a quello ottimale (pH ottimale = 7,7 per processo anammox). La portata va monitorata e mantenuta più uniforme possibile in modo da non determinare variazioni brusche nel metabolismo batterico a valle.

Il sistema di controllo relativo al reattore SBR è invece più delicato e complesso. Su di esso agiscono prevalentemente tre tipi di controllo. Il primo in ordine gerarchico è un controllo temporizzato sui cicli SBR. Il reattore lavora per tre cicli al giorno della durata di 8 ore ciascuno. Ogni ciclo tratta un volume di 100 m³, per una portata complessiva di 300 m³/d, ed è suddiviso a sua volta in tre fasi. La prima fase occupa circa 6 ore, durante le quali si ha l'alimentazione progressiva di 100 m³ di refluo e si verificano le reazioni di deammonificazione (nitrificazione parziale e anammox). Dopodiché nella seconda fase viene interrotta l'alimentazione e l'insufflazione d'aria e avviene la sedimentazione del fango. Infine,

dopo un'ora, le lame sfioratrici del decanter galleggiante vengono abbassate per poter allontanare il refluo chiarificato dal reattore. Quest'ultima fase occupa la restante ora del ciclo e consente al fango di ispessirsi ulteriormente sul fondo della vasca, in modo da minimizzarne la quantità eventualmente estratta come supero.

Il secondo tipo di controllo agisce sul sistema di insufflazione d'aria durante la fase di reazione del ciclo SBR. Si tratta di un controllo a relè che permette l'alternarsi delle reazioni di nitrificazione parziale e di ossidazione anaerobica dell'ammoniaca in relazione al pH misurato. I due setpoint del pH ricadono in una banda strettissima, pari a 0,01 o 0,02. Inizialmente la vasca viene aerata e si verifica l'ossidazione parziale dell'ammoniaca a nitrito per opera dei batteri aerobi nitrosanti, la quale comporta un consumo di alcalinità. Raggiunto il setpoint inferiore, il *controller* interrompe la fornitura d'aria, si instaura rapidamente la condizione di anaerobiosi e la nitrificazione viene bloccata. In assenza di ossigeno disciolto i batteri anammox ossidano l'ammoniaca utilizzando i nitriti come elettrone attrattore. La reazione anammox aumenta il pH fino al setpoint superiore, quindi viene ripristinata la fornitura d'aria e riattivata l'azione dei batteri nitrosanti. Le due reazioni vengono condotte in maniera alternata per tutte le 6 ore della prima fase di ogni ciclo SBR. Ciò impedisce l'eccessivo accumulo di nitriti, che ad alte concentrazioni possono inibire l'attività della flora AnAOB.

Il terzo sistema di controllo agisce sulla portata d'aria fornita al reattore in modo che la concentrazione di ossigeno non superi 0,3 mgO₂/l. Il sistema di controllo può agire sulla base della misura diretta dell'ossigeno disciolto (OD) o del potenziale redox. La fornitura di ossigeno in fase di reazione deve essere limitata per sfavorire lo sviluppo dei batteri NOB e quindi bloccare l'ulteriore ossidazione dei nitriti a nitrati.

Oltre a questi tre sistemi di regolazione vengono monitorati per sicurezza altri parametri quali: conducibilità, livello nella vasca, portate affluenti e effluenti. Nel caso dei processi DEMON[®] è inoltre necessario controllare la temperatura in vasca di reazione affinché non scenda sotto i 25°C. La flora batterica utilizzata risulta molto sensibile alle variazioni termiche, e viene fortemente inibita alle basse temperature. La ragione di questo fenomeno è dovuta principalmente al fatto che a basse temperature è incentivato lo sviluppo dei batteri NOB. Questi batteri ossidano ulteriormente il nitrito a nitrato, pertanto la loro crescita è fortemente indesiderata nei processi anammox. Considerando l'estensione dimensionale limitata dell'intero impianto di pretrattamento e la temperatura iniziale del centrifugato di 37°C, provvedendo ad adeguate coibentazioni e integrazioni energetiche, e ponendo l'impianto al riparo dagli agenti atmosferici, è possibile garantire un buon funzionamento dell'impianto anche nei mesi invernali.

5.5 Considerazioni

L'impianto DEMON[®] descritto in questo Capitolo è in grado di rimuovere circa il 90% dell'azoto ammoniacale contenuto nel centrifugato dei fanghi di digestione anaerobica. Il refluo pretrattato viene quindi inviato all'impianto di depurazione delle acque del Centro Biotrattamenti, dove viene miscelato con i reflui civili e ulteriormente trattato. Il processo è caratterizzato da una richiesta di ossigeno contenuta e da una produzione di fango di supero modesta. Inoltre la vasca di reazione ha dimensioni compatte e l'intero impianto occupa relativamente poco spazio.

Rispetto agli impianti di tipo tradizionale, il DEMON[®] richiede tuttavia una regolazione di processo più complessa e efficiente e pertanto la sua conduzione risulta più delicata. L'avviamento dell'impianto può risultare problematico, a causa della bassissima crescita specifica dei batteri anammox. Il processo richiede un'elevata quantità di fango attivo per l'efficiente depurazione dei reflui di interesse, e questa quantità è eccessiva per essere ottenuta in laboratorio. La sintesi della quantità di fango necessaria può essere realizzata direttamente nell'impianto a partire da una coltura di laboratorio, ancorché tale scelta comporti tempi di *start-up* relativamente lunghi. L'impianto DEMON[®] di Strass, essendo il primo del suo genere, ha dovuto perseguire questa strada, e i tempi di avviamento si sono attestati sui due anni e mezzo. In alternativa è possibile utilizzare come inoculo il fango di supero acquisito da un altro impianto anammox. È questo ad esempio il caso dell'impianto di Glanerland, in Svizzera, dove il periodo di avviamento si è concluso in meno di due mesi, grazie all'impiego di fango attivo importato da Strass (Wett *et al.*, 2007a). L'avviamento di un ipotetico reattore DEMON[®] a Camposampiero dovrebbe quindi considerare l'acquisizione di fango anammox da impianti esistenti oltralpe.

Capitolo 6

Confronto tra processo tradizionale e processo innovativo DEMON[®]

Nei capitoli precedenti si sono tratte due possibili soluzioni impiantistiche per il pretrattamento del centrifugato di digestione anaerobica di ETRA. In questo capitolo si vogliono mettere a confronto i due processi, evidenziando pro e contro di ciascuna tecnologia, così da poter individuare l'alternativa migliore per la soluzione della problematica in questione.

6.1 Prestazioni e consumi

Nei precedenti capitoli sono stati dimensionati gli impianti relativi a un processo di tipo tradizionale nitrificazione e postdenitrificazione combinate e a un processo alternativo di tipo DEMON[®] per risolvere la medesima problematica: la rimozione dell'azoto ammoniacale dal centrifugato dell'impianto ETRA di Camposampiero. In Tabella 6.1 sono riportati i dati più significativi di questi due impianti.

Tabella 6.1: *Flussi di materia e prestazioni a confronto di un impianto di pretrattamento biologico di tipo tradizionale e un impianto innovativo DEMON[®] per l'abbattimento dell'ammoniaca nel centrifugato di digestione anaerobica (Centro Biotrattamenti ETRA Camposampiero).*

	Tradizionale	DEMON [®]
Portata trattata (m³/d)	300	300
[N-NH₃] in uscita (mg/l)	185	200
[N-NO₃⁻] in uscita (mg/l)	268	270
BOD₅ abbattuto (kg/d)	693	0
Volume di equalizzazione (m³)	875	875
Volume di reazione (m³)	1'700 + 600	600
Temperatura operativa (°C)	10-20 (ambiente)	>25
CH₃OH consumato (kg/d)	1100	0
Aria necessaria (Nm³/d)	120'000	25'560
CO₂ liberata in atmosfera per la rimozione di N-NH₃ (kg/d)	1'600	-216
Fango di supero prodotto (m³/d)	60,5	5,4

Nei paragrafi che seguono vengono approfonditi e messi a confronto i diversi aspetti che contraddistinguono le due tecnologie considerate.

6.1.1 Rendimenti di rimozione

Entrambi gli impianti sono stati progettati per una rimozione dell'azoto ammoniacale pari al 90%. I risultati circa l'effluente trattato riportati in Tabella 6.1 differiscono leggermente, in quanto l'impianto tradizionale è stato dimensionato per un abbattimento complessivo di 545 kgN-NH₃/d anziché 540 kgN-NH₃/d. Le prestazioni dei due impianti risultano confrontabili sul piano dell'efficienza depurativa.

Tuttavia si vuole sottolineare come la quantità di nitrato in uscita dal reattore DEMON[®] sia direttamente correlata alla produzione associata all'abbattimento dell'ammoniaca, mentre il termine di consumo dei nitrati è di scarsa rilevanza. Nel processo tradizionale invece la concentrazione di nitrati in uscita dipende sia dalla loro formazione in vasca di nitrificazione, sia dal loro consumo in vasca di denitrificazione. Ne consegue che nel secondo caso è possibile controllare la concentrazione di nitrati impiegando vasche di denitrificazione più grandi e dosando una maggiore quantità di metanolo. Ciò comporta naturalmente maggiori produzioni di fango di supero e di anidride carbonica, senza contare i maggiori tempi di permanenza in anaerobiosi dei batteri autotrofi e le problematiche ad essi associate. Questo scenario non verrà ulteriormente approfondito in questo documento, ma si evince come il processo tradizionale risulti meno vincolato sulla concentrazione di nitrato in uscita.

A differenza dell'impianto DEMON[®], il fango attivo nell'impianto tradizionale contiene anche batteri eterotrofi che possono abbassare in modo spinto il BOD₅ del refluo. L'impianto tradizionale è quindi in grado di smorzare anche il carico organico oltre a quello ammoniacale.

6.1.2 Dimensioni

Per entrambi gli impianti le vasche di equalizzazione sono le medesime e servono a stoccare il refluo e a renderne uniforme composizione e portata. Infatti la produzione del centrifugato è discontinua ed è concentrata nei giorni feriali, durante i quali è attiva la linea fanghi del Centro. Durante il fine settimane al digestore si alimentano i bottini e la produzione di fango è molto esigua, pertanto quest'ultimo non viene estratto e disidratato prima del lunedì. La vasca di equalizzazione deve essere in grado di accumulare fino a 600 m³ di refluo nei giorni feriali, ai quali si aggiunge un volume di invaso minimo di 275 m³, corrispondente a un tirante idraulico minimo di circa 1,6 m. Ciò che diversifica lo stoccaggio nei due impianti presi in esame è la portata di alimentazione al reattore. Nell'impianto tradizionale infatti l'alimentazione alle vasche di reazione avviene in continuo, mentre nell'impianto DEMON[®] essa è circoscritta alle prime 6 ore di ogni ciclo. Ne consegue che durante il sollevamento, nel secondo caso, le pompe dovranno essere più potenti per sollevare una portata maggiore, pari a

16,7 m³/h (invece di 12,5 m³/h). Al di là delle considerazioni impiantistiche, la portata giornaliera sollevata è la stessa, pertanto anche la potenza elettrica impiegata è la medesima. Per quanto riguarda le dimensioni dei reattori la situazione è molto diversa. Il processo tradizionale richiede un volume di reazione complessivamente pari a 2300 m³ a fronte dei 600 m³ richiesti dal processo anammox. Il reattore SBR anammox è certamente più compatto anche in virtù della maggior concentrazione del fango attivo (5 kgSS/m³, contro i 4 kgSS/m³ adottati per l'impianto tradizionale), ma questo comunque non giustifica quest'enorme disparità dimensionale. La maggior volumetria richiesta dal processo tradizionale è dovuta alla bassissima velocità di ossidazione da parte dei batteri nitrificanti, la quale comporta lunghi tempi di permanenza. A volumi maggiori sono associati costi di impianto e consumi energetici per la miscelazione più elevati.

Per l'impianto tradizionale rappresentato in questo studio si è optato per una configurazione in continuo che necessita di una vasca di sedimentazione separata. È comunque possibile sviluppare un impianto biologico tradizionale su un reattore di tipo SBR, pertanto l'utilizzo di un sedimentatore a valle non è da considerarsi un limite della tecnologia ma solo una scelta impiantistica.

6.1.3 Controllo termico

L'attività biologica è sempre influenzata dalla temperatura; di norma il metabolismo batterico migliora in un clima caldo. In generale però negli impianti di depurazione non è conveniente provvedere al controllo termico, soprattutto nella depurazione dei reflui civili a causa delle elevate portate trattate. Il processo DEMON[®] richiede tuttavia un controllo attento della temperatura, perché al di sotto dei 25°C l'attività dei batteri anammox diminuisce bruscamente. L'impianto biologico tradizionale è stato progettato su una temperatura di 20°C, con assunzioni più conservative per la nitrificazione; in questo caso il controllo termico non è indispensabile ma può rivelarsi comunque utile, soprattutto nella stagione invernale.

Nel caso d'interesse le acque di centrifugazione si trovano inizialmente alla temperatura di 37°C, però i lunghi tempi di permanenza nella vasca di equalizzazione possono determinarne il raffreddamento fino a temperatura ambiente. È opportuno ridurre al minimo le dispersioni di calore riparando l'impianto. Il Centro Biotrattamenti di ETRA ha però un'ampia disponibilità di energia termica ed è possibile garantire la temperatura operativa con un'adeguata integrazione energetica.

6.1.4 Dosaggio di metanolo

Uno dei principali limiti della tecnologia tradizionale di denitrificazione è la necessità di dosare un substrato organico facilmente biodegradabile per massimizzare la velocità di riduzione dei nitrati a azoto gassoso. È altresì possibile condurre la denitrificazione senza dosare carbonio organico aggiuntivo, sfruttando cioè solo carbonio endogeno. Tuttavia nel

caso specifico, a causa dell'elevato contenuto di nitrati prodotti a monte, tale scelta comporterebbe tempi di permanenza in condizioni anaerobiche incompatibili per la vita dei batteri autotrofi. Il grande vantaggio dei processi anammox è quello di non necessitare di carbonio organico, dato che impiegano fanghi attivi contenenti solo batteri autotrofi.

6.1.5 Grado di aerazione

Un altro limite della tecnologia tradizionale è quello di necessitare di un'aerazione massiccia per permettere ai batteri autotrofi di svilupparsi adeguatamente in un fango contenente anche batteri eterotrofi. Per l'impianto tradizionale è stato stimato un consumo d'aria di 120'000 Nm³/d. Di questa portata circa il 70% dell'ossigeno viene utilizzato dai batteri nitrificanti, mentre il restante 30% viene consumato dai batteri eterotrofi per la degradazione del BOD₅. L'impianto DEMON[®] richiede invece una fornitura d'aria considerevolmente minore, pari a 25'560 Nm³/d. Rapportando i consumi d'aria legati alla rimozione dell'azoto ammoniacale, risulta che il processo DEMON[®] richiede solo un terzo dell'ossigeno fornito al processo tradizionale.

6.1.6 Anidride carbonica liberata in atmosfera

L'impianto DEMON[®] risulta maggiormente sostenibile dal punto di vista delle emissioni atmosferiche. Mentre i processi tradizionali per la rimozione dell'azoto comportano necessariamente una produzione di CO₂ a causa dell'attività catabolica dei batteri denitrificanti, i processi anammox ne determinano complessivamente un consumo. Infatti l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca avviene per opera di batteri autotrofi che utilizzano come nutrimento il carbonio inorganico dei carbonati e dell'anidride carbonica atmosferica.

6.1.7 Fanghi di supero

In precedenza si è evidenziato come il processo tradizionale fosse caratterizzato da una produzione di fango molto elevata, pari al 20% della portata di refluo complessivamente trattata. Tuttavia va sottolineato come tale supero sia dovuto ai diversi contributi dei batteri eterotrofi aerobi, autotrofi e eterotrofi facoltativi che compongono il fango. Infatti il 60% del fango di supero è associato all'ossidazione biologica del substrato organico. Del rimanente 40% solo una minima parte è dovuta ai batteri autotrofi, mentre il resto deriva dall'attività dei batteri denitrificanti.

V'è da dire che il fango prodotto per la rimozione del BOD₅ è inevitabile perché legato alla degradazione della sostanza organica. Anche qualora non si formasse nel pretrattamento, come nel processo DEMON[®], comunque verrebbe prodotto a valle nella sezione biologica dell'impianto di depurazione principale. Pertanto è più corretto confrontare il fango di supero prodotto per la sola rimozione dell'azoto ammoniacale. In questo caso la portata di supero estratta nel processo tradizionale ammonta a circa 25 m³/d, contro i 5 m³/d del processo

DEMON[®]. Maggiori produzioni di fango di supero comportano maggiori costi di smaltimento.

