

## **2. DEFINIZIONE PROTOTIPI DIDATTICI-DIMOSTRATIVI I**

### **2.1 Piano di sperimentazione di celle a combustibile microbiche alimentata da biomassa**

Per un'introduzione all'argomento, si segnala e si rimanda all'articolo pubblicato su "Le scienze" del mese di Maggio 2014, a cura di Pierangela Cristiani (RSE – vedi Allegato 4) . L'abilità dei batteri nel fermentare la sostanza organica in prodotti utili per l'alimentazione umana è un

fenomeno ampiamente sfruttato dalle civiltà più antiche, ben prima della scoperta dell'esistenza dei batteri stessi. Solo negli ultimi secoli, tuttavia, è stato possibile studiare in dettaglio i processi microbici di degradazione, a seguito del rapido sviluppo delle conoscenze scientifiche, e utilizzarli in numerose nuove applicazioni. Oggi le biotecnologie occupano un campo significativo e in espansione dell'ingegneria, includendo processi strategici per lo sviluppo dei servizi, quali la depurazione dei reflui, il trattamento di rifiuti, la fabbricazione di nuovi prodotti per l'industria chimica, farmaceutica e, ultimamente, anche energetica. Proprio al comparto energetico si rivolge la più recente, straordinaria scoperta relativa al metabolismo batterico: la possibilità di trasferire direttamente gli elettroni derivanti dai processi ossidativi della sostanza organica tramite una sorta di "cortocircuito" tra metallo e componente biologica. Questa scoperta, su cui esperti in campi molto differenti tra loro - quali la biologia, l'elettronica, l'ingegneria e l'elettrochimica - si stanno confrontando in modo trasversale nei laboratori più avanzati, ha suggerito la possibilità sfruttare i microrganismi per la produzione di energia elettrica tramite pile a combustibile "microbiche".

#### ***I sistemi Bio-elettrochimici***

Un sistema elettrochimico si crea quando un conduttore elettrico si trova in contatto con una soluzione salina conduttrice di ioni (tipicamente una soluzione acquosa). In questo caso, una forza elettromotrice può indurre la circolazione di una corrente elettrica tra il mezzo liquido e quello solido, sostenuta da reazioni di ossido-riduzione che avvengono ai capi dei due poli (anodo e catodo), tra cui si viene a creare una differenza di potenziale.

Gli ioni si spostano nel liquido con più difficoltà di quanto non facciano gli elettroni in un metallo, dove la conducibilità elettrica è di ordini di grandezza superiore. Le sostanze disciolte nel mezzo acquoso trovano, quindi, nel conduttore solido una via preferenziale per scambiare cariche rispetto ad altre sostanze disciolte in soluzione che si trovano in zone irraggiungibili, o più difficilmente raggiungibili. In questo modo, possono avvenire reazioni di ossido-riduzione senza il contatto diretto tra sostanze che cedono gli elettroni e quelle che li acquistano.

La continuità del circuito elettrico esterno e dell'elettrolita liquido garantiscono il flusso di corrente ed il bilanciamento delle cariche. Lo scambio di elettroni solido-liquido richiede maggiore energia di

attivazione di quello diretto tra due sostanze nel mezzo liquido. Pertanto, è necessario utilizzare dei catalizzatori sulla superficie degli elettrodi che facilitano la reazione. Questi sono generalmente metalli nobili (quindi inerti), come il platino, distribuiti sulla superficie conduttiva in modo da massimizzare i centri attivi di reazione.

Un sistema bio-elettrochimico utilizza molecole biologiche (enzimi, complessi di enzimi, intere cellule, batteri, altri microrganismi, ecc) per la catalisi di una o entrambe le reazioni che avvengono all'anodo e al catodo (Figura sottostante).

Le reazioni di ossido-riduzione possono coinvolgere gli atomi del metallo, causandone la corrosione, oppure no, nel caso di un elettrodo inerte. In quest'ultimo caso, a sostenere la circolazione delle cariche dal mezzo liquido al solido sono le sostanze disciolte che "strappano" gli elettroni al catodo, trasformandosi in sostanze più ridotte, contestualmente ad altre che cedono gli elettroni all'anodo ossidandosi, in uno spazio fisico che può essere più o meno lontano dal catodo.

L'ossigeno è una delle sostanze più ossidanti ed è in grado di ossidare quasi tutti i metalli, causando corrosione; ossida, inoltre, tutte le sostanze organiche, un fenomeno più noto come "combustione".

A differenza del processo di corrosione dei metalli, la combustione delle sostanze organiche (caratterizzate da legami tra gli atomi di carbonio molto forti) richiede un'elevata energia di attivazione per avvenire spontaneamente e ne restituisce molta di più, quando se ne fornisce il quantitativo sufficiente per avviare la reazione. Per questo motivo l'accensione del fuoco (dato dalla combustione delle biomasse) è una delle forme più antiche e sfruttate per ottenere calore ed energia.

Proprio per l'elevato quantitativo di energia fornita, la combustione è anche il sistema principale, comune a tutti gli organismi biologici aerobici, per ottenere energia. Gli organismi anaerobici, che vivono in assenza di ossigeno, si accontentano dell'energia fornita da reazioni di ossido riduzione meno efficienti in termini energetici, come la fermentazione e la riduzione del solfato o del nitrato (con un potenziale termodinamico più basso dell'ossigeno).

Indipendentemente dalla specie ossidante, l'energia di attivazione richiesta per avviare la reazione di combustione alla temperatura ambiente in cui vivono gli organismi biologici ne impedisce l'avvio spontaneo, per questo, è stato necessario sviluppare catalizzatori idonei a rendere questa energia il più bassa possibile (enzimi). Una catena di enzimi ha lo scopo di annullare il più possibile l'energia

di attivazione di una reazione chimica, rendendola facilmente reversibile, in modo da spingere le reazioni chimiche o di ossido-riduzione, in una direzione o all'opposto, senza un dispendio significativo di energia.

La prerogativa naturale dei microrganismi di indurre fenomeni elettrici, tramite enzimi, può essere sfruttata in vario modo nei sistemi elettrochimici, sia per la produzione di fonti o vettori di energia, sia per accelerare processi di degradazione di produzione di composti chimici, compresi gli organici più recalcitranti.

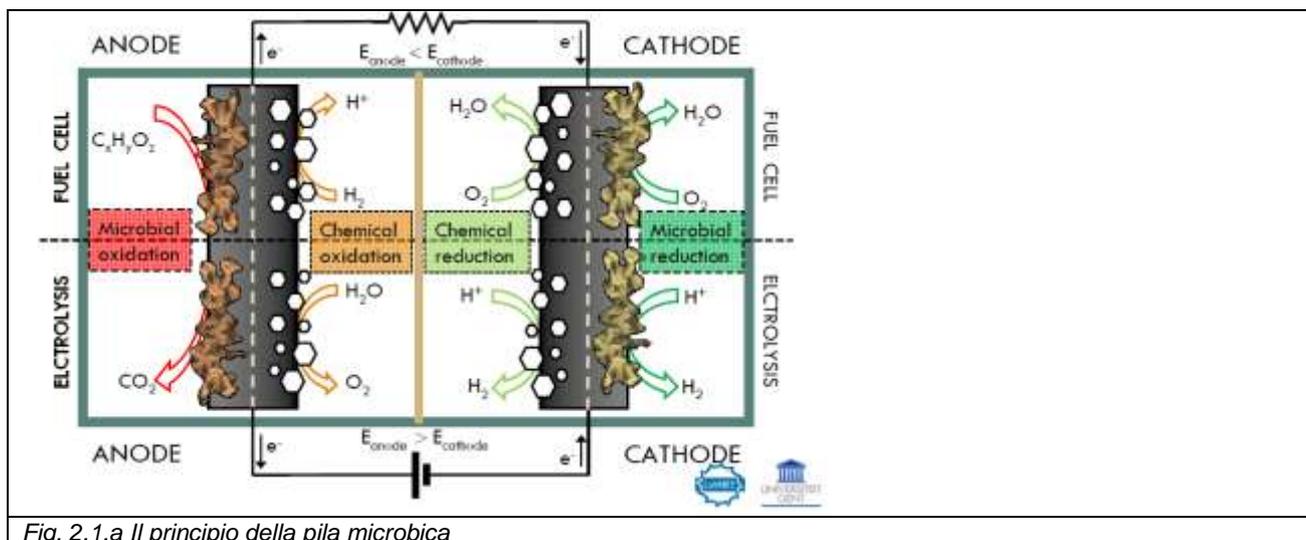


Fig. 2.1.a Il principio della pila microbica

Nel caso della pila gli elettroni si spostano dal polo negativo (anodo) a quello positivo (catodo), nel caso dell'elettrolisi le polarità degli elettrodi sono invertite forzatamente con l'apporto di energia esterna. Gli ioni positivi controbilanciano lo spostamento di carica nella stessa direzione degli elettroni, attraverso la soluzione.

### **Il principio di funzionamento di una pila microbica**

In una cella a combustibile microbica i batteri crescono su uno o entrambi gli elettrodi, formando un biofilm in grado di catalizzare, attraverso il metabolismo batterico, le reazioni elettrochimiche di ossidazione del combustibile e il passaggio di elettroni dal compartimento anodico a quello catodico.

Nel compartimento anodico, in assenza di ossigeno, crescono e si sviluppano i batteri in grado di svolgere la degradazione delle sostanze organiche, trasformandole in anidride carbonica, ioni idrogeno ed elettroni. L'ossigeno, presente solo sul catodo, determina la forza elettromotrice della pila "microbica", richiamando il flusso degli elettroni generati attraverso gli elettrodi e il flusso equivalente degli ioni di idrogeno attraverso la soluzione. Molti studi sono oggi dedicati a chiarire

con certezza i diversi meccanismi di trasferimento degli elettroni prodotti all'anodo, e di cattura degli stessi al catodo, mediati dai batteri.

### ***Energia rinnovabile dai reflui***

La nuova tipologia di cella a combustibile (Microbial Fuel Cell dall'inglese) è di particolare interesse tecnologico poiché, in linea di principio, rende possibile il trasferimento dell'energia chimica contenuta in qualsiasi forma di biomassa biodegradabile (ed in particolare nei reflui) in energia elettrica rinnovabile, con un elevato rendimento, operando a bassa temperatura, in sistemi apparentemente di semplice realizzazione e dal costo relativamente contenuto.

Le sostanze organiche si trovano molto disperse nei terreni, nelle acque naturali, nei reflui, tuttavia l'integrale di questa biomassa residuale potenzialmente disponibile può raggiungere stime considerevoli.

Un aspetto di sostenibilità economica ed ambientale non trascurabile offerto dai sistemi bio-elettrochimici riguarda, infatti, la prerogativa di poter utilizzare risorse marginali quali rifiuti e reflui organici (civili ed industriali), anche tossici, e scarti agro-alimentari. Tuttavia, non è facile valutare - allo stato dell'arte - quanto siano concrete e vicine le ricadute industriali sia in campo ambientale sia energetico.

I sistemi bio-elettrochimici trovano una naturale prima, ma non esclusiva, collocazione in impianti industriali biotecnologici già operativi quali i depuratori, potendo contribuire in vario modo all'ottimizzazione dei processi di depurazione oltre che alle esigenze energetiche dell'impianto.

La potenzialità energetica della materia organica disciolta nei reflui è più sufficiente per sopperire, in linea teorica, al fabbisogno di energia che il normale processo di depurazione richiede.

Nel caso esemplificativo di un depuratore municipale asservito a una città di un milione di abitanti, considerando un consumo di acqua pro capite di 300 l/giorno e un contenuto di carico organico di 400 mg/l di COD (contenuto energetico di 15 kJ/g COD), la potenza teorica ricavabile dal refluo con un rendimento del processo del 30% è stimabile in circa 6 MW, sufficiente in prima approssimazione a coprire la domanda energetica dell'impianto (come quello di Milano Nosedo).

Nel caso di un refluo industriale da deiezioni animali o da scarti di produzione agro-industriale, la portata di biomassa è superiore e la potenza ricavabile può essere dell'ordine di qualche kW/m<sup>3</sup>.

Da rilevare è che gli stessi batteri operanti nei depuratori ed in particolare i ceppi responsabili della fermentazione anaerobica della sostanza organica anche negli impianti di produzione di biogas possono operare all'anodo di celle a combustibile microbiche, con meccanismi alternativi alla sintesi del metano.

In generale, ottimizzando i processi tradizionali di fermentazione e combinandoli con quelli elettrochimici potrebbe essere possibile ottenere un chiaro beneficio sia in termini energetici sia per la stabilizzazione e depurazione degli effluenti e rifiuti.

La rimozione del carico organico e degli acidi grassi volatili dai reflui assieme all'efficienza energetica sono gli aspetti maggiormente perseguiti con le sperimentazioni in corso, tuttavia, dallo sfruttamento dei meccanismi bio-elettrochimici potranno derivare anche altri vantaggi per gli impianti di depurazione, in termini di ottimizzazione del processo, di nuovi sistemi di monitoraggio dei trattamenti convenzionali e di nuovi trattamenti dedicati all'abbattimento di singoli inquinanti, oltre che dalla produzione di biocombustibili dai fanghi.

Negli ultimi anni, i progetti sperimentali di MFC negli impianti di trattamento dell'acqua reflua si stanno moltiplicando, ciononostante la tecnologia rimane confinata ancora a livello di laboratorio e dalle potenze ottenute, per lo più pari a pochi watt, non è ancora possibile estrapolare numeri attendibili in riferimento a potenzialità reali ed efficienze di impianti su scala industriale. Pertanto le potenzialità delle celle a combustibile chimiche (SOFC e la maggior parte delle PEM) continuano ad essere almeno di un ordine di grandezza superiore, nonostante fosse stata avanzata l'ipotesi di superare il divario già nel 2008.

Bisogna considerare, infatti, che il dispendio energetico nei batteri è ottimizzato ed i processi in gioco hanno caratteristiche molto variabili tra loro e difficilmente cumulabili con quelli di altre tecnologie già sviluppate, allo scopo di raggiungere grandi numeri in termini di produzione energetica. Nonostante queste difficoltà, la possibilità di poter ricavare una potenza di 1kW/m<sup>3</sup> da un'acqua reflua con un carico organico giornaliero di 1–10 kg/m<sup>3</sup> COD (chemical oxygen demand, una misura indiretta del carico organico inquinante totale) guida la sfida tecnologica dello scale-up.

Le maggiori criticità dell'applicazione della tecnologia MFC risiedono nella scelta di materiali e nello studio di geometrie di celle che garantiscano rendimenti elevati. Tuttavia, i risultati fino ad oggi resi disponibili dalla ricerca internazionale, in cui si inseriscono le sperimentazioni di RSE, confermano la possibile applicazione della tecnologia delle MFC su scala prototipale, in sistemi di semplice realizzazione e dal costo relativamente contenuto. In particolare, è stata confermata da RSE l'efficacia di semplici "biocodi microbici" da utilizzare al posto di catodi catalizzati da platino (economicamente non sostenibile) e la possibilità di operare senza l'impiego di membrana polimerica tra comparto anodico e catodico.

Sulla base delle esperienze condotte da RSE ed in accordo con quanto previsto dal progetto, sono ora in fase di sperimentazione prototipi presso il depuratore di Milano a Nosedo.

Sono, inoltre, allo studio sistemi bioelettrochimici microbici che abbiano una funzionalità di sensori ambientali della concentrazione di sostanza organica disciolta nell'acqua espressa come COD. L'ambizione è quella di cogliere la vicina opportunità di EXPO 2015 per promuovere al meglio i prodotti innovativi che saranno sviluppati.

### **2.1.1 Piano di sperimentazione di celle a combustibile microbiche alimentata da biomassa**

RSE ha iniziato diverse sperimentazioni mirando a valorizzare dal punto di vista energetico ed ambientale, a differenti livelli, tre tipi di biomasse marginali: 1) sostanze organiche contenute in acque superficiali/sedimenti, 2) reflui municipali, 3) rifiuti agroalimentari solidi.

Presso il depuratore di Nosedo sono iniziate le principali sperimentazioni di prototipi di celle a combustibile microbiche immerse direttamente nelle vasche (aerobiche e anossiche).

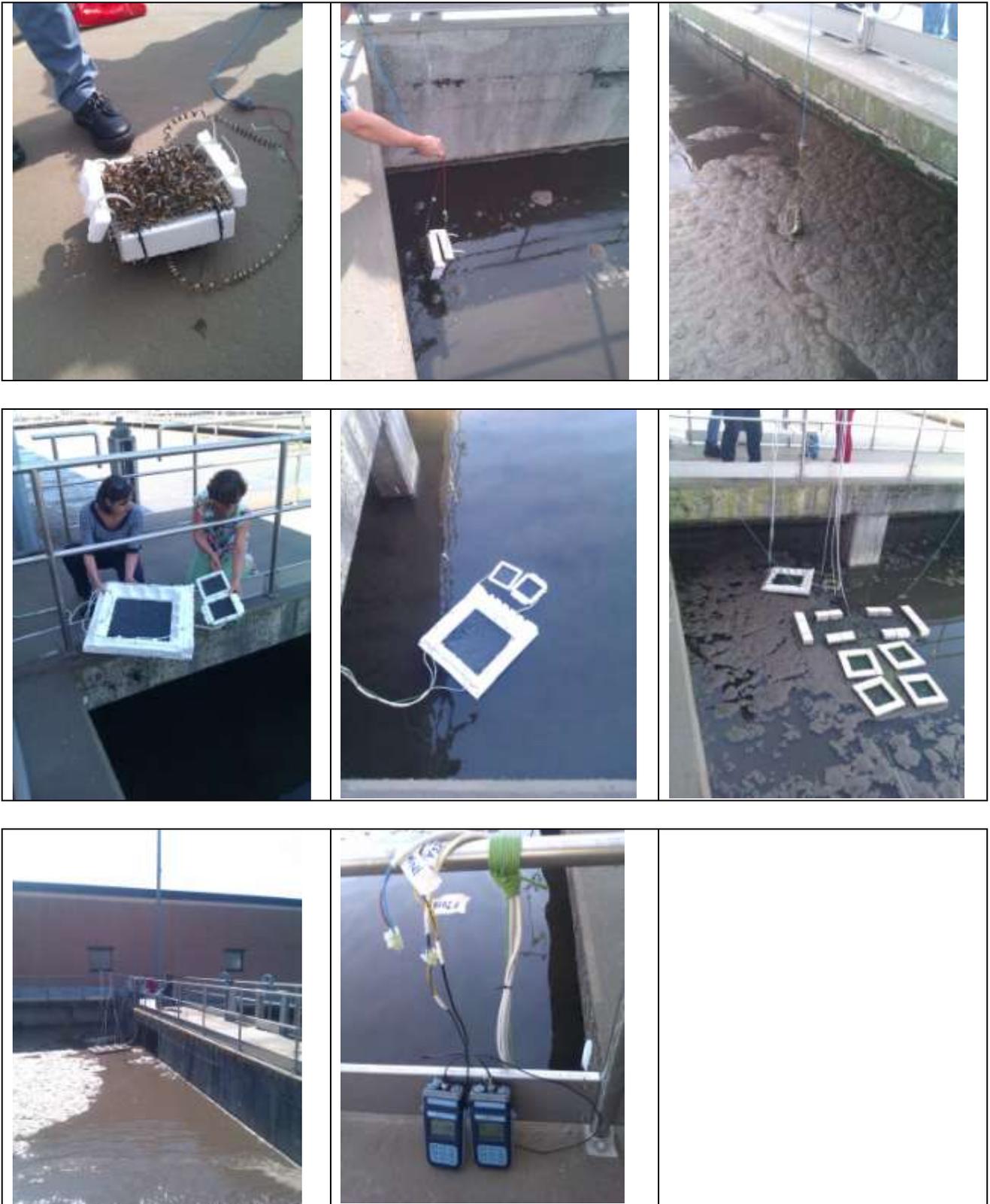
Altre sperimentazioni sono in corso in stretta collaborazione con i partner universitari del progetto, per la messa a punto di sensori ambientali e per la conversione/accumulo dell'energia generata dalle celle (per le quali si rimanda ai capitoli 2.2, 2.3 e 3.4 in particolare).

Il piano di sperimentazione prevede, in particolare, la preparazione di prototipi dimostrativi progettati per avere un impatto visivo e di immagine-comunicazione rilevante di celle a combustibile microbiche da provare nella vasca finale, dopo la disinfezione e poi immergere nel canale Vettabbia in prossimità dell'Abbazia di Chiaravalle.

I prototipi avranno la forma di "aiuole galleggianti" con una base erbosa (che richiama l'immagine pubblicata sull'articolo di "Le scienze di maggio 2014 riportata qui sotto) e ricche di fiori, con led lampeggianti.

Tale prototipo sarà la base per altri manufatti da esporre potenzialmente in occasione di EXPO 2015. I più semplici prototipi didattici di celle a combustibile microbiche (albero di Natale, Babbo Natale e celle collegate direttamente a led luminosi) sono stati utilizzati nel corso degli incontri didattici con le scuole (vedi capitolo 3.3)

Nelle figure seguenti sono illustrati alcuni prototipi di pile microbiche in sperimentazione presso il depuratore di Nosedo. Maggiori dettagli sulla sperimentazione condotta sono riportati nel rapporto n. 14001880 del 28/02/2014 della Ricerca di Sistema



*Fig. 2.1.1.a Prototipi di pile microbiche realizzati con diversi materiali e immersi in una vasca anossica del depuratore. Per ogni pila è stata acquisita in continuo la tensione ai capi di un carico elettrico costante (pari a 100 o 10  $\Omega$ ).*



*Fig. 2.1.1.b Sviluppo di piante nel tempo (dopo un mese in alto e dopo 2 mesi in basso), in particolare su una delle 4 pile di identiche dimensioni e materiali. La pila con la pianta ha presentato le migliori prestazioni elettriche.*

### **2.1.2 Ricerca finalizzata all'utilizzo dell'energia ricavata da celle a combustibile microbiche (MFC). Secondo anno di attività ( 2014).**

Nel secondo anno di attività del progetto "INSIEME"- Esperienze di Tecnologie Energetiche Antiche e Future al Servizio della Sostenibilità, il gruppo di lavoro dell'Università degli Studi di Pavia ha proseguito l'attività ricerca finalizzata all'utilizzo dell'energia ricavata da celle a combustibile microbiche (MFC). Nel dettaglio è stata realizzata una piattaforma in grado di utilizzare l'energia di alcune MFC per alimentare carichi elettronici, come led luminosi e trasmettitori di dati wireless. I dispositivi realizzati sono stati testati con alcune celle in funzione presso il depuratore di Nosedo (Milano). Durante il periodo di attività sono stati realizzati diversi prototipi di circuiti, appositamente progettati per funzionare con una singola MFC o con più celle tra loro interconnesse. Inoltre i prototipi realizzati sono in grado di operare con celle di dimensione diversa, quindi con differenti livelli di potenza disponibile. I carichi utilizzati sono stati di due tipologie: una serie di led con funzionamento intermittente ed un trasmettitore wireless in grado di inviare dati relativi al sistema, in particolare temperatura e potenza erogata dalle celle, ad un ricevitore esterno collegato ad un personal computer.

L'attività è stata finanziata con una borsa di studio dal titolo: "Realizzazione di un front-end elettronico per un sistema di Energy harvesting alimentato da Microbial Fuel Cell (MFC) e realizzazione di un sistema elettronico di monitoraggio dei parametri della cella al fine della caratterizzazione e della modellizzazione del suo comportamento elettrico", erogata da Fondazione Cariplo nell'ambito del sopraccitato progetto.

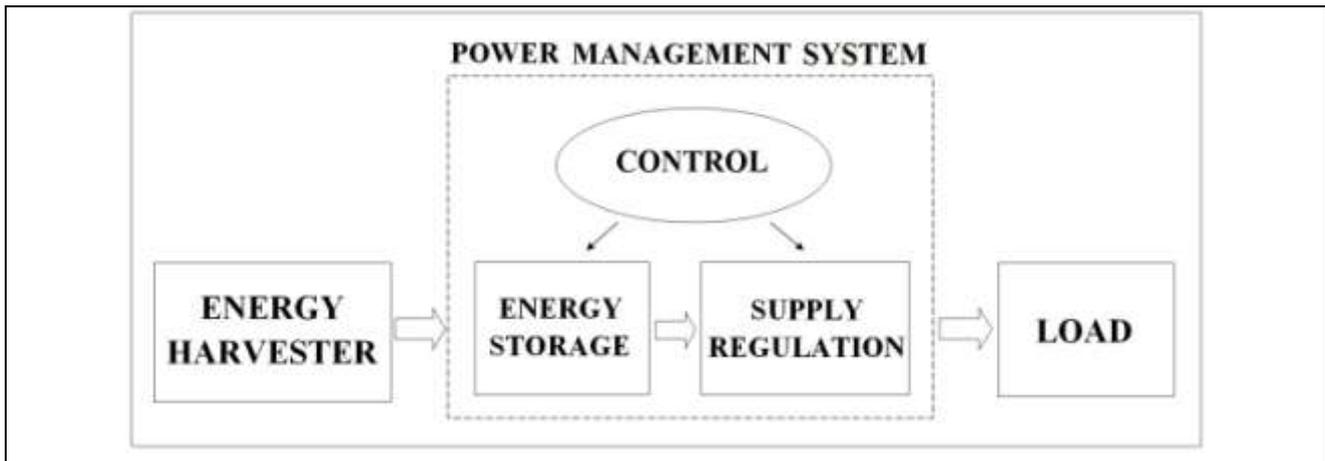
Durante la prima fase del progetto sono state realizzate due diverse tipologie di circuiti per sfruttare l'energia generata dalle celle microbiche. Il primo prevede la connessione in serie di un certo numero di MFC per aumentare la tensione fino a livelli accettabili per la circuiteria elettronica. Tuttavia la strategia di connessione in serie di più celle risulta realizzabile in laboratorio, quando le singole celle sono fisicamente separate e non hanno in comune alcun substrato, ma non è attuabile in ambienti quali stagni e corsi d'acqua. Il secondo circuito utilizza una sola cella microbica, ma necessita di una sorgente esterna, come un piccolo pannello fotovoltaico o una batteria ricaricabile, per poter iniziare a funzionare. Per superare questi problemi durante la seconda fase del progetto sono stati progettati due nuovi circuiti: il primo è in grado di raccogliere energia da un certo numero di celle connesse tra loro in parallelo (strategia realizzabile in un singolo specchio d'acqua), il secondo da una singola MFC senza l'ausilio di alcuna sorgente esterna. I circuiti sviluppati sono quindi in grado di supportare un'applicazione reale che sfrutta l'energia delle MFC, come dimostrato dai test effettuati presso il depuratore di Nosedo. Inoltre è

stato creato un sistema, in grado di funzionare con ogni tipologia di connessione tra celle, per poter ricavare la potenza generata dalle stesse: questo dato è di fondamentale importanza per la corretta gestione dell'energia erogata dalle MFC, specialmente quando il numero di MFC in gioco è di diverse unità.