6.1.8 Avviamento dell'impianto

L'avviamento di un impianto di depurazione di tipo tradizionale può durare da pochi giorni a diversi mesi a seconda che si utilizzi o meno fango proveniente da un altro depuratore. Per il processo DEMON[®] la situazione è ben diversa. A meno di non ricorrere a inoculi di fango, l'arricchimento della flora batterica anammox in seno al reattore può protrarsi anche per un paio d'anni. Inoltre non si può dosare direttamente il refluo desiderato, ma acque di scarico artificiali con caratteristiche ben determinate. È inequivocabilmente preferibile ricorrere a un inoculo di fango proveniente da un altro impianto analogo. Nel caso specifico qualora si optasse per la costruzione di un impianto DEMON[®] a Camposampiero si renderebbe opportuno, se non necessario, acquisire fango attivo dagli impianti più vicini (in Austria o in Svizzera). Le operazioni di trasporto e immissione del fango anammox inciderebbero significativamente sui costi di avviamento dell'impianto. Analoghe problematiche si possono presentare in caso di danneggiamento della flora batterica. Optando invece per un pretrattamento biologico di tipo tradizionale, il Centro Biotrattamenti potrebbe condurre l'avviamento utilizzando come inoculo il fango del depuratore esistente o importandolo da altri impianti già presenti sul territorio.

6.1.9 Controllo di processo

Come già evidenziato nei precedenti capitoli, i processi di tipo tradizionale non richiedono strategie di controllo particolarmente elaborate. È certamente opportuna una buona regolazione dell'ossigeno disciolto e del dosaggio di metanolo, oltre a un controllo di sicurezza di pH, portate e livelli. Il processo DEMON[®] richiede invece un controllo più delicato su tre livelli: tempo, pH e concentrazione di ossigeno disciolto, come descritto in §2.4.2 e §5.4. A questi vanno ad aggiungersi i controlli di sicurezza di portate, livelli e temperatura.

6.2 Valutazione dei costi di gestione

Si vogliono ora analizzare i costi di gestione delle due tipologie di impianto esaminate. Nelle considerazioni economiche seguenti non si è valutato l'investimento impiantistico e sono stati trascurati i consumi per i sollevamenti e l'integrazione energetica. Non si è considerata la vasca di equalizzazione essendo la medesima per ambedue i processi, né il sedimentatore nel processo tradizionale. Si è optato per questa scelta in modo da concentrare l'attenzione sulla sola gestione delle vasche di reazione. I costi di impianto verranno comunque valutati qualitativamente.

Per l'energia elettrica è stato considerato un costo specifico pari a 0,100 €/kWh e per il metanolo un costo specifico di 0,390 €/kg (siti ASMEA e Methanex). In Tabella 6.2 sono riportati i costi stimati per la gestione del processo tradizionale e del processo DEMON[®] proposti per il Centro Biotrattamenti di ETRA a Camposampiero.

Tabella 6.2: Costi giornalieri a confronto per la gestione delle vasche di reazione di tipo tradizionale e DEMON[®] per la rimozione dell'azoto ammoniacale dal centrifugato di digestione anaerobica di ETRA Camposampiero.

	Tradizionale		DEMON [®]	
	Media giornaliera	Costo	Media giornaliera	Costo
Miscelazione meccanica	25,3 kW	60,1 €/d	6 kW	14,3 €/d
Compressore	170 kW	308,9 €/d	40 kW	71,3 €/d
Dosaggio CH₃OH	1100 kg/d	429,0 €/d	0 kg/d	0 €/d
Totale		798,0 €/d		85,6 €/d

Come si evince dalla tabella sopra riportata, a parità di carico ammoniacale abbattuto, il processo DEMON[®] si rivela essere decisamente più conveniente nella gestione rispetto al processo tradizionale. Nella tabella non sono stati però considerati i costi dovuti alla costruzione dell'impianto, al sollevamento e smaltimento dei fanghi, all'avviamento e al costo del sistema di controllo. Inoltre il sistema tradizionale adottato permette anche una rimozione spinta del BOD₅ che pesa significativamente sui costi di gestione, mentre nel processo DEMON[®] ciò non accade. Si può notare come la quantità di metanolo richiesto per la denitrificazione sia molto elevata. È possibile ridurre l'apporto di carbonio organico esterno prevedendo una vasca di predenitrificazione a monte della vasca di nitrificazione. Il metanolo è stato scelto come riferimento per la progettazione, ma raramente viene utilizzato negli impianti reali, preferendovi altri substrati organici più convenienti e sostenibili.

Confrontando i due possibili processi sul piano dei costi impiantistici, il processo DEMON[®] si rivela ancora una volta la scelta più conveniente in ragione dei volumi ridotti. Lo stesso vale per il costo di smaltimento dei fanghi, data la ridottissima produzione di supero anammox, fango peraltro ben stabilizzato e poco putrescibile. Il fango di supero anammox è inoltre molto prezioso come inoculo e ha attualmente un discreto valore commerciale. I punti a sfavore del reattore DEMON[®] risiedono nel sistema di controllo (è infatti coperto da un brevetto particolarmente delicato) e nella spesa di avviamento relativa all'acquisizione e al trasporto di inoculo di fango da impianti oltralpe. Quest'ultimo limite tuttavia è circoscritto alla natura innovativa del processo, non ancora diffusa in modo capillare sul territorio europeo. È chiaro che la presenza di impianti anammox vicini cui attingere il fango,

ridurrebbe fortemente i costi di avviamento, rendendoli confrontabili con quelli di un qualsiasi altro trattamento biologico. In un ipotetico scenario futuro dove l'anammox si imponesse quale standard di depurazione per i reflui a elevato contenuto ammoniacale, i costi di *start-up* non dovrebbero essere considerati discriminanti nella scelta di un tipo di processo rispetto a un altro.

6.3 Scelta del progetto

Dalle considerazioni espresse in precedenza risulta chiaro come il processo DEMON® si riveli l'alternativa migliore per il pretrattamento del centrifugato di digestione anaerobica di ETRA. Nell'ottica dell'ampliamento del Centro, per la sezione di pretrattamento biologico è preposto un locale chiuso di 2247 mq. Sulla base della documentazione fornita (Bacchin e Studio Altieri, 2011) sono stati preparati i disegni della pianta e delle sezioni per la zona di pretrattamento biologico del centrifugato (Tavola 1.1 e 1.2 in allegato). Nella pagina successiva è riportato il *P&I* dell'impianto di pretrattamento (Figura 6.1).

Il refluo grezzo (centrifugato) viene stoccato nella vasca di accumulo; l'equalizzazione del carico avviene per mezzo di due mixer a elica marina. Ogni ciclo SBR solleva 100 m³ di centrifugato alla vasca di drenaggio. Qui si ha la regolazione del pH (pH ottimale = 7,7) e della portata di alimentazione al reattore DEMON®. La miscelazione nella vasca di reazione è garantita da un mixer a elica marina e dal sistema di insufflazione dell'aria. Al termine di ogni ciclo SBR l'acqua chiarificata viene allontanata tramite decanter galleggiante e convogliata alla vasca di accumulo e rilancio del refluo pretrattato. Da qui le acque vengono sollevate e inviate alla sezione biologica dell'impianto di depurazione principale.

Come già evidenziato in precedenza, la produzione di fango di supero nel reattore DEMON® è molto contenuta, pertanto non si ritiene necessario dotare l'impianto di una vasca per l'accumulo del fango, né di un sistema di estrazione in continuo. Il fango prodotto viene estratto periodicamente da una pompa sommersa a una quota prossima al fondo della vasca, quindi è inviato alla sezione di ispessimento.

Il locale può essere posto in depressione per poter garantire un adeguato ricambio d'aria. L'aria esausta viene quindi trattata nei biofiltri posti all'esterno del locale.

Nella Tavola 1.3 in allegato è riportata la planimetria dell'impianto di Camposampiero sulla configurazione futura (di progetto).

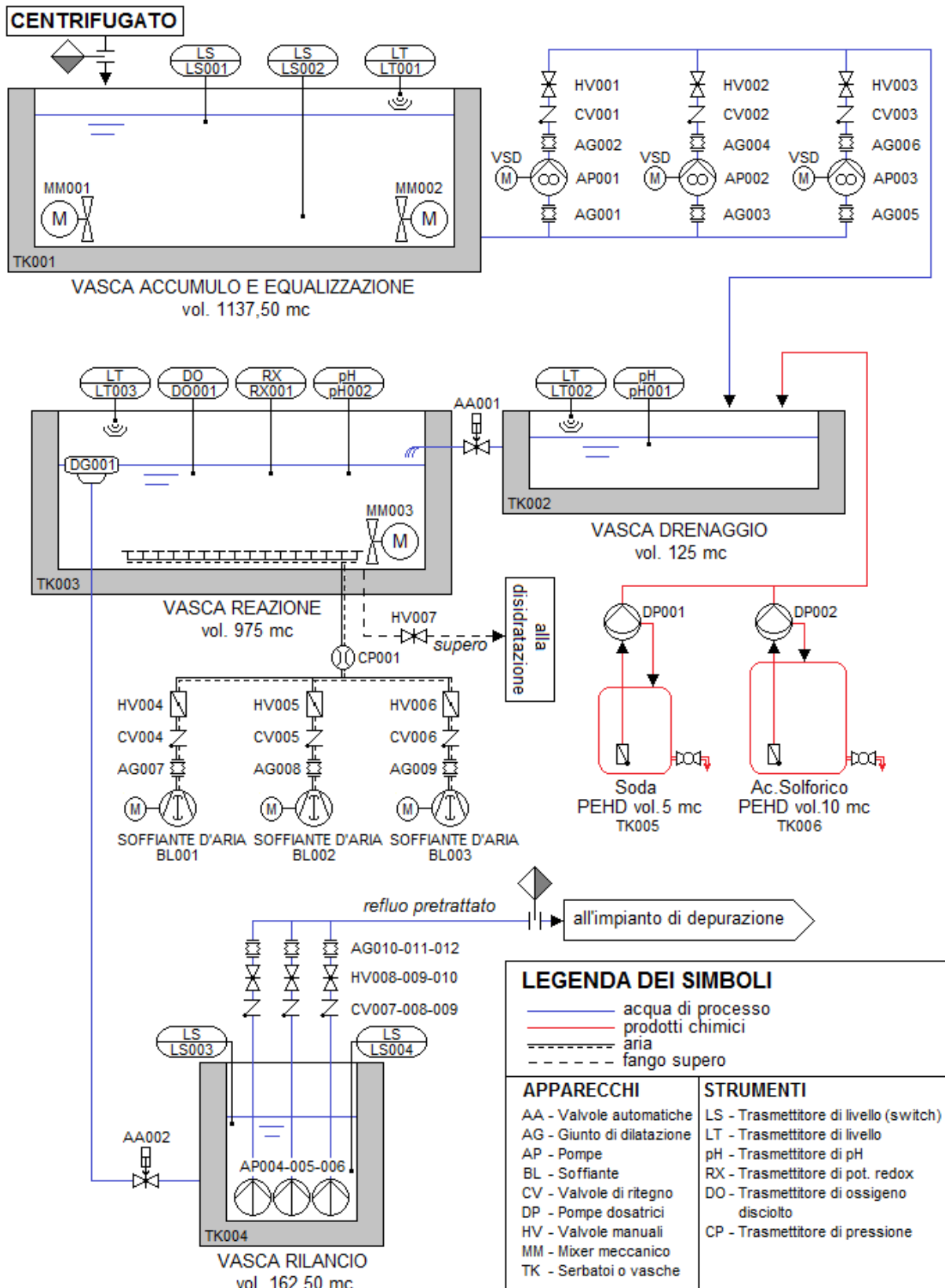


Figura 6.1. P&I per l'impianto di pretrattamento del centrifugato di ETRA, secondo la tecnologia DEMON®.

Conclusioni

Il Centro Biotrattamenti di ETRA Camposampiero è un'azienda che si occupa della depurazione dei reflui civili e del trattamento dei rifiuti organici per la produzione di biogas via digestione anaerobica. Nei prossimi anni il Centro sarà ampliato per raddoppiare la potenzialità delle sezioni di depurazione e codigestione. L'attuale conduzione dell'impianto ha evidenziato la problematica della gestione delle acque di centrifugazione dei fanghi digeriti. Queste acque presentano un elevato carico ammoniacale e se inviate direttamente all'impianto di depurazione possono danneggiare la flora batterica e abbassare l'efficienza di depurazione complessiva. Pertanto è necessario provvedere al pretrattamento di questi reflui in modo da ridurre il carico inquinante, rendendoli compatibili con la composizione degli scarichi civili.

Tradizionalmente l'abbattimento dell'azoto ammoniacale prevede la combinazione dei trattamenti biologici di nitrificazione e denitrificazione. Negli ultimi anni si è profilata la possibilità di impiegare un processo biologico alternativo, noto come anammox (ossidazione anaerobica dell'ammoniaca), il quale utilizza una flora batterica particolare. Il pretrattamento anammox per reflui a elevato carico ammoniacale si è dimostrato un processo efficiente in alcuni impianti europei. In particolare la tecnologia DEMON[®] per reattori SBR si è imposta quale standard di riferimento per questo tipo di impianti.

In questo studio si sono sviluppati due possibili schemi di impianto per poter trattare la problematica di ETRA, uno di tipo tradizionale e uno di tipo DEMON[®]. Nel processo tradizionale si sono subito presentate diverse criticità, quali l'ingente consumo energetico per la fornitura d'aria in vasca di nitrificazione e il dosaggio di un substrato organico facilmente biodegradabile (metanolo) per la denitrificazione. Tuttavia v'è da dire che parte dei consumi è dovuta anche all'abbattimento del carico organico per ossidazione biologica. Infatti il centrifugato presenta un BOD₅ elevato, ma la sua rimozione, seppur non necessaria in fase di pretrattamento, è inevitabile con la tecnologia biologica tradizionale. Per quanto riguarda altre problematiche relative a questa tipologia di impianto, si segnala come l'elevata concentrazione degli inquinanti e i lunghi tempi di permanenza in condizioni anaerobiche possano portare al danneggiamento della flora batterica e a conseguenti complicazioni in fase di chiarificazione dell'effluente.

Il processo alternativo DEMON[®] si caratterizza invece per la sua compattezza impiantistica, determinata dalla maggior velocità delle reazioni associate al rendimento depurativo. Ne conseguono evidentemente costi impiantistici più contenuti. I vantaggi più significativi della tecnologia anammox risiedono tuttavia nella minor richiesta di ossigeno (fino al 60% in meno rispetto al processo tradizionale) e nella "non necessità" di dosaggi di metanolo o affini. La flora batterica anammox è infatti autotrofa e non necessita pertanto di carbonio organico per il

suo metabolismo. Inoltre il metabolismo autotrofo non comporta emissioni di anidride carbonica come catabolita gassoso. Infine si segnala come alla lenta crescita di questi batteri sia associata una produzione di fango di supero molto contenuta, con conseguenti vantaggi in termini di costi di smaltimento.

Per contro, il processo DEMON[®] presenta un sistema di controllo particolarmente delicato e coperto da brevetto. Inoltre l'avviamento dell'impianto non può ragionevolmente prescindere dall'acquisizione di fango attivo da altri impianti esistenti. Tuttavia gli impianti più vicini a Camposampiero si trovano oltralpe, in Austria, e i costi di trasporto possono quindi essere ingenti. La stessa problematica si ripresenterebbe qualora la flora batterica del reattore biologico venisse danneggiata. Questo limite in realtà è dovuto alla natura innovativa del processo, e se in futuro l'anammox si dovesse imporre quale standard di depurazione per i reflui a elevato carico ammoniacale, la capillarizzazione degli impianti sul territorio porterebbe a un abbattimento significativo dei costi di inoculo.

Confrontando i due processi emerge come l'impianto DEMON[®] si riveli l'alternativa migliore per il pretrattamento del centrifugato di ETRA a Camposampiero. Sulla base delle planimetrie fornite dall'azienda è stato inoltre possibile sviluppare un progetto preliminare.

Appendice A1

Calcolo della sezione di pretrattamento biologico – Tradizionale

Procedura di calcolo per la sezione di pretrattamento biologico per il centrifugato di ETRA secondo la tecnologia tradizionale.

A1.1 Introduzione al problema

Si vuole progettare un impianto di pretrattamento biologico di tipo tradizionale per ridurre l'azoto ammoniacale del centrifugato prima dell'invio all'impianto di depurazione del Centro Biotrattamenti di ETRA. Queste acque derivano dalla centrifugazione dei fanghi digeriti per via anaerobica e sono caratterizzate da un alto contenuto di azoto ammoniacale e BOD₅. Se non adeguatamente pretrattati, questi reflui possono generare problemi nella sezione biologica e penalizzare il rendimento depurativo complessivo.