In Fig. 2.1.2.a è rappresentato lo schema a blocchi di un generico Sistema di Energy Harvesting (SEH). Tale struttura è applicabile in generale ai sistemi elettronici alimentati con generatori a bassissima potenza, gli harvester e ben si adatta al caso delle MFC. L'input del sistema è l'harvester mentre l'output, rappresentato come un carico elettronico generico, è un circuito elettronico che realizza funzioni complesse, legate al campo applicativo del SEH. Il Power Management System (PMS) è un modulo che agisce da interfaccia tra input ed output, adattando le caratteristiche elettriche dell'harvester a quelle del carico.

Questo blocco risulta necessario poiché nella maggioranza dei casi, in questo tipo di sistemi, l'harvester da solo non sarebbe in grado di sostenere il carico elettrico. Ad esempio, considerando come carico un circuito per l'acquisizione di dati da sensori e la loro trasmissione wireless oppure per la generazione di una luce di segnalazione intermittente a LED si può stimare un consumo istantaneo dello stesso di decine di milliwatt e una tensione di esercizio maggiore di 1.8 V. Considerando come harvester una singola cella MFC, in grado di erogare poche centinaia di  $\mu\text{W}$ , oppure 10 celle in grado di erogare fino ad alcuni mW, risulta evidente il fatto che quest'ultime non possono sostenere il consumo in potenza del carico.

Inoltre sia la tensione di lavoro della singola cella che quella di 10 celle connesse tra loro in parallelo risulta minore della tensione di esercizio del carico e ne inibisce il funzionamento. Il PMS agisce appunto per aggirare questo tipo di problemi: solitamente include un modulo di immagazzinamento di energia, uno di adattamento in tensione ed una logica di controllo. Tramite l'accumulazione dell'energia per mezzo di un supercapacitore si ovvia ai problemi derivanti dalla bassa capacità di erogazione di potenza dell'harvester. Il funzionamento del SEH viene suddiviso in due fasi: inizialmente l'harvester a bassa potenza carica il supercapacitore mentre il carico è spento e solo in un secondo momento il PMS abilita il carico ad alta potenza che verrà alimentato con l'energia immagazzinata. Naturalmente, per il principio di conservazione dell'energia, la seconda fase sarà sensibilmente più breve della prima. Per quanto riguarda l'adattamento in tensione il PMS si avvale spesso di DC-DC converter in grado ad esempio di innalzare la tensione disponibile e renderla adatta alle esigenze del carico.



*Fig 2.1.2.a Schema a blocchi relativo ai sistemi alimentati dalle celle MFC*

Alla luce di queste considerazioni e delle caratteristiche elettriche delle MFC la progettazione di SEH-MFC è stata condotta attraverso due macro-strategie, volte al superamento delle difficoltà legate alla ridotta generazione elettrica delle celle:

- 1) Utilizzo di un PMS low-power e low-voltage in grado di far funzionare un SEH nelle estreme condizioni di esercizio relative alla singola MFC.
- 2) Progettazione di SEH alimentati contemporaneamente da più celle connesse tra loro in parallelo: in questo modo è possibile moltiplicare di potenza erogata dal singolo generatore ed utilizzo di PMS dalle prestazioni meno critiche.

In Fig. 2.1.2.b è rappresentato uno schema circuitale relativo alla prima strategia per lo sfruttamento delle MFC. Esso comprende un modulo di adattamento di tensione basato sull'oscillatore di Armstrong con raddrizzatore passivo e capace di funzionare con un consumo di potenza minore di 100  $\mu$ W a 100 mV. Inoltre include un modulo di accumulo di energia basato sul condensatore CS e su un Voltage Detector (VD). Il VD è un particolare componente che cambia stato logico di uscita ogniqualvolta la sua alimentazione supera o scende sotto una determinata soglia di tensione. La soglia non viene scelta solo in base all'energia utilizzata dal carico ma anche in base alla tensione di lavoro dello stesso. Una volta fissato questo parametro, il valore capacitivo del condensatore viene dimensionato per garantire il desiderato accumulo energetico alla tensione di soglia.

Appena una MFC viene collegata, il circuito inizia automaticamente ad oscillare e a produrre un segnale AC amplificato secondo il rapporto spire dell'amplificatore sul secondario dello stesso. Il segnale viene rettificato e carica il condensatore di accumulo CS. Durante tutta questa fase il VD

inibisce l'afflusso di potenza verso il carico. Solo quando la tensione su CS e quindi ai capi dello stesso raggiunge la soglia prefissata, il carico viene alimentato.

Tale successione di eventi si ripete ciclicamente con comportamento asincrono e cioè non temporizzato ma legato alla produzione istantanea di potenza da parte della MFC. Infatti, poiché l'energia utilizzata da un dato carico per eseguire una singola funzione è fissa, la frequenza delle operazioni dipenderà solamente dalla velocità di accumulazione dell'energia e quindi dalla potenza istantanea generata. Il tempo per cui il carico viene alimentato dipende dall'isteresi sulla tensione monitorata dal VD, parametro che dipende dalla tecnologia del componente. Per cui la progettazione del carico tiene in conto di questo effetto.

In Fig. 2.1.2.c è riportata la fotografia del circuito stampato (PCB) di SEH realizzato per singola MFC.

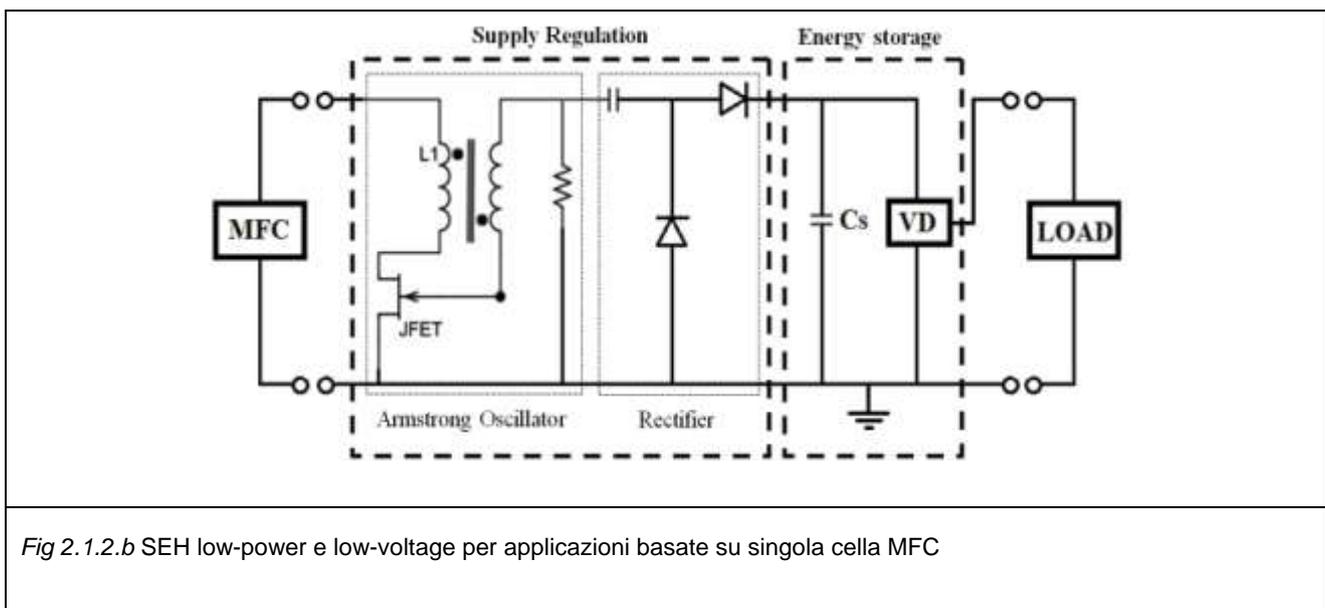
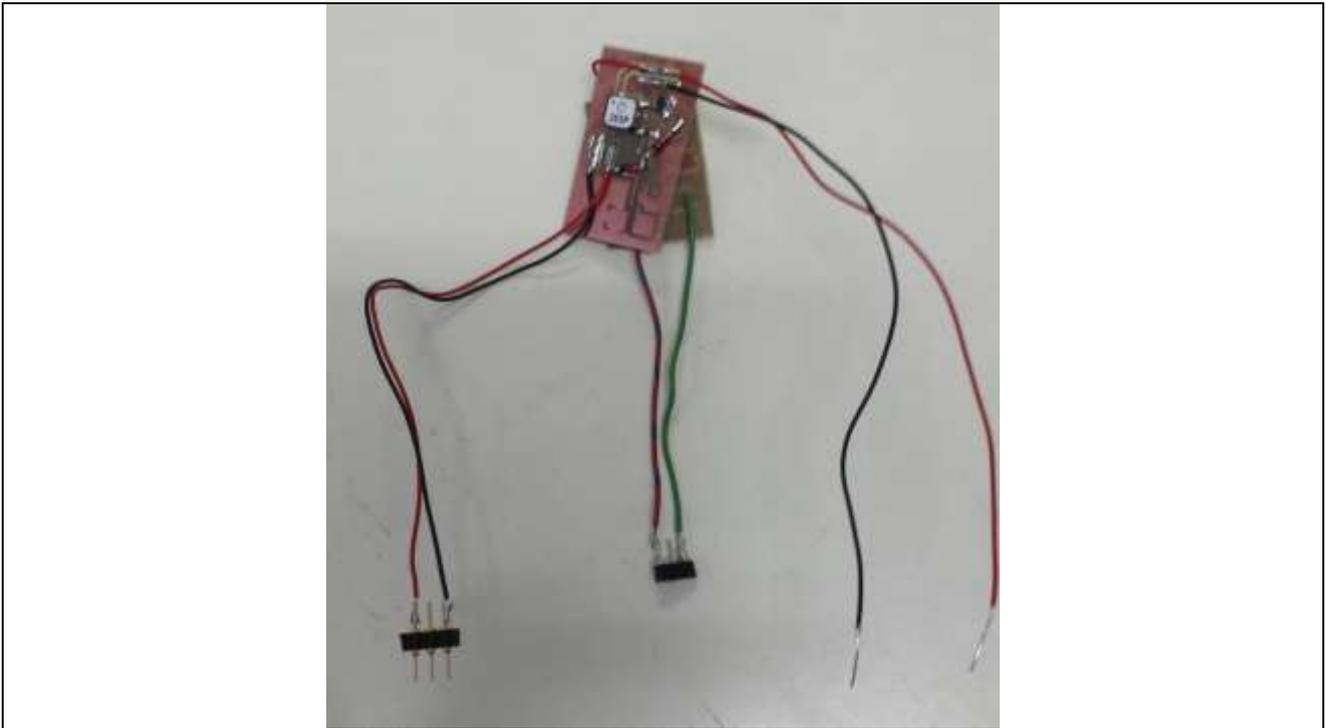


Fig 2.1.2.b SEH low-power e low-voltage per applicazioni basate su singola cella MFC



*Fig 2.1.2.c Realizzazione su PCB del SEH low-power e low-voltage per applicazioni basate su singola cella MFC*

In Fig. 2.1.2.d è rappresentato lo schema circuitale relativo alla seconda strategia per lo sfruttamento delle MFCs. Il circuito è progettato per funzionare con 10 MFC connesse in parallelo. Poiché le celle così collegate hanno una tensione di esercizio equivalente pari a quella della singola cella, il PMS di questo sistema include sia il modulo di immagazzinamento dell'energia che quello di adattamento di tensione descritti precedentemente.

L'architettura del circuito ricalca quella basata su singola MFC. L'harvester è collegato direttamente ad un convertitore DC/DC, il Linear Technology® LTC3108, che provvede all'adattamento del livello di tensione in uscita dalla rete di MFC al livello idoneo all'attuazione del carico. L'uscita di tale componente è infatti collegata al condensatore di accumulo e al VD che gestiscono le fasi di carica e di abilitazione del carico. Anche in questo caso il tempo di funzionamento del carico dipende dall'isteresi del VD ed il circuito esibisce un funzionamento ripetitivo ed asincrono. La differenza con il circuito precedente sta nella scelta del convertitore DC/DC. Nella tipologia realizzata il circuito flyback a bassissimo consumo utilizzato per la singola MFC viene sostituito da un componente commerciale che ha dei consumi decisamente più alti. Tale scelta è dettata dal fatto che questo componente ha un'efficienza molto alta relativamente ai convertitori per bassa tensione e ha un'elevata capacità di erogazione di corrente in uscita, molto rilevante per quanto riguarda la frequenza di attuazione del carico.

In Fig. 2.1.2.e è riportata la fotografia del circuito stampato (PCB) di SEH realizzato per sfruttare l'energia di 10 MFC connesse in parallelo.

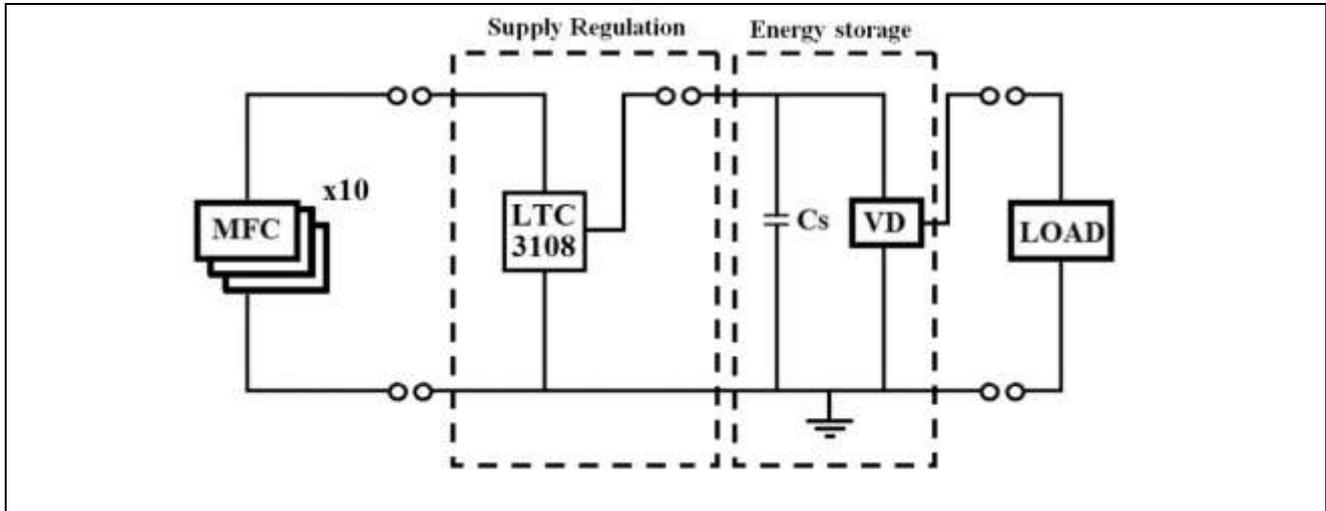


Fig 2.1.2.d Schema circuitale di un sistema elettronico alimentato tramite 10 MFC connesse in parallelo.

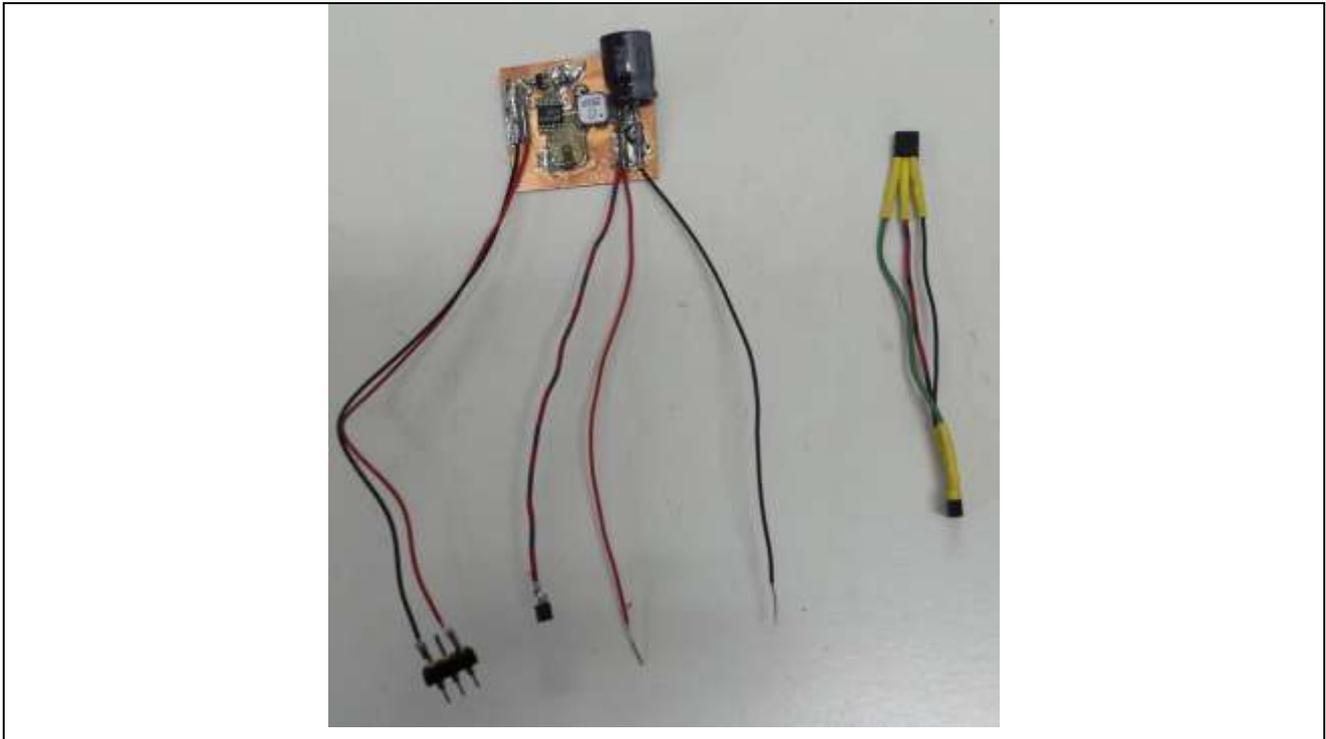
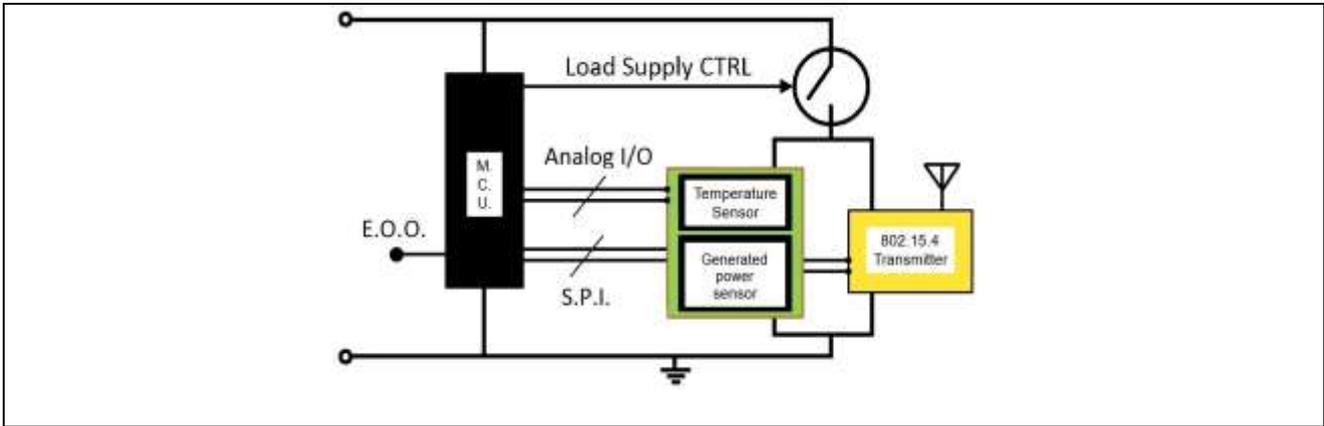
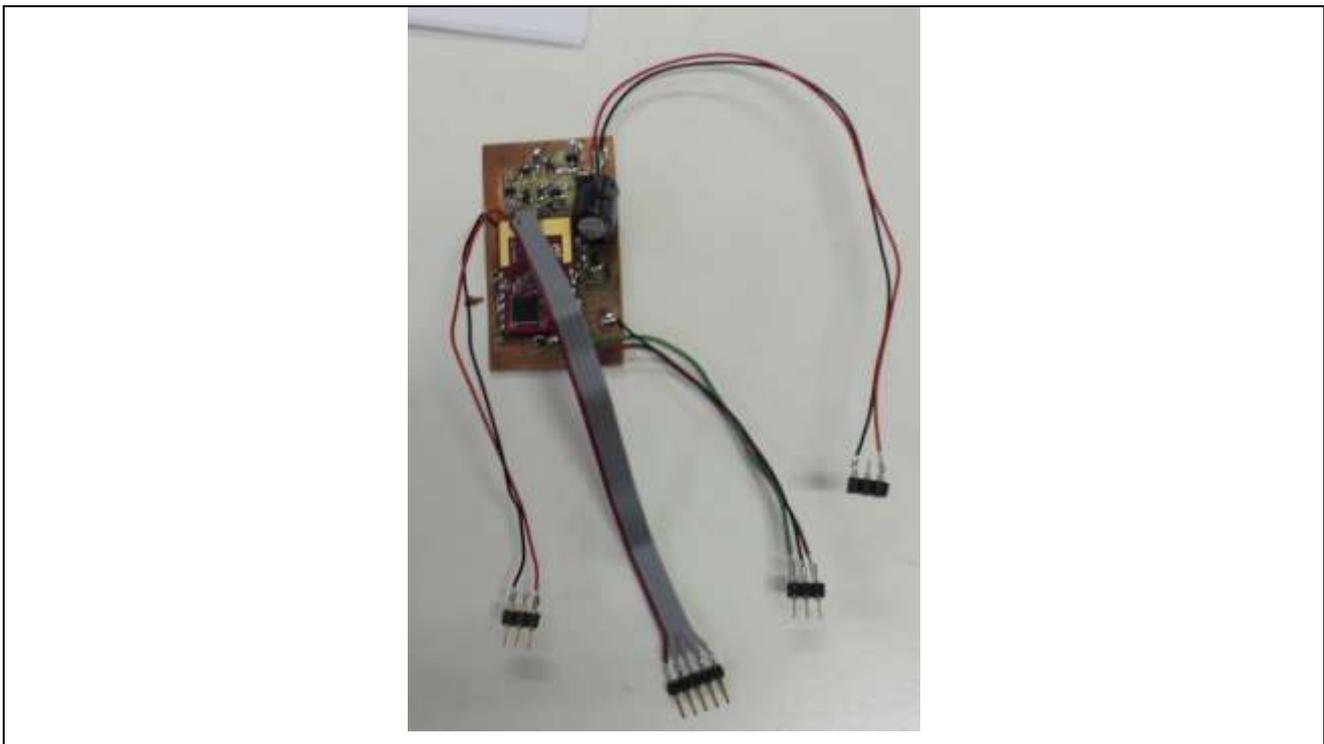


Fig 2.1.2.e Realizzazione su PCB del sistema elettronico alimentato da 10 MFC connesse in parallelo.

In Fig. 2.1.2.f è riportato il circuito per l'acquisizione e trasmissione wireless di dati riguardanti la temperatura ambiente e la potenza generata dall'harvester basato su microcontrollore (MCU), mentre in Fig. 2.1.2.g è riportata la fotografia del relativo circuito stampato.