Allo stato attuale il Centro Biotrattamenti tratta la FORSU nei giorni feriali per l'ottenimento di una polpa da alimentare al digestore anaerobico assieme ai fanghi di depurazione ispessiti. Nel fine settimana il trattamento meccanico della FORSU viene interrotto e per mantenere costante la produzione di biogas il digestore viene alimentato con rifiuti liquidi derivanti da aziende agroalimentari. La linea fanghi resta ferma durante il sabato e la domenica, e in questi giorni non si ha produzione di acque di centrifuga. Attualmente il centrifugato prodotto nei cinque giorni feriali viene dosato in flusso laminare all'impianto di depurazione nell'arco di tutta la settimana in modo da smorzare il carico ammoniacale.

Il Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a. nei prossimi anni verrà ampliato raddoppiando le potenzialità degli impianti di depurazione e di trattamento della FORSU. In questo scenario futuro risulta opportuno provvedere a gestire la problematica del centrifugato in un modo più efficace di quello usato finora, così da garantire una maggior robustezza all'impianto di trattamento dei reflui e migliori rendimenti depurativi.

In questa sede si provvederà alla descrizione della procedura di design della sezione di pretrattamento biologico secondo il metodo tradizionale con nitrificazione-denitrificazione accoppiate. Il riferimento è la portata di centrifugato indicata in §3.4. Per il calcolo di progetto si è ricorsi a un foglio di calcolo Microsoft® Excel implementando i modelli tratti dalla letteratura di riferimento.

A1.2 Considerazioni preliminari

Come base di calcolo per la progettazione si sono utilizzati $N-NH_3$ e $N-NO_3^-$. Queste grandezze si riferiscono alla concentrazione ponderale degli atomi di azoto sottoforma rispettivamente di ammoniaca e nitrati.

Si vuole ora verificare il grado di diluizione che si otterrebbe dosando direttamente il centrifugato nei reflui civili, senza prevedere alcun pretrattamento. Per la composizione e le portate dei reflui si rimanda alle tabelle indicate in §3.4.

$$BOD_5 = ((BOD_5)_{civile} \cdot Q_m + (BOD_5)_{centr} \cdot Q_{centr}) / (Q_m + Q_{centr}) = 325 \text{ mg/l} \quad , \quad (A1.1)$$

$$[N] = ([N]_{civile} \cdot Q_m + [N]_{centr} \cdot Q_{centr}) / (Q_m + Q_{centr}) = 112 \text{ mg/l} \quad . \quad (A1.2)$$

L'incremento nel carico inquinante al trattamento biologico può determinare degli scompensi nel metabolismo della flora batterica. Mentre non desta preoccupazione il carico organico maggiorato, che viene facilmente degradato dai batteri eterotrofi e migliora leggermente i rendimenti nell'abbattimento per sintesi cellulare di azoto e fosforo, il carico azotato più concentrato può dare problemi in sede di nitrificazione. L'ossidazione dell'azoto ammoniacale avviene a opera di batteri autotrofi che presentano un tasso di crescita contenuto e richiedono un elevato grado di ossigenazione per il loro sviluppo. Senza provvedere in modo opportuno, l'abbattimento dell'azoto non può essere garantito nelle condizioni di lavoro nominali. La rimozione dell'azoto ammoniacale è pertanto il problema centrale nel trattamento delle acque madri di centrifuga.

Si decide di pretrattare biologicamente il centrifugato prima di inviarlo all'impianto di depurazione principale. Di seguito viene illustrato il calcolo di processo per un pretrattamento biologico tradizionale secondo la configurazione nitrificazione e postdenitrificazione in continuo, in vasche completamente miscelate. Il pretrattamento ha il compito di rimuovere gran parte dell'azoto nel centrifugato così da renderne compatibile il carico inquinante con quello del refluo civile. Non è pertanto richiesta una depurazione spinta, un rendimento di abbattimento di circa il 90% è più che sufficiente. Con quest'efficienza il centrifugato pretrattato presenta un contenuto di azoto ammoniacale di 200 mg/l (inteso come $N-NH_3$), quando viene diluito con il refluo civile si ottiene una concentrazione di 82 mg $N-NH_3$ /l. L'incremento nel carico inquinante azotato rispetto al caso nominale è dell'ordine del 2,5%, una variazione davvero poco rilevante per la flora batterica dell'impianto biologico principale.

A1.3 Progettazione

A1.3.1 Stoccaggio e equalizzazione della portata di centrifugato

Come precedentemente accennato, le acque di disidratazione dei fanghi vengono ottenute solamente durante i giorni feriali poiché nel fine settimana al digestore vengono alimentati i

bottini e la linea di disidratazione dei fanghi viene fermata. La portata di centrifugato da trattare è quindi discontinua durante la settimana. In particolare

$$Q_{centr_feriale} = (300 \cdot 7)/5 = 420 \text{ m}^3/\text{d} \quad , \quad (\text{A1.3})$$

$$V_{acc_feriale} = (420 - 300) \cdot 5 = 600 \text{ m}^3 \quad . \quad (\text{A1.4})$$

Si osserva che nel corso dei giorni feriali si accumulano fino a 600 m³ di centrifugato che vengono successivamente trattati il sabato e la domenica. E' necessario che il bacino di stoccaggio sia dimensionato in modo da poter sopportare i cicli di svuotamento e riempimento dovuti alla portata discontinua, garantendo al tempo stesso un battente minimo per il buon funzionamento delle apparecchiature sommerse (le pompe di sollevamento e i mixer). Per questo motivo è necessario che il livello nella vasca non scenda sotto il metro.

Oltre all'equalizzazione delle portate è possibile uniformare pure il carico inquinante prevedendo un'adeguata miscelazione. Per la miscelazione nelle vasche si è considerata una potenza specifica di 11 W/m³, come suggerito dalla letteratura di riferimento (Masotti, 1987).

A1.3.2 Dimensionamento delle vasche, Fattore di carico organico e Concentrazione di Solidi Sospesi

Si vogliono ora dimensionare le due vasche di reazione del pretrattamento biologico del centrifugato. L'attenzione viene inizialmente focalizzata sul dimensionamento della prima vasca dove avvengono le reazioni di ossidazione biologica del carico organico e dell'azoto ammoniacale. Per caratterizzare lo sviluppo dei microorganismi e il rendimento di rimozione associato al volume della vasca e alle portate in gioco si fa spesso riferimento al *fattore di carico organico* F_c (Vismara, 1998). Questo parametro sintetizza l'effetto del substrato organico sulla crescita batterica e ad esso sono correlate l'efficienza e la velocità del trattamento depurativo. Il fattore di carico organico è definito come

$$F_c = \frac{Q \cdot BOD_5}{[SS] \cdot V} \quad . \quad (\text{A1.5})$$

Ove:

Q = portata da trattare;

BOD_5 = concentrazione del substrato organico;

$[SS]$ = concentrazione di solidi sospesi (stima della concentrazione di microorganismi);

V = volume della vasca di reazione.

Il fattore di carico organico può essere correlato al rendimento di rimozione attraverso diverse curve riportate in letteratura. Alcune di queste curve sono anche descrivibili matematicamente come la curva di Hörler-Wuhrman (Vismara, 1998)

$$\eta = \frac{1}{1 + 0,2\sqrt{Fc}} \quad (A1.6)$$

Q , BOD_5 sono noti dall'alimentazione, fissando Fc e $[SS]$ si definisce univocamente il volume della vasca di ossidazione-nitrificazione.

La scelta della concentrazione di solidi sospesi nella vasca di ossidazione è soggetta a limiti di convenienza (Masotti, 1987). In particolare si cerca di optare per una $[SS]$ compresa tra 2,5 e 6 kgSS/m³, per valori più bassi i volumi delle vasche risultano infatti troppo elevati, mentre un'eccessiva quantità di solidi sospesi rischia di sovraccaricare la sedimentazione a valle. Una scelta comune in questi casi è assumere $[SS]$ pari a 4 kgSS/m³. Si sottolinea come tale valore rappresenti la concentrazione dei solidi sospesi totali, dei quali solo il 70-75% consiste in solidi sospesi volatili, cioè in solidi sospesi organici biodegradabili (generalmente microorganismi vivi e morti).

Il fattore di carico organico è correlato anche al grado di aerazione necessario all'ossidazione. A bassi carichi organici sono normalmente associati piccoli impianti a aerazione prolungata, caratterizzati da elevati rapporti di ricircolo del fango. In particolare per quanto riguarda la nitrificazione essa risulta realizzabile solo a carico del fango molto basso ($Fc \leq 0,15$).

A1.3.3 Calcolo della vasca di ossidazione/nitrificazione

La vasca di aerazione può essere ben assimilata a un reattore continuo ideale completamente miscelato con ricircolo delle cellule, mentre la cinetica delle reazioni di ossidazione e nitrificazione segue abbastanza bene la cinetica di Michaelis-Menten (equazione A1.7) e le sue approssimazioni alle reazioni di primo ordine; per cui la velocità di rimozione del BOD_5 e dell'azoto ammoniacale può ritenersi costante fissati pH, temperatura e composizione del substrato (Vismara, 1998).

$$v = \frac{v_{max} \cdot [S]}{K_S + [S]} \quad (A1.7)$$

Ove:

$[S]$ = concentrazione di substrato presente;

K_S = costante di Michaelis-Menten;

v = velocità di rimozione del substrato;

v_{max} = velocità massima di rimozione del substrato.

- Nitrificazione

La velocità di nitrificazione può essere considerata sufficientemente costante con pH debolmente alcalino (maggiore di 7,2), mentre subisce un rallentamento con pH acido. Il processo stesso di nitrificazione porta a un abbassamento del pH, se non viene sufficientemente tamponato da una adeguata alcalinità. Inoltre la velocità di nitrificazione risulta maggiore per rapporti BOD₅/N totale prossimi all'unità. Il centrifugato al centro di questo studio presenta un pH alcalino (pH = 8,36) e un rapporto BOD₅/N = 1,2, entrambi fattori che aumentano la velocità di nitrificazione. Esistono diversi grafici in letteratura che permettono di stimare la velocità di nitrificazione per un dato reflu, come quello illustrato in Figura A1.1 e suggerito dall'EPA.

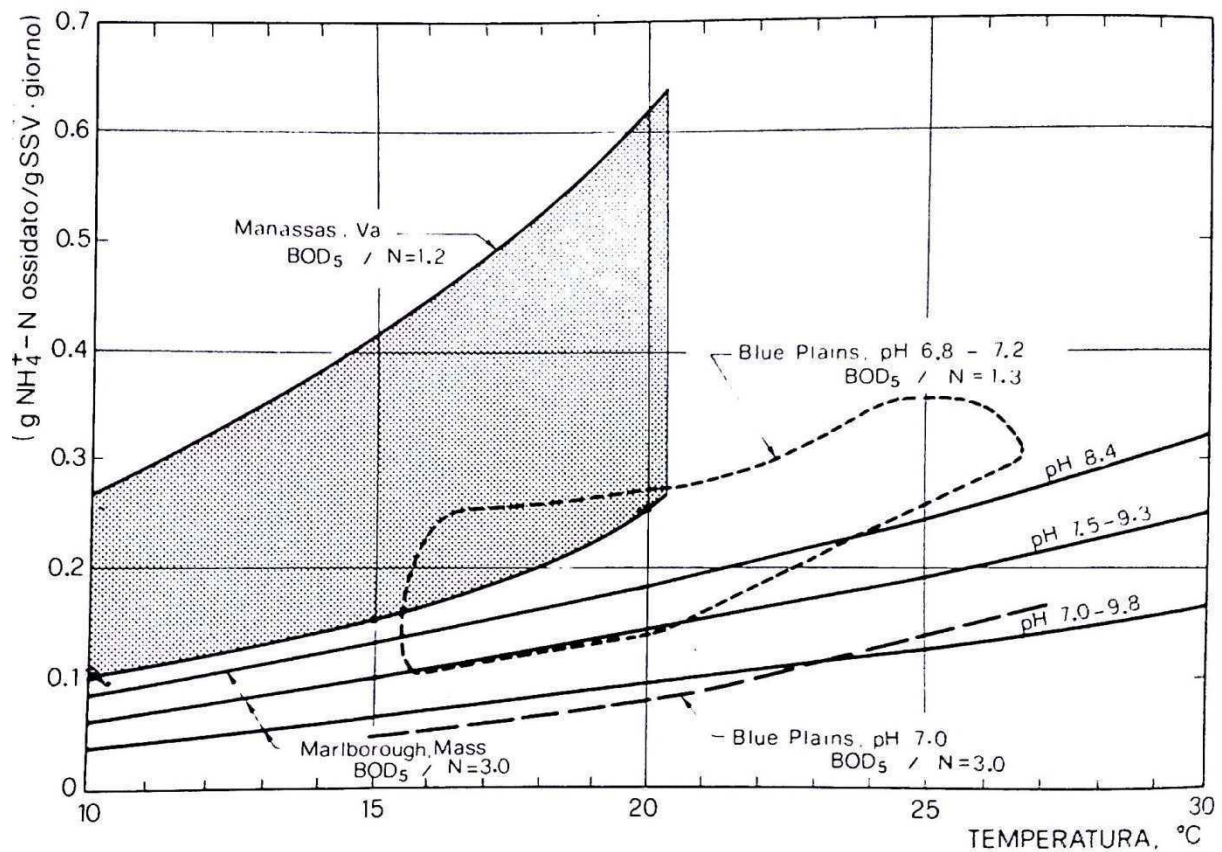


Figura A1.1. Velocità di nitrificazione in funzione della temperatura per impianti funzionanti con colonie sospese, a vari pH e rapporti BOD₅/N totale (EPA, 1975a).

In condizioni ottimali per un reflu con rapporto BOD₅/N totale prossimo all'unità si potrebbe adottare $v_n = 0,4$ g N-NH₃ ossidato/g SSV · giorno a 20°C e $v_n = 0,2$ g N-NH₃ ossidato/g SSV · giorno a 10°C e senza correzione del pH, $v_n = 0,2$ a 20°C e $v_n = 0,1$ a 10°C (Vismara, 1998).

Il centrifugato oggetto di studio presenta un pH elevato che favorisce la nitrificazione, ma deve comunque essere adeguatamente tamponato qualora il pH cali eccessivamente. Inoltre vanno considerate le fluttuazioni stagionali di temperatura dell'ambiente circostante. Salvo

rari casi, non è di norma conveniente provvedere al controllo termico negli impianti di depurazione a causa degli ingenti volumi delle acque trattate, per questo motivo gli impianti di trattamento delle acque reflue sono particolarmente sensibili alle condizioni ambientali circostanti. Si osserva che le acque madri di centrifuga da trattare si trovano inizialmente a 37°C, ma è facile comprendere come tale caratteristica si riveli poco significativa dati i lunghi tempi di permanenza nelle vasche di stoccaggio e reazione. Tuttavia l'impianto in questione è relativamente compatto, pertanto risulta possibile ridurre le dispersioni termiche nell'ambiente e approntare un'efficiente integrazione energetica in modo da garantire un funzionamento stabile nel corso di tutto l'anno.

La nitrificazione è particolarmente critica a causa del lento sviluppo della flora autotrofa e dell'accentuata sensibilità del fango attivo alle fluttuazioni stagionali della temperatura ambiente. Per questo motivo, pur valutando una temperatura media dell'ambiente di 20°C, consideriamo cautelativamente una velocità di nitrificazione associata a temperature inferiori. Nel caso particolare si è assunta la velocità di nitrificazione a 10°C pari a $v_n = 0,1$ g N-NH₃ ossidato/g SSV · giorno.

L'abbattimento dell'azoto ammoniacale può essere stimato come (Vismara, 1998)

$$\Delta(N - NH_3) = v_n \cdot [SSV] \cdot V \quad . \quad (A1.8)$$

Ove:

$\Delta(N-NH_3)$ = consumo di azoto ammoniacale;

v_n = velocità di nitrificazione;

[SSV] = concentrazione di solidi sospesi volatili;

V = volume della vasca di ossidazione-nitrificazione.

Assumendo $[SS] = 4$ kgSS/m³ e considerando un abbattimento di circa 540 kgN-NH₃/d, come somma dell'ammoniaca ossidata e di quella degradata per sintesi batterica (si veda formula A1.10), si determina una vasca di ossidazione-nitrificazione di 1700 m³. Il fattore di carico risulta pari a 0,10. Il consumo di azoto ammoniacale come N-NH₃ coincide con la produzione di nitrati come N-NO₃⁻.

- Ossidazione

Fissato il fattore di carico organico F_c si può calcolare il rendimento di rimozione con l'equazione A1.6. L'abbattimento del carico organico può essere stimato quindi come

$$\Delta BOD_5 = \eta \cdot BOD_{5,0} \cdot V \quad . \quad (A1.9)$$

Ove:

ΔBOD_5 = consumo del substrato organico;

η = rendimento di rimozione del substrato organico;

$BOD_{5,0}$ = concentrazione iniziale del substrato organico;

Q = portata di alimentazione.

Per la sintesi cellulare i batteri necessitano anche di azoto e fosforo inorganico nelle proporzioni C:N:P_i=100:5:1, pertanto possono essere stimate le seguenti rimozioni:

$$\Delta N_{sintesi} = 0,05 \cdot \Delta BOD_5 \quad , \quad (A1.10)$$

$$\Delta P_i = 0,01 \cdot \Delta BOD_5 \quad . \quad (A1.11)$$

L'azoto abbattuto per sintesi cellulare concorre assieme alla nitrificazione alla rimozione complessiva dell'azoto ammoniacale presente nel refluo.

In questa sede non si prende in esame l'abbattimento del fosforo, tuttavia data la natura dei fanghi alimentati al digestore si assume che la quantità di fosforo inorganico necessario alla sintesi cellulare risulti sufficiente.

A1.3.4 Calcolo della vasca di denitrificazione

In via preliminare si è optato per una vasca di postdenitrificazione a valle della vasca di ossidazione-nitrificazione. Qui i batteri eterotrofi facoltativi presenti nel fango vengono posti in condizioni anaerobiche e riducono i nitrati rilasciando azoto gassoso in atmosfera.

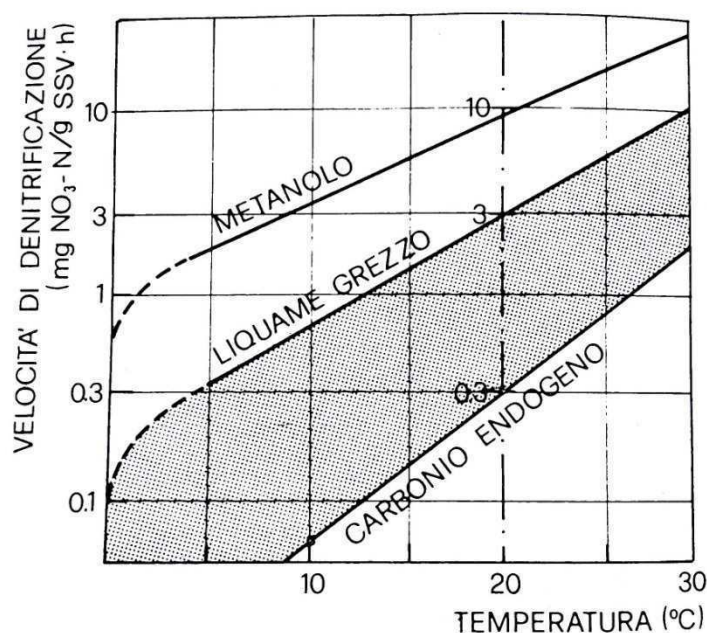


Figura A1.2. Velocità di denitrificazione in funzione della temperatura per diverse fonti di substrato carbonioso; metanolo, liquame grezzo, liquame depurato (Vismara, 1998).

Trattandosi di batteri eterotrofi, essi necessitano di una fonte organica di carbonio per il loro sviluppo. Ponendo la vasca di denitrificazione a monte della vasca di ossidazione (predenitrificazione) e ricircolandovi il mixed liquor nitrificato è teoricamente possibile condurre la denitrificazione utilizzando solo il BOD₅ contenuto nel refluo e il carbonio endogeno. Tuttavia le bassissime velocità di abbattimento associate a questa opzione (Fig.A1.2) e l'alta concentrazione di nitrati nel mixed liquor determinerebbero volumi eccessivi. Ciò comporterebbe inoltre lunghe permanenze del fango in condizioni anaerobiche con il possibile danneggiamento della flora autotrofa.

Per questo motivo è necessario dosare un substrato organico facilmente biodegradabile per accelerare la reazione di denitrificazione. A tal proposito si considera come riferimento il metanolo, per il quale la letteratura suggerisce una velocità di denitrificazione a 20°C pari a $v_d = 0,25 \text{ kgN-NO}_3^-/\text{kgSSV}\cdot\text{giorno}$. Dalla letteratura di riferimento si ottengono anche i parametri relativi alla crescita dei batteri eterotrofi facoltativi, come riportato in Tabella A1.1.

Tabella A1.1. Parametri relativi allo sviluppo batterico dei microorganismi eterotrofi facoltativi denitrificanti a 20°C (Vismara, 1998).

Parametro	Valore	Unità di misura
Velocità massima di denitrificazione (v_{dmax})	0,25	kg N-NO ₃ ⁻ /kg SSV · d
Coefficiente di crescita batterica (y)	0,53	kg SSV/kg N-NO ₃ ⁻
Velocità di scomparsa o morte cellulare (Kd)	0,05	1/d

In condizioni di pH debolmente alcalino, elevate concentrazioni di nitrati e O₂ disciolto inferiore a 0,5 mg/l la velocità di denitrificazione può essere descritta con l'equazione (A1.7). Dalla cinetica di Michaelis-Menten derivano le seguenti equazioni per il dimensionamento della vasca di denitrificazione (Vismara, 1998):

$$V = \frac{Q \cdot \Delta(N - NO_3) \cdot y \cdot \theta}{1 + Kd \cdot \theta} \cdot \frac{\theta}{[SSV]} \quad , \quad (A1.12)$$

$$\theta^{-1} = (y \cdot v_{dmax}) - Kd \quad . \quad (A1.13)$$

Ove $\Delta(N-NO_3)$ rappresenta l'abbattimento dell'azoto contenuto nei nitrati e ridotto a azoto gassoso.

Sviluppando l'equazione (A1.12) si osserva come la grandezza $(1 + Kd \theta)/(y \theta)$ abbia la stessa unità di misura di v_{dmax} e rappresenti di fatto la velocità di denitrificazione reale. Tuttavia l'effetto di questi parametri è molto contenuto e la velocità di denitrificazione effettiva per il range di temperatura considerato non si discosta molto dalla velocità massima teorica.

Il dimensionamento della vasca di denitrificazione viene effettuato sulla scelta di un tempo di permanenza non troppo elevato (attorno al giorno) e valutando la concentrazione dei nitrati in uscita. Nel caso in esame si è ritenuta sufficiente una vasca di 600 m³.

La richiesta di metanolo deriva dalla stechiometria di reazione e risulta pari a 2,47 volte la portata ponderale di N-NO₃⁻ consumato (Vismara, 1998):

$$Q_{CH_3OH} = 2,47 \Delta(N - NO_3) \quad (A1.14)$$

A1.3.5 Calcolo del sistema di aerazione

Per calcolare il grado di ossigenazione della vasca di ossidazione-nitrificazione vengono utilizzate le seguenti equazioni (Vismara, 1998):

$$O_2 = a \Delta BOD_5 + b[SS] \cdot V + 4,57 \Delta(N - NH_3) \quad (A1.15)$$

$$K = \frac{(C_{ST} - C_E)}{C_S} \cdot 1,024^{(T-20^\circ C)} \quad (A1.16)$$

$$O_2^* = \frac{O_2}{\alpha \cdot K} \quad (A1.17)$$

$$A = \frac{O_2^*}{0,28 \cdot \eta_{diff}} \quad (A1.18)$$

Ove:

O_2 = quantità teorica di ossigeno richiesta dal sistema biologico (kgO₂/d);

a = coefficiente di respirazione attiva;

b = coefficiente di respirazione endogena (d⁻¹);

ΔBOD_5 , $\Delta N-NH_3$ = consumo del substrato organico e dell'azoto ammoniacale (kg/d);

$[SS]$ = concentrazione di solidi sospesi in vasca di reazione (kgSS/m³);

V = volume della vasca di reazione (m³);

C_{ST} = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita alla temperatura T (mg/l);

C_S = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita a 20°C (mg/l);

C_E = concentrazione di ossigeno disciolto residuo nella vasca (mg/l);

T = temperatura del liquame (°C);

α = rapporto tra i coefficienti di diffusione dell'ossigeno in acqua pulita/liquame;

A = aria da fornire al sistema biologico (m³/d)

η_{diff} = rendimento di dissoluzione in acqua pulita dell'ossigeno disciolto tramite bolle alla profondità di progetto.

Si può assimilare il centrifugato a un liquame domestico molto concentrato, per cui si impiegano i relativi coefficienti $a = 0,5$ e $b = 0,1 \text{ d}^{-1}$. La letteratura di riferimento (Vismara, 1998) suggerisce valori di b leggermente inferiori nei sistemi caratterizzati da $Fc < 0,2$; tuttavia in questa sede si preferisce un approccio più conservativo dato lo stress cui è sottoposta la flora batterica a causa dell'elevatissima concentrazione degli inquinanti.

Per garantire un adeguato sviluppo dei batteri autotrofi è necessario mantenere una concentrazione di ossigeno residuo in vasca superiore a 2 mg/l. Anche in questo frangente si adotta un approccio conservativo data la natura del refluo e si decide in favore di $C_E = 3 \text{ mg/l}$. Si assumono $\alpha = 0,6$ e una temperatura media del refluo pari a 20°C, per cui $C_S = C_{ST} = 9,17 \text{ mg/l}$ (Vismara, 1998).

Per l'aerazione si adottano diffusori a piattello caratterizzati da un'efficienza nominale del 25% e da una portata unitaria media $Q_{diff} = 4 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Ne consegue che il numero minimo di diffusori per garantire un'ossigenazione adeguata è

$$N_{diff} = A/Q_{diff} \quad . \quad (A1.19)$$

A progettazione ultimata è opportuno verificare che risulti almeno un piattello per metro quadro di vasca per evitare la presenza di zone morte.

Nota la capacità di aerazione in condizioni operative, il dimensionamento si ottiene determinando la potenza da impegnare nei compressori (Vismara, 1998)

$$P = P_m \cdot A \cdot h \cdot 10^{-3} \quad . \quad (A1.20)$$

Ove:

P = potenza da impegnare nel compressore (kW);

P_m = potenza specifica (assunta pari 5,5 Wh/m³ aria · m profondità);

h = profondità di insufflazione (m);

A = aria da fornire al sistema come da formula (A1.18) (Nm³/h).

A1.3.6 Calcolo della portata di ricircolo

Facendo il bilancio globale dei solidi sospesi, trascurando i solidi sospesi nel refluo da trattare (che sono presenti in concentrazioni minori di almeno un ordine di grandezza rispetto al mixed liquor) e la crescita del fango, si ottiene la seguente equazione

$$Q_R = \frac{Q \cdot [SS]_O}{[SS]_R - [SS]_O} \quad . \quad (A1.21)$$

Ove:

Q_R = portata del fango di ricircolo;

Q = portata del refluo affluente alla vasca di aerazione;

$[SS]_O$ = concentrazione dei solidi sospesi nel fango sotto aerazione;

$[SS]_R$ = concentrazione dei solidi sospesi nel fango di ricircolo (pari a quella del fango decantato).

La concentrazione di $[SS]_R$ è legata però alle caratteristiche di densità specifica del fango di ricircolo espressa come indice del fango SVI .

L'indice del fango SVI (*Sludge Volume Index*), (dimensionalmente $cc/g = dm^3/kg$) esprime il volume occupato dal fango sottoposto a 30 minuti di sedimentazione in cono Imhoff (Vismara, 1998). La relazione tra $[SS]_R$ e SVI è la seguente

$$[SS]_R = 1000/SVI \quad . \quad (A1.22)$$

Ove:

SVI = indice del fango (cc/g);

$[SS]_R$ = concentrazione solidi sospesi nel fango estratto ($kgSS/m^3$).

Un fango ben sedimentabile presenta $SVI \leq 100$, mentre valori superiori indicano un fango soggetto al fenomeno di *bulking* filamentoso. Imponendo $SVI = 100$ si ottiene $[SS]_R = 10 \text{ kgSS}/m^3$. Per il caso in esame tramite la formula (A1.21) si calcola $Q_R = 200 \text{ m}^3/d$.

A1.3.7 Calcolo della produzione di fango di supero

Per la stima della produzione del fango si supero si possono utilizzare le seguenti relazioni (Vismara, 1998):

$$f = \frac{1}{1 + y/y_N \cdot \Delta BOD_5 / \Delta(N - NH_3)} \quad , \quad (A1.23)$$

$$\Delta SS_D = y_D \cdot \Delta(N - NO_3) \quad , \quad (A1.24)$$

$$\Delta SS_O = y \cdot \Delta BOD_5 - Kd \cdot [SSV] \cdot (1 - f) \quad , \quad (A1.25)$$

$$\Delta SS_N = y_N \cdot \Delta(N - NH_3) - Kd_N \cdot [SSV] \cdot f \quad , \quad (A1.26)$$

$$\Delta SS_{TOT} = \Delta SS_N + \Delta SS_O + \Delta SS_D \quad . \quad (A1.27)$$

Ove:

f = frazione di batteri nitrificanti;

y, y_N, y_D = rispettivamente coefficiente di crescita dei batteri eterotrofi, autotrofi nitrificanti e eterotrofi facoltativi denitrificanti;

K_d, K_{dN} = rispettivamente coefficiente di diminuzione della massa biodegradabile dei batteri eterotrofi e dei batteri autotrofi nitrificanti (d^{-1});

$\Delta BOD_5, \Delta N-NH_3$ = consumo del substrato organico e dell'azoto ammoniacale (kg/d);

$[SSV]$ = concentrazione dei solidi sospesi volatili nel mixed liquor (kg/m^3);

ΔSS_D = fango prodotto dai batteri denitrificanti (kg/d);

ΔSS_O = fango prodotto dai batteri eterotrofi attraverso l'ossidazione del BOD_5 (kg/d);

ΔSS_N = fango prodotto dai batteri nitrificanti (kg/d);

ΔSS_{TOT} = fango di supero totale (kg/d).

Da letteratura si ricavano i coefficienti di crescita dei batteri (Tabella A1.2).

Tabella A1.2. Coefficienti di crescita delle frazioni batteriche presenti nell'impianto biologico a 20°C (Vismara, 1998).

Parametro	Eterotrofi aerobi	Autotrofi	Eterotrofi facoltativi
y (kg SS/kg substrato)	0,5	0,04	0,53
K_d (d^{-1})	0,05	0,05	0,002

L'età del fango attivo è definita come

$$\theta = [SS] \cdot (V_{DEN} + V_{OX,N}) / \Delta SS_{TOT} \quad (A1.28)$$

Ove:

θ = età del fango (d);

$[SS]$ = concentrazione di solidi sospesi nelle vasche di reazione ($kgSS/m^3$);

V_{DEN} = volume vasca denitrificazione (m^3);

$V_{OX,N}$ = volume vasca ossidazione-nitrificazione (m^3);

ΔSS_{TOT} = fango di supero prodotto ($kgSS/d$).

L'età del fango θ , chiamata anche *SRT* (*Sludge Retention Time*), rappresenta il tempo medio di permanenza del fango attivo nel sistema biologico prima di essere rimosso come fango di supero. Si sottolinea che tale parametro può non coincidere con il parametro θ definito in (A1.13), che è una stima approssimativa dell'età media dei batteri denitrificanti.

A1.3.8 Dimensionamento del sedimentatore

La necessità di adottare valori massimi della *velocità ascensionale* dell'acqua nelle vasche di sedimentazione, deriva dal fatto che le particelle di fango sedimentano con una certa velocità verso il basso, e l'acqua, nel suo moto ascensionale, non deve avere una velocità superiore alla velocità di caduta delle particelle di fango, se se ne vuole evitare il trascinarsi, e quindi la caduta di efficienza della fase di sedimentazione (Masotti, 1987). La velocità ascensionale è definita come segue

$$v_a = Q/S \quad . \quad (A1.29)$$

Ove:

v_a = velocità ascensionale (m/h);

Q = portata di liquame affluente al sedimentatore (m³/h);

S = superficie del sedimentatore (m²).

Di norma è opportuno che la velocità ascensionale non sia superiore a 0,5-0,6 volte la velocità di sedimentazione delle particelle più leggere. Questo coefficiente di sicurezza tiene conto anche delle situazioni più critiche che si possono verificare nell'esercizio dell'impianto, come i fenomeni di bulking (eccessiva crescita dei batteri filamentosi), *pinpoint* (formazione di fango leggero e difficilmente sedimentabile tipico degli impianti a aerazione prolungata e causato dalla disgregazione del materiale polimerico extracellulare che mantiene aggregate le colonie batteriche) e *rising* (fenomeno di flottazione del fango dovuto alla formazione di azoto gassoso per denitrificazione dei nitrati al sedimentatore).

Un altro parametro molto importante per dimensionare la sedimentazione è il *carico superficiale di solidi sospesi*, così definito

$$P_{SS} = \frac{Q \cdot [SS]}{S} \quad . \quad (A1.30)$$

Ove:

P_{SS} = carico superficiale di solidi sospesi (kgSS/m² · h);

Q = portata idraulica al sedimentatore (m³/h);

$[SS]$ = concentrazione di solidi sospesi totali nella miscela aerata (kgSS/m³);

S = superficie della vasca di sedimentazione (m²).