*Fig 2.1.2.f Implementazione del carico con trasmettitore wireless.*



*Fig 2.1.2.g Realizzazione su PCB del carico elettronico.*

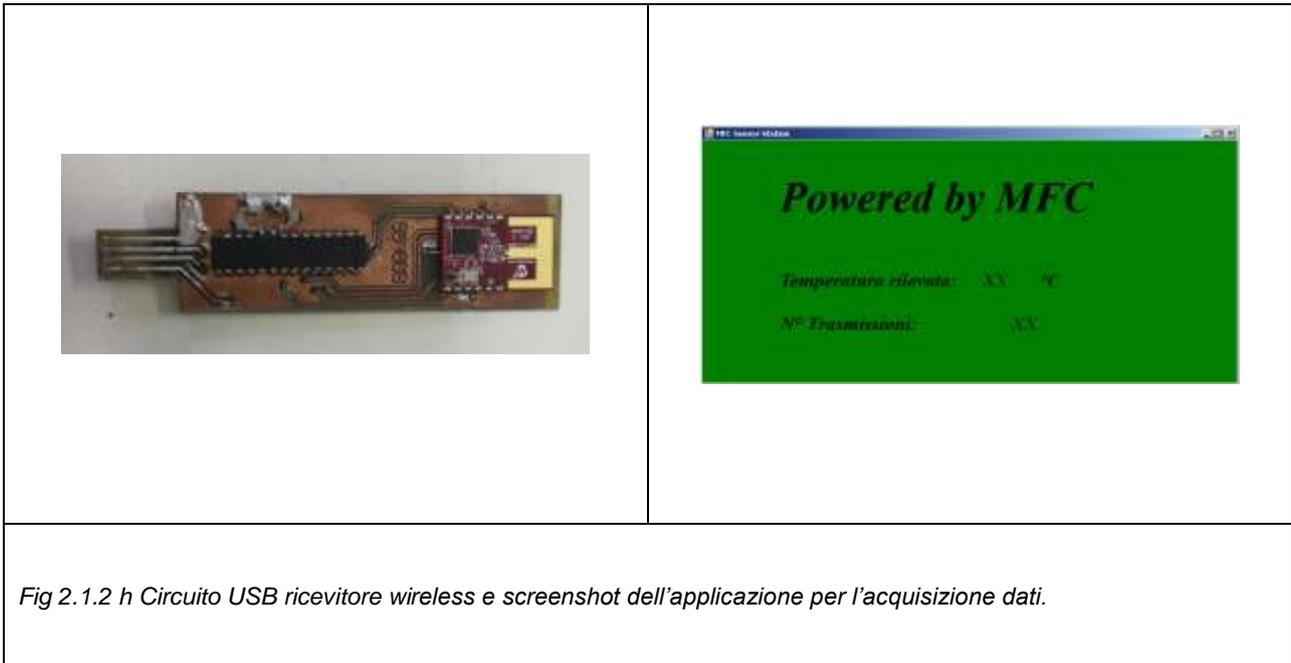
Il circuito basato su MCU integra un sensore di temperatura ed un sensore in grado di misurare la potenza generata dalla MFC o dalla rete di MFC. Il sensore di temperatura utilizzato è un componente commerciale low-voltage, l'Analog Devices® TMP36. La sua uscita analogica viene

acquisita tramite l'ADC dell'MCU e l'informazione viene trasmessa tramite un modulo wireless. Sia nel caso del circuito con la singola MFC che nel caso del parallelo delle celle, il sensore di potenza generata effettua una stima della stessa basandosi sulla tensione di esercizio della cella. Infatti sia l'LTC3108 che l'oscillatore di Armstrong presentano una resistenza di ingresso pressoché costante nel range di funzionamento dei due circuiti e quindi, in base a questo dato, a partire dalla tensione di esercizio dell'harvester è possibile ricavare la potenza istantaneamente generata dallo stesso. Anche in questo caso la tensione di esercizio dell'harvester viene acquisita tramite l'ADC dell'MCU e l'informazione viene trasmessa tramite il modulo wireless. Per quanto riguarda il circuito alimentato dalle MFC in serie, realizzato nella prima fase del progetto, il sensore di potenza generata stima la potenza media erogata dalla MFC, in base alla frequenza di accensione dell'MCU. Infatti la frequenza di attuazione del carico è proporzionale alla potenza erogata secondo l'equazione:

$$f = \frac{P_{IN} - P_C}{\frac{W_{load}}{\eta}}$$

dove  $P_{IN}$  rappresenta la potenza media erogata dall'harvester,  $P_C$  la Potenza consumata dal PMS durante la fase di precarica della capacità,  $W_{load}$  l'energia per una singola operazione del carico e  $\eta$  l'efficienza globale del PMS. Nel caso del PMS senza voltage step-up, realizzato per gestire le celle in serie, l'efficienza è molto alta e si può considerare costante in tutte le regioni di funzionamento del SEH. Quindi, a partire dalla frequenza di attuazione del carico è possibile risalire alla potenza media generata dalla cella. Il dato sulla frequenza di attuazione viene acquisito tramite l'utilizzo di un timer ultra-low-power integrato nell'MCU. La frequenza media viene calcolata memorizzando dati successivi di distanza temporale tra le varie accensioni dell'MCU, nell'EEPROM dello stesso.

L'acquisizione delle informazioni riguardanti la potenza elettrica istantaneamente generata dalle celle e dei parametri ambientali come la temperatura avviene tramite un circuito di ricezione wireless con interfaccia USB ed un PC. A tale scopo è stata creata una applicazione ad hoc per ambiente Windows, in grado di mostrare a video i dati istantaneamente acquisiti e di generare un file di log per il trattamento successivo delle informazioni. In Fig. 2.1.2.h vengono mostrati il circuito ricevitore e lo screenshot dell'applicazione realizzata.



*Fig 2.1.2 h Circuito USB ricevitore wireless e screenshot dell'applicazione per l'acquisizione dati.*

I circuiti realizzati sono stati testati presso il depuratore di Nosedo, dove sono installati alcuni prototipi di celle microbiche. In Fig. 2.1.2.i è riportata una fotografia dove sono visibili alcune delle MFC attualmente in funzione in una delle vasche dell'impianto. Le celle sono state utilizzate sia singolarmente, collegando il circuito progettato per la singola MFC, sia in parallelo tra loro con il circuito progettato per lo scopo. In entrambi i casi le prestazioni ottenute sono risultate soddisfacenti, per entrambi i carichi scelti. Con il circuito a led si è ottenuta una frequenza di flash dell'ordine di alcuni secondi, a seconda della dimensione e del numero di celle utilizzate. Per quanto riguarda il trasferimento di dati wireless la frequenza di trasmissione è dell'ordine di pochi minuti: questa frequenza è adatta per il monitoraggio e la gestione di un sistema di MFC.



*Fig 2.1.2.i Prototipi di celle microbiche presso il depuratore di Nosedo*

## **2.2 Studio di fattibilità e progetto di un prototipo di digestore anaerobico di rifiuti e/o sottoprodotti combinato a tecnologia bio-elettrochimica**

### **2.2.1 Digestione anaerobica: descrizione processo e produzione di biogas**

La digestione anaerobica della materia organica è una tecnologia complessa che coinvolge differenti gruppi batterici che vivono in associazione sintropica. Il processo consta di diverse reazioni simultanee, catalizzate dai microrganismi, nelle quali i composti passano attraverso differenti stati di ossidazione fino ad essere convertiti in metano ed anidride carbonica (Mata-Alvarez, 2003). Nella Fig.2.2.1a è riportato uno schema generale semplificato del processo, che

non tiene conto della presenza di altri ceppi batterici quali i solfato e nitrato riduttori. I primi riducono i solfati eventualmente presenti ad H<sub>2</sub>S ossidando gli acidi organici a CO<sub>2</sub> o l'idrogeno a ione H<sup>+</sup>. I secondi riducono i nitrati ad N<sub>2</sub> o NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (Tiedje, 1988). Entrambi questi gruppi operano in competizione con i processi riportati in Fig.2.2.1a e comportano quindi una certa riduzione del potenziale di produzione di biogas. Tale riduzione è comunque generalmente trascurabile, a meno di substrati particolarmente ricchi di questi composti. L'idrogeno solforato in forma indissociata, per contro, esplica una azione inibente nei confronti dei metanogeni a concentrazioni molari dell'ordine di 0,002-0,003 (Speece, 1996).

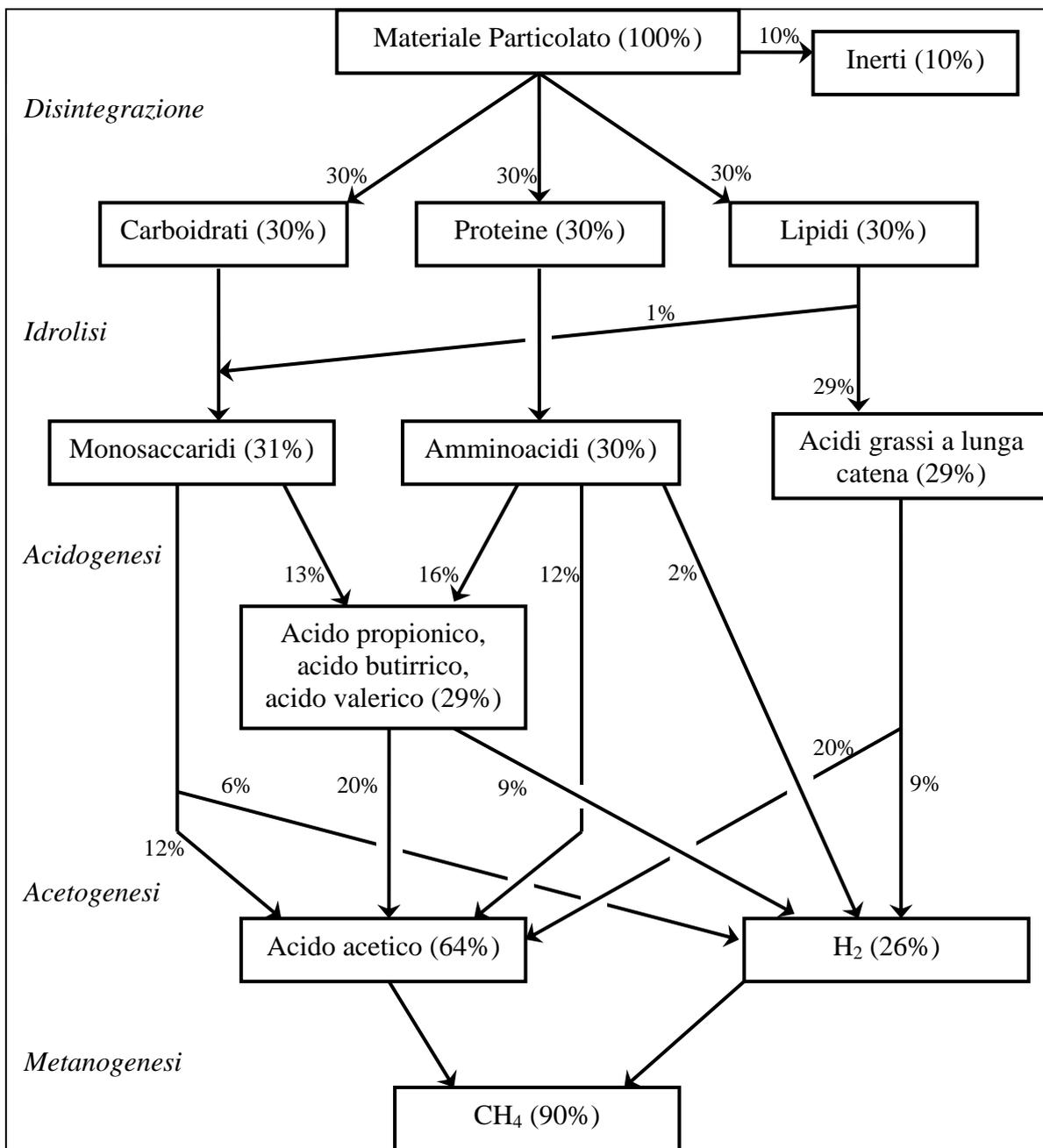


Fig. 2.2.1a - Flusso di massa del COD particolato comprendente una quota del 10% di inerti, e 30% rispettivamente di carboidrati, proteine e lipidi (in termini di COD). Acido propionico (10%), butirrico (12%) e valerico (7%) sono aggregati nella figura per semplicità (IWA, 2002).

Nella Tab 2.2.1a sono riportati i principali ceppi batterici coinvolti nelle diverse fasi. Ai fini dell'applicazione pratica, è di uso comune raggruppare i diversi processi in tre sole fasi: la disintegrazione/idrolisi, che porta alla formazione di monosaccaridi, amminoacidi e ed acidi grassi a lunga catena; l'acidogenesi, che porta alla formazione di acidi grassi volatili e successivamente, acido acetico ed idrogeno; la metanogenesi.

Tab 2.2.1a: successione delle fasi proprie della digestione anaerobica, con specifica dei principali ceppi batterici coinvolti (Gujer e Zehnder, 1983).

<b>Fase</b>	<b>Batteri</b>	<b>Operazione</b>	<b>Principali ceppi</b>
<u>Idrolisi</u>	<u>Idrolitici</u>	<u>Macromolecole organiche</u> ↓ <u>Monomeri solubili</u>	<u>Batteroidi, Clostridium, Ruminococcus, Anaerovibrio, Butyrivibrio, Bacillus</u>
<u>Acidogenesi</u>	<u>Fermentativi</u>	<u>Monomeri solubili</u> ↓ <u>Acidi organici, alcoli, acido acetico, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub></u>	<u>Selomonomonas, Clostridium, Ruminococcus, Desulfovibrio, Syntrophomonas, Syntrophobacter</u>
<u>Acetogenesi</u>	<u>Acetogeni</u>	<u>Acidi organici, alcoli</u> ↓ <u>Acido acetico, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub></u>	<u>Eubacterium, Acetogenium, Clostridium</u>
<u>Metanogenesi acetoclastica</u>	<u>Acetoclasti</u>	<u>Acido acetico</u> ↓ <u>CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub></u>	<u>Metanosarcina, Metanothrix, Metanoseta</u>
<u>Metanogenesi idrogenofila</u>	<u>Idrogenofili</u>	<u>CO<sub>2</sub> H<sub>2</sub></u> ↓ <u>CH<sub>4</sub></u>	<u>Metanobacterium, Metanococcus</u>

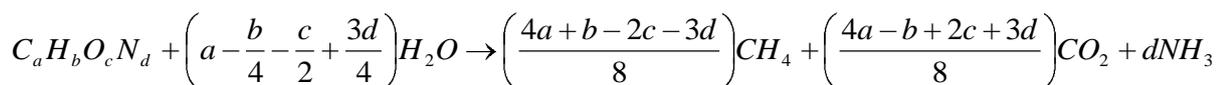
La biodegradazione anaerobica è inoltre regolata da una serie di processi di tipo chimico-fisico, non mediati quindi dalla popolazione batterica, che governano il pH, gli equilibri di dissociazione delle specie disciolte, la precipitazione di sali ed il trasferimento gas-liquido. La conoscenza di questi equilibri e la loro quantificazione hanno una grande importanza, perché essi determinano condizioni che influiscono sulla biodegradazione (pH, concentrazione di CO<sub>2</sub> ed H<sub>2</sub> in fase liquida, maggiori o minori effetti di inibizione causati dalla presenza di ammoniaca libera e acidi organici volatili non dissociati, ecc), il trasferimento dei gas disciolti alla fase gassosa a liquida e i fenomeni di precipitazione, che possono portare nel tempo ad incrostazioni, riduzione del volume utile dei reattori, ecc.

La produzione di biogas è in alcuni casi valutata sulla base di formule parametriche o semi-empiriche, che definiscono la resa biodegradativa oppure direttamente la produzione di biogas. Va osservato che a differenza dei trattamenti aerobici od anossici, per i quali sono ormai da molti anni utilizzati criteri di calcolo e dimensionamento dei processi stabiliti su solide basi cinetiche e

modellistiche, ciò non sempre avviene per i processi di tipo anaerobico. Ne deriva quindi una ampia variabilità dei valori inerenti i principali parametri di dimensionamento e rese di processo. Si aggiunge inoltre la diffusa mancanza di standardizzazione, per esempio, delle forme in cui vengono espresse le rese specifiche del processo per le quali non è sempre concettualmente precisato se i valori prodotti sono di biogas o metano e se le rese sono riferite al substrato alimentato o rimosso.

Durante i processi di trattamento biologico per via anaerobica vengono prodotti diversi tipi di gas, tra i quali: metano, biossido di carbonio, idrogeno solforato, azoto libero. La produzione e composizione del biogas è fortemente dipendente dalla composizione della sostanza organica presente e della sua biodegradabilità in condizioni non limitanti.

Nota la composizione chimica elementare del substrato alimentato, la composizione del biogas è stimabile in ragione della seguente relazione stechiometrica, tralasciando la produzione di biomassa:



La produzione di metano e di biossido di carbonio è di norma assolutamente predominante rispetto agli altri gas, come si può osservare dai valori medi riportati in Tab 2.2.1b.

La produzione di biogas ( $G_{teor}$ ) per unità di substrato rimosso (espresso come SV) può quindi essere calcolata sulla base della precedente relazione stechiometrica. Ricordando che, in condizioni normali, ad una mole di qualsiasi gas corrisponde un volume di 22,414 NI e tenendo conto dei pesi molecolari di carbonio, idrogeno, ossigeno ed azoto, il volume di biogas prodotto per unità di solidi volatili degradati risulta:

$$G_{teor} \left[ \frac{m_n^3}{kg_{VS}} \right] = \frac{\left[ \left( \frac{4a + b - 2c - 3d}{8} \right) + \left( \frac{4a - b + 2c + 3d}{8} \right) \right] \cdot 22,414}{12 \cdot a + 1 \cdot b + 16 \cdot c + 14 \cdot d} = \frac{a \cdot 22,414}{12 \cdot a + 1 \cdot b + 16 \cdot c + 14 \cdot d} \quad (16)$$

di cui il volume di metano è pari a:

$$G_{teor,CH_4} \left[ \frac{m_n^3}{kg_{VS}} \right] = \frac{\left( \frac{4 \cdot a + 1 \cdot b - 2 \cdot c - 3 \cdot d}{8} \right) \cdot 22,414}{12 \cdot a + 1 \cdot b + 16 \cdot c + 14 \cdot d} \quad (17)$$

Ne risulta una frazione in volume di metano nel biogas prodotto pari a:

$$P_{CH_4} \left[ \frac{m_{n,CH_4}^3}{m_{n,biogas}^3} \right] = \frac{G_{teor,CH_4}}{G_{teor}} = \frac{4a + b - 2c - 3d}{8a} \quad (18)$$

Essa aumenta con il rapporto H/C nei solidi volatili e diminuisce con l'aumentare dei rapporti O/C e N/C. Ciò è osservabile anche mediante il confronto fra la composizione e la produzione di biogas dei differenti composti presentati in Tab 2.2.1b. Ciò vale per un sistema che abbia raggiunto l'equilibrio, mentre in condizioni transitorie un aumento della percentuale di CO<sub>2</sub> nel biogas indica in generale una prevalenza della fase fermentativa rispetto a quella metanigena. Inoltre, la composizione effettiva può discostarsi da quella teorica anche per effetto della diversa solubilità dei gas, elevata per l'anidride carbonica e molto minore per il metano minore.

Tab 2.2.1b: *Composizione media del biogas*

componente	% in volume
Metano (CH <sub>4</sub> )	55-60 (50-75)
Anidride carbonica (CO <sub>2</sub> )	35-40 (25-45)
Vapore Acqueo (H <sub>2</sub> O)	2 (20°C) - 7 (40°C)
Idrogeno Solforato (H <sub>2</sub> S)	0,02 - 2%
Azoto (N <sub>2</sub> )	<2
Ossigeno (O <sub>2</sub> )	<2
Idrogeno (H <sub>2</sub> )	<1

Un analogo bilancio può essere condotto in termini di COD. Sulla base infatti del bilancio di massa:

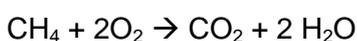
$$COD_{\text{substrato rimosso}} = COD_{\text{prodotti}} + COD_{\text{biomassa}}$$

e assumendo trascurabile, in prima approssimazione, il COD della biomassa in ragione delle bassissime rese di crescita, si può scrivere:

$$COD_{\text{substrato rimosso}} = COD_{\text{prodotti}} \text{ (principalmente metano)}$$

La quantità di metano prodotto può essere quindi determinata teoricamente per mezzo di un bilancio di COD (Henze et al., 1995), tenendo conto che il contenuto di COD della sostanza organica biodegradata è trasferito interamente al metano, dato che l'anidride carbonica, non potendo essere ulteriormente ossidata, presenta un COD nullo.

Il COD rappresenta la quantità di ossigeno necessaria per ossidare della sostanza organica in condizioni aerobiche. Nel caso del metano vale la:



da cui si ricava che 1 mole CH<sub>4</sub> è pari a 2 moli O<sub>2</sub> e quindi 16 g CH<sub>4</sub> = 64 g COD. Pertanto, il fattore di conversione teorico tra COD e metano è  $v_{\text{COD,CH}_4} = 0.25 \text{ kg}_{\text{CH}_4} \text{ kg}_{\text{CODdegradato}}^{-1}$  che a 0 °C e ad una pressione di 1 atm corrisponde ad un volume di gas metano di  $0.35 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}_{\text{CODdegradato}}^{-1}$ .

Nota o prevista la quantità di COD biodegradato, la corrispondente produzione di metano risulta quindi pari a:

$$r_{v,\text{CH}_4} = \frac{Q_1 \cdot C_1 - C_3}{V_{\text{reattore}}} \cdot v_{\text{COD,CH}_4}$$

dove  $r_{v,x}$  è il tasso specifico di rimozione del COD ( $\text{kgCOD m}^{-3} \text{ reattore d}^{-1}$ ),  $Q_1$  è la portata in ingresso ed in uscita ( $\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$ ),  $C_1$  e  $C_3$  sono, rispettivamente, la concentrazione di COD nell'influente e nell'effluente ( $\text{kgCOD m}^{-3}$ ) e  $V_{\text{reattore}}$  è il volume del reattore ( $\text{m}^3$ ).

Nella maggior parte dei processi anaerobici, il 90-95% del COD rimosso può essere recuperato come metano, mentre la restante parte si ritrova sottoforma di produzione di fango.

Quando la massa organica da trattare contiene una prevalente frazione organica solida rispetto a quella liquida, i calcoli vengono di norma effettuati sulla base dei solidi volatili SV. In funzione della composizione del substrato esistono dei valori medi di riferimento del rapporto SV/COD, riportati in Tab.2.2.1c Angelidaki (2002). Per substrati prevalentemente proteici, come i fanghi di depurazione, si utilizza generalmente l'equivalenza 1 kg VS = 1.42 kg COD. Le produzioni massime teoriche di metano si ottengono quindi per i lipidi e sono pari a circa  $1 \text{ Nm}^3 \text{ kg}_{\text{SV}}^{-1} \text{ biodegradato}$ . Per una matrice a prevalente contenuto proteico e di carboidrati, che presenti una resa di biodegradazione del 50%, le produzioni di metano risultano invece comprese tra 0,2 e  $0,25 \text{ kg}_{\text{SV}}^{-1} \text{ alimentato}$ .

Tab. 2.2.1c: caratteristiche dei principali substrati solubili (Angelidaki, 2002).

Substrato	Composizione	COD/SV (gCOD gSVbio <sup>-1</sup> )	Produzione CH <sub>4</sub> Nm <sup>3</sup> kg <sub>SV bio</sub> <sup>-1</sup>	Produzione CH <sub>4</sub> Nm <sup>3</sup> kg <sub>COD</sub> <sup>-1</sup>	% CH <sub>4</sub>
Carboidrati	(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	1.19	0.415	0.35	50
Proteine	C <sub>5</sub> H <sub>7</sub> NO <sub>2</sub>	1.42	0.496	0.35	50
Lipidi	C <sub>57</sub> H <sub>104</sub> O <sub>6</sub>	2.90	1.014	0.35	70
Etanolo	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	2.09	0.730	0.35	75
Acido Acetico	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	1.07	0.373	0.35	50
Acido Propionico	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1.51	0.530	0.35	58

Tutte le considerazioni svolte devono ovviamente tenere in considerazione la biodegradabilità del substrato. Il COD inerte, cioè non biodegradabile, oppure quello consumato dai batteri solfato o nitrato riduttori, non è in grado di portare a produzione di metano.

Dunque, il fattore di biodegradabilità è uno dei parametri più importanti di un substrato complesso. Tale fattore determinerà l'effettiva quantità di sostanza organica che potrà essere convertita a biogas.

Al fine di favorire la biodegradabilità del substrato, a monte del processo di idrolisi è necessaria la presenza di una fase di disgregazione della materia particolata organica. Infatti molti substrati organici (FORSU, coltivazioni energetiche, etc.) sono costituiti da materiale solido in forma strutturata non attaccabile direttamente dai batteri.

Inoltre nel caso della FORSU, una volta disgregate le componenti grossolane, solo una piccola frazione di queste sarà rappresentata da composti degradabili come carboidrati, grassi e proteine, mentre una parte sarà costituita da composti di natura lignocellulosica. Rifiuti lignocellulosi con alti contenuti di lignina avranno una produzione di biogas estremamente contenuta; per questo motivo, sarebbero più indicati in questo caso trattamenti aerobici quali ad esempio il compostaggio. Questo discorso assume importanza anche nell'ambito delle coltivazioni energetiche.

Ciò è da tenere in considerazione all'atto del dimensionamento di un impianto di digestione anaerobica; infatti, bisogna valutare l'effettiva biodegradabilità del COD che viene quantificato analiticamente (attraverso la misura del BMP: Biochemical Methane Potential). Maggiore sarà la quantità di sostanza organica inerte presente nella matrice in ingresso, minore sarà la produzione di biogas. Tuttavia, un'adeguata azione di riduzione della pezzatura, di sfibratura e miscelazione con acqua, nonché un continuo rimescolamento della matrice al fine di favorire il contatto con la biomassa possono facilitare l'azione dei batteri idrolitici e quindi incrementare la biodegradabilità della matrice.

### **2.2.2 Tipologie e classificazione degli impianti di digestione anaerobica**

I processi anaerobici controllati per la produzione di biogas, e quindi energia, da rifiuti organici, possono essere suddivisi secondo i seguenti criteri:

- regime termico:
  - Psicrofilia (20°C) (poco utilizzato industrialmente);
  - Mesofilia (35-40°C);
  - Termofilia (55°-60°C );
- contenuto di solidi nel reattore:
  - Processo umido (5-8% solidi totali);
  - Processo semi-secco (solidi totali 8-20%);
  - Processo secco (solidi totali > 20%).