Il carico superficiale di solidi sospesi deve risultare il minore possibile. La ragione per limitare tale parametro deriva dal fatto che ogni strato di fango che si forma nella vasca ha una certa "capacità di trasporto" di solidi verso il fondo della vasca, determinata sia dalle

specifiche caratteristiche di sedimentabilità del fango, sia dall'entità della portata di ricircolo. E' fondamentale che la capacità di trasporto dei solidi di ogni strato che esiste nella vasca non possa essere superata: in caso contrario, esistendo uno strato con "capacità limitante" di trasporto, i solidi che durante il flusso continuo verso il basso non riescono a passare, sono costretti ivi ad accumularsi. Si forma pertanto un "letto di fango" che interferisce con gli strati superiori della vasca, sovraccaricando il sedimentatore e provocando il traboccamento alla superficie con conseguente fuga del fango nell'effluente depurato.

Esistono diverse fonti letterarie e linee guida legislative che pongono dei limiti sul carico superficiale di solidi sospesi e sulla velocità ascensionale in una vasca di sedimentazione. Le limitazioni più severe sono quelle riportate nelle Norme inglesi relative agli impianti ad aerazione prolungata che pongono come tetto $v_a = 0,9$ m/h e $P_{SS_max} = 5$ kgSS/h m² (Norme inglesi, 1969). Altre fonti letterarie quali linee guida EPA (EPA, 1975b) indicano limiti più permissivi quali $v_a = 1-1,4$ m/h e $P_{SS_max} = 6-7$ kgSS/h m² in riferimento alla portata media. È altresì vero che questa discrepanza dipende anche dalla tipologia di sedimentatore impiegato. I limiti statunitensi più permissivi si spiegano con l'adozione di vasche di sedimentazione più alte, circa 4 m contro i 2 m solitamente utilizzati in Europa. Un criterio sensato è adottare velocità ascensionali inferiori a 0,5 m/h; come raccomandato da ATV tedesche (ATV, 1979). Considerando una portata affluente al sedimentatore pari a 500 m³/d (poiché si tiene conto anche della portata di ricircolo) e prendendo come riferimento i limiti sopra indicati, si determina una superficie di sedimentazione pari a circa 42 m². Queste condizioni sono caratterizzate da $v_a = 0,5$ m/h e $P_{SS} = 1,98$ kgSS/h m².

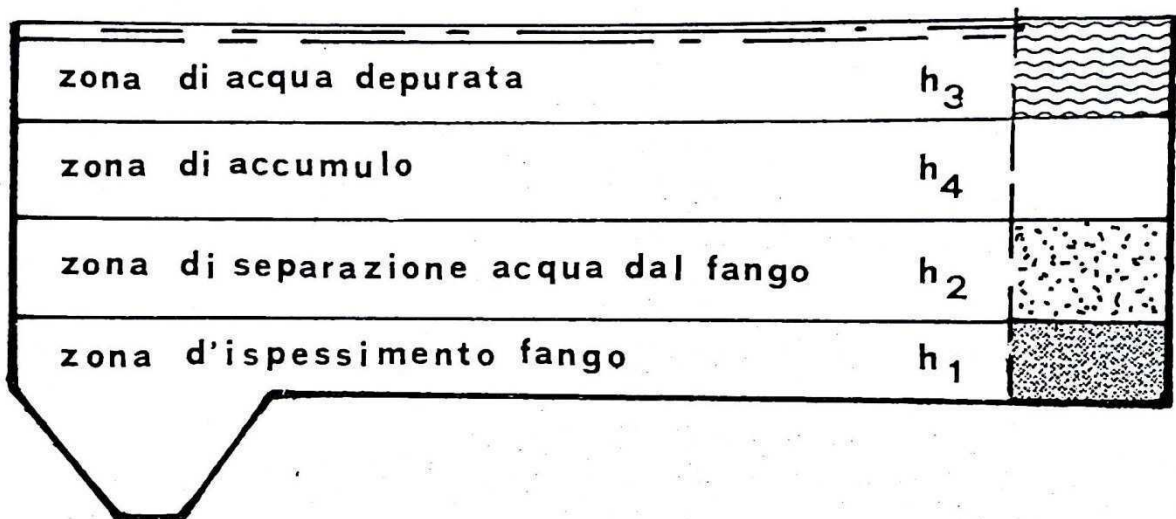


Figura A1.3. Altezze caratteristiche previste dalle raccomandazioni dell'ATV per il dimensionamento dell'altezza complessiva delle vasche di sedimentazione (Masotti, 1987).

Per il calcolo dell'altezza liquida delle vasche vengono utilizzati i criteri previsti dalle Raccomandazioni tedesche dell'ATV (ATV, 1979; Masotti, 1987). Come risulta dalla Fig.A1.3, l'altezza liquida h_{tot} della vasca risulta costituita da quattro zone:

1) zona "h1" per l'ispessimento del fango

$$h_1(m) = \frac{SVI \cdot [SS](kg/m^3)}{1000} \quad (A1.31)$$

2) zona "h2" per la separazione dell'acqua dal fango

Viene fissato un valore minimo di 0,8-1 m.

3) zona "h3 di acqua depurata

Pari a 0,5 m come minimo

4) zona "h4" di accumulo per l'acqua di pioggia

Relativa all'aumento di portata in caso di pioggia. Nel caso in questione tale termine è stato trascurato in quanto date le dimensioni ridotte dell'impianto di pretrattamento biologico è possibile (e auspicabile) posizionarlo al riparo dai fenomeni di precipitazione atmosferica (ad esempio all'interno di un capannone o anche semplicemente sotto una tettoia).

Ne consegue un sedimentatore di altezza 2,5 m (escluso il franco) e volume utile pari a 105 m³, corrispondente a un tempo di permanenza di 5 h. Questo risultato è compatibile con quello riportato da diverse fonti letterarie e normative citate in Masotti (1987), le quali auspicano un tempo di ritenzione minimo in sedimentazione pari a 2-3 h, a seconda della potenzialità dell'impianto (chiaramente una fase di sedimentazione prolungata è più efficace, ma per portate elevate tale vantaggio si scontra con l'esigenza costruttiva di vasche più grandi e costose).

Per il sedimentatore in oggetto si adotta un franco di 0,5 m e si impiega un carroponete raschia fanghi a doppio braccio operante alla velocità di rotazione di 3 giri/h.

Appendice A2

Calcolo della sezione di pretrattamento biologico – DEMON[®]

Procedura di calcolo per la sezione di pretrattamento biologico per il centrifugato di ETRA secondo la tecnologia DEMON[®].

A2.1 Introduzione al problema

Il centrifugato ottenuto dalla disidratazione dei fanghi da digestore anaerobico del Centro Biotrattamenti di ETRA S.p.a. a Camposampiero è caratterizzato da elevati carichi di azoto ammoniacale e substrato organico. Se inviato direttamente all'impianto di depurazione delle acque, questo refluo altamente concentrato può determinare forti turbamenti nel metabolismo batterico. Inoltre risulta particolarmente critico il controllo del contenuto di ammoniaca nell'effluente depurato. Per questo motivo risulta opportuno l'impiego di un pretrattamento biologico per smorzare il contenuto di azoto ammoniacale e non sovraccaricare eccessivamente l'impianto biologico principale. Tuttavia, come evidenziato nel Capitolo 4, un pretrattamento biologico di tipo tradizionale nitrificazione-denitrificazione comporta il dosaggio di un substrato organico facilmente biodegradabile (metanolo) e elevati consumi energetici per provvedere a un grado di aerazione adeguato.

Un processo alternativo a quello classico è il cosiddetto processo DEMON[®], un reattore di tipo SBR dove avviene l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca grazie all'utilizzo di microorganismi particolari. In questa Appendice verrà descritta la procedura di dimensionamento di un impianto DEMON[®] per il trattamento delle acque di centrifuga del Centro Biotrattamenti.

A2.2 Considerazioni preliminari

Come base di calcolo per la progettazione si utilizzano $N-NH_3$ e $N-NO_3^-$, i quali si riferiscono alla concentrazione ponderale degli atomi di azoto rispettivamente contenuti nell'ammoniaca e nei nitrati.

L'obiettivo del pretrattamento biologico è rimuovere gran parte del carico ammoniacale dal centrifugato così da renderlo compatibile con la composizione del refluo civile. Come evidenziato in precedenza, l'impianto di depurazione principale è in grado di sopportare il carico organico maggiorato con la diluizione del centrifugato nei reflui civili, pertanto la

riduzione del BOD₅ nel pretrattamento non è necessaria. Per il caso in esame si desidera un rendimento di rimozione dell'azoto ammoniacale del 90%, corrispondente a un abbattimento di 540 kgN-NH₃/d.

Si sceglie di impiegare un impianto biologico DEMON[®], il quale consiste in un reattore SBR dove avvengono alternativamente le reazioni di nitrificazione parziale e di ossidazione anaerobica dell'ammoniaca (anammox). Per un approfondimento sul processo DEMON[®] si rimanda al Capitolo 2. Documentazione sperimentale accertata indica questa tipologia di impianto come l'ideale per il trattamento di acque reflue concentrate in azoto ammoniacale quali surnatanti di digestione anaerobica. L'impianto DEMON[®] *full-scale* più famoso è quello del WWTP di Strass, Austria, progettato per il trattamento del centrifugato di digestione anaerobica su una portata nominale di 250 m³/d e un carico ammoniacale di 2000 mgN-NH₃/l. Il refluo trattato a Strass è dello stesso tipo del centrifugato del Centro Biotrattamenti di ETRA, ed è caratterizzato dalla medesima composizione e da una portata confrontabile. Il reattore SBR opera in tre cicli al giorno da 8 ore ciascuno. Si tratta di un processo biologico che impiega flora batterica autotrofa, la quale utilizza come fonte di nutrimento il carbonio inorganico dei carbonati. Pertanto nel reattore DEMON[®] non si ha una degradazione sensibile del contenuto di BOD₅, tuttavia si suppone che esso possa essere abbattuto adeguatamente nell'impianto biologico principale a valle. La progettazione del processo è stata eseguita facendo ricorso a un foglio elettronico Microsoft[®] Excel; nei paragrafi seguenti ne è descritta la procedura.

A2.3 Progettazione

A2.3.1 Stoccaggio e equalizzazione della portata di centrifugato

La vasca di stoccaggio e equalizzazione è analoga a quella tratteggiata per il processo biologico tradizionale nell'Appendice A1. Come precedentemente accennato, le acque di disidratazione dei fanghi vengono ottenute solamente durante i giorni feriali poiché nel fine settimana al digestore vengono alimentati i bottini e la linea di disidratazione dei fanghi viene fermata. La portata di centrifugato da trattare è quindi discontinua durante la settimana. In particolare

$$Q_{centr_feriale} = (300 \cdot 7)/5 = 420 \text{ m}^3/\text{d} \quad , \quad (A2.1)$$

$$V_{acc_feriale} = (420 - 300) \cdot 5 = 600 \text{ m}^3 \quad . \quad (A2.2)$$

Si osserva che nel corso dei giorni feriali si accumulano fino a 600 m³ di centrifugato che vengono successivamente trattati il sabato e la domenica. E' necessario che il bacino di stoccaggio sia dimensionato in modo da poter sopportare i cicli di svuotamento e riempimento dovuti alla portata discontinua, garantendo allo stesso tempo un battente minimo per il buon

funzionamento delle apparecchiature sommerse (le pompe di sollevamento e i mixer). Per questo motivo è necessario che il livello nella vasca non scenda sotto il metro.

Oltre all'equalizzazione delle portate è possibile uniformare pure il carico inquinante provvedendo a un'adeguata miscelazione. Per la miscelazione nelle vasche si è considerata una potenza specifica di 11 W/m^3 , come suggerito dalla letteratura di riferimento (Masotti, 1987).

La pompa di sollevamento dovrà essere in grado di alimentare una portata maggiore rispetto a quella relativa all'impianto tradizionale in continuo. Infatti trattandosi di un reattore SBR la pompa solleva il refluo solamente nella prima fase di alimentazione, che occupa solo 6 ore delle 8 totali per ogni ciclo. Ne consegue che mentre nel processo in continuo la pompa alimenta il reattore con una portata di $12,5 \text{ m}^3/\text{h}$, nel processo SBR la portata dell'alimentazione è di $16,7 \text{ m}^3/\text{h}$.

A2.3.2 Dimensionamento del reattore SBR

La letteratura di riferimento (van Dongen *et al.*, 2001) indica come parametro di design per la tecnologia anammox una velocità specifica di rimozione $v_{anmx} = 0,18 \text{ kg N-NH}_3 \text{ ossidato/kg SS}\cdot\text{giorno}$. La documentazione sperimentale sull'impianto di Strass (Wett *et al.*, 2007a,b) valida tale parametro di design e suggerisce di adoperare una concentrazione di solidi sospesi totali nel mixed liquor pari a 5 kgSS/m^3 .

L'abbattimento dell'azoto ammoniacale può essere stimato come

$$\Delta(N - \text{NH}_3) = v_{anmx} \cdot [\text{SSV}] \cdot V \quad (\text{A2.3})$$

Ove:

$\Delta(N - \text{NH}_3)$ = abbattimento di azoto ammoniacale;

v_{anmx} = velocità specifica di rimozione dell'azoto ammoniacale (anammox);

[SS] = concentrazione di solidi sospesi totali;

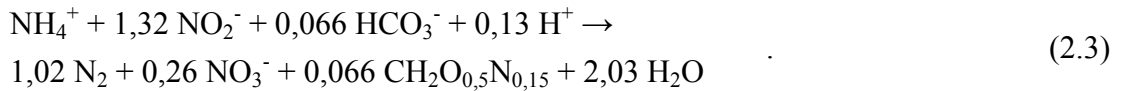
V = volume della vasca di reazione.

Impiegando i parametri sopra definiti e considerando l'abbattimento desiderato di $540 \text{ kg N-NH}_3/\text{d}$, il volume calcolato per il reattore DEMON[®] ammonta a 600 m^3 . Il reattore è completamente miscelato tramite agitazione meccanica, considerando una potenza specifica di 11 W/m^3 . È importante limitare la velocità di rotazione delle pale dei mixer meccanici a 65-75 rpm, poiché l'eccessiva turbolenza può danneggiare la flora batterica anammox.

A2.3.2 Stechiometria di reazione

Nel reattore avvengono alternativamente le reazioni di nitrificazione parziale e di ossidazione anaerobica dell'ammoniaca. La prima reazione avviene in condizioni aerobiche a opera dei

batteri nitrosanti *Nitrosomonas* e permette di ossidare parte dell'ammoniaca a nitrito. Quindi in condizioni anaerobiche i batteri anammox ossidano l'ammoniaca rimanente utilizzando il nitrito prodotto come elettrone attrattore (agente ossidante). Di seguito è riportata la stechiometria di reazione complessiva per il processo anammox (Strous *et al.*, 1999).



Il rapporto stechiometrico tra azoto ammoniacale e nitrito è 1:1,32. Ne consegue che i batteri nitrosanti devono ossidare l'ammoniaca a nitrito in modo da giungere a questa proporzione. Da semplici calcoli si ottiene che circa 307 kg/d dei 540 kg/d di N-NH₃ da abbattere devono essere preventivamente nitrificati a nitrito. La stima di questa portata serve per calcolare la quantità di ossigeno necessaria alla reazione di nitrosazione. Dalla reazione sopra riportata è possibile desumere anche altre informazioni quali la quantità di azoto prodotto, il consumo di carbonati e la formazione di nitrati.

Data la natura autotrofa della flora batterica coinvolta, per i surnatanti di digestione la documentazione di riferimento stima una rimozione complessiva di anidride carbonica dall'atmosfera pari a 0,4 kg CO₂/kg N-NH₃ ossidato (cyklar-stulz, 2006).

A2.3.3 Calcolo del sistema di aerazione

Dalla stechiometria della reazione di nitrosazione



si ricava la richiesta teorica di ossigeno per la parziale ossidazione dell'ammoniaca a nitrito

$$O_2 = 3,43 \cdot \Delta(N - \text{NH}_3) \quad (A2.4)$$

Ove:

O_2 = quantità teorica di ossigeno richiesta dal sistema biologico (kgO₂/d);

$\Delta N - \text{NH}_3$ = rimozione dell'azoto ammoniacale operata dai batteri nitrosanti (kg/d);

Per calcolare il grado di ossigenazione della vasca di ossidazione-nitrificazione vengono utilizzate le seguenti equazioni, già utilizzate in Appendice A1 per il progetto del pretrattamento biologico tradizionale (Vismara, 1998).

$$K = \frac{(C_{ST} - C_E)}{C_S} \cdot 1,024^{(T-20^\circ\text{C})} \quad (A1.16)$$

$$O_2^* = \frac{O_2}{\alpha \cdot K} \quad , \quad (A1.17)$$

$$A = \frac{O_2^*}{0,28 \cdot \eta_{diff}} \quad . \quad (A1.18)$$

Ove:

C_{ST} = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita alla temperatura T (mg/l);

C_S = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita a 20°C (mg/l);

C_E = concentrazione di ossigeno disciolto residuo nella vasca (mg/l);

T = temperatura del liquame (°C);

α = rapporto tra i coefficienti di diffusione dell'ossigeno in acqua pulita/liquame;

A = aria da fornire al sistema biologico (m³/d)

η_{diff} = rendimento di dissoluzione in acqua pulita dell'ossigeno disciolto tramite bolle alla profondità di progetto.

È importante arrestare la nitrificazione dell'ammoniaca allo stadio di nitrito. Affinché ciò si verifichi deve essere sfavorito lo sviluppo dei batteri nitrificanti *Nitrobacter*. Questo risulta possibile operando a temperature superiori a 25°C e imponendo un contenuto di ossigeno disciolto residuo massimo di 0,3 mgO₂/l. Analogamente a quanto fatto in Appendice A1 si assume $\alpha = 0,6$. Da letteratura si ricavano le concentrazioni di saturazione dell'ossigeno $C_S = 9,17$ mg/l e $C_{S25°C} = 8,38$ mg/l (Vismara, 1998).

È bene ricordare come nel reattore in questione l'aerazione resti attiva solamente 18 ore al giorno, nella sola fase di reazione dei cicli SBR. La portata d'aria dovrà pertanto essere proporzionata a questo periodo.

Per l'aerazione si adottano diffusori a piattello caratterizzati da un'efficienza nominale del 25% e da una portata unitaria media $Q_{diff} = 4$ Nm³/h. Ne consegue che il numero minimo di diffusori per garantire un'ossigenazione adeguata è

$$N_{diff} = A/Q_{diff} \quad . \quad (A1.19)$$

A progettazione ultimata è opportuno verificare che risulti almeno un piattello per metro quadro di vasca per evitare la presenza di zone morte.

Nota la capacità di aerazione in condizioni operative, il dimensionamento si ottiene scegliendo la potenza da impegnare nei compressori

$$P = P_m \cdot A \cdot h \cdot 10^{-3} \quad . \quad (A1.20)$$

Ove:

P = potenza media giornaliera da impegnare nel compressore (kW);

P_m = potenza specifica (assunta pari $5,5 \text{ Wh/m}^3$ aria \cdot m profondità);

h = profondità di insufflazione (m);

A = aria da fornire al sistema come da formula (A1.15) (Nm^3/h).

A2.3.3 Calcolo della produzione di fango di supero

I batteri autotrofi sono caratterizzati da una velocità di crescita molto bassa, per questo motivo la produzione di fango nei processi anammox è molto contenuta. In particolare per un reattore DEMON[®] la letteratura di riferimento riporta una produzione specifica netta del fango pari a $y' = 0,1 \text{ kgSS/kgN-NH}_3$ rimosso (van Loosdrecht, 2012). La produzione di fango di supero può essere stimata con la seguente equazione

$$\Delta SS = y' \cdot \Delta(N - \text{NH}_3) \quad . \quad (\text{A2.5})$$

Ove:

y' = crescita specifica del fango (kgSS/kgN-NH_3);

$\Delta N - \text{NH}_3$ = rimozione complessiva dell'azoto ammoniacale ($\text{kgN-NH}_3/\text{d}$);

ΔSS = fango di supero prodotto (kgSS/d).

Questo fango di supero considera sia la crescita dei batteri nitrosanti che dei batteri anammox. Per l'impianto in oggetto si calcola pertanto una produzione di fango totale pari a circa 54 kgSS/d .

L'età del fango attivo è definita come (Vismara, 1998)

$$\theta = [SS] \cdot V / \Delta SS_{TOT} \quad . \quad (\text{A2.6})$$

Ove:

θ = età del fango (d);

$[SS]$ = concentrazione di solidi sospesi nella vasca di reazione (kgSS/m^3);

V = volume del reattore (m^3);

ΔSS_{TOT} = fango di supero prodotto (kgSS/d).

L'età del fango θ , chiamata anche *SRT* (*Sludge Retention Time*), rappresenta il tempo medio di permanenza del fango attivo nel sistema biologico prima di essere rimosso come fango di supero. Per l'impianto in oggetto risulta un'età media del fango pari a 55 giorni.

Infine si vuole determinare la portata volumetrica di fango da allontanare come supero al termine della sedimentazione. Per fare questo è necessario calcolare la concentrazione dei

fanghi nello strato ispessito sul fondo del reattore al termine della fase di decantazione. Nell'Appendice A1 si è già fatto riferimento all'indice del fango *SVI*, legato alle caratteristiche di densità specifica del fango. L'indice del fango *SVI* (*Sludge Volume Index*), (dimensionalmente $\text{cc/g} = \text{dm}^3/\text{kg}$) esprime il volume occupato dal fango sottoposto a 30 minuti di sedimentazione in cono Imhoff (Vismara, 1998). La relazione tra $[\text{SS}]$ e *SVI* è la seguente

$$[\text{SS}] = 1000/\text{SVI} \quad . \quad (\text{A2.7})$$

Ove:

SVI = indice del fango (cc/g);

$[\text{SS}]$ = concentrazione di solidi sospesi nel fango estratto (kgSS/m^3).

Imponendo $\text{SVI} = 100$, caratteristico di un fango ben sedimentato, si calcola $[\text{SS}] = 10 \text{ kgSS}/\text{m}^3$. Considerando il supero prodotto determinato in precedenza, consegue una portata di estrazione dei fanghi dal fondo del reattore pari a $5,4 \text{ m}^3/\text{d}$, che corrisponde a $1,8 \text{ m}^3$ di fango per ciclo SBR.

Nomenclatura

A	=	aria da fornire al sistema biologico (m^3/d)
a	=	coefficiente di respirazione attiva (-)
b	=	coefficiente di respirazione endogena (d^{-1})
$[X]$	=	concentrazione di X disciolto nel mezzo liquido (mg/l)
BOD_5	=	richiesta biochimica di ossigeno (mg/l)
$(BOD_5)_{civile}$	=	richiesta biochimica di ossigeno del refluo civile (mg/l)
$(BOD_5)_{centr}$	=	richiesta biochimica di ossigeno del centrifugato (mg/l)
ΔBOD_5	=	abbattimento BOD_5 per ossidazione biologica ($\text{kg } BOD_5/\text{d}$)
$BOD_{5,0}$	=	concentrazione BOD_5 iniziale (mg/l)
C_{ST}	=	concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita alla temperatura T (mg/l);
C_S	=	concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita a 20°C (mg/l);
C_E	=	concentrazione di ossigeno disciolto residuo nella vasca (mg/l)
f	=	frazione dei batteri denitrificanti (-)
h	=	profondità (m)
K_d	=	velocità di morte cellulare (d^{-1})
N_{diff}	=	numero di diffusori in vasca di ossidazione-nitrificazione (-)
$[N]$	=	concentrazione di azoto totale (mg N/l)
$[N]_{civile}$	=	concentrazione di azoto totale nel refluo civile (mg N/l)
$[N]_{centr}$	=	concentrazione di azoto totale nel centrifugato (mg N/l)
$\Delta(N-NH_3)$	=	consumo di azoto ammoniacale ($\text{kg N-NH}_3/\text{d}$)
$\Delta(N-NO_3)$	=	consumo di nitrato ($\text{kg N-NO}_3^-/\text{d}$)
$\Delta N_{sintesi}$	=	azoto consumato per sintesi cellulare (kg N/d)
ΔP_i	=	fosforo inorganico consumato per sintesi cellulare (kg P/d)
P	=	potenza da impegnare nel compressore (kW)
P_{SS}	=	carico superficiale di solidi sospesi ($\text{kg SS/m}^2 \cdot \text{h}$)
Q	=	portata da trattare (m^3/d)
Q_R	=	portata di ricircolo (m^3/d)
Q_m	=	portata media dei reflui civili (m^3/d)
Q_{centr}	=	portata media di centrifugato da trattare (m^3/d)
$Q_{centr_feriale}$	=	portata media di centrifugato prodotto nei giorni feriali (m^3/d)
Q_{CH_3OH}	=	consumo di metanolo ($\text{kg CH}_3\text{OH/d}$)
S	=	superficie del decantatore (m^2)

$[S]$	=	concentrazione di substrato presente (mg/l)
$[SS]$	=	concentrazione dei solidi sospesi totali (kg SS/m ³)
$[SS]_O$	=	concentrazione dei solidi sospesi totali in vasca di ossidazione (kg SS/m ³)
$[SS]_R$	=	concentrazione dei solidi sospesi totali nel ricircolo (kg SS/m ³)
$[SSV]$	=	concentrazione dei solidi sospesi volatili (kg SS/m ³)
ΔSS	=	produzione di fango di supero (kg SS/d)
SVI	=	<i>sludge volume index</i> (cc/g)
T	=	temperatura del liquame (°C)
V	=	volume della vasca (m ³)
$V_{acc_feriale}$	=	volume di centrifugato accumulato nei giorni feriali (m ³)
v	=	velocità di reazione (d ⁻¹)
v_{max}	=	velocità di reazione massima (d ⁻¹)
v_a	=	velocità ascensionale (m/h)
v_{anmx}	=	velocità specifica di rimozione anammox (kg N-NH ₃ /kgSS · d)
v_n	=	velocità di nitrificazione (g N-NH ₃ /g SSV · d)
v_d	=	velocità di denitrificazione (g N-NO ₃ ⁻ /g SSV · d)
v_{dmax}	=	velocità di denitrificazione massima (g N-NO ₃ ⁻ /g SSV · d)
y	=	coefficiente di crescita batterica (kg SSV/kg substrato)

Lettere greche

α	=	rapporto tra i coefficienti di diffusione dell'ossigeno in acqua pulita/liquame
η_{diff}	=	rendimento di dissoluzione in acqua pulita dell'ossigeno disciolto tramite bolle alla profondità di progetto
η	=	rendimento di abbattimento
θ	=	età del fango (d)

Acronimi

AerAOB	=	batteri aerobi ammono-ossidanti (<i>aerobic ammonium oxidizing bacteria</i>)
AnAOB	=	batteri anaerobi ammono-ossidanti (<i>anaerobic ammonium oxidizing bacteria</i>)
BOD ₅	=	richiesta biochimica di ossigeno a 5 giorni (<i>biochemical oxygen</i>

		<i>demand</i>)
COD	=	richiesta chimica di ossigeno (<i>chemical oxygen demand</i>)
EPS	=	sostanze polimeriche extracellulari
<i>F_c</i>	=	fattore di carico organico
FORSU	=	frazione organica dei rifiuti solidi urbani
NOB	=	batteri nitrito-ossidanti (<i>nitrite oxidizing bacteria</i>)
OD	=	concentrazione di ossigeno disciolto (mg/l)
PAC	=	policloruro di alluminio
P&I	=	<i>piping & instrumentation diagram</i>
SRT	=	età media del fango (<i>sludge retention time</i>)
SS	=	solidi sospesi totali
SSV	=	solidi sospesi volatili
SVI	=	indice di volume del fango (<i>sludge volume index</i>)

Bibliografia

Arrigo, R.A. (2005). Marine microorganisms and global nutrient cycles. *Nature* **437**: 349-355.

ATV (1979). *Grundsätze für die Bemessung des biologischen Teils von Kläranlagen nach dem Belebungsverfahren mit Anschlusswerten über 10.000 Einwohnergleichwerten*. ATV Regelwerk DK 628, Arbeitsblatt A 131 Entwurf.

Bacchin, M.; Studio Altieri (2011). Centro Biotrattamenti di Camposampiero – 2^a fase. ETRA S.p.a. *Progetto definitivo*.

Brandes, J.A.; Devol, A.H.; and Deutsch, C. (2007). New developments in the marine nitrogen cycle. *Chemical Reviews* **107**: 577-589.

Broda, E. (1977). Two kinds of lithotrophs missing in nature. *Zeitschrift für Allgemeine Mikrobiologie* **17**: 491-493.

Constantine, T.A. (2006). North America experience with centrate treatment technologies for ammonia nitrogen removal. *Proceedings of the Water Environment Federation 2006*: 5271-5281.

cyklar-stulz (2006). The DEMON[®] Process – Processo di eliminazione dell'azoto. *Documentazione*. LADURNER ACQUE S.r.l., Bolzano (Italia).

D.Lgs 152/06 (2012). Nuovo Testo Unico Ambientale. *Valori limiti di emissione in acque superficiali e in fognatura*. Parte terza, Allegato 5, Tabella 3. Aggiornato al 10 febbraio 2012 (D.L. n. 5/2012).

EPA (1975, a). *Process design manual for nitrogen control*, U.S. Environmental Protection Agency, Ottobre 1975.

EPA (1975, b). *Process design manual for suspended solids removal*, U.S. Environmental Protection Agency, Gennaio 1975.

Fiorin, M.G. (1999). *Microbiologia: principi e tecniche*, Zanichelli, Bologna (Italia).

- Hamm, R.E.; and Thompson, T.G. (1941). Dissolved nitrogen in the sea water of the northeast pacific with notes on the total carbon dioxide and the dissolved oxygen. *Journal of Marine Research* **4**: 11-27.
- Hertach, M. (2008). Anaerobic Ammonium Oxidation (Anammox) – A new sink in the marine nitrogen cycle. *Term Paper*, ETH, Politecnico federale di Zurigo (Svizzera).
- Kosari, S. (2011). Nitrogen Removal from Wastewater through Partial Nitrification/Anammox. Presentato a *BCWWA Conference 2011*, University of British Columbia (Canada), 16 Aprile.
- Kuenen, J.G.; Jetten, M.S.M.; and Fb (2001). Extraordinary anaerobic ammonium-oxidizing bacteria. *Asm News* **67**: 456.
- Langenbrunner, B.; Hastings, M.G.; Spak, S.; Petersen, W.A. (2009). *Is there a quantifiable relationship between lightning and nitrate deposition in the subtropics?* American Geophysical Union, *Fall Meeting 2009*, abstract #A21C-0193
- Maffei, M. (1998). *Biochimica vegetale*, Piccin - Nuova Libreria, Padova (Italia).
- Maragnin, A. (2013). Descrizione generale impianto ETRA. *Comunicazione personale*. Febbraio 2013.
- Masotti, L. (1987). *Depurazione delle acque – Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto* (1st ed.), Calderini, Milano (Italia).
- Mulder, A.; Vandegraaf, A.A.; Robertson, L.A.; Kuenen, J.G.; and Qn (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized-bed reactor. *Fems Microbiology Ecology* **16**: 177-183.
- Musabyimana, M. (2008). Deammonification Process Kinetics and Inhibition Evaluation. *Ph.D. Thesis*, Virginia Polytechnic Institute and State University (U.S.A.).
- Nelson, D.L.; and Cox, M.M. (2000). *Introduzione alla Biochimica di Lehninger* (3rd ed.), Zanichelli, Bologna (Italia).
- Norme Inglesi (1969). *Technical memorandum on Activated Sludge Sewage Treatment Installation, providing for a long period of aeration*. London Her Majesty's Stationary Office.

Richardson, F.A. (1965). *Chemical observations in some anoxic, sulfide-bearing basins and fjords*, Pergamon, Londra (U.K.)

Strous, M.; Fuerst, J.A.; Kramer, E.H.M.; Logemann, S.; Muyzer, G.; van de Pas-Schoonen, K.T. et al. (1999). Missing lithotroph identified as new planctomycete. *Nature* **400**: 446-449.

Studio Altieri (2011). Centro Biotrattamenti di Camposampiero: Relazione descrittiva generale, *ETRA S.p.a., Documentazione di progetto*, Luglio 2011.

Townsend, A.; Howarth, R.; Bazzaz, F.A.; Booth, M.; Cleveland, C.; Collinge, S.; Dobson, A.; Epstein, P.; Holand, E.; Keeney, D.; Mallin, M.; Rogers, C.; Wayne, P.; Wolfe, A.; (2003); Human health effect of a changing global nitrogen cycle, *Front Ecol Environ*, **1(5)**: 240-246.

van Dongen, L.G.J.M.; Jetten, M.S.M.; and van Loosdrecht, M.C.M. (2001). *The Combined SHARON/Anammox Process*, IWA Publishing, London (UK).

van Niftrik, L.A.; Fuerst, J.A.; Damste, J.S.S.; Kuenen, J.G.; Jetten, M.S.M.; Strous, M.; and Ik (2004). The anammoxosome: an intracytoplasmic compartment in anammox bacteria. *Fems Microbiology Letters* **233**: 7-13.

van Loosdrecht, M. (2012). Innovative N-removal processes. *Learning course*, TUDelft, Delft University of Technology (Paesi Bassi).

Verstraete, W.; Philips, S.; and Mq (1998). Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts. *Environmental Pollution* **102**: 717-726.

Vismara, R. (1998). *Depurazione biologica - Teoria e processi* (3rd ed.), HOEPLI, Milano (Italia).