- fasi biologiche:
  - Unica: l'intera catena di processi biochimici è mantenuta in un singolo reattore;
  - Separate: le fasi idrolitica e fermentativa (acidogenica) sono separate da quella metanogenica.
- modalità operativa:
  - Reattore continuo miscelato (CSTR) o con flusso a pistone (plug-flow);
  - Reattore batch (o discontinuo).

La scelta dell'uno o dell'altro dei processi possibili e delle diverse configurazioni impiantistiche dipende essenzialmente dalle caratteristiche del substrato da trattare.

Con specifico riferimento alla frazione organica dei rifiuti solidi urbani, questa può provenire da selezione meccanica di rifiuto indifferenziato (SM-FORSU), da raccolta separata, come nel caso di rifiuti da mercati orto-frutticoli, mense, ristorazione ecc... (RS-FORSU) o da raccolta alla fonte,

come nel caso delle raccolte porta a porta (RF-FORSU). Sebbene, storicamente, il rifiuto separato meccanicamente, sia uno dei principali substrati utilizzati in digestione anaerobica, è dimostrato che esso non è di fatto idoneo a tale trattamento: impianti che hanno trattato questo materiale hanno spesso dovuto essere fermati per problemi di natura meccanica oppure per bassa efficienza. Si consiglia quindi l'utilizzo di FORSU da raccolta differenziata porta a porta.

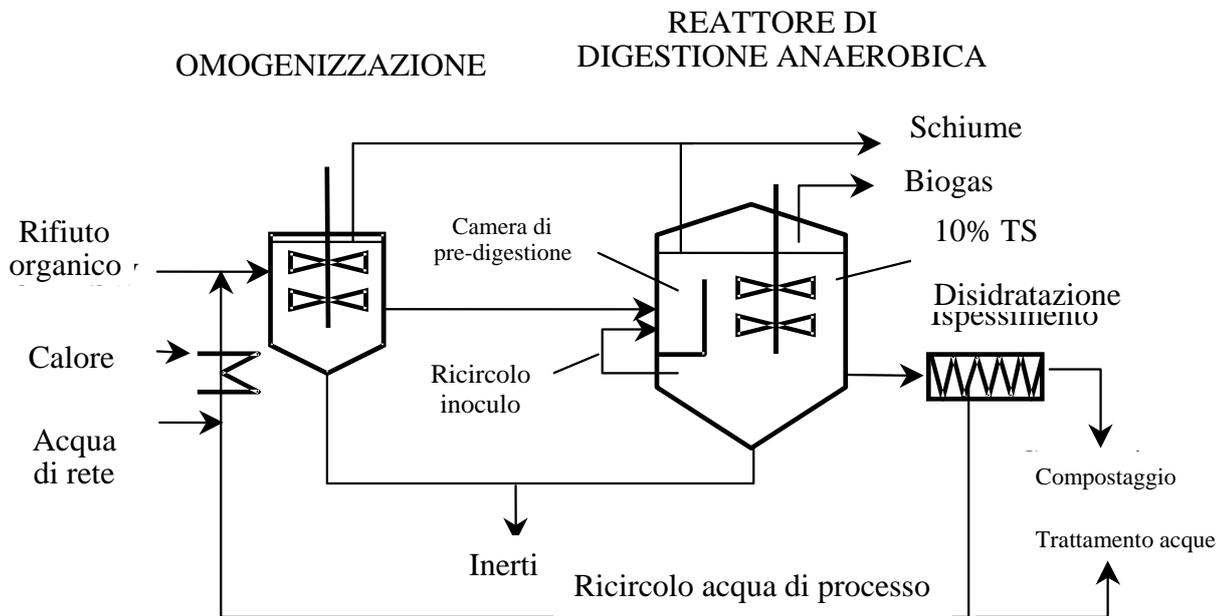
Vengono di seguito descritti i reattori a umido, i reattori a secco, i reattori a due fasi e i reattori batch.

#### *Digestori a umido (tipo wet)*

Il processo a umido è stato il primo ad essere utilizzato nel trattamento della frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU) dal momento che sfruttava le conoscenze acquisite in decenni di attività nel processo di digestione anaerobica dei fanghi di supero negli impianti di trattamento per le acque reflue. Nei processi di tipo wet il rifiuto di partenza viene opportunamente trattato e diluito al fine di raggiungere un tenore in solidi totali inferiore al 10% attraverso il ricorso a diluizione con acqua così da poter poi utilizzare un classico reattore completamente miscelato del tipo applicato nella stabilizzazione dei fanghi biologici negli impianti di depurazione. In generale, il processo prevede, dopo la fase di pre-trattamento del rifiuto, finalizzata alla rimozione di plastiche ed inerti (vetro, metalli, sassi) e di corpi grossolani che potrebbero danneggiare gli organi meccanici del reattore, uno stadio di miscelazione (effettuata con pulper) in cui si ottiene una miscela con caratteristiche omogenee e l'opportuno contenuto in solidi. La diluizione può avvenire tramite

aggiunta di acqua di rete o dal parziale ricircolo dell'effluente del reattore. La Fig 2.2.2a riporta un tipico schema di processo ad umido.

Fig. 2.2.2a: Tipico schema di processo wet a fase singola - (Bolzonella et al. 2008)



A causa delle caratteristiche fisiche dei rifiuti trattati non è solitamente possibile ottenere una miscela omogenea e pertanto si osserveranno all'interno del reattore, per quanto ben miscelato, tre fasi separate, caratterizzate da distinte densità. La frazione più pesante tenderà ad accumularsi sul fondo del reattore e può determinare danni nel sistema di miscelazione se il rifiuto trattato non è sufficientemente pulito, mentre materiali leggeri e schiume si accumulano nella parte superiore del reattore. La fase a densità intermedia è quella in cui avvengono per lo più le effettive reazioni di degradazione e produzione del biogas. Nella gestione di impianto sono generalmente previste saltuari fermo-impianto per la rimozione sia dello strato più pesante, presente sul fondo del reattore, che di quello leggero. Per evitare tali interventi è consigliabile prevedere una fase di pretrattamento spinta (con pulper) abbinata a separazione di tutto il materiale leggero e pesante.

Il reattore singolo miscelato a umido è poi particolarmente indicato per i processi di co-digestione di fanghi di depurazione e altri rifiuti: in questo caso si possono sfruttare strutture già esistenti (se di potenzialità e servizi idonei allo scopo) in impianti per il trattamento delle acque reflue. Questo tipo di esperienza è applicata in impianti come quelli di Treviso o di Viareggio. Si tratta quindi di esperienze già consolidate, estendibili in tutti casi in cui siano disponibili substrati ad elevata biodegradabilità al fine di migliorare i bilanci termici e/o energetici della linea fanghi dell'impianto di

depurazione, a patto ovviamente che la linea acque sia in grado di sopportare i carichi derivanti da questo secondo substrato.

### *Digestori a secco (tipo dry)*

Nel corso degli anni ottanta varie sperimentazioni dimostrarono come, oltre ai processi ed alle tecnologie di tipo wet e semi-dry, fosse possibile ricorrere a processi in cui il rifiuto organico veniva trattato nella sua forma originale, senza bisogno di diluizioni. Quindi, mentre prima gli impianti di digestione anaerobica erano esclusivamente di tipo wet, nell'ultimo decennio si è osservata la crescita del sistema dry, e le nuove realizzazioni sono per circa due terzi composte da impianti dry (De Baere, 2014).

Nei processi dry il tenore in solidi del rifiuto alimentato al digestore è generalmente nell'intervallo 25-40% e pertanto solamente particolari rifiuti con elevato tenore di solidi (>50%) necessitano di essere diluiti con acqua per poter essere convenientemente trattati. Ciò non comporta significative variazioni dal punto di vista biochimico e microbiologico nel processo anaerobico ma determina la necessità di una completa revisione dei metodi di trattamento per quanto concerne la tecnologia dei reattori. Sono infatti necessari particolari metodi di pompaggio e miscelazione. Infatti, a causa delle proprietà reologiche dei flussi trattati, il materiale organico viene trasportato con nastri e pompato attraverso il ricorso a speciali pompe appositamente progettate per operare con flussi molto viscosi. Ciò incide sui costi di realizzazione di questo tipo di impianti. Questi sistemi sono in grado di operare con flussi di materiale molto concentrati e resistono ai possibili problemi causati da sassi, vetro o legno che non causano inceppamenti o danni. L'unico pre-trattamento richiesto è una preliminare vagliatura al fine di rimuovere il materiale con dimensioni superiori ai 40 mm. Ciò è ottenuto grazie a vagli a tamburo nel caso di rifiuto organico separato meccanicamente, e mediante trituratori nel caso di rifiuto organico raccolto separatamente alla fonte. Di fatto, essi lavorano al meglio operando con FORSU da raccolta separata o alla fonte eventualmente integrata con altre matrici di rifiuto (ad es., verde da manutenzione di aree pubbliche o da sfalcio) al fine di ottenere tenori in solidi nell'alimentazione superiori al 25% di sostanza secca.

A causa della elevata densità e viscosità dei flussi trattati i reattori per il trattamento dry non sono del tipo completamente miscelato (CSTR) ma con flusso parzialmente o totalmente a pistone (plug-flow): ciò rende i reattori più semplici dal punto di vista meccanico ma comporta problemi di miscelazione tra il rifiuto organico fresco e la biomassa fermentante e soprattutto rese specifiche di produzione di biogas inferiori dei processi a umido.

Le principali tecnologie presenti sul mercato ed i processi adottati per questo tipo di rifiuti si differenziano essenzialmente per la fluidodinamica del reattore utilizzato. La Fig 2.2.2b riporta alcune possibili soluzioni impiantistiche.

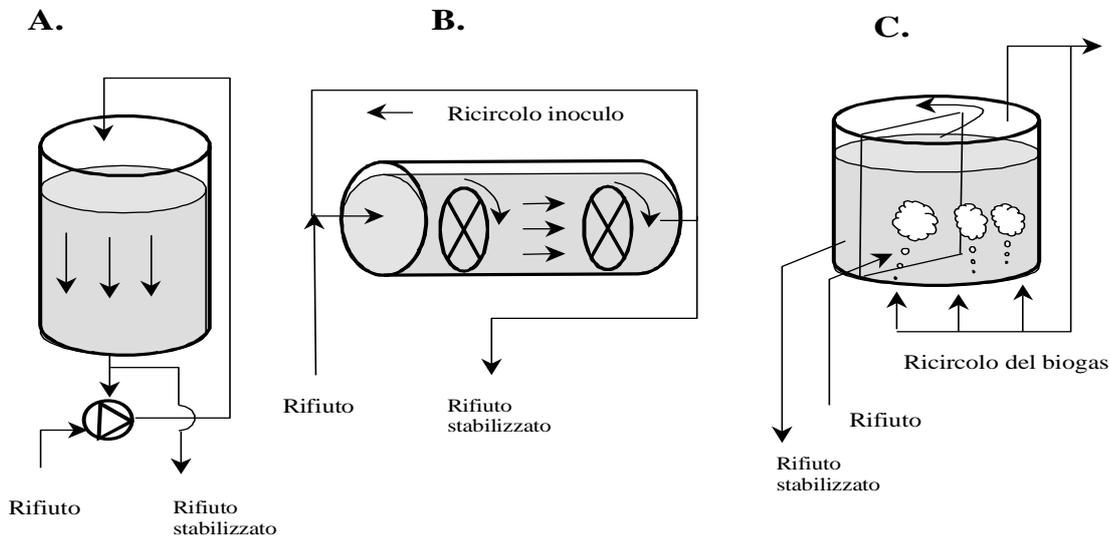


Fig. 2.2.2b: *Differenti tipologie di reattore nei sistemi dry (A = processo Dranco; B = processo Kompogas; C = processo Valorga) - (Bolzonella et al. 2008)*

Nel processo Dranco la miscelazione tra rifiuto influente e biomassa avviene grazie al ricircolo dell'effluente estratto dal fondo dal digestore anaerobico che viene pompato nella parte superiore del reattore stesso: il tipico rapporto di ricircolo è una parte di rifiuto fresco per sei parti di effluente ricircolato. Questo tipo di processo ha dimostrato di operare con efficacia con rifiuti con un tenore in solidi nell'intervallo 25-50%.

Il processo Kompogas utilizza un reattore cilindrico in cui il flusso a pistone prosegue orizzontalmente. Il moto di avanzamento del materiale trattato è assistito da miscelatori a lenta rotazione posti internamente al reattore che omogeneizzano il materiale trattato, lo degasano, e risospendono il materiale inerte grossolano. Il sistema ha dimostrato di operare con buona efficienza quando il rifiuto trattato presenta concentrazioni in solidi del 25%: per valori inferiori si è osservata la tendenza all'accumulo di materiale inerte grossolano (sabbie e vetro) sul fondo del reattore, mentre per concentrazioni maggiori si osserva una eccessiva resistenza al flusso orizzontale del materiale all'interno del reattore.

Un altro processo dry, molto diffuso in centro Europa ed ora anche in Italia, è il processo Valorga. Anche in questo caso si ricorre a reattori di forma cilindrica in cui il flusso a pistone del materiale trattato è di tipo circolare e la miscelazione avviene grazie all'iniezione di biogas dal fondo del reattore attraverso una serie di iniettori ogni 15 minuti circa. La miscelazione sembra avvenire con

notevole efficacia dal momento che il ricircolo di parte dell'effluente si è dimostrato non necessario. D'altra parte gli iniettori di biogas, a causa della loro posizione, possono essere soggetti a problemi di intasamento. Come nel caso del processo Kompogas c'è la necessità di ricolare l'acqua di processo al fine di raggiungere una concentrazione di sostanza solida del 30% nel rifiuto da trattare. Per contro, concentrazioni più basse, fino al 20% TS, determinerebbero seri problemi di accumulo di materiale inerte sul fondo del reattore.

Dal punto di vista economico si evidenzia come nel caso dei processi di tipo dry gli elevati costi di investimento iniziale sono dovuti alla necessità di dotarsi di sistemi di trasporto e pompaggio del rifiuto organico da trattare che siano particolarmente resistenti e tecnologicamente avanzati. Per contro, operando con rifiuti ad elevata concentrazione di sostanza solida, non sono necessari pre-trattamenti particolarmente raffinati ed i volumi dei reattori necessari sono ridotti. La ridotta dimensione del reattore si ripercuote poi favorevolmente in fase di esercizio sul bilancio energetico del reattore, dal momento che è necessario riscaldare una minor quantità di rifiuto da trattare. Una differenza fondamentale tra i processi di tipo dry e quelli di tipo wet consiste nel ridotto utilizzo, nel caso di processi dry, di acqua per la diluizione dei rifiuti. Ne consegue che la quantità di acqua di scarico sarà ridotta. La qualità dell'eventuale compost prodotto a seguito dei processi a secco è però inferiore e il compost meno omogeneo che nei sistemi a umido.

#### *Digestori a due fasi*

Gli impianti a due fasi prevedono la separazione fisica della fase idrolitica e fermentativa dalla vera e propria fase metanigena. I due processi avvengono infatti in reattori separati e risulta quindi possibile ottimizzare le condizioni di processo per le due fasi singolarmente. Dal momento che i processi vengono separati ed avvengono in condizioni ottimali le rese del processo in termini di degradazione della sostanza biodegradabile e di produzione di biogas sono ottimizzate (è possibile operare le due fasi a temperature differenti). Nella prima fase si osserverà quindi la fase di idrolisi ed acidogenesi secondo una cinetica di primo ordine limitata dalla presenza di cellulosa, mentre la seconda fase è deputata alla acetogenesi e metanogenesi.

Si è comunque osservato che, nonostante i maggiori sforzi in termini tecnologici e di investimenti, molto spesso i sistemi a due fasi non consentono incrementi delle rese, in termini di produzione di biogas, tali da giustificare i maggiori costi di investimento e di gestione. Il maggior vantaggio consiste, piuttosto, nella capacità di trattare alcuni tipi particolari di rifiuto organico che vengono in genere evitati nei sistemi a fase unica, quali ad esempio particolari residui agro-industriali o zootecnici che presentano rapporti C/N < 20. I processi a due stadi possono essere operati con o

senza ritenzione della biomassa nel secondo stadio del processo. A seconda di questa particolarità costruttiva si hanno diverse rese del processo.

### *Digestori batch*

Nei processi batch, il reattore di digestione viene riempito con materiale organico ad elevato tenore di sostanza solida (30-40% TS), in presenza o meno di inoculo, e viene quindi lasciato fermentare. Il percolato che si produce durante il processo degradativo viene continuamente ricircolato. La temperatura del processo risulta elevata. Attualmente i processi batch non sono molto diffusi sul mercato, ma data la loro economicità e semplicità potrebbero in futuro trovare applicazione. Il processo opera di per se stesso per fasi successive. Si ha dapprima una fase idrolitica ed acidogenica, seguita da una fase in cui gli acidi grassi volatili vengono trasformati in metano.

Nel reattore batch con ricircolo del percolato il percolato viene ricircolato in testa al reattore. Uno dei problemi in questo tipo di reattori è connesso con la possibilità che si otturino i fori posti sul fondo del reattore oltre che perdite di biogas al momento della apertura delle celle e degradazione non completa del processo. In alcune soluzioni il percolato prodotto nel reattore di digestione viene inviato ad un reattore di tipo Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) per completare la degradazione e recuperare ulteriore biogas.

### *2.2.3 Criteri di dimensionamento*

Come per ogni processo biologico, un dimensionamento adeguato deve garantire contemporaneamente che:

- il tempo di residenza cellulare del sistema o età del fango sia superiore, con adeguato coefficiente di sicurezza, del tempo di generazione della biomassa a più lenta crescita nelle condizioni operative di processo. Questa è la condizione indispensabile, atta a garantire il mantenimento della biomassa batterica all'interno del reattore. Il tempo di generazione è definito come l'inverso della crescita netta, data dalla differenza tra la crescita e la scomparsa cellulare;
- la capacità metabolica del reattore – cioè la quantità di substrato degradabile per unità di volume del reattore e per unità di tempo - deve essere superiore, nuovamente con un adeguato fattore di sicurezza, rispetto al carico di substrato alimentato nell'unità di tempo per unità di volume del reattore.

Nel caso di substrati particolati, che richiedono una preventiva fase di disgregazione ed idrolisi, è anche necessario che il tempo di permanenza del substrato nel reattore sia adeguato a conseguire il completamento di tali processi.

Il tempo limitante di generazione è ovviamente dipendente dal substrato. Per i substrati più semplici (glucosio, acido acetico) e in condizioni mesofile (35-38°C), esso è dell'ordine di 1,5 – 3,2 giorni. Tenendo conto della complessità del processo anaerobico, si utilizzano fattori di sicurezza elevati e spesso superiori a 10, risultando quindi in tempi di residenza cellulare operativi superiori a 20 – 30 giorni (Speece, 1996).

Come visto, la degradazione anaerobica coinvolge molti processi contemporanei, ciascuno caratterizzato da un proprio metabolismo e da proprie cinetiche di degradazione e rese di conversione. In un reattore a fase unica è quindi necessario mantenere condizioni che ottimizzino il processo complessivo e soddisfino i fabbisogni dei diversi consorzi. Risulta impossibile, come descritto in precedenza, operare in un reattore unico in condizioni tali da ottimizzare ogni singola fase, come invece risulta possibile – per lo meno in una certa misura - prevedendo una separazione delle fasi.

I metodi di dimensionamento più comuni sono basati su criteri parametrici e semi-empirici basati che controllano il carico volumetrico alimentato,  $C_V$  (kgCOD m<sup>-3</sup>giorno<sup>-1</sup> o kgSV m<sup>-3</sup>giorno<sup>-1</sup>) e il tempo di residenza idraulico. Nei numerosi sistemi anaerobici che non prevedono separazione e ricircolo della biomassa, questo coincide con il tempo di residenza cellulare. Esistono in letteratura numerosi riferimenti per questi parametri e per i substrati più comunemente destinati a digestione anaerobica, sempre però caratterizzati da ampi intervalli di valori. In mancanza di dati di riferimento, questi parametri possono venire ricavati con procedure sperimentali più semplici di quelle richieste per la caratterizzazione cinetica completa del processo, valutando i livelli di rimozione del substrato organico e la capacità di metanizzazione, al variare del carico applicato. Studiando i dati di impianti esistenti alimentati con FORSU, per quanto riguarda i tempi di ritenzione idraulica, HRT, si nota che i valori più frequenti sono prossimi, o superiori, al valore minimo di letteratura di 20 giorni. Negli impianti di trattamento termofilo (50-55°C) gli HRT sono ridotti a valori anche inferiori a 20 giorni. L'OLR negli impianti a umido risulta mediamente compreso tra 2 e 4 kgVS/m<sup>3</sup>d, anche se soggetto ad estrema variabilità con tendenza a spostarsi verso valori intorno a 5 kgVS/m<sup>3</sup>d per quanto riguarda gli impianti operanti in termofila. Impianti a secco consentono carichi organici maggiori, ma come già detto garantiscono produzioni specifiche di biogas per ogni tonnellata di rifiuto trattato inferiori degli impianti a umido.

#### *2.2.4 Produzione di biogas attesa da rifiuti e sottoprodotti*

Lo studio e la misura della degradabilità anaerobica hanno assunto nei recenti anni un notevole rilievo. Infatti, con l'introduzione di incentivi alla produzione di energia elettrica da biogas, si sono

moltiplicate in Italia le iniziative per la realizzazione o il potenziamento di impianti di digestione anaerobica, con particolare dinamismo in alcune aree, come la provincia di Cremona.

In questo contesto, la conoscenza della degradabilità anaerobica di una matrice, ovvero della quantità di metano e biogas che può ottenersi da una data unità di peso, rappresenta ciò che in campo termotecnico è il potere calorifico di un combustibile: l'energia lorda che dal processo – di biodegradazione nel caso della digestione anaerobica, di combustione nei processi termici – può ottenersi.

Se per alcuni aspetti, ad esempio il dimensionamento del gasometro e delle tubazioni di raccolta e trasporto, è importante conoscere la quantità complessiva di biogas producibile, va però tenuto presente che è solo la produzione espressa in termini di metano che fornisce la più chiara e univoca indicazione dell'energia lorda che può ottenersi.

La produzione massima di metano ottenibile per degradazione anaerobica di una sostanza corrisponde al potenziale biochimico di metanazione e viene definita con l'acronimo inglese BMP (Biochemical Methane Potential); esso rappresenta l'indicatore di degradabilità anaerobica di più immediata e diretta correlazione con la quantità di energia ricavabile per via anaerobica da una sostanza organica, in forma appunto di metano.

Questo parametro è alla base della valutazione sull'opportunità di adozione di un processo anaerobico, mirato che sia alla produzione di energia rinnovabile o al trattamento depurativo di una sostanza organica di scarto o, come auspicabile, ai due obiettivi combinati.

Inoltre, questa determinazione può essere molto importante per:

- i progettisti degli impianti di biogas: permette il corretto dimensionamento delle opere e delle attrezzature;
- chi produce o commercializza attrezzature per il pretrattamento delle matrici in alimentazione ai digestori: si evidenzia l'eventuale aumento della resa di produzione di metano;
- chi gestisce gli impianti: per valutare la resa di impianto, la produzione potenziale di metano residua e l'alimentazione con nuove matrici;
- chi commercializza sottoprodotti: consente di formulare e caratterizzare il proprio prodotto ed il relativo prezzo di vendita.

Non è naturalmente questa l'unica informazione necessaria e importante per impostare il progetto di un digestore anaerobico, valutarne la fattibilità tecnica ed economica e operarne una corretta e sostenibile gestione. Tuttavia ne è un elemento fondamentale. Il BMP è la produzione di metano che si osserverebbe dopo un tempo di degradazione infinito ed in condizioni ottimali (assenza di inibizione, inoculo acclimatato, condizioni ambientali ottimali quali: miscelazione, temperatura, pH etc.).

Le prove sperimentali simulano in scala ridotta ciò che avviene in un digestore mettendo a contatto con del fango prelevato da un digestore (inoculo) il substrato da digerire (substrato) in condizioni controllate ed ottimali.



*Fig 2.2.4a – Sistemi per la misura del BMP di diversi campioni in parallelo con metodo manometrico (sx) e volumetrico (dx).*

Il BMP esprime infatti la massima quantità di metano che può essere prodotta dall'unità di massa della matrice (ad esempio in termini di litri di metano prodotto per kg di solidi volatili:  $LCH_4/kgSV$ ), in condizioni di digestione ottimali. Altre definizioni di BMP sono "resa massima" o "produzione specifica di metano", è importante chiarire sempre se le valutazioni di resa di produzione di metano sono risultato di stime o di effettiva misura sperimentale.

Le procedure basate sul monitoraggio della produzione di biogas possono essere classificate in base al metodo impiegato per la misura del volume prodotto (Ficara et al. 2011), che può essere effettuata a pressione costante (metodi volumetrici), o a volume costante (metodi manometrici), o, ancora, misurando, per via gascromatografica, l'incremento della frazione di metano nello spazio di testa di reattori chiusi (con condizioni iniziali di pressione e temperatura note). In Fig 2.2.4a sono riportate le immagini di due strumenti da laboratorio utilizzati per svolgere prove BMP.

Prove di questo tipo consentono quindi di valutare la produzione massima di metano estraibile dalla matrice e la rapidità intrinseca con cui la matrice viene convertita in metano, informazioni utili sia in fase di dimensionamento che di gestione dell'impianto (Malpei et al. 2008) In Fig 2.24b sono riportate delle curve esemplificative di produzione di metano effettuate con uno strumento di tipo volumetrico.