Wett, B.; Murthy, S.; Takacs, I.; Hell, M.; Bowden, G.; Deur, A.; O'Shaughnessy, M. (2007, a). Key parameters for control of DEMON deammonification process. *Proc. Nutrient Removal 2007*, Baltimore University (U.S.A.).

Wett, B. (2007, b). Development and implementation of a robust deammonification process. *Term paper*, Institute of Infrastructure/Environmental Engineering, University of Innsbruck (Austria).

Siti web

<http://www.methanex.com> (ultimo accesso: 19/03/2013)

<http://www.asmea.it> (ultimo accesso: 19/03/2013)

Ringraziamenti

Mi sento in dovere di esprimere la mia riconoscenza nei confronti di tutte le persone che mi hanno aiutato durante la stesura di questa tesi e che mi sono state vicine negli ultimi sei mesi. Innanzitutto voglio ringraziare i miei due relatori, i professori Antonio Mantovani e Gabriele Scaltriti, per avermi seguito nell'attività di tesi magistrale e per avermi fornito la possibilità di approfondire tematiche di estremo interesse.

Un grazie va anche all'azienda ETRA di Camposampiero che mi ha ospitato negli ultimi mesi; in particolare ringrazio Annamaria, Dennis e Bepi per avermi aiutato a comprendere appieno la realtà impiantistica del Centro Biotrattamenti e per avermi garantito accesso completo all'impianto e alla sua documentazione.

Voglio ringraziare mio padre per i suoi preziosi consigli e pareri durante la revisione finale della tesi. Un grazie a tutta la mia famiglia che mi ha sempre supportato negli studi e mi è sempre stata vicina nei momenti di difficoltà e di maggiore stress.

Un sincero grazie alla mia fidanzata Marzia per avermi sempre spronato a dare il massimo e a poltrire il minimo. Ringrazio anche tutta la sua famiglia per avermi ospitato a pranzo in più di un'occasione nei miei pellegrinaggi a Camposampiero.

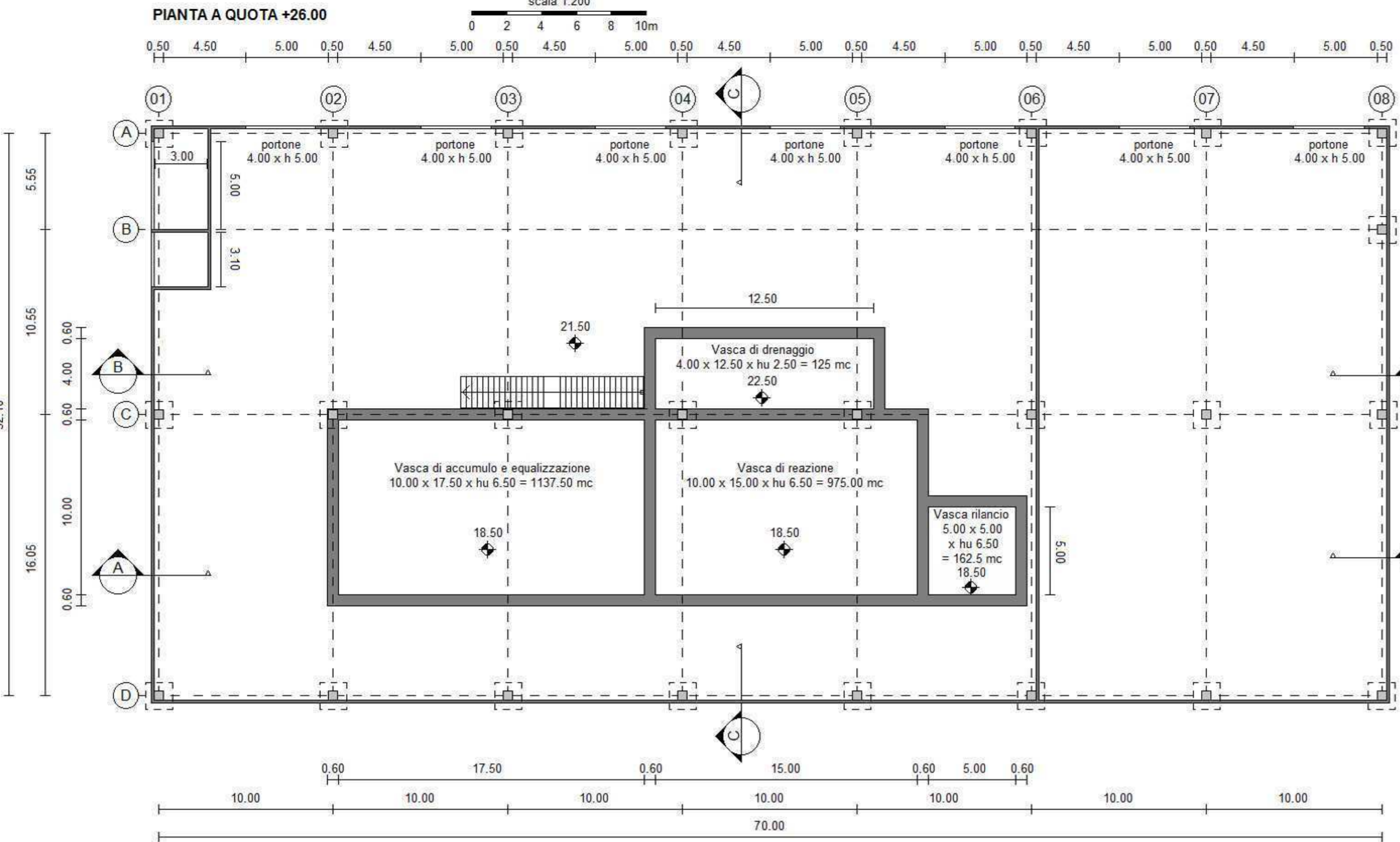
Infine ringrazio tutte le persone che mi circondano ogni giorno e che colorano le mie giornate con la loro simpatia e la loro presenza. Grazie agli amici del RNAC e del Biv@cco per le serate di svago a base di giochi di società e scherzosi battibecchi. E grazie alla mia squadra di football americano Hurricanes Vicenza per avermi insegnato uno sport diverso, basato sull'impegno, sulla disciplina e sulla collaborazione.

Un grazie di cuore a tutti!