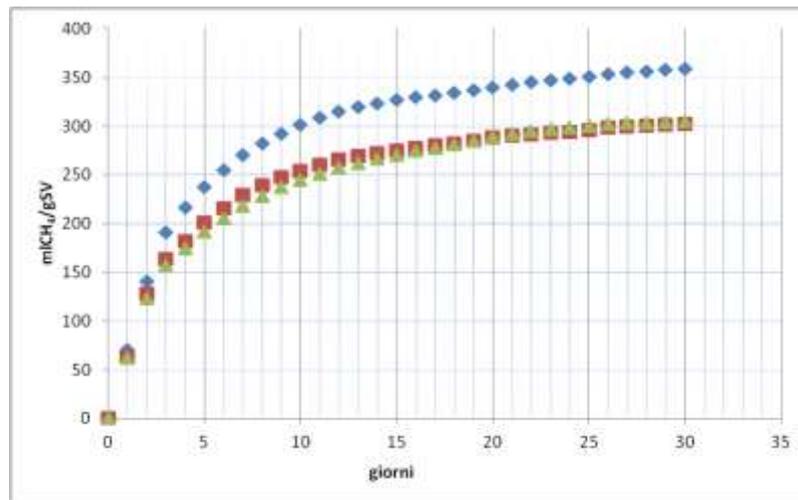


Fig 2.2.4b – Esempio di curve di produzione di metano da silomais

Nonostante vi siano indicazioni e norme (ISO 11734) e articoli internazionali che descrivono metodiche per lo svolgimento di questo tipo di analisi, non vi è ancora un protocollo comune univocamente utilizzato dai diversi laboratori. Vi sono diverse metodiche, durate di prova variabili dai 30 ai 50 giorni e temperature dai 30 ai 40°C per il campo mesofilo. A questo si aggiunge la variabilità della qualità dei sottoprodotti stessi, quindi i valori e gli intervalli riportati vanno considerati come indicativi. E' sempre consigliabile effettuare prove ad hoc su un dato sottoprodotto per ottenere indicazioni precise della potenzialità di produzione di biogas.

I valori di BMP riportati di seguito hanno come unità di misura il litro di metano prodotto per ogni kg di solido volatile alimentato ( $L_{CH_4}/kg_{SV}$ ) che può essere trasformato, conoscendo il valore di solidi totali e solidi volatili (ovvero contenuto di umidità e ceneri) in litri di metano per kg di sostanza tal quale  $L_{CH_4}/kg_{tq}$  secondo la formula:

$$\frac{L_{CH_4}}{kg_{SV}} \times \frac{kg_{SV}}{kg_{ST}} \times \frac{kg_{ST}}{kg_{tq}} = \frac{L_{CH_4}}{kg_{tq}}$$

Nel caso sia indicata la produzione specifica in termini di litri di metano per ogni kg di sostanza secca  $L_{CH_4}/kg_{ST}$  è necessario conoscere il contenuto di solidi volatili SV/ST per poter ricavare il corrispondente valore di  $L_{CH_4}/kg_{SV}$ . Mentre se la produzione specifica è riportata in termini di biogas ( $L_{biogas}/kg_{SV}$ ) è necessario sempre indicare la percentuale di metano nel biogas per poter ricavare il

valore corrispondente di BMP. Essendo il metano un gas, peso e volume relativo dipendono da pressione e temperatura, per cui la misura in volume dovrebbe sempre essere accompagnata dalle condizioni di pressione e temperatura in cui si misura. I volumi di metano prodotto dovrebbero sempre essere riferiti e standardizzati alle condizioni normali (temperatura 0°C e pressione 1 atm), motivo per cui si trova la dicitura NL (normal-litri) o Nm<sup>3</sup> (normal metri cubi).

Un'altra misura del contenuto di sostanza organica (sia disciolta sia sospesa) presente in un campione è il COD (Chemical Oxygen Demand) e si effettua ossidando per via chimica la sostanza. E' una misura del contenuto di energia chimica della sostanza organica e che viene messa a disposizione dei batteri (che la trasferiscono al metano). Questa misura non indica la biodegradabilità di una sostanza organica e di per sé non permette quindi di valutare quanto metano potrà prodursi; permette però di correlare con precisione la produzione di metano alla riduzione del COD che si osserva per biodegradazione. Trascurando, come lecito, la parte di sostanza organica che viene utilizzata per la crescita batterica, risulta che per ogni kg di COD che viene degradato anaerobicamente, di qualunque sottoprodotto si tratti, si producono 0,35 NL di metano come dimostrato in precedenza.

La putrescibilità di alcuni sottoprodotti di diversa origine è un fattore importante per la scelta di utilizzare tali substrati come alimento dei digestori anaerobici, per le implicazioni in relazione alle modalità della loro conservazione e del loro stoccaggio, che dovranno essere tali da limitare il più possibile la perdita di sostanza organica rapidamente biodegradabile, l'eccessiva idrolisi/produzione di acidi e lo sviluppo di odori molesti. Alcuni sottoprodotti liquidi o solidi ma caratterizzati da un alto contenuto di sostanza organica in forma solubile (quindi rapidamente biodegradabile), subiscono rapidamente un processo di acidificazione che se non controllato porta già in fase di stoccaggio (soprattutto in estate con temperature elevate) alla produzione di gas quali idrogeno metano e anidride carbonica a causa di degradazione completa. Processi non controllati di degradazione portano alla formazione di odori, presenza di insetti e a una diminuzione del quantitativo di sostanza organica metanizzabile del campione.

Sono quindi necessari stoccaggi adeguati, eventualmente è consigliato l'insilamento oppure il rapido utilizzo del sottoprodotto stesso.

Da tenere sotto controllo il fenomeno dell'acidificazione del sottoprodotto anche per evitare abbassamenti di pH all'interno del digestore a seguito di alimentazione di substrati con pH inferiore a 6 non bilanciate da un adeguato potere tampone (alcalinità).

La presenza di materiali estranei o indesiderati nei sottoprodotti va tenuta sotto controllo sia in fase di progettazione di impianti dedicati che di introduzione di frazioni di sottoprodotti nell'alimento di digestore già avviati. La principale presenza di materiali estranei è riconducibile alla presenza di materiali solidi inerti o quaoli alla degradazione (terra, sabbia, legno, noccioli, semi, ..) che, in assenza di sistemi adeguati di miscelazione, possono portare ad accumuli dentro il digestore (con relativa riduzione del volume utile) o ad abrasioni delle opere elettromeccaniche (pompe, pale, coclee ecc.).

Altri elementi indesiderati sono le elevate concentrazioni di sali disciolti, metalli pesanti o antibiotici che potrebbero causare fenomeni di inibizione del processo biologico. Altri elementi che oltre certe concentrazioni possono risultare indesiderati sono l'ammoniaca libera (la cui inibizione è reversibile e si sono verificati fenomeni di adattamento dei batteri) e lo zolfo che in alte concentrazioni porta ad un aumento del livello di H<sub>2</sub>S nel biogas.

La principale criticità di alcuni sottoprodotti (in particolare scarti dell'agroindustria come vinacce, sanse, pastazzo di agrumi, buccette di pomodoro, scarti di barbabietola) è la stagionalità di produzione degli stessi. Per alcuni è possibile procedere all'insilamento per altri è consigliabile (se alimentato in codigestione in frazioni minime rispetto agli altri substrati) il consumo in pochi giorni. Per sottoprodotti liquidi è necessario disporre di cisterne adeguate di stoccaggio con sistemi di pompaggio e miscelazione con i substrati solidi. In alternativa alla codigestione in digestori di tipo agricolo, per alcuni sottoprodotti liquidi (come ad esempio il siero di latte o il permeato di lattosio) c'è la possibilità di progettazione di impianti dedicati molto compatti, chiamati ad alto carico (es. di tipo UASB), che sfruttando biomasse adese o granulari e tempi di residenza di pochi giorni, consentono produzioni elevate di biogas con volumi del digestore estremamente ridotti.

Alcuni sottoprodotti di origine agricola sono composti da cellulosa (30-50%), emicellulosa (15-30%) e lignina (10-25%) La potenziale produzione di biogas delle biomasse lignocellulosiche dipende principalmente dal loro contenuto di cellulosa, emicellulosa e lignina. Generalmente, la cellulosa e l'emicellulosa vengono degradate dai microrganismi presenti nel digestore. Tuttavia, nei materiali lignocellulosici, esse sono associate alla lignina, che funge da barriera prevenendone la biodegradazione. La struttura fisica e la composizione chimica dei materiali lignocellulosici possono essere alterate attraverso vari metodi di pretrattamento (fisici, chimici, biologici o loro combinazione), con lo scopo di rimuovere il contenuto di lignina, ridurre la struttura cristallina della cellulosa, incrementare la porosità dei materiali e la superficie disponibile all'attacco dei microrganismi, migliorandone l'efficienza di degradazione anaerobica e incrementando la produzione di biogas. Tra i pretrattamenti possibili vi sono quelli meccanici (es. triturazione o

presso-estrazione), termici, trattamento alcalino (con aggiunta di soda), o biologici con utilizzo di enzimi o funghi.

E' sempre importante valutare (effettuando test BMP su campione grezzo e pretrattato) l'effettivo aumento di produzione di metano e confrontarlo con i costi energetici necessari per il trattamento. Un insilamento condotto adeguatamente minimizzando la presenza di ossigeno nel cumulo (con pressatura e isolamento ottimale) è di fatto una sorta di pretrattamento poiché alcune delle fasi per processo di digestione anaerobica (idrolisi, acidogenesi) avvengono ad opera di batteri naturalmente presenti nelle biomasse o nei sottoprodotti insilati. Parte della sostanza organica idrolizzata e acidificata viene persa però nella frazione liquida che si produce e che normalmente non viene raccolta. Per alcuni sottoprodotti, prove sperimentali hanno dimostrato la difficoltà dell'applicazione del processo di digestione anaerobica come unico substrato (es, pollina, glicerolo) a causa della presenza di concentrazioni elevate di ammoniacale, acidi grassi volatili, sali o metalli che oltre certe concentrazioni possono inibire il processo. Per questi sottoprodotti è necessario operare diluizioni o utilizzarli in codigestione con altri substrati.

Altri substrati, come il siero di latte, il permeato di lattosio o gli scarti di barbabietola necessitano di controllo particolare o di supplementi di nutrienti e alcalinità per essere trattati come mono-substrato. La codigestione di diversi substrati, se ben pianificata, permette invece di massimizzare la produzione di biogas sfruttando fenomeni di sinergia e complementarietà in termini di presenza di micro e macro nutrienti. In particolare l'utilizzo come substrato prevalente di fanghi di depurazione e FORSU (e in misura minore di altri sottoprodotti dell'agroindustria) permette di garantire stabilità del processo e omogeneità di rifornimento.

Con il termine "codigestione" si intende un processo di degradazione di substrati organici diversi in contemporanea. In particolare si parla di codigestione in campo anaerobico in riferimento al processo di stabilizzazione dei fanghi di supero degli impianti di trattamento di acque reflue. A tali fanghi infatti vengono aggiunti altri substrati di natura organica con lo scopo di incrementare i tassi di produzione di biogas grazie ad un sinergismo positivo creatosi in digestione per l'apporto dei nutrienti mancanti dal co-substrato. La miscelazione di diversi prodotti consente di compensare le fluttuazioni di massa stagionali, di evitare sovraccarichi o al contrario carichi inferiori alla capacità stessa del digestore e di mantenere quindi più stabile e costante il processo.

Vantaggi economici rilevanti derivano, inoltre, anche dalla condivisione degli impianti e dei costi di gestione, oltre che dall'aumento di produzione di biogas e conseguentemente di energia elettrica.

Questo approccio si innesta in maniera ottimale nel panorama attuale, specie a fronte della necessità di migliorare l'utilizzo dei circa 36000 digestori anaerobici presenti nell'Unione Europea (Caffaz et al. 2008). L'impiego di matrici organiche unite ai fanghi come substrato risulta essere economicamente molto interessante, infatti l'uso più spinto del parco di gestori disponibile porterebbe ad un recupero giornaliero di 112.000 MWh di energia elettrica e 180 MWh di energia termica, rispondendo così alla sempre più diffusa richiesta di recupero energetico da risorse rinnovabili.

Le principali biomasse che vengono utilizzate in questo tipo di processo sono:

- fanghi di supero prodotti dal trattamento delle acque reflue
- frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU)
- liquame suino
- liquame bovino
- deiezioni avicole (pollina)
- residui colturali
- colture energetiche
- scarti organici e acque reflue dell'agroindustria

In Tab. 2.2.4 a è riportata la resa indicativa in biogas di varie biomasse e scarti organici

Tab 2.2.4 a Biomasse e rifiuti organici per la digestione anaerobica e loro resa indicativa in biogas.

<b>Materiali</b>	<b>m<sup>3</sup> biogas/t SV</b>
Deiezioni animali (suini, bovini, avi-cuniculi)	200-500
Residui colturali (paglia, colletti barbabietole, ecc.)	350-400
Scarti organici agroindustria (siero, scarti vegetali, lieviti, fanghi e reflui di distillerie, birrerie e cantine, ecc.)	400-800
Scarti organici macellazione (grassi, contenuto stomacale ed intestinale, sangue fanghi di flottazione, ecc.)	550-1000
Fanghi di depurazione	250-350
Frazione organica rifiuti urbani	400-600
Colture energetiche (mais, sorgo zuccherino, erba, ecc.)	550-750

Gli scarti organici da utilizzare come co-substrati provengono dalle più svariate fonti e possiedono quindi forti differenze nella composizione chimica e nella biodegradabilità. Alcune sostanze quali percolati, acque reflue, fanghi, olii, grassi e siero sono facilmente degradabili mediante digestione anaerobica senza richiedere particolari pretrattamenti, mentre altre quali gli scarti di macellazione (sostanze ad elevato tenore proteico) necessitano di essere fortemente diluite con il substrato base in quanto possono formare metabolici inibitori come l'ammoniaca. Una vasta gamma di

matrici richiede invece vari stadi di pretrattamento quali, ad esempio la FORSU, gli alimenti avanzati e/o scaduti, gli scarti mercatali, i residui agricoli, gli scarti di macellazione.

In Tab 2.2.4b sono riportati i valori di produzione specifica di metano di alcuni sottoprodotti dell'agroindustria tratti da un lavoro di ricerca bibliografica del Politecnico (Scaglione et al., 2014).

Tab 2.2.4b *Biomasse e rifiuti organici per la digestione anaerobica e loro resa indicativa in biogas (Scaglione et al., 2014).*

sottoprodotto	produttività di metano - BMP	produttività di metano sul prodotto tal quale
	L CH <sub>4</sub> /kgSV	L CH <sub>4</sub> /kg
liquame suino	220 - 390	4 - 13
liquame bovino	150 - 290	10 - 30
letame bovino	140 - 200	26 - 47
pollina	220 - 390	90 - 160
siero di latte	375-500	23-31
permeato di lattosio	350 - 400	14-18
stocchi di mais	150 - 246	115 - 190
bucchette di pomodoro	190-220	55-64
bucce di patate	260-380	40-60
polpa di barbabietola pressata	310-470	75-110
foglie e colletti di barbabietola	250-330	35-42
melasso	300 - 360	200 - 220
crusca	300 - 360	200 - 220
farinaccio	320 - 390	270 - 330
glicerolo	450 - 750	400 - 600

### 2.2.5 Scenari di dimensionamento

In questo paragrafo si analizzano gli scenari di dimensionamento di un impianto pilota dimostrativo, alimentabile con matrici quali quelle sopra esaminate, in grado di conseguire una produzione di biogas atta a alimentare sistemi di sfruttamento energetico, pur di piccola piccolissima taglia, disponibili sul mercato. Questo obiettivo era stata indicato e sollecitato nelle riunioni iniziali del progetto, anche da parte di RSE.

Con un m<sup>3</sup> di biogas è possibile produrre, tramite impianto di cogenerazione (CHP combined heat and power engine), circa 1,8-2 kWh di elettricità e circa 2-3 kWh di calore a seconda del tenore di metano, che potrebbero essere disponibili per impieghi vari (tali stime valgono per impianti a scala

reale e con motori di cogenerazione maggiori di 100kW, per motori di taglia inferiore l'efficienza elettrica cala drasticamente).

Per un calcolo preciso è necessario conoscere il tenore di metano nel biogas, avente un PCI pari a 10 kWh/Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> e l'efficienza di conversione, elettrica ( $\eta_{\text{elettrica}}$ ) e termica ( $\eta_{\text{termica}}$ ), del CHP, secondo la formula seguente:

$$\text{kWh}_{\text{el}} = \% \text{ metano nel biogas} / 100 \times \eta_{\text{elettrica}} \times \text{PCI metano}$$

$$\text{kWh}_{\text{ter}} = \% \text{ metano nel biogas} / 100 \times \eta_{\text{termica}} \times \text{PCI metano}$$

Non viene in questa fase analizzata l'opzione di purificazione del biogas per ottenere biometano, che per le taglie di impianto in esame non risulterebbe percorribile.

Si procede al calcolo di primo dimensionamento di alcune taglie di digestori a umido operanti in mesofilia, delle relative produzioni di biogas/metano e della potenza lorda corrispondente.

La potenza è stata calcolata sulla base delle seguente formula:

$$\text{kW}_{\text{th}} = C_{\text{org}} \times \eta_{\text{anaerobico}} \times 0,35 \text{ Nm}^3 \text{CH}_4 / \text{kgCOD} \times \text{PCI metano} / 24$$

Il volume del digestore è stato calcolato in base a:

$$V = C_{\text{org}} / C_V$$

Assumendo:

- PCI metano: 10 kWh/Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>
- C<sub>org</sub>: carico organico da alimentare (kgCOD/giorno)
- $\eta_{\text{anaerobico}}$ : 50% (efficienza di degradazione anaerobica della sostanza organica)
- C<sub>V</sub>: 3 kgCOD/m<sup>3</sup> reattore/giorno (carico volumetrico)

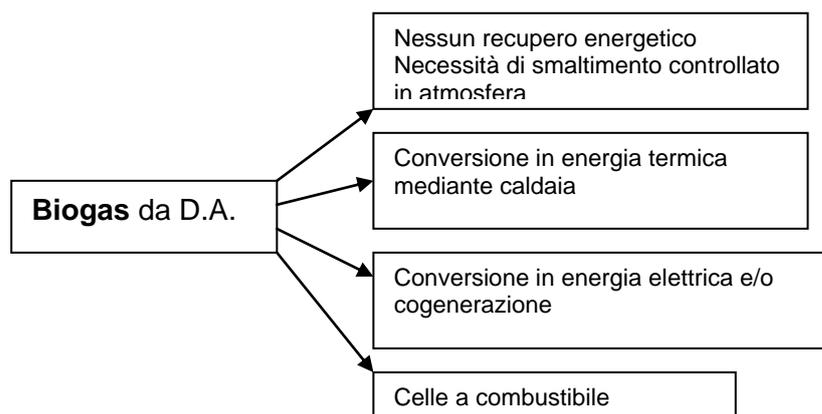
Risultano le seguenti taglie indicative, dalle quali emerge che per ottenere potenze lorde dell'ordine di 1 kW la dimensione indicativa del digestore è di 5 m<sup>3</sup>. E' chiaro che in questo caso la potenza effettivamente resa da una sistema elettrico o termico alimentato con questa quantità di

biogas sarebbe ben inferiore, in ragione della relativa efficienza. In presenza di una efficienza di conversione termica dell'ordine del 85-90%, come riscontrabile su bruciatori o caldaie, la potenza resa sarebbe dunque dell'ordine di 0,85 – 0,9 kW<sub>termici</sub>, indicativamente compatibile con sistemi commerciali alimentati a solo metano. Ma in questo caso la fattibilità andrebbe verificata in considerazione della alimentazione con biogas, e non metano.

potenza lorda teorica (kW <sub>th</sub> )	0,1	1	10
metano necessario (Nm <sup>3</sup> /giorno)	0,24	2,4	24
COD da degradare kgCOD/giorno	0,7	6,9	69
C <sub>org</sub> kgCOD/giorno	1,4	13,7	137
Volume reattore (m <sup>3</sup> )	0,5	5	46

*Ipotesi di sfruttamento energetico del biogas:*

In funzione delle dimensioni selezionate per l'impianto sono possibili diverse opzioni di valorizzazione del metano prodotto.



Si è già poco prima valutato lo scenario di sfruttamento solo termico, viene ora approfondito lo scenario di produzione di energia elettrica.

I motori alimentabili a biogas presentano generalmente potenze elettriche minime dell'ordine di alcuni kW<sub>el</sub>, cui corrispondono potenze lorde del combustibile superiori di 5 – 10 volte, tenendo conto delle basse efficienze di conversione tipiche di queste piccole taglie (10 – 20 % max). Vengono proposti in commercio alcuni motori alimentati a biogas di taglia ancora inferiore, prodotti principalmente in Cina e per il mercato dei Paesi in via di sviluppo.

Si veda per esempio (<http://a429930835.oinsite.yh.mynet.cn/d275939258.htm>) un motore da 1kW<sub>el</sub> con efficienze elettriche stimabili intorno al 15% per mantenersi a favore di sicurezza.

Effettuate le seguenti ipotesi:

- PCI metano: 9,54 kWh/Nm<sup>3</sup>
- efficienza elettrica: 15%
- funzionamento del motore: 8000h

Il metano necessario per l'alimentazione di un piccolo motore che produca 1kW di energia elettrica risulta essere di circa 18 Nm<sup>3</sup> al giorno.

#### *2.2.6 Progetto di un digestore anaerobico a carattere dimostrativo*

Sopra definita la portata o volume giornaliero di metano necessari, si procede alla selezione delle matrici in alimento ed al calcolo dei quantitativi necessari su base giornaliera. Successivamente, si procederà al dimensionamento del volume del digestore.

Come matrici in alimento, nel corso di vari incontri di progetto era emerso l'interesse ad utilizzare matrici che fossero significative rispetto al territorio e agli obiettivi generali del progetto e disponibili in loco. Tra queste si è ritenuto interessante valutare la FORSU (Frazione organica rifiuti solidi urbani), in considerazione dell'avvio delle raccolte differenziate di questa matrice, recentemente giunta ad interessare oltre il 50% della città di Milano. La provenienza della FORSU potrebbe essere anche da ristoranti o mense. Oltre all'umido della raccolta differenziata si è considerata l'alimentazione di scarti di mercato ortofrutticolo. Si è inoltre ritenuto interessante valutare la possibilità di co-digerire la FORSU con altre matrici, quali i fanghi di depurazione del vicino impianto di Nosedo e altri sottoprodotti dell'agroindustria. Come esempio di scarti dell'agroindustria si sono selezionate le trebbie di birra, sottoprodotto della lavorazione della birra, interessante sottoprodotto visto il notevole numero di micro birrifici nel territorio.

Tutti i dati di caratterizzazione delle matrici (ad esempio tenori di ST, SV/ST) e la produzione di biogas/metano utilizzati per queste stime sono basati su precedenti esperienze sperimentali del Politecnico (Scaglione et al. 2008, Scaglione et al. 2014) svolte anche all'interno del progetto Fabbrica della Bioenergia in parte finanziato da Fondazione Cariplo come progetto emblematico della provincia di Cremona.

<b>substrati ipotizzati</b>	<b>provenienza</b>	<b>BMP (LCH<sub>4</sub>/kgSV)</b>
Fango di depurazione (supero ispessito)	Depuratore di Nosedo	150
Scarti agro-industria (es. trebbie di birra)	Az. Agricole e industrie (es. Birrifici)	400
<b>FORSU</b>	Raccolta differenziata o mense	650
Scarti mercato ortofrutticolo	Mercati in zona	650

Come dati di progetto (oltre a quelli già definiti sull'efficienza del motore) si assumono:

- condizioni mesofile (35°C)
- digestione ad umido
- efficienza di degradazione rispetto a valore sperimentale: 90%

Nella successiva tabella si riporta una stima dei quantitativi di substrati necessari:

	<b>quantità alimentata</b>	<b>ST</b>	<b>SV/ST</b>	<b>frazione SV</b>	<b>Potenza elettrica generata</b>
<b>sottoprodotto</b>	<b>kg/d</b>	<b>%</b>	<b>%</b>	<b>%</b>	<b>kW</b>
<b>fango ispessito</b>	<b>300</b>	6%	67%	30%	0,10
<b>FORSU</b>	<b>45</b>	30%	95%	32%	0,45
<b>Scarti di mercato</b>	<b>45</b>	20%	90%	20%	0,28
<b>trebbie di birra</b>	<b>35</b>	23%	82%	17%	0,14
<b>alimento totale kg/d</b>	<b>425</b>				<b>1,0</b>

Ipotizzando un carico organico volumetrico di 4 kgSV/m<sup>3</sup>reattore/giorno il volume necessario del reattore risulta essere di 10 m<sup>3</sup> con un tempo di residenza medio di 24 giorni. I valori di tali parametri sono in linea con dati di letteratura per impianti simili.

Come si può notare, la realizzazione di un impianto dimostrativo che comprenda lo sfruttamento energetico del biogas in forme confrontabili a quelle degli impianti reali a piena scala comporta la realizzazione di un volume importante, con necessità di provvedere ad adeguati stoccaggi, forniture degli alimenti, pretrattamenti, stoccaggio del gas, dispositivi di sicurezza, ecc. Il tutto con costi e complessità tecniche da ritenersi non compatibili con questo progetto.

Ipotizzando invece l'assenza del recupero del biogas il reattore dimostrativo potrà essere di pochi litri, semplificato, a basso costo, con alimentazione in discontinuo e minima necessità di automazione e personale qualificato. L'approvvigionamento dei rifiuti e l'eventuale pretrattamento risulterà inoltre più semplice.

Si procederà dunque alla realizzazione di un piccolo reattore dimostrativo-didattico di digestione anaerobica da circa 2L che verrà presentato a fine progetto, il cui obiettivo sarà mostrare la produzione di biogas collegando il reattore a un piccolo fornello bunsen.

### *2.2.7 Combinazione con tecnologia bio-elettrochimica (RSE Cristiani)*

Uno studio delle prestazioni di sistemi bio-elettrochimici in comparazione con il processo di produzione di biogas è stato iniziato da RSE in collaborazione con il Politecnico di Milano.

Altri test con rifiuti solidi saranno condotti nella parte restante del progetto.

Di seguito si riporta una sintesi dei risultati preliminari, riportati anche nel Rapporto di Ricerca di Sistema n. 14001880 del 28/02/2014.

#### *Prove sperimentali con fanghi di depurazione*

Nella prospettiva di una sperimentazione comparativa tra reattori per la produzione di biogas e reattori bio-elettrochimici, sono state eseguite alcune prove preliminari di cinetica di degradazione aerobica/anaerobica utilizzando come substrati i fanghi di depurazione dell'impianto di Nosedo e, in comparazione del siero di latte (facilmente biodegradabile). Le prove sono state svolte presso la sede di Cremona del Politecnico di Milano.

Le prove di produzione di biogas sono state condotte utilizzando come norma di riferimento la UNI EN ISO 11734-2004, modificata secondo metodo interno del Politecnico di Milano.

Nella tabella sottostante sono indicati i quantitativi di fango di inoculo e di sostanza di prova introdotti in ogni bottiglia.

Dati massivi relativi alle sostanze utilizzate per la prova.

Bottiglia	Fango di inoculo	Rapporto Sstanza di prova/ Fango di inoculo		Sodtanza di prova
	ml	gSV/gSV	gCOD/gSV	g
Bianco	450			
Siero A	450			
Siero B	450		0,390	2,623
Fango Nosedo A	100	1,485	0,397	2,673
Fango Nosedo B	100	1,507		363,77
				369,12

Nella tabella sottostante vengono riportati i risultati relativi alle prove di degradazione anaerobica, specificando i seguenti parametri:

La produzione media di metano a 30 giorni di digestione (BMP<sub>30</sub>) espressa come volume di metano in condizioni normali (0°C; 1 bar) prodotto su unità di sostanza organica. Il BMP del campione SIERO è espresso per unità di COD mentre il BMP del FANGO NOSEDO è espresso per unità di solidi volatili.

I tempi necessari per il raggiungimento del 50% e del 90% del BMP<sub>30</sub>.

I valori di sostanza secca e organica del campione FANGO NOSEDO

I valori di COD del campione SIERO.

Dati relativi alla produzione di metano da siero di latte e fango di Nosedo.

	<b>BMP<sub>30</sub> medio a 30 giorni</b>	<b>BMP<sub>21</sub> medio a 21 giorni</b>	<b>Tempo per 50% BMP<sub>30</sub></b>	<b>Tempo per 90% BMP<sub>30</sub></b>	<b>Solidi totali</b>	<b>Solidi volatili</b>
<b>Campione</b>	<i>ml CH<sub>4</sub>/ g SV</i>	<i>ml CH<sub>4</sub>/ g COD</i>	<i>giorni</i>	<i>giorni</i>	<i>gST/kg</i>	<i>gSV/kg</i>
Siero		<b>276.8 ± 4,4</b>		<b>21</b>	<b>8,21 ± 0,01</b>	<b>6,08 ± 0,03</b>
Fango di Nosedo	<b>136,2 ± 22,8</b>		<b>7</b>	<b>21</b>	<b>8,21 ± 0,01</b>	<b>6,08 ± 0,03</b>

I grafici nella figura seguente mostrano i valori medi cumulati nel tempo della produzione di metano per unità di sostanza organica dei campioni (BMP) durante gli oltre 40 giorni di trattamento dalle due bottiglie di prova e dalla bottiglia di bianco.

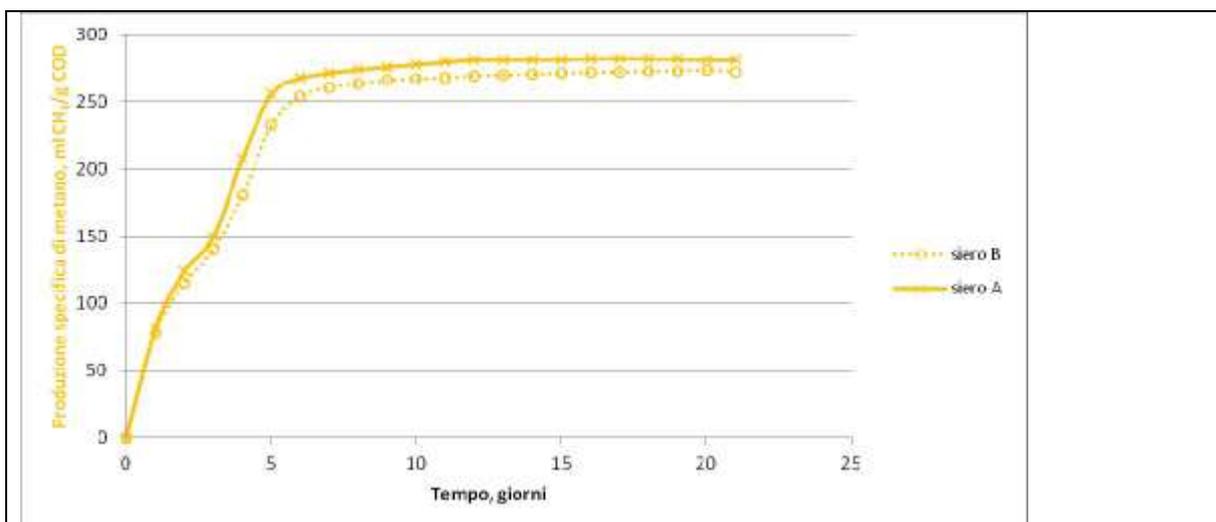


Fig 2.2.7.a Valori medi cumulati nel tempo della produzione di metano da siero di latte.

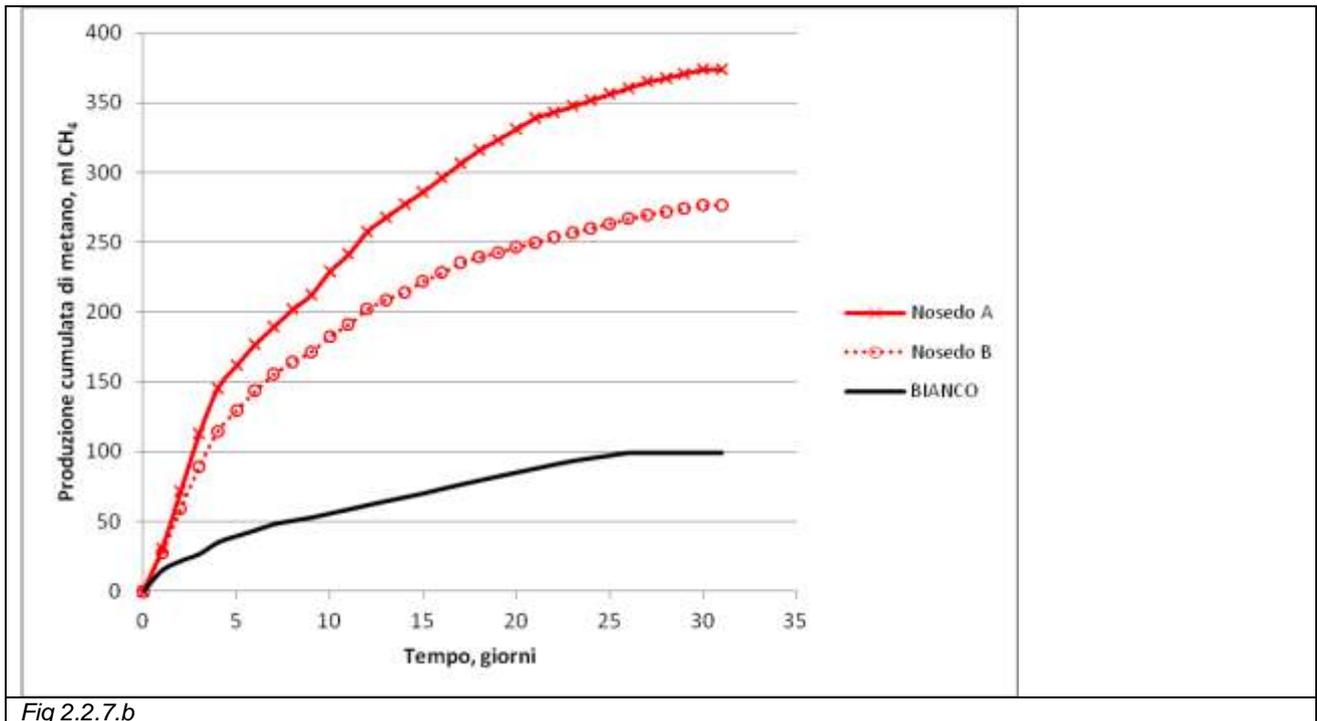


Fig 2.2.7.b

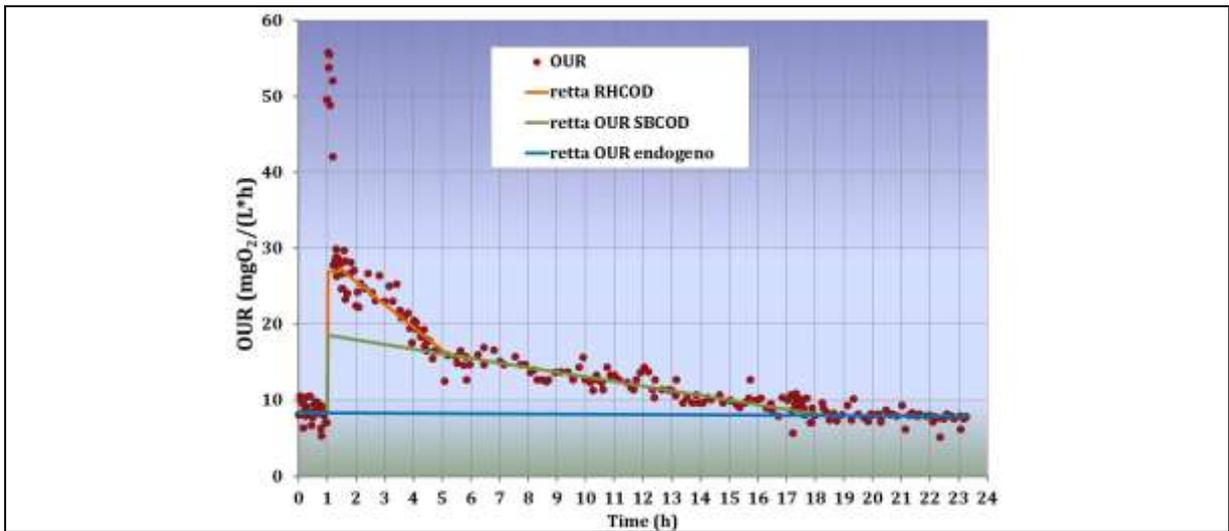
*Prove di degradazione aerobica*

Di seguito sono riassunti i risultati delle prove di della degradazione aerobica del siero di latte e quelli relativi alle prove di della degradazione aerobica del fango di Nosedo.

La percentuale di fango biodegradabile aerobicamente è risultata moto contenuta, pari al 6%; molto inferiore a quella del siero di latte, pari all'87% nello stesso tempo.

Dati e risultati delle prove di della degradazione aerobica del siero di latte Siero di Latte

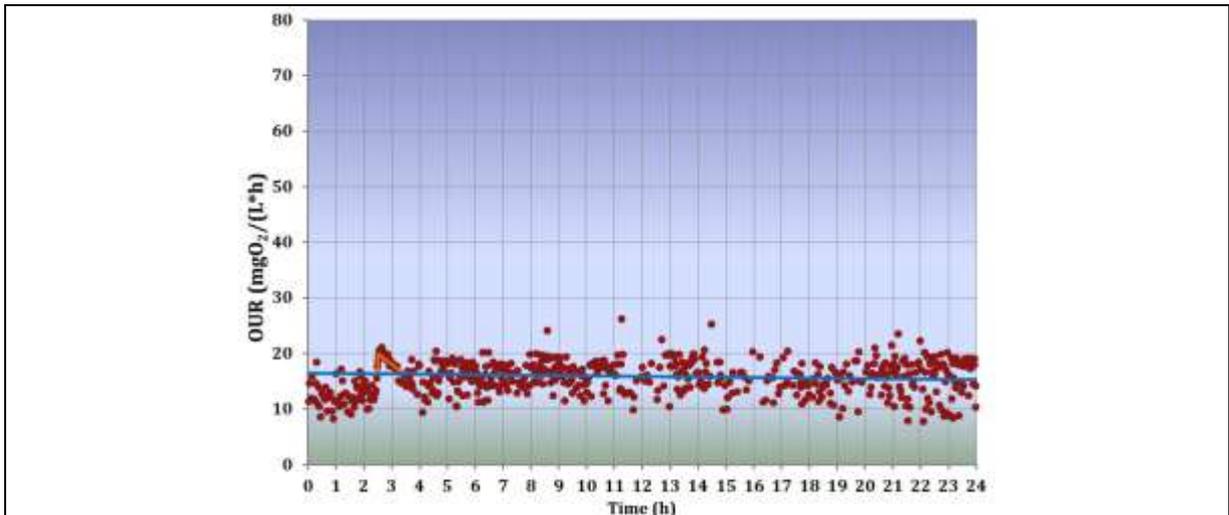
Inoculo SST <sub>fango</sub>	COD	Substrato	COD biodegradabile	gCOD/gSSV
3,91 g/l	408 mg (1020 mg/g)	13,27 g	87% del totale	0,125
COD biodegradabile			6% del totale in 40 min	
COD idrolizzabile			17.8% 4 h	
COD lentamente degradabile			75.8% 17 h	
COD lentamente degradabile			Totale 100% 24 h	



2.2.7.c Andamento della degradazione aerobica del siero di latte.

Dati e risultati delle due prove di degradazione aerobica del fango di Nosedo

Inoculo SST <sub>fango</sub>	COD	Substrato SSV <sub>fango</sub>	COD biodegradabile
3,9 g/l	7300 mg/l	5,4 g/l	6% del totale
3,3 g/l	800 mg/l	6,5 g/l	6% del totale



2.2.7.d Andamento della degradazione aerobica del fango di Nosedo.

*Prove con pile microbiche con inoculo di biogas e siero di latte*

Gli stessi substrati organici di siero di latte e di fanghi del depuratore di Nosedo sono stati utilizzati per alcune prove preliminari effettuate utilizzando pile microbiche da laboratorio.

Le pile sono state inoculate preliminarmente con il refluo di un impianto di biogas fornito dal Politecnico di Milano e con 10 g/L di siero di latte. Nella Figura seguente è riportato il grafico della cinetica di degradazione del siero di latte, e a seguire, l'andamento della tensione generata nelle pile. Nonostante sia stata utilizzata una concentrazione maggiore di quella delle precedenti prove

svolte al Politecnico, il più elevato tempo di degradazione riscontrato può essere imputato ad un lento trasporto di massa sull'elettrodo, data l'assenza di agitazione nelle pile microbiche.

Un successivo ciclo di prove con entrambi i substrati (siero di latte e fango di Nosedo) è in corso con celle in flusso. Di tali prove non sono riportati i risultati.

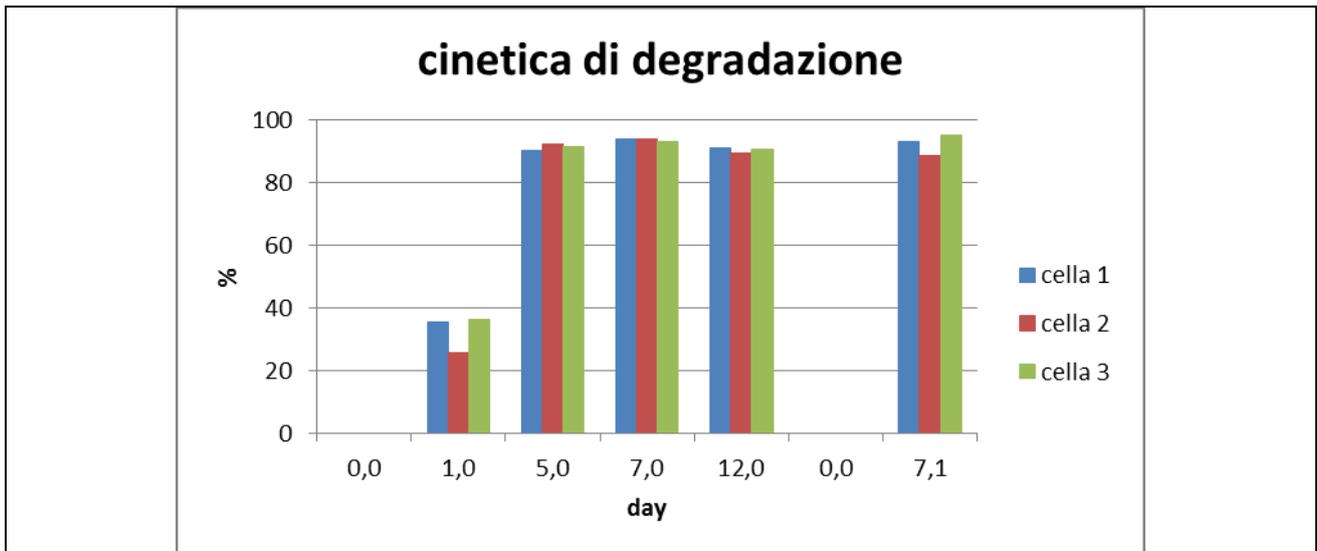


Fig 2.2.7.e Grafico della cinetica di degradazione di 10 g/L di siero di latte aggiunto in tre pile microbiche da laboratorio.

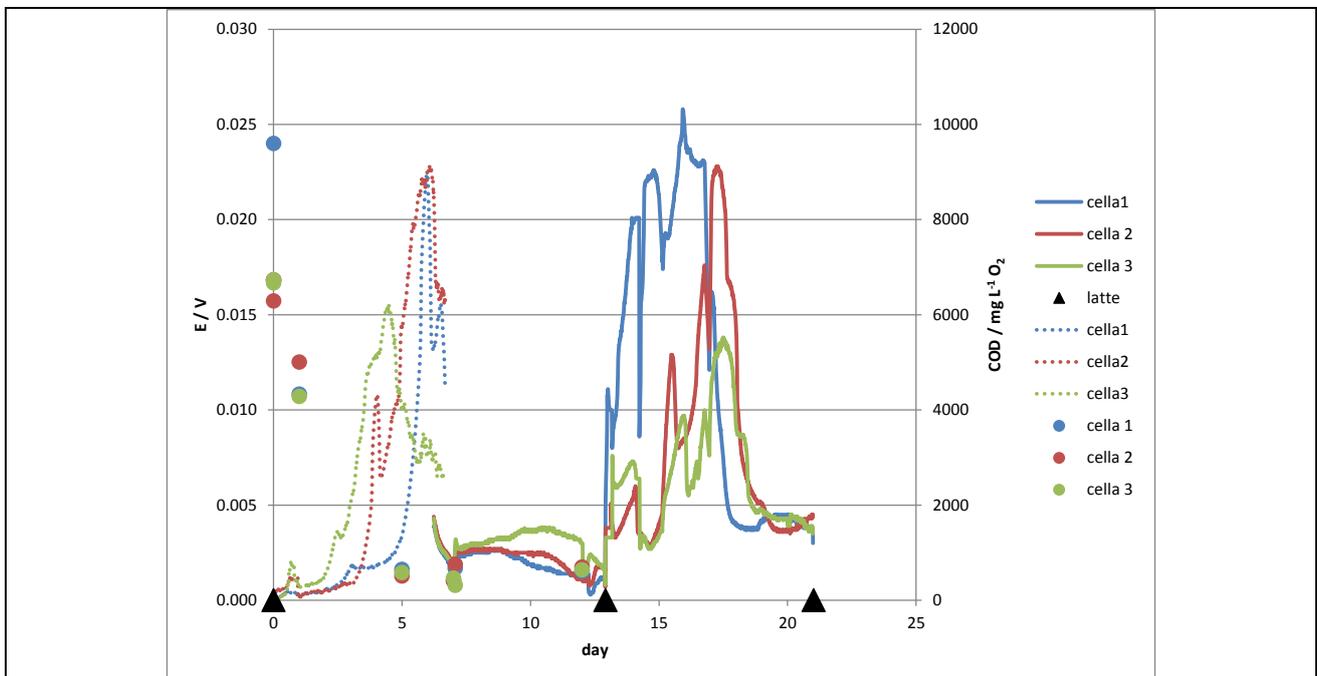


Fig 2.2.7. f Grafico della tensione generata nelle tre pile microbiche da laboratorio alimentate con 10 g/L di siero di latte.

Le maggiori differenze riscontrate tra bioreattori tradizionali ed elettrochimici sono da attribuire alla diversa condizione di flusso. Le prossime sperimentazioni saranno svolte agitando la soluzione anche nei bio-reattori elettrochimici.

### **2.3 Studio di fattibilità di Uso combinato di specie vegetali adatte per la fitodepurazione**

L'attività svolta nell'ambito del sottoprogetto per la "Realizzazione di impianti didattico/dimostrativi di fitodepurazione" ha avuto come elemento guida quello di realizzare impianti di fitodepurazione sia a scopo scientifico sia a scopo divulgativo. Quindi le finalità delle attività sperimentali realizzate possono essere così riassunte:

- Dimostrativa: realizzare prototipi esemplificativi di impianti di fitodepurazione sia all'orto Botanico sia nell'area del progetto
- Scientifica: realizzazione di una tesi di laurea per verificare gli effetti della fitodepurazione con analisi delle acque in entrata ed in uscita dall'impianto
- Educativa: utilizzare i prototipi realizzati per spiegare i principi della fitodepurazione e le possibilità di utilizzazione delle biomasse prodotte a scopi energetici.

Nel corso dei due anni di progetto sono state svolte diverse attività che si collegano a due realizzazioni differenti sia per tipologia di attività sia per la localizzazione delle stesse:

1. Realizzazione di 4 vasche di fitodepurazione a scopo scientifico/dimostrativo all'Orto Botanico di "Città Studi" con l'estensione di una tesi di laurea dal titolo: "Impianto sperimentale di fitodepurazione con flusso superficiale e sommerso verticale a confronto ed analisi della biomassa".
2. Realizzazione di una vasca di fitodepurazione a scopo didattico/dimostrativo presso Nocetum posto proprio all'ingresso della Valle dei Monaci (Parco della Vettabbia). Questa vasca è collegata ad un laghetto ricco di nutrienti e sarà utilizzata nei percorsi di educazione ambientale dell'Associazione Nocetum per spiegare i principi della fitodepurazione.

#### *Vasche di fitodepurazione all'Orto Botanico di 'Città Studi' a scopo scientifico/dimostrativo*

Sono stati messi a confronto due sistemi di fitodepurazione: quello superficiale e quello subsuperficiale verticale con i relativi controlli al fine di appurare la loro capacità di depurare le

acque ricche di sostanza organica e nutrienti minerali tipiche di uno stagno eutrofo. Per questo sono stati monitorati i principali parametri di qualità chimico-fisica dell'acqua in uscita ed in entrata di tutte le vasche per avere un riscontro degli effetti della fitodepurazione e per poter confrontare i parametri in uscita con gli standard di qualità della normativa vigente per le acque superficiali. Inoltre è stata quantificata la produzione di biomassa delle due specie utilizzate come agenti fitodepuranti, al fine di valutare il bilancio dei nutrienti e il loro possibile uso a scopi energetici o fertilizzanti.

a)



c)



b)



d)



*Figura 2.3.1 - a) ingresso dell'Orto Botanico di "Città Studi"; b) cartellone di spiegazione delle vasche sperimentali realizzate presso l'Orto Botanico di "Città Studi"; c) le quattro vasche sperimentali che mettono a confronto i due sistemi di fitodepurazione con i loro rispettivi controlli; d) raccolta di un campione d'acqua in uscita dalla vasca a flusso verticale.*

I risultati della sperimentazione hanno evidenziato un ruolo essenziale delle piante nella fitodepurazione infatti le analisi effettuate sull'impianto sperimentale hanno mostrato una rimozione rilevante di azoto da parte della vegetazione soprattutto nel caso in cui le concentrazioni in entrata fossero relativamente alte. L'abbattimento dei solidi sospesi ha evidenziato un efficace abbattimento da parte di entrambi i trattamenti di entrambi i flussi, ma è risultato maggiore per il flusso superficiale con le piante. Il BOD<sub>5</sub> è stato abbattuto efficacemente nel caso del flusso verticale sia nella vasca con le piante che di controllo.

Un giudizio complessivo dell'efficacia dei sistemi di fitodepurazione realizzati è stato effettuato confrontando la qualità dell'acqua in uscita dalle vasche con i valori limite per le acque superficiali stabiliti dal decreto legislativo 260 del 2010. Dai risultati di maggio si è osservato che le due vasche con vegetazione hanno dato origine ad un livello di qualità buono per l'arricchimento di ossigeno, ottimo per l'azoto ammoniacale, mentre per i nitrati solo il flusso superficiale con piante si è dimostrato adeguato per la rimozione di questi composti; per il fosforo, invece, non si sono avuti abbattimenti soddisfacenti in base ai parametri di qualità delle acque superficiali. Questo risultato è da imputarsi ad uno stadio iniziale di sviluppo della vegetazione nelle due vasche. A luglio, rispetto al mese di maggio, c'è stata una maggiore efficacia nell'abbattimento dei nitrati da parte del flusso verticale ed un miglioramento nella diminuzione della quantità di fosforo presente in acqua da parte di tutti i trattamenti, in particolare il flusso superficiale con piante è quello che realizza la combinazione migliore dei vari parametri.