Gianluca A. Rigoni

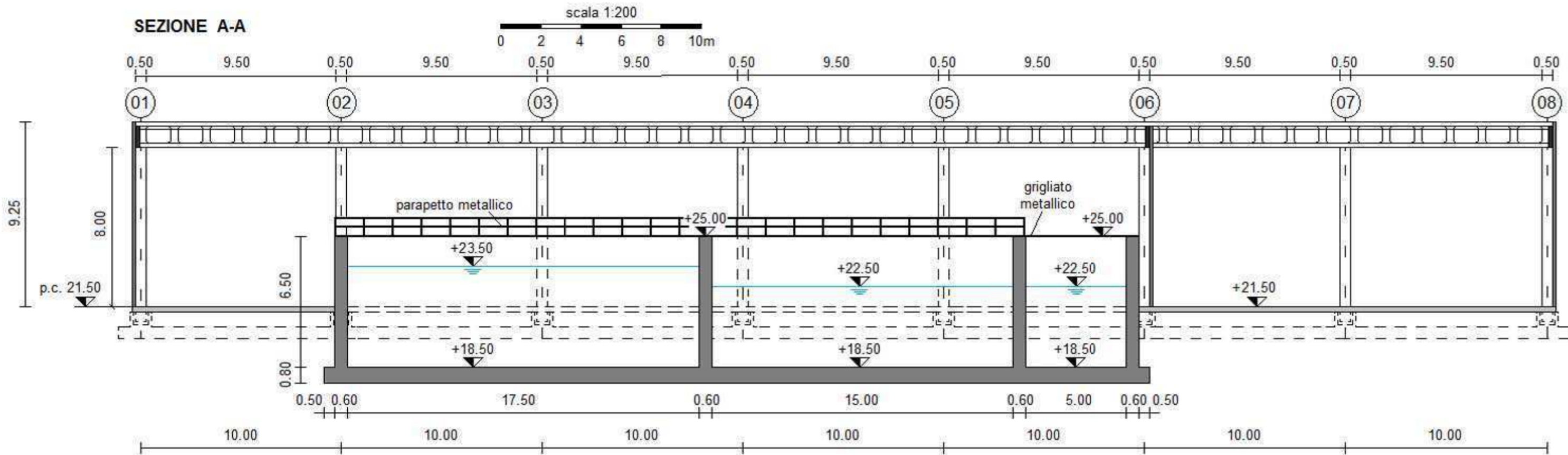
PIANTA A QUOTA +26.00

scala 1:200



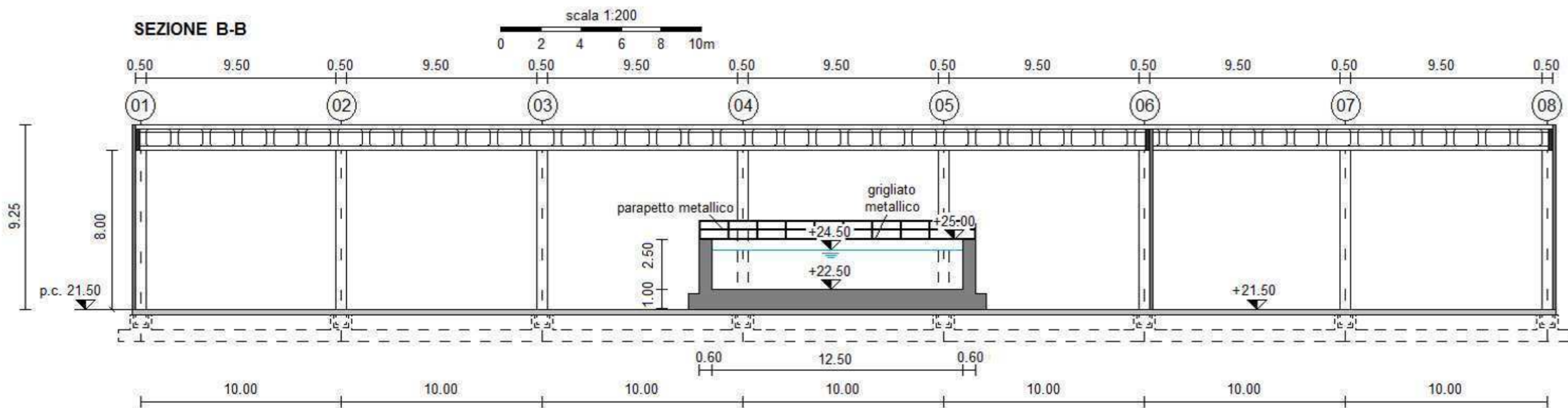
SEZIONE A-A

scala 1:200



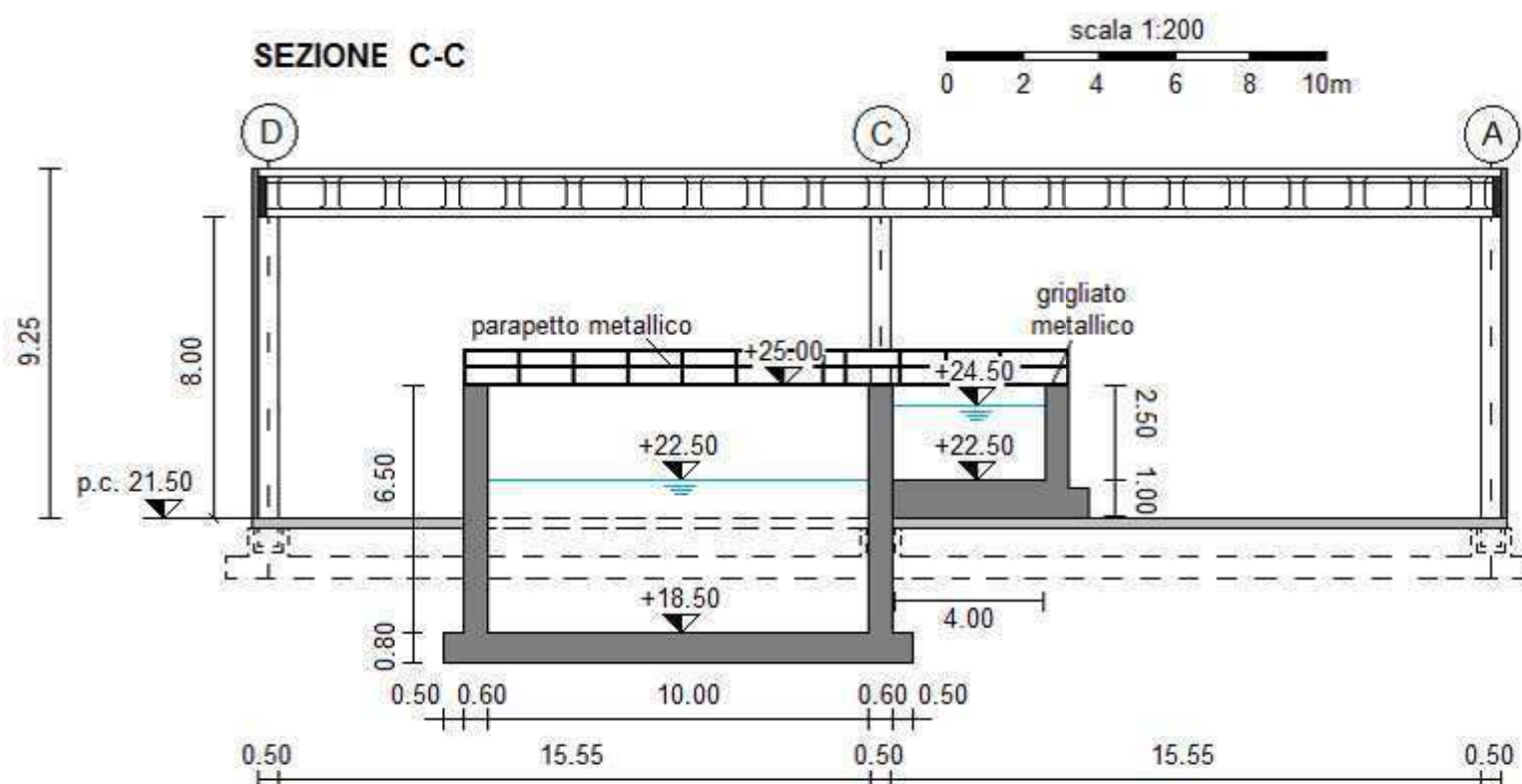
SEZIONE B-B

scala 1:200



SEZIONE C-C

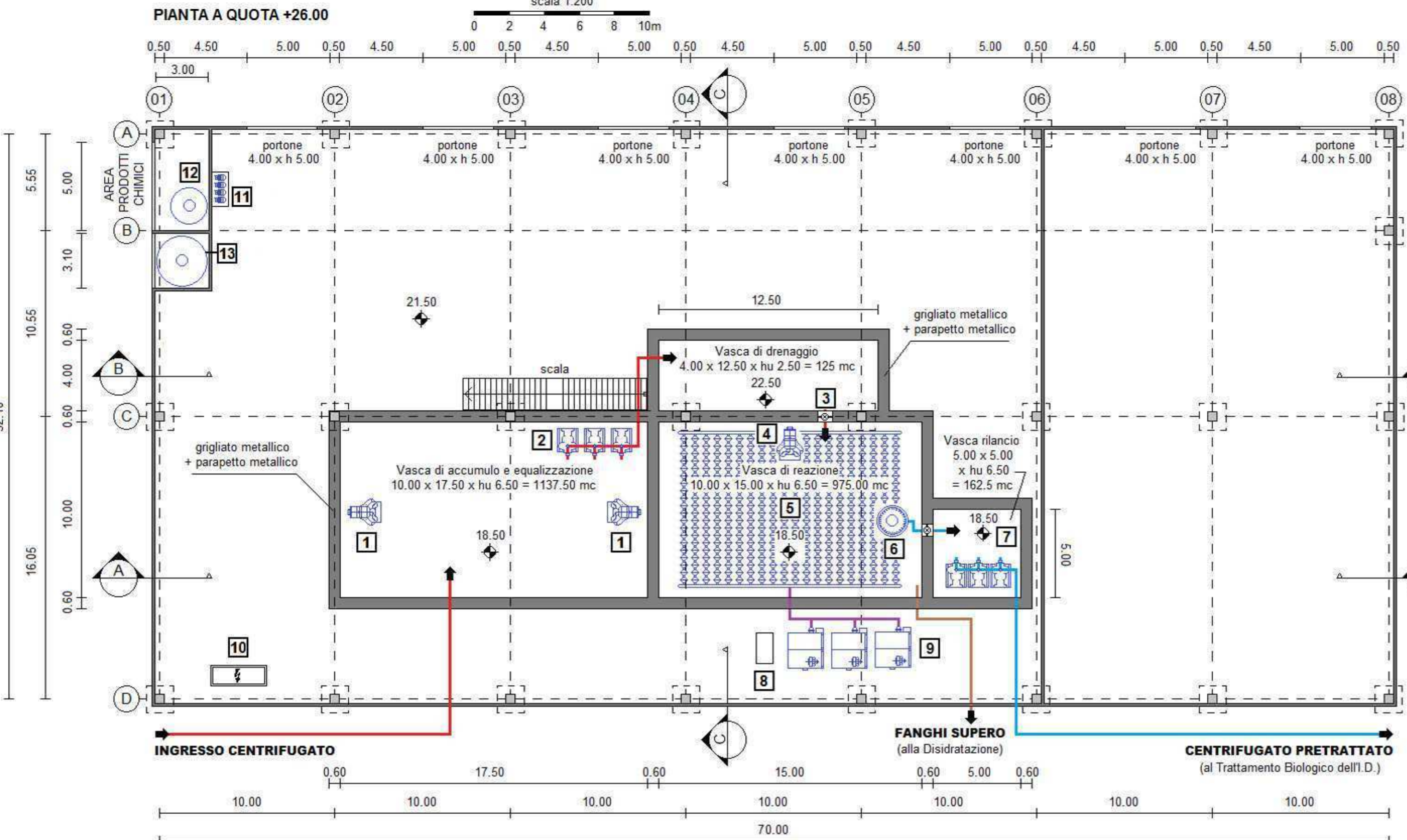
scala 1:200



Tav. 1.1
Opere civili e strutturali:
pianta a quota +26.00 e sezioni

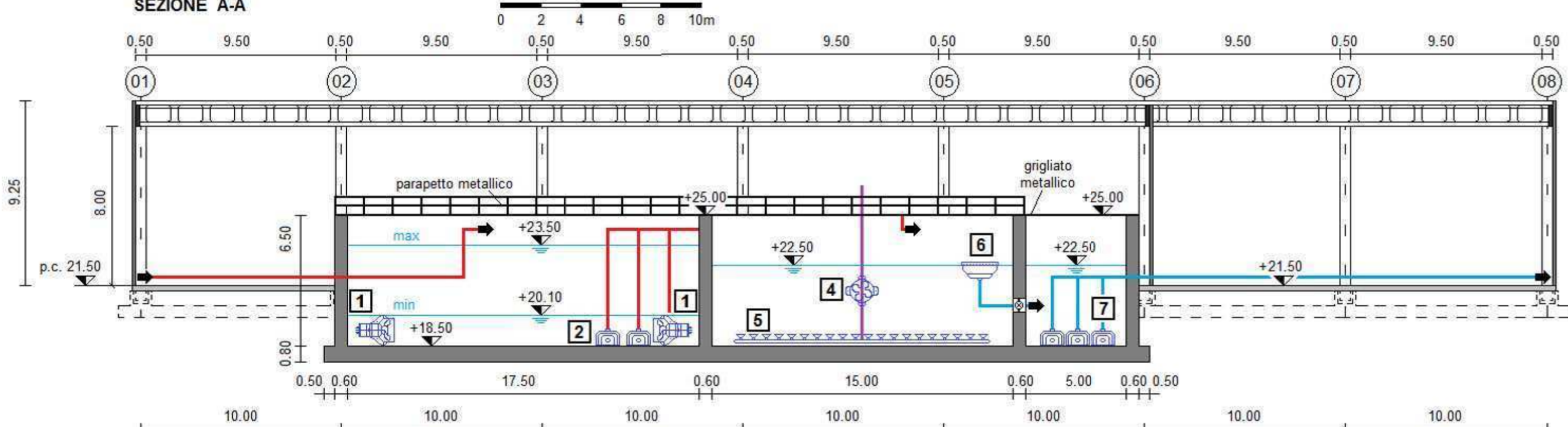
PIANTA A QUOTA +26.00

scala 1:200



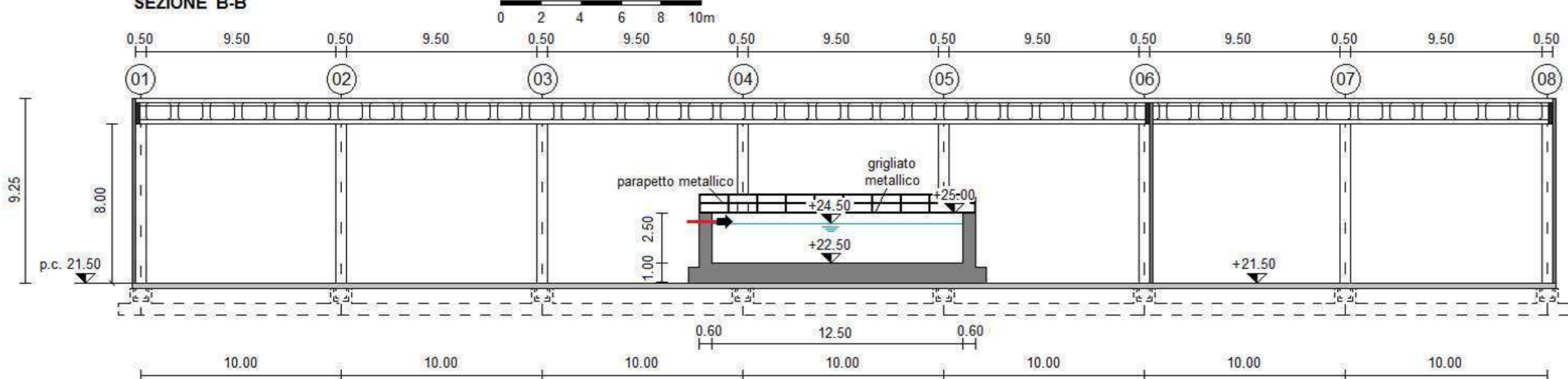
SEZIONE A-A

scala 1:200



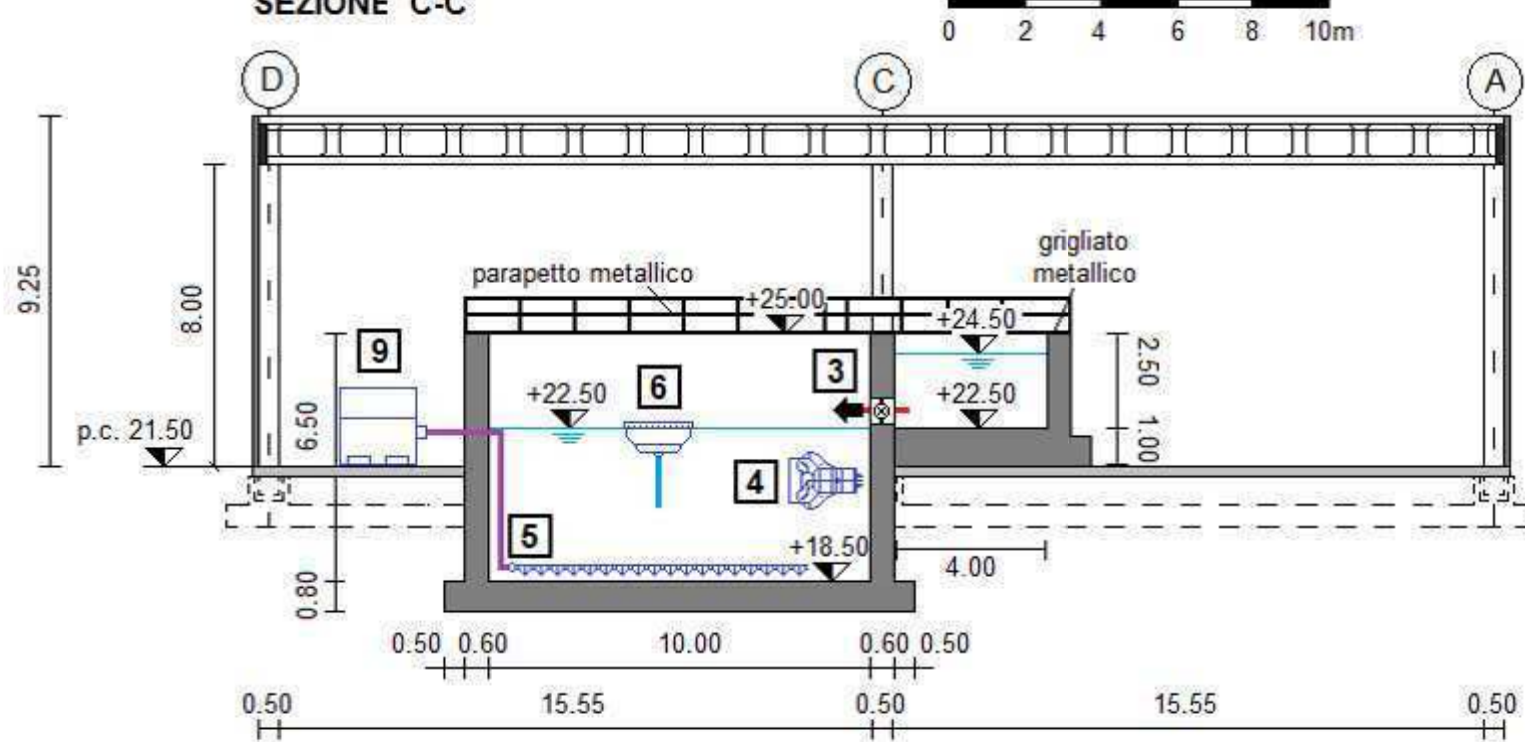
SEZIONE B-B

scala 1:200



SEZIONE C-C

scala 1:200



Tav. 1.2

Zona pretrattamenti centrifugato:
pianta a quota +26.00 e sezioni

- CENTRIFUGATO GREZZO
- CENTRIFUGATO PRETRATTATO
- FANGO DI SUPERO

Legenda apparecchiature:

- | | |
|---|--|
| 1 MIXER EQUALIZZAZIONE | 8 COMPRESSORE DI SERVIZIO |
| 2 POMPE SOLLEVAMENTO INIZIALE | 9 SOFFIANTE VOLUMETRICA |
| 3 PARATOIA DRENAGGIO | 10 QUADRO ELETTRICO |
| 4 MIXER VASCA REAZIONE | 11 GRUPPO POMPE DOSATRICI |
| 5 RETE DIFFUSIONE ARIA | 12 SERBATOIO SODA (5 m ³) |
| 6 DECANTER GALLEGGIANTE | 13 SERBATOIO AC. SOLFORICO (10 m ³) |
| 7 POMPE SOLLEVAMENTO REFLUO CHIARIFICATO | |

FOTO N° 1



FOTO N° 2



FOTO N° 3

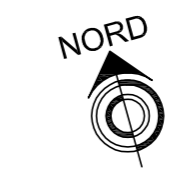


FOTO N° 4



PLANIMETRIA

SCALA 1:500



VISTA NORD - EST



VISTA NORD - OVEST



VISTA SUD - OVEST



VISTA SUD - EST



LEGENDA

OPERE ESISTENTI (1° FASE)

- 1) EDIFICIO PRETRATTAMENTO REFLUI E SERVIZI
- 3a) VASCHE DENITRIFICAZIONE E OSSIDAZIONE BIOLOGICA
- 4a) VASCHE SEDIMENTAZIONE FINALE
- 5a) INSTALLAZIONE PROVVISORIA SEZIONE DI FILTRAZIONE (DA RIPOZIONARE)
- 6) POZZETTO DI SCARICO ACQUE TRATTATE
- 7a) ISPESMENTO FANGHI DEPURATORE
- 8) ACCETTAZIONE LIQUAMI ZOOTECNICI
- 9a) RICEVIMENTO E PRETRATTAMENTO FORSU E ALTRI RIFIUTI COMPATIBILI
- 10a) SERBATOIO ACCUMULO REFLUI ZOOTECNICI
- 10b) SERBATOIO ACCUMULO FANGHI DEPURATORE ISPESSENTI
- 11) VASCHE IDROLISI
- 12a) DIGESTORE ANAEROBICO
- 13a) CENTRALE BIOGAS
- 14a) TRATTAMENTO BIOGAS (SCRUBBER, ELIMINAZIONE CONDENSE)
- 15a) GASOMETRO
- 16a) COGENERAZIONE, TRASFORMATORI E QUADRI ELETTRICI
- 17a) TORCIA
- 18a) DISIDRATAZIONE FANGHI (DA RIPOZIONARE)
- 20) SERBATOIO ACCUMULO/OMOGENEIZZAZIONE DIGESTATO
- 22a) LOCALE VENTILATORI
- 23a) BIOFILTRO ARIA ESAUSTA
- 24) SERBATOIO DOSAGGIO CLORURO FERRICO
- 25) SERBATOIO DOSAGGIO ACIDO PERACETICO
- 26) SERBATOIO DOSAGGIO ACIDO ACETICO
- 27) GRUPPO ELETTROGENO
- 28) PARCHEGGIO E DEPOSITO MATERIALI
- 29) PESA E LAVAGGIO RUCHE
- 30) SERBATOIO E DISTRIBUTORE GASOLIO AUTOMEZZI
- 31) PARCHEGGIO COPERTO (IN FASE DI REALIZZAZIONE)
- 32) SISTEMAZIONE PAESAGGISTICA

OPERE DI PROGETTO (2° FASE)

- 2) SOLLEVAMENTO DI EMERGENZA ACQUE DI PIOGGIA
- 3b) VASCHE DENITRIFICAZIONE E OSSIDAZIONE BIOLOGICA (INSTALLAZIONE OPERE ELETTROMECCANICHE)
- 4b) VASCHE SEDIMENTAZIONE FINALE
- 5b) FILTRAZIONE FINALE E DISINFEZIONE UV
- 7b) POTENZIAMENTO ISPESMENTO FANGHI DA DEPURAZIONE
- 9b) POTENZIAMENTO RICEVIMENTO E PRETRATTAMENTO FORSU E ALTRI RIFIUTI COMPATIBILI
- 12b) 2° CODIGESTORE ANAEROBICO
- 13b) ADEGIAMENTO CENTRALE BIOGAS
- 14b) TRATTAMENTO BIOGAS (SCRUBBER, ELIMINAZIONE CONDENSE)
- 15b) 2° GASOMETRO
- 16b) COGENERAZIONE (COMPLETAMENTO OPERE ELETTROMECCANICHE)
- 17b) 2° TORCIA
- 18b) NUOVA SEZIONE DISIDRATAZIONE FANGHI (2° CENTRIFUGA E RIPOZIONAMENTO CENTRIFUGA ESISTENTE)
- 19) ESSICCAMENTO FANGHI
- 21) PRETRATTAMENTO DIGESTATO
- 22b) POTENZIAMENTO LOCALE VENTILATORI
- 23b) BIOFILTRO ARIA ESAUSTA (MEZZO FILTRANTE)
- 23c) BIOFILTRO ARIA ESAUSTA (OPERE CIVILI, MEZZO FILTRANTE)
- 33) SISTEMAZIONE IDRULICA COLLETTAMENTO ACQUE BIANCHE (INVASO DI COMPENSO)

OPERE DI FUTURO COMPLETAMENTO (3° FASE)

- 3c) VASCHE DENITRIFICAZIONE E OSSIDAZIONE BIOLOGICA (COMPLETAMENTO)
- 5c) DISINFEZIONE UV (COMPLETAMENTO)



CENTRO BIOTRATTAMENTI DI CAMPOSAMPIERO
2° FASE
3° Linea ossidazione, nuova sezione sedimentazione finale, filtrazione, disinfezione, 2° linea di disidratazione fanghi e codigestione anaerobica, essiccamento fanghi, pretrattamenti percolati codigestione, filtrazione aria

PROGETTO DEFINITIVO

tav. 1.3 *Planimetria opere di progetto e sistemazioni area*

PROGETTAZIONE: ETRA SpA - Divisione ciclo unico integrato Settore Ingegneria: Dott. Ing. Marco Bassani		CO-PROGETTAZIONE: STUDIO ALBINI S.p.A. Via Cavour, 101 - 36011 Bassano del Grappa (VI) - Tel. 049 8088000 Sede operativa di Cittadella (PD) - Via del Falco n. 2 Internet: www.etraspa.it e-mail: info@etraspa.it Dott. Ing. Guido Zanetti			
CODICE ELABORATO STUDIO ALTRE: 1 0 G 0 0 1 0 8 7 - D B D S A 1 1 1 3 0 REV: 0 0					
REV.	DATA	MOTIVO DELLA EMISSIONE	ESEGUITO	CONTROLLATO	APPROVATO
00	10/2011	EMISSIONE	A.Rizzi	F.Zennaro	F.Pizzini Agati
REV.	00	ESEGUITO: Studio Albin S.p.A.	Data	Cod.ATO	FILE
		CAPO COMMESSA: Ing. Alberto Liberatore	Ottobre	1712	P 431 R1
		CONTROLLATO Responsabile PDL: Ing. Alberto Liberatore	2011	1713	01 DEF 03 RO
		APPROVATO Responsabile ING: Ing. Mario Passarini	Scala: 1:500	2467	