La sperimentazione realizzata all'Orto Botanico di "Città Studi" ha evidenziato i vantaggi specifici dei due sistemi di fitopurazione sottolineando mediante il confronto con le vasche di controllo il ruolo essenziale della vegetazione. Le piante possono inoltre rappresentare una risorsa in termini di produzione di biomassa a fini energetici o per la produzione di compost ad alto contenuto di nutrienti. In particolare, la canna di palude ha dimostrato di poter realizzare una notevole quantità di biomassa adatta ad un suo uso a fini energetici, mentre la lenticchia d'acqua per il suo elevato contenuto in elementi fertilizzanti (fosforo e azoto) e per il suo basso contenuto in fibre rappresenta un'ottima risorsa per la realizzazione di compost di alta qualità.

L'impianto sperimentale realizzato presso l'Orto Botanico di "Città Studi" è stato inoltre oggetto di spiegazioni ed attività di divulgazione, durante le giornate di apertura dell'orto ed in particolare durante la giornata del solstizio d'estate 2014.

*Vasche di fitodepurazione presso l'Associazione Nocetum – Corte San Giacomo a scopo didattico/dimostrativo*

La vasca di fitodepurazione è stata posta al lato di un piccolo laghetto che è situato nel recinto del pollaio del centro. Per attivare il flusso d'acqua della vasca di fitodepurazione è stata realizzata una ruota idraulica azionata a mano (energia metabolica) che potesse essere sia efficace date le piccole dimensioni dell'impianto, sia economica (non richiede una fonte di energia tradizionale). Inoltre è stato valutato che potesse avere un effetto di attrazione per i più piccoli che vengono coinvolti direttamente nell'attività didattica/dimostrativa come "attori/motori" dell'impianto. Questa vasca realizzata anche con attenzione agli aspetti estetici, potrà offrire al centro di Nocetum un'opportunità didattica molto speciale per presentare temi di notevole attualità quali: "problema dell'energia", "la depurazione delle acque" e "i servizi delle piante e degli ecosistemi all'uomo". La figura 2.3.2 rappresenta il piccolo laghetto prima della realizzazione della vasca di fitodepurazione e dopo la realizzazione.

a)



b)



c)

*idraulica per alimentare il ciclo fitodepurativo; c) seconda versione della ruota con perno in ferro e braccio di rotazione snodato; d) vasca di fitodepurazione con ritorno dell'acqua nel laghetto.*



d)

*Figura 2.3.2 - a) Laghetto di Nocetum prima della realizzazione della vasca di fitodepurazione; b) ruota*



Di seguito relazione dettagliata delle attività realizzate durante i due anni della durata del progetto

### 2.3.1 Introduzione

La fitodepurazione utilizza i processi naturali, propri delle aree umide, per effettuare un'efficace depurazione delle acque. Le aree umide artificiali costituite per la fitodepurazione possono essere più efficaci di quelle naturali nella rimozione di inquinanti in quanto consentono di gestire il flusso di entrata, il flusso di uscita e le caratteristiche costitutive. Ormai la fitodepurazione è una tecnica diffusa in paesi come la Svizzera, l'Austria e la Germania. In Italia la maggior parte degli impianti si trovano a nord, ma ora varie università ubicate nel territorio e vari Enti di ricerca stanno lavorando a standard per la progettazione che siano applicabili anche nell'area mediterranea; nel nostro paese, vista la diffusione della tecnica, sono stati realizzati diversi manuali specifici ad opera delle varie agenzie ambientali, ad esempio l'ARPA (Linee guida per lo scarico di acque reflue domestiche sul suolo e negli strati superficiali del sottosuolo, per carichi organici < 50 abitanti equivalenti).

Gli elementi fondamentali che compongono un impianto di fitodepurazione sono: il SUBSTRATO, la COMUNITA' MICROBICA e la VEGETAZIONE.

Il **substrato** ha un effetto notevole sui processi di depurazione in quanto effettua una azione di filtrazione sull'acqua e ospita microrganismi in grado di rimuovere i nutrienti e, potenzialmente, anche le sostanze pericolose mediante biotrasformazione. L'azione filtrante avviene grazie a tre processi: filtrazione fisica (le particelle in sospensione nel fluido da depurare sono trattenute dal substrato in funzione delle dimensioni), assorbimento chimico (creazione di legami chimici tra le particelle presenti nel fluido e il substrato) e scambio ionico (substrati capaci di legare ioni prendendoli dal fluido e di cederne altri mantenendo la neutralità elettrostatica).

L'azione della **comunità microbica** ospitata dal substrato è fondamentale nel processo di fitodepurazione in quanto effettua la decomposizione della sostanza organica. I batteri utilizzano la sostanza organica come fonte di energia (catabolismo) o per costruire parti del loro organismo

(anabolismo). Se essi vivono per lungo tempo in un ambiente in cui è sempre presente una alta concentrazione di una certa sostanza tossica, si possono selezionare ceppi resistenti che sono in grado di trasformarla in sostanze non tossiche o compartimentarla all'interno della cellula in modo da renderla non interferente con il metabolismo. Alcuni batteri che il substrato può ospitare possono anche fare fotosintesi (alghe azzurre), diminuendo la probabilità che il sistema vada incontro ad anossia dovuta ad eutrofia.

Le **piante** hanno un ruolo fondamentale in un impianto di fitodepurazione per la rimozione dei nutrienti e per il funzionamento del sistema depurante stesso. Esse utilizzano per la crescita i nutrienti minerali determinando una sottrazione consistente di azoto e fosforo. Ogni parte della vegetazione è coinvolta nel miglioramento della qualità dell'acqua:

- parte sommersa: filtro e supporto per la popolazione microbica, assorbimento ed asportazione di fitonutrienti e di elementi tossici (i fitonutrienti saranno usati dalla pianta per la produzione di tessuti e gli elementi tossici saranno inattivati o compartimentati, per esempio nei vacuoli delle cellule), diminuzione della velocità della corrente per attrito. E' evidente che si ha un livello maggiore di depurazione tanto più a lungo l'acqua rimane a contatto col substrato e con le comunità microbiche insediate sulle parti vegetate.
- parte aerea: attenuazione intensità della luce (con conseguente diminuzione della presenza di alghe), riduzione volume del refluo per traspirazione fogliare (l'acqua viene restituita all'atmosfera sotto forma di vapore acqueo) e diminuzione della velocità del vento. Questo elemento può provocare problemi su impianti di vasta scala che, per esempio, utilizzino le lenticchie d'acqua, in quanto, quando vengono spinte dal vento, queste tendono ad accumularsi solo in una porzione dello specchio d'acqua e quindi il refluo verrà a minor contatto con le parti vegetate. Il vento può inoltre esercitare una corrente e quindi aumentare la velocità del flusso d'acqua all'interno dell'impianto. Un'altra funzione della parte aerea delle piante è quella estetica; molto spesso gli impianti di fitodepurazione sono aperti al pubblico o si collocano in una zona pubblica in modo anche da svolgere un ruolo educativo e di sensibilizzazione.
- apparati radicali e rizomi: controllo erosione (tengono maggiormente adese tra loro le particelle del substrato agendo da struttura portante) e ossigenazione del substrato. Le radici di alcune piante ricevono ossigeno proveniente dalla parte aerea e lo diffondono nella rizosfera: l'ossigeno si diffonde con un tasso minore nell'acqua rispetto all'aria e quindi questa dose aggiuntiva di ossigeno promuove la presenza di batteri aerobici che favoriscono l'ossidazione delle sostanze organiche presenti in prossimità delle radici. Il trasporto di ossigeno all'interno della pianta avviene attraverso il parenchima aerifero o arenchima: un tessuto semplice, dotato di pori per il passaggio dell'aria. Questo tessuto è

un adattamento specifico delle piante acquatiche, che si sono adattate a vivere in un ambiente povero di ossigeno. Il parenchima aerifero forma la parte centrale della radice e del fusto, il loro midollo all'interno del quale la diffusione dell'ossigeno avviene per diffusione passiva in funzione del gradiente di pressione generato dai vari processi fisici che hanno luogo all'interno della pianta stessa.

La selezione della vegetazione dipende principalmente dalle caratteristiche del substrato selezionato per l'impianto, dalle caratteristiche climatiche del luogo e dall'obiettivo depurativo prescelto. Sono da preferire piante autoctone per ragioni ecologiche e pratiche, in quanto sono adattate al clima e quindi avranno un tasso di sviluppo consono, resistenza alle malattie e maggior capacità di sopportare una elevata quantità di inquinanti. Inoltre la facilità della loro gestione è un criterio da non sottovalutare, anche da un punto di vista economico. Bisogna selezionare piante erbacee con organi perennanti in grado di colonizzare velocemente e uniformemente l'ambiente in quanto l'impianto potrà entrare prima ed efficacemente in funzione. Le piante competitive permettono di mantenere nel tempo la composizione floristica desiderata.

Negli impianti di fitodepurazione aperti o comunque accessibili al pubblico si inseriscono anche piante ornamentali con una certa attenzione anche alla fioritura (periodo, colore ecc); esse possono comunque avere un ruolo attivo nella depurazione come per esempio l'*Iris pseudacorus*. Inoltre si possono scegliere piante aromatiche come per esempio la menta acquatica, il cui profumo può risultare repellente per alcuni insetti e può coprire parte dell'odore del refluo.

### *2.3.2. Modelli di riferimento per la fitodepurazione*

Ferrari et al. (2002) descrivono fondamentalmente tre tipi di sistemi di fitodepurazione che possono essere utilizzati sia come trattamenti unici (non accompagnano un sistema di depurazione di tipo tradizionale) sia come sistemi di fissaggio di un impianto tradizionale. Possono inoltre essere posti in serie o in parallelo.

### FLUSSO SUPERFICIALE

Condizioni prevalenti	Aree umide naturali.
Forma della vasca	Rettangolare.
Dimensioni della vasca	Il migliore rapporto tra lunghezza e larghezza è 4:1, profondità tra i 40 e i 60 cm.
Pendenza	Costante per lunghezza,variabile in larghezza per promuovere il rimescolamento dell'acqua.
Substrato	Terriccio non argilloso con almeno 20 cm di spessore.
Efficacia	Abbattimento dei nutrienti.
Impiego	Trattamento secondario.
Tipo di flusso	Continuo.

Per questo tipo di flusso è molto importante avere la presenza di aree vegetate e di aree non vegetate, in quanto, in queste ultime, possono realizzarsi fenomeni di natura chimico-fisica come la diffusione dell'ossigeno atmosferico e la penetrazione della radiazione solare.

Per gli impianti a scala industriale, al fine di evitare l'intasamento grazie alla presenza di solidi sospesi, in prossimità dell'area di uscita del refluo è presente una zona profonda della vasca per promuovere la sedimentazione.

### FLUSSO SOMMERSO ORIZZONTALE

Condizioni prevalenti	Anossiche
Forma della vasca	La vasca deve avere necessariamente una geometria rettangolare in modo che il refluo stia più tempo a contatto con le parti vegetate e con il substrato
Dimensioni della vasca	Lunghezza inferiore ai 4 m, profondità 70-80 cm
Dimensionamento impianto	secondo alcuni autori per una applicazione estiva dell'impianto sono richiesti 3,5 m <sup>2</sup> / abitante equivalente e per una applicazione non stagionale è richiesta una sup di 4,5 m <sup>2</sup> / abitante equivalente; per altri autori la superficie occupata deve essere determinata in funzione dell'utilizzo del bacino:per un trattamento secondario 6 m <sup>2</sup> / abitante equivalente per il terziario 1 m <sup>2</sup> / abitante equivalente.
Pendenza	Necessaria,inferiore a 1%
Substrato	Pietrisco grossolano o ghiaia. Il substrato è costituito da pietrisco grossolano per evitare fenomeni di intasamento o da ghiaia di granulometria variabile: si consiglia una distribuzione uniforme in modo da evitare sensi di scorrimento preferenziale da parte del flusso.
Efficacia	Abbattimento carico organico e solidi sospesi
Impiego	Utenze medie e piccole. Indicato per ambienti freddi
Tipo di flusso	Continuo

Questo tipo di sistema è caratterizzato dalla prevalenza di condizioni anossiche e quindi non permette di avere una elevata rimozione delle forme di azoto, ma ci sono siti con condizioni aerobiche, grazie alle radici delle piante acquatiche e questo permette al sistema di essere molto efficiente e versatile.

### FLUSSO SOMMERSO VERTICALE

Questo tipo di sistema è caratterizzato dal fatto che le acque scorrono verticalmente attraverso il mezzo poroso.

Condizioni prevalenti	Ossigenate
Forma della vasca	Simmetrica(no geometria preferenziale)
Dimensioni della vasca	Profondità di 1 m.
Dimensionamento impianto	1 m <sup>2</sup> /a.e. per assicurare una efficace rimozione del B.O.D, 1 o 2 m <sup>2</sup> /a.e. per fissaggio 2 o 3 m <sup>2</sup> /a e. per nitrificazione.
Pendenza	Non presente
Substrato	Inferiore ghiaia grossolana,superiore ghiaia fine e tra i due strati di ghiaia sabbia. In superficie è presente uno strato di ghiaia a granulometria medio-fine, con spessore di circa 10 cm; Sul fondo è presente uno strato di ghiaia a granulometria grossolana, per impedire fenomeni di intasamento (l'acqua è raccolta sul fondo da un insieme di tubi drenanti) e in mezzo è presente uno strato di sabbia; L'uso di materiale di riempimento a diversa granulometria, unito ai cicli di svuotamento e di riempimento, assicura che il flusso venga a trovarsi alternativamente in condizioni aerobiche e anaerobiche.
Efficacia	Carico organico, azoto e fosforo
Impiego	Adattabile
Tipo di flusso	Alternato discontinuo. E' presente un'alimentazione dall'alto a intermittenza, ed è previsto il periodico svuotamento delle vasche, per un efficace scambio di gas tra il substrato e l'atmosfera.

Secondo il manuale dell'ISPRA (ISPRA, 2012), la gestione delle macrofite nei diversi sistemi fitodepuranti deve essere fatta nelle seguenti modalità e accorgimenti:

- le piante non devono ricoprire tutto lo specchio d'acqua;
- deve essere previsto un controllo almeno quindicinale sulle piante invasive;
- nei sistemi a flusso superficiale una volta all'anno le macrofite devono essere rimosse e smaltite;
- nei sistemi a flusso sub-superficiale lo sfalcio deve essere eseguito una volta l'anno;
- per i sistemi a flusso orizzontale si procede alla rimozione dei residui solo dopo i primi due sfalci, dopo il secondo o terzo anno di esercizio del sistema vengono lasciate in loco per formare una lettiera di materiale che proteggerà dagli sbalzi di calore e che sarà una fonte di carbonio per la denitrificazione;
- per i sistemi a flusso verticale i vegetali devono essere rimossi ad ogni sfalcio.

### 2.3.3. Le vasche di fitodepurazione all'Orto Botanico di "Città Studi"

Presso l'Orto Botanico di "Città Studi", nel complesso dell'Università degli Studi di Milano, è stato realizzato un impianto sperimentale di fitodepurazione comprendente:

- una vasca a flusso superficiale con macrofite radicate emergenti e non radicate flottanti.
- una vasca a flusso superficiale di controllo con il solo substrato.
- una vasca a flusso sommerso verticale con macrofite radicate emergenti.
- una vasca a flusso sommerso verticale di controllo con solo il substrato.

Le due **vasche a flusso superficiale** sono state scavate, una di fianco all'altra, con una profondità di 50 cm, una larghezza di 40 cm ed una lunghezza di 250 cm. All'estremità delle due vasche, è stato scavato un canale profondo 70 cm ed è stato posizionato in esso un catino per vasca, in cui giungerà l'acqua al termine del trattamento parzialmente spostato per poter vedere la vasca sottostante.



*Figura 2.3.3 – Le due vasche a flusso superficiale: a destra quella con la vegetazione a sinistra quella di controllo coperta da telo nero per evitare la crescita di alghe, nella foto il telo è stato*

In primo piano si vede il bidone con l'acqua di alimentazione di entrambe le vasche.

Il fondo delle vasche è stato coperto con un doppio strato di tessuto impermeabile che continua fino alle bacinelle per consentire la raccolta dell'acqua in uscita. In ciascuna vasca è stato posto uno strato di sabbia, a granulometria fine, alto in media 25 cm. Per alimentare di acqua entrambe le vasche, è stato preparato un grosso contenitore (capienza 80 litri) con due tubi (uno per vasca) terminanti con un rubinetto per regolare il flusso d'acqua in entrata alle vasche. Lo spessore dell'acqua nelle vasche è stato in media di 15 cm ed il flusso è stato regolato a circa 100 mL/min che corrisponde a 6 litri/ora. Il contenitore dell'acqua in entrata è stato quotidianamente riempito di acqua proveniente dal laghetto presente nell'orto (acqua in entrata ricca di sostanza organica e nutrienti). In una delle due vasche sono state poste le lenticchie d'acqua e le canne di palude, provenienti dall'Orto Botanico stesso, l'altra, priva di vegetazione, è stata considerata come vasca di controllo. Ciascuna vasca è stata protetta da una rete al momento della messa in luogo della lenticchia d'acqua, al fine di impedire che gli uccelli possano danneggiare la vegetazione. Nella vasca superficiale di controllo la rete è stata coperta da un telo nero per impedire la proliferazione algale.



*Figura 2.3.4 – Particolare del rubinetto di regolazione dell'acqua in entrata alla vasca superficiale con vegetazione.*

Le due **vasche a flusso sommerso verticale** sono state scavate due vasche, una di fianco all'altra, con una profondità di 60 cm, una lunghezza di 1 m ed una larghezza di 1 m e per ogni vasca è stato scavato un canale laterale, profondo quanto esse in modo da raccogliere l'acqua in

uscita. Il fondo di entrambe le vasche è stato coperto da un doppio strato di tessuto impermeabile, il quale è stato forato in prossimità del canale laterale. Per ciascuna vasca è stato preparato un imbuto, riempito di ghiaia per evitare possibili intasamenti, collegato ad un tubo in cui percolerà l'acqua dopo il trattamento. L'imbuto è stato posto in corrispondenza del foro del telo con il tubo di uscita direzionato verso il canale laterale. Per tenere in posizione sia l'imbuto che il tubo di scolo, è stato realizzato un argine di terra che risultava anche argine della vasca stessa. La vasca è stata completamente riempita in successione da uno strato di ghiaia (10 cm) uno di sabbia a granulometria fine (30 cm) ed infine uno di ghiaia (10 cm). Per alimentare di acqua entrambe le vasche, è stato preparato un secondo contenitore con le stesse caratteristiche di quello del flusso superficiale. Anche il flusso di alimentazione delle vasche è stato regolato in maniera analoga alle altre due vasche (flusso in entrata di circa 6 litri/ora). Il secchio è stato quotidianamente riempito di acqua proveniente dal laghetto presente nell'orto. In una delle due vasche sono state poste le canne di palude, l'altra priva di vegetazione è stata considerata come controllo.



*Figura 2.3.5 – Le due vasche a flusso sommerso verticale: in primo piano la vasca di controllo senza vegetazione ed in secondo piano quella con la canna di palude.*



*Figura 2.3.6 – Particolare del tubo in uscita di una delle due vasche a flusso sommerso verticale.*

#### 2.3.4. *La vegetazione nelle vasche di fitodepurazione all'Orto Botanico di "Città Studi"*

##### *Lemna minor*

Il genere *Lemna* comprende minuscole piante acquatiche che crescono spontanee nella maggior parte del mondo e che galleggiano sulla superficie dell'acqua dove formano tipici tappeti verdi. Le sue foglie sono ovali e lunghe dai 2 ai 6 mm, di spessore inferiore al mm; La pagina superiore è liscia e opaca, di colore verde-grigia-giallognola, a volte presenta sfumature rosse. Fiorisce molto raramente: i fiori maschili e quelli femminili sono circondati da brattee e sono contenuti in tasche marginali; sono minuscoli e di colore verde. Le nuove fronde spuntano alla base e si distaccano creando grandi colonie. Viene impiegata negli impianti di fitodepurazione in quanto riduce e previene lo sviluppo delle alghe, stabilizza il pH e migliora il processo di sedimentazione. E' molto efficace per la rimozione delle varie forme di azoto e fosforo; Inoltre ha il vantaggio di presentare una crescita regolare anche nei climi temperato-freddi.



Figura 2.3.7 – *Lemna minor* nella vasca a flusso superficiale.

*Phragmites australis*

Appartiene alla famiglia delle graminacee, che conta oltre 5000 specie. La canna di palude è una specie perenne, rizomatosa, con fusti alti da 1 a 3 metri, che raggiungono un diametro massimo di 1 cm. Le foglie sono di un colore grigiastro o verde glauco, con margine finemente dentellato ed esse avvolgono il fusto attraverso una guaina. L'infiorescenza consiste in una pannocchia lunga fino a 50 cm con fiori riuniti in gruppi di 3-8, racchiusi tra 2 glume. Il frutto è una cariosside, racchiusa in glumette. Si propaga tramite rizomi che consentono alla pianta di avere una grande potenzialità competitiva. La canna di palude è molto utilizzata negli impianti di fitodepurazione in quanto presenta un'ampia tolleranza alle variazioni climatiche (anche se un freddo eccessivo può danneggiarne la crescita), ed è in grado di vivere in acque fortemente eutrofe ed infine ha una notevole capacità produttiva in termini di biomassa. La canna di palude è stata la prima macrofita radicata emergente ad essere utilizzata nei sistemi di fitodepurazione (Vymazal, 2005).



*Figura 2.3.8 – Phragmites australis nella vasca a flusso superficiale.*

### **2.3.5. Parametri e metodi di analisi dell'acqua**

I parametri di qualità dell'acqua analizzati in questo progetto sono: temperatura, ossigeno disciolto, pH, conducibilità, BOD<sub>5</sub>, solidi sospesi, azoto totale, ammoniacale e nitrico e fosforo totale e minerale.

Temperatura, ossigeno disciolto, pH e conducibilità sono stati misurati mediante sonde da campo. Il BOD<sub>5</sub> è stato misurato mediante differenza della concentrazione di ossigeno a 5 giorni rispetto al momento del prelievo, misurata tramite la stessa sonda con cui si misura l'ossigeno disciolto. I solidi sospesi sono stati misurati gravimetricamente dopo essiccazione, mediante bilancia analitica. Alcalinità e durezza sono stati misurati mediante titolazione chimica in accordo con i metodi ufficiali APAT e IRSA–CNR (2003): metodo 2010 per l'alcalinità e metodo 2040 per la durezza. Le diverse forme di azoto (nitrico, ammoniacale e totale) e di fosforo (fosforo ortofosfato e totale) sono state misurate spettrofotometricamente, sempre secondo i metodi ufficiali APAT e IRSA–CNR (2003): metodo 4060 per azoto e fosforo totale, metodo 4030 per l'azoto ammoniacale, metodo 4040 per l'azoto nitrico, metodo 4110 per il fosforo ortofosfato.

Nei metodi chimici, per la preparazione delle soluzioni di reagenti e standard, i prodotti chimici puri sono stati pesati con la bilancia analitica quando il quantitativo da pesare era inferiore al grammo, mentre quando era superiore ad esso è stata utilizzata la bilancia tecnica. In entrambi i casi si otteneva una precisione almeno alla terza cifra significativa.

#### **2.3.5.1. TEMPERATURA**

La temperatura è l'espressione del movimento cinetico delle particelle.

*Metodo:* per la misurazione della temperatura dell'acqua è stato utilizzata la sonda termica dell'ossimetro dopo verifica del suo corretto funzionamento mediante termometro a mercurio.

#### **2.3.5.2. OSSIGENO**

L'ossigeno presente in un bacino può avere una origine atmosferica, oppure può essere prodotto dalla fotosintesi effettuata dai vegetali che vivono nell'acqua: questo elemento passa lentamente dal mezzo gassoso al mezzo liquido e lentamente si diffonde in quest' ultimo, in caso di sottosaturazione in acqua. La saturazione è la concentrazione massima di un gas in forma disciolta che può essere presente in un certo volume di acqua: essa è inversamente correlata alla temperatura e alla umidità dell'aria, mentre è direttamente correlata alla pressione parziale del gas. La percentuale di saturazione è il rapporto tra la concentrazione di ossigeno presente nel bacino e la concentrazione di saturazione a quelle condizioni di temperatura e pressione.

*Metodo:*

per rilevare la concentrazione dell'ossigeno disciolto e la percentuale di saturazione e stato utilizzato

un ossimetro a luminescenza (HQ 40D, sonda LDO, HACH, Colorado).

### 2.3.5.3. pH

Il pH è la misura dell'acidità/basicità di una soluzione in quanto è la misura della concentrazione degli ioni  $H^+$  in Moli/L mediante il suo logaritmo negativo:  $pH = -\text{Log} [H^+]$ . Una soluzione acida è caratterizzata da un pH minore di 7, una soluzione basica è caratterizzata da un pH maggiore di 7 e una soluzione neutra ha un valore di pH intorno a 7.

*Metodo:*

Il valore del pH di una soluzione si rileva tramite un pH-metro che utilizza il metodo elettrochimico, in particolare la tensione elettrica (Volt) della pila tra le cui piastre è posta una soluzione salina (un ponte salino). È stato utilizzato il pH-metro portatile modello PH 6+ della Opto-lab (India). Prima delle misure lo strumento è stato tarato immergendolo in due soluzioni a pH noto.

### 2.3.5.4. CONDUCEBILITÀ

Per conducibilità dell'acqua si intende la sua capacità di condurre corrente elettrica. Questo parametro è una misura della quantità complessiva di ioni (cariche) in un mezzo acquoso e, quindi, è considerata anche una misura indiretta e relativa della quantità di nutrienti minerali presenti in acqua in forma ionica.

*Metodo:*

Le misurazioni della conducibilità si effettuano mediante una sonda (LF 91 della WTW, Germania.), attraverso misure di resistenza usando correnti alternate. La conducibilità è espressa in termini di conduttanza che è l'inverso della resistenza e, per le acque dolci, si misura in  $\mu\text{S}/\text{cm}$  (S = Siemens).

### 2.3.5.5. SOLIDI SOSPESI

I solidi sospesi totali sono quelli recuperabili tramite filtrazione ed è la somma di particolato organico e minerale.

*Metodo:*

- Porre i filtri con porosità  $1,2 \mu\text{m}$  e diametro 47 mm (Whatman) in contenitori contrassegnati (ad ogni campione delle vasche e ad ogni bianco è stato assegnato un filtro) in stufa e lasciarli essiccare alla temperatura di 110 gradi per 24 h.
- Pesare i filtri mediante bilancia analitica e conservarli in essiccatoio.
- Usando un cilindro graduato, prendere un volume noto del campione da filtrare.

- Filtrare sotto vuoto il volume noto di campione e recuperare il liquido filtrato mettendolo in contenitori contrassegnati per le analisi delle forme solubili.
- Mettere i filtri nei contenitori contrassegnati e porli in stufa alla temperatura di 110 gradi per 24 h.
- Pesare i filtri con la bilancia analitica.

*Risultati:*

La concentrazione dei solidi sospesi è pari a: (peso finale dei filtri – tara dei filtri) / volume filtrato; si esprime in mg/L.

#### 2.3.5.6. BOD<sub>5</sub>

La richiesta biochimica di ossigeno è la quantità di questo elemento necessaria per l'ossidazione biochimica delle sostanze contenute nell'acqua in cinque giorni.

*Metodo:*

- Porre nei contenitori contrassegnati 500 mL di ogni campione e 500 mL di acqua distillata per i bianchi, riempiendo fino all'orlo il contenitore, in modo che dopo la chiusura ermetica non rimangano delle bolle d'aria.
- Mediante l'ossimetro determinare la quantità di ossigeno presente in ciascun contenitore, facendo attenzione a non agitare l'acqua per non alterare il contenuto di ossigeno.
- Porre ciascun contenitore in un luogo buio.
- Dopo 5 giorni ripetere la misurazione della concentrazione di ossigeno.

*Risultati:*

Il BOD<sub>5</sub> per ciascun campione è pari a: concentrazione iniziale di ossigeno presente nel campione in mg/L – concentrazione finale di ossigeno presente nel campione sempre in mg/L e quindi il BOD<sub>5</sub> mantiene la stessa unità di misura.

#### 2.3.5.7. ALCALINITA'

L'alcalinità misura la capacità di una soluzione di neutralizzare gli acidi e corrisponde, principalmente, alla concentrazione totale degli ioni carbonato e bicarbonato presenti in un certo volume d'acqua. Il metodo qui presentato si basa sul principio della titolazione.

*Metodo:*

Porre 100 mL di campione non filtrato sotto agitazione e aggiungere 2 gocce di fenoftaleina (sciogliere 0,5 g di fenoftaleina in 50 mL di etanolo e diluire a 100 mL con acqua distillata, la fenoftaleina in etanolo impiega due giorni per sciogliersi). Se si ottiene un colore rosa allora il pH > 8,2 e l'alcalinità è dovuta anche alla presenza di ioni OH<sup>-</sup>. In questo caso titolare con HCl 0,1 N fino al viraggio ad una situazione di trasparenza, annotare il numero di mL aggiunti di acido (F). Se non si è sviluppato un colore rosa dopo l'aggiunta di fenoftaleina, aggiungere 4 o 5 gocce di ù

indicatore misto (unire 0,02 g di rosso di metile a 0,1 g di verde di bromocresolo sciolti in 100 ml di etanolo) fino ad ottenere una soluzione verde, poi titolare con HCl fino al viraggio ad una colorazione viola, prendere ancora nota degli mL di acido aggiunti (M).

*Risultati:*

Applicare questa formula per il calcolo dell'alcalinità:

$$\text{meq/L} = \text{mL di HCl} * N_{\text{HCl}} * 1000 / \text{mL di campione}$$

L'alcalinità alla fenoftaleina espressa in meq/L si ottiene utilizzando nella formula generale gli mL di HCl (F) necessari al viraggio del primo indicatore. L'alcalinità all'indicatore misto espressa in meq/L si ottiene utilizzando nella formula generale gli mL di HCl (M) necessari al viraggio del secondo indicatore. L'alcalinità totale è data dalla somma di F e M.

#### 2.3.5.8. DUREZZA

La durezza dell'acqua è la concentrazione totale dei metalli alcalino-terrosi, nell'acqua si trovano soprattutto ioni calcio e magnesio. Il metodo qui presentato si basa sul principio della titolazione.

*Metodo:*

Aggiungere a 60 mL di campione 3 mL di tampone ottenuto miscelando 34 mL di NH<sub>3</sub> concentrata in 500 mL di H<sub>2</sub>O sotto cappa, unendo 5,3 g di cloruro di ammonio (NH<sub>4</sub>Cl) e infine portando a 600 mL con acqua deionizzata; Il tampone può essere conservato in frigorifero. Aggiungere poi qualche goccia (da 1 a 5) di indicatore Eriocromo T (0,5 g di colorante nero eriocromo T e 4,5 g di idrossilamina cloridrato in 100 ml di etanolo al 96%), fino ad ottenere un colore rosa, infine titolare con EDTA (0,1 M) fino al viraggio dal rosa all'azzurro.

*Risultati:*

Per ottenere la durezza dell'acqua si moltiplicano per dieci gli mL di EDTA (0,1 M) e si ottiene la durezza dell'acqua espressa come concentrazione di carbonato di calcio in mg/L.

#### 2.3.5.9. AZOTO NITRICO

La formazione dei nitriti e dei nitrati è dovuta all'azione dei batteri nitrificanti sull'ammonio rilasciato in seguito alla degradazione delle proteine. Dall'ossidazione dell'ammoniaca ad opera dei batteri *Nitrosomonas*, si ottiene l'azoto nitroso, dall'ossidazione di quest'ultimo ad opera dei batteri *Nitrobacter* si ottiene l'azoto nitrico.

*Principio del metodo*

I nitrati reagiscono, in ambiente acido (assicurato dalla presenza dell'acido solforico), con il salicilato di sodio, dando luogo ad una soluzione di colore giallo che, analizzata spettrofotometricamente, rivela la concentrazione di azoto nitrico presente nel campione.

*Preparazione delle diluizioni per la retta di taratura:*

- Soluzione concentrata di nitrato di potassio (0,1 g/L): pesare, con la bilancia analitica 0,3611 g di  $\text{KNO}_3$ , aggiungere 0,5 ml di cloroformio e portare a 500 mL con acqua deionizzata. La soluzione si può conservare in contenitori di vetro in frigorifero.
- Soluzione 10 mg/L: prelevare 1 mL della soluzione 0,1 g/L e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Soluzione 1 mg/L: prelevare 0,1 mL della soluzione 0,1 g/L e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Soluzione 0,5 mg/L: prelevare 0,05 mL della soluzione 0,1 g/L e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Soluzione 0,1 mg/L: prelevare 0,1 mL della soluzione 10 mg/L e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Bianco: prelevare 10 mL di acqua deionizzata.

*Procedimento:*

- Prelevare 10 mL di ognuna delle soluzioni e dei campioni filtrati e aggiungere 1 mL di soluzione di salicilato di sodio (5 g/L) (pesare 0,05 g di salicilato di sodio e porlo in 10 mL di acqua deionizzata. Questa soluzione non si conserva e va preparata al momento dell'uso) e trasferire il tutto in capsule di porcellana.
- Mettere le capsule, contrassegnate con pennarello indelebile, in stufa a 110 gradi per 4 ore al fine di far evaporare l'acqua.
- Dopo aver lasciato raffreddare il tutto, operando sotto cappa, mettere in tutte le capsule 2 mL di acido solforico concentrato, avendo cura di bagnare tutto il residuo.
- Lasciar raffreddare il tutto per dieci minuti e poi aggiungere, in ogni capsula e in questo ordine, 15 mL di acqua deionizzata e poi 15 mL di soluzione di tartrato di sodio e di potassio e di idrossido di sodio (operando sotto cappa, pesare 60 g di NaOH e 9 g di tartrato di sodio e potassio. Portare al volume di 150 mL con di acqua deionizzata forte reazione esotermica. Dopo raffreddamento, la soluzione si conserva a temperatura ambiente in contenitori di polietilene), avendo cura di miscelare dopo ogni aggiunta. Si ha una forte reazione esotermica.

*Determinazione analitica*

In presenza di nitrati si sviluppa una colorazione gialla stabile per almeno un'ora. Lettura allo spettrofotometro alla lunghezza d'onda di 420 nm con celle di 1 cm di cammino ottico.

*Risultati:*

La determinazione della concentrazione di nitrato nei campioni si ottiene dall'equazione della retta

di regressione ottenuta tramite interpolazione lineare dei valori di assorbanza delle diluizioni in cui il nitrato è a titolo noto. Per la regressione l'assorbanza è posta come variabile indipendente (x) e la concentrazione in mg/L come variabile dipendente (y) in modo da poter utilizzare direttamente l'equazione nel caso dei campioni di cui si conosce l'assorbanza mentre la concentrazione non è nota. Per l'azoto nitrico l'equazione della retta di taratura è la seguente:

$$y = 4,1804 * x \quad (n = 6, R^2 = 0.9999)$$

y = concentrazione in mg/L e x = assorbanza

#### 2.3.5.10. AZOTO AMMONIACALE

L'ammoniaca è presente in aria in forma gassosa, mentre nel suolo o in acqua è presente in due forme, protonata e non protonata, in funzione del pH. L'ammoniaca si forma come prodotto finale della decomposizione della sostanza in condizioni anaerobiche, mentre, in presenza di condizioni aerobiche è solo un prodotto intermedio, presente solo in basse concentrazioni.

##### *Principio del metodo*

L'ammoniaca, reagendo con il salicilato di sodio e cloro, dà origine ad un derivato dell'indofenolo che, in ambiente alcalino e in presenza di nitroprussiato sodico (il quale agisce da catalizzatore), dà origine ad una soluzione di colore verde-blu, la quale, tramite lettura allo spettrometro, rivela la quantità di questa forma di azoto presente nel campione.

##### *Preparazione soluzioni per la retta di taratura:*

- Soluzione madre di cloruro di ammonio (500 mg NH<sub>3</sub>/L): pesare, con la bilancia analitica, 0,7415 g di cloruro di ammonio anidro (precedentemente seccato in stufa per due ore a 110 °C) e portare a un volume di 500 mL aggiungendo acqua deionizzata.
- Soluzione 1 mg/L: prelevare 0,2 mL della soluzione 500 mg NH<sub>3</sub>/L e portare ad un volume di 100 mL aggiungendo acqua deionizzata.
- Soluzione 100 µg/L: prelevare 10 mL della soluzione 1 mg/L e portare ad un volume di 100 mL aggiungendo acqua deionizzata.
- Soluzione 10 µg/L: prelevare 1 mL della soluzione 1 mg/L e portare ad un volume di 100 mL aggiungendo acqua deionizzata.
- Soluzione 1 µg/L: prelevare 0,1 mL della soluzione 1 mg/L e portare ad un volume di 100 mL aggiungendo acqua deionizzata.
- Bianco: prelevare 50 mL di acqua deionizzata.

##### *Procedimento*

Controllare con il pH-metro tutti i campioni e gli standard, e, se si ha come risultato un pH inferiore a 7, neutralizzare tutti i campioni e tutte le diluizioni, con una soluzione di idrossido di sodio (sciogliere 2 g di idrossido di sodio in mezzo litro di acqua), in quanto il metodo richiede un pH alcalino. Se non dovesse rivelarsi necessario passare oltre.

Prelevare 50 mL di tutte le diluizioni per la retta di taratura, del bianco e dei campioni filtrati, aggiungere in ordine e agitando dopo

- 2 mL della soluzione di nitroprussiato di sodio e di salicilato di sodio (per prepararla sciogliere 0,5 g di nitroprussiato di sodio e 42,5 g di sodio salicilato in 250 mL di acqua, la soluzione si può conservare per due settimane in bottiglia scura)
- 2 mL della soluzione ossidante: al momento dell'analisi unire tutta la soluzione di dicloroisocianurato di sodio (sciogliere 0,116 g di dicloroisocianurato di sodio in 20 mL di acqua Questa soluzione deve essere preparata al momento dell'analisi) a 80 mL della soluzione alcalina di citrato di sodio (pesare 20 g di citrato di sodio e 2 g di idrossido di sodio, poi sciogliere in 100 mL di acqua. Questa soluzione si può conservare in bottiglie di plastica ed è stabile per 6 mesi).

*Determinazione:*

Attendere 4 ore e procedere all'analisi spettrofotometrica entro le 24 ore complessive. Usare celle di cammino ottico di 4 cm alla lunghezza d'onda di 690 nm.

*Risultati:*

La determinazione della concentrazione di ammoniacale nel campione si ottiene dall'equazione della retta di regressione ottenuta tramite interpolazione lineare dei valori di assorbanza delle diluizioni in cui l'azoto ammoniacale è a titolo noto. Per la regressione l'assorbanza è posta come variabile indipendente (x) e la concentrazione in  $\mu\text{g/L}$  come variabile dipendente (y) in modo da poter utilizzare direttamente l'equazione nel caso dei campioni, di cui si conosce l'assorbanza mentre la concentrazione non è nota.

Per l'azoto ammoniacale l'equazione della retta di taratura è la seguente:

$$y = 366,74 * x - 5,02 \quad (n = 6, R^2 = 0.9999)$$

y = concentrazione in  $\mu\text{g/L}$  e x = assorbanza

### 2.3.5.11. AZOTO TOTALE

L'azoto totale è dato dalla somma dell'azoto organico e minerale presenti nel campione.

*Principio del metodo:*

La procedura prevede che tutti i composti dell'azoto, presenti nel campione, vengano trasformati in nitrati mediante l'utilizzo di una miscela ossidante alcalina in autoclave. Il nitrato viene poi quantificato allo spettrofotometro.

*Preparazione delle soluzioni per la retta di taratura:*

- Per preparare la soluzione madre seccare in stufa 4 g di glicina a 110 °C per due ore. Una volta raffreddata, poi, pesare 0,5357 g e portare ad 1 L di acqua deionizzata per ottenere una soluzione con una concentrazione pari a 100 mg N/L.

- Soluzione 10 mg/L: prelevare 1 mL della soluzione madre a 100 mg N/L e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Soluzione 1 mg/L: prelevare 0,1 mL della soluzione madre a 100 mg N/L e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Soluzione 0,1 mg/L: prelevare 1 mL della soluzione 1 mg/l e portare a 10 mL con acqua deionizzata.
- Soluzione con concentrazione di 0,01 mg/L: prelevare 0,1 mL della soluzione 1 mg/L e portare a volume a 10 mL con acqua deionizzata.
- Bianco: prelevare 10 mL di acqua deionizzata.

*Procedimento:*

- Digestione del campione: a 50 mL di campione, aggiungere in ordine: 7 mL di miscela ossidante (miscelare in ordine 50 g di  $K_2S_2O_8$  (0.001%), 30 g di acido borico cristallino e 14 g di sodio idrossido in 1 L di acqua deionizzata. Preparare questa miscela sotto la cappa in quanto si verifica la liberazione di gas ed attendere che si raffreddi prima di usarla. Questa soluzione è stabile per due mesi se conservata al buio, per conservarla utilizzare una bottiglia di vetro scuro avvolta da alluminio provvista di targhetta di riconoscimento) e 0,3 g di  $K_2S_2O_8$  (potassio perossidissolfato).
- Digestione soluzioni per retta di taratura: a 10 mL delle soluzioni standard aggiungere un quinto di miscela ossidante e un quinto di  $K_2S_2O_8$ . Per i campioni abbiamo digerito un volume di 50 mL, in quanto una parte di volume sarà poi utilizzata per la determinazione del fosforo totale e solo 10 mL per la determinazione dell'azoto totale.

Porre i campioni e le soluzioni per retta di taratura in autoclave per mezz'ora ad una temperatura di 120 gradi.

Acidificazione: prelevare 10 mL di campione digerito e unirli con 0,15 mL di acido solforico concentrato (98%). Effettuare lo stesso procedimento per tutte le soluzioni per la retta di taratura.

*Determinazione:*

Si utilizzano celle di quarzo aventi un cammino ottico di 1 cm in quanto ci si aspetta che l'acqua abbia una quantità relativamente alta di azoto totale e si effettua la lettura allo spettrometro ad una lunghezza d'onda di 220 nm.

*Risultati:*

La determinazione della concentrazione di azoto totale nel campione si ottiene dall'equazione della retta di regressione ottenuta tramite interpolazione lineare dei valori di assorbanza delle soluzioni standard in cui l'azoto totale è a titolo noto. Per la regressione l'assorbanza è posta come variabile indipendente (x) e la concentrazione in mg/L come variabile dipendente (y) in modo da poter utilizzare direttamente l'equazione nel caso dei campioni di cui si conosce l'assorbanza mentre la concentrazione non è nota.

Per l'azoto totale l'equazione della retta di taratura e la seguente:

$$y = 6,05 * x - 0,32 \quad (n = 6, R^2 = 0.9999)$$

y = concentrazione in mg/L e x = assorbanza

### 3.3.5.12. FOSFORO ORTOFOSFATO E FOSFORO TOTALE

*Principio del metodo:*

Gli ioni orto fosfato reagiscono con il molibdato di ammonio ed il potassio antimonil tartrato, in ambiente acido, formando un eteropoliacido che viene ridotto con acido ascorbico a blu di molibdeno conferendo una colorazione blu al campione.

*Preparazione delle soluzioni per la retta di taratura valida sia per il fosforo ortofosfato che per il fosforo totale:*

- Soluzione concentrata di fosforo: sciogliere 0,87874 g di diidrogenofosfato di potassio anidro  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  (seccato a 110 °C per due ore) in 1 L di acqua deionizzata. Si ottiene una soluzione di 0,2 g P/L;
- Soluzione 2000  $\mu\text{g/L}$ : prelevare 10 mL della soluzione precedente e portare a 1 L con acqua deionizzata;
- Soluzione 200  $\mu\text{g/L}$ : prelevare 5 mL della soluzione 2000  $\mu\text{g/L}$  e portare a 50 mL con acqua deionizzata;
- Soluzione 20  $\mu\text{g/L}$ : prelevare 0,5 mL della soluzione 2000  $\mu\text{g/L}$  e portare a 50 mL con acqua deionizzata;
- Soluzione 2  $\mu\text{g/L}$ : prelevare 0,05 mL della soluzione 2000  $\mu\text{g/L}$  e portare a 50 mL con acqua deionizzata;

*Procedimento:*

Aggiungere a 50 mL delle soluzioni standard, del bianco e dei campioni 1,5 mL di reagente misto che si ottiene in questo modo e che va preparato al momento dell'uso:

- 18 mL di soluzione di molibdato di ammonio (sciogliere 9,5 g di eptamolibdato (VI) di esammonio tetraidrato  $[(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}\cdot 4\text{H}_2\text{O}]$  in 100 mL di acqua. La soluzione impiega molto tempo per sciogliersi).
- 80 mL di soluzione di acido solforico (4,5 M) (Versare cautamente 250 mL di  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrato ( $d=1,84$ ) in un matraccio tarato da 1000 mL contenente circa 600 mL di acqua; lasciar raffreddare e quindi portare a volume con acqua deionizzata. La soluzione viene conservata in bottiglia di vetro)
- 2 mL soluzione di potassio antimonil tartrato (sciogliere 3,25 g di potassio antimonil tartrato emiidrato in 100 mL di acqua, scaldando, se necessario, per favorire il processo).

Dopo l'aggiunta del reagente misto aggiungere 1,5 mL di acido ascorbico (sciogliere 7 g di acido ascorbico ( $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_6$ ) in 100 mL di acqua).

*Determinazione:*

Dopo 5 minuti ed entro due ore dall'aggiunta dei reattivi, lettura spettrofotometrica a 882 nm di lunghezza d'onda usando celle di 4 cm di cammino ottico.

*Risultati:*

La determinazione della concentrazione di fosforo nel campione si ottiene dall'equazione della retta di regressione ottenuta tramite interpolazione lineare dei valori di assorbanza delle diluzioni in cui il fosforo è a titolo noto. Per la regressione l'assorbanza è posta come variabile indipendente (x) e la concentrazione in  $\mu\text{g/L}$  come variabile dipendente (y) in modo da poter utilizzare direttamente l'equazione nel caso dei campioni di cui si conosce l'assorbanza mentre la concentrazione non è nota.

Per il fosforo l'equazione della retta di taratura è la seguente:

$$y = 674,43 * x - 12,96 \quad (n = 6, R^2 = 0.9999)$$

y = concentrazione in  $\mu\text{g/L}$  e x = assorbanza

*2.3.6. Risultati della sperimentazione con le vasche di fitodepurazione all'Orto Botanico di "Città Studi"*

*2.3.6.1 Analisi chimico-fisiche delle acque in entrata ed in uscita alle vasche di fitodepurazione*

Le analisi chimico fisiche delle acque in entrata ed uscita dalle vasche sono state svolte in due tempi: circa un mese dopo l'installazione dell'impianto sperimentale di fitodepurazione (13 maggio 2014) e dopo quasi altri due mesi (8 luglio 2014). I risultati delle analisi chimico-fisiche dei campioni delle vasche sperimentali al primo campionamento sono riportati nelle tabelle 2.3.1.

Tabella 2.3.1 – Parametri chimico-fisici dei campioni di acqua prelevati il 13 maggio dalle vasche sperimentali. Nelle sigle dei campioni "a" e "b" si riferiscono a repliche dello stesso campione mentre E = acqua in entrata; S-P = flusso superficiale con vegetazione; S-C = flusso superficiale controllo senza vegetazione; V-P = flusso verticale con vegetazione; V-C = flusso verticale controllo senza vegetazione; W = acqua deionizzata.

Campione 13/05/14	Temp. °C	Cond. □S/cm	pH	O <sub>2</sub> mg/L	O <sub>2</sub> % saturaz	Alcalinità meq/L	Durezza mgCaCO <sub>3</sub> /L
Ea	23,8	754	8,08	10,59	127,7	4,5	205
Eb	23,8	758	8,05	11,19	135	4,5	197
S-Pa	26,5	548	8,98	10,38	131,6	3,2	134
S-Pb	26,5	557	8,98	11,61	147	3,1	132
S-Ca	26,0	478	9,00	12,07	151,5	2,3	120
S-Cb	26,1	498	9,00	12,42	156	3,2	117
V-Pa	22,4	733	7,27	8,06	94,7	4,2	163
V-Pb	23,3	720	7,31	8,03	95,9	4,2	177
V-Ca	22,3	698	7,14	8,05	94,3	3,9	188
V-Cb	22,5	696	7,24	8,10	95,2	3,8	173
Wa	22,1	8	8,70	6,10	71,2	0,3	70
Wb	22,2	9	8,80	6,14	71,8	0,3	0

Tabella 2.3.1 continua

Cam p.	N tot mg N /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> □g NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> □g N/L	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> mg N /L	N- min mg N /L	N-org mg N /L	N- min %	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> / min %	P tot □g P /L	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> □g P /L	P org □g P /L	P min %
Ea	8,54	<1	<0,8	4,11	4,11	4,43	48,1	0,0	119	70	49	58,8
Eb	8,01	21	16	5,06	5,08	2,93	63,4	0,3	707	70	637	9,9
S-Pa	2,15	6	4	0,08	0,08	2,07	3,9	5,1	429	90	339	21,0
S-Pb	2,64	4	3	0,05	0,05	2,59	2,0	6,4	277	76	201	27,4
S-Ca	5,17	68	53	0,11	0,16	5,01	3,2	32,5	308	71	237	23,1
S-Cb	2,18	3	2	0,07	0,07	2,11	3,3	2,8	177	80	97	45,2
V-Pa	7,20	<1	<0,8	2,45	2,45	4,75	34,0	0,0	600	123	477	20,5
V-Pb	7,61	<1	<0,8	4,76	4,76	2,85	62,5	0,0	386	157	229	40,7
V-Ca	6,94	8	6	3,70	3,71	3,23	53,4	0,2	196	94	102	48,0
V-Cb	9,16	3	2	3,42	3,42	5,74	37,4	0,1	212	187	25	88,2
Wa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Wb	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Le due repliche “a” e “b” per ogni vasca sommano tutti i fattori di variabilità sperimentale dovuti sia al campionamento (campioni presi in successione) sia alla fase analitica (variabilità analitico-strumentale). Quindi il confronto tra di esse è estremamente importante per la verifica dell'affidabilità dei risultati ottenuti. Il calcolo dei valori medi e le relative deviazioni standard permette una valutazione dell'affidabilità dei dati e la presenza di eventuali dati anomali (Tab.2.3.2).

Tabella 2.3.2 – Valori medi ± deviazione standard dei parametri chimico-fisici misurati nei campioni di acqua prelevati il 13 maggio dalle vasche sperimentali: E = acqua in entrata; S-P = flusso superficiale con vegetazione; S-C = flusso superficiale controllo senza vegetazione; V-P = flusso verticale con vegetazione; V-C = flusso verticale controllo senza vegetazione;

**PROGETTO 'INSIEME'** - *Esperienze di Tecnologie Energetiche Antiche e Future al Servizio della Sostenibilità*  
 Un'idea progettuale per il Parco della Vettabbia nella Valle dei Monaci  
**Relazione illustrativa – Versione finale**  
**Dicembre 2014**

Campioni	Temp °C	Cond □S/cm	pH	O <sub>2</sub> mg/L	O <sub>2</sub> % saturaz	Alcalinità meq/L	Durezza mgCaCO <sub>3</sub> / L
E	23,8±0,0	756±2,8	8,07±0,02	10,9±0,42	131,4±5,2	4,5±0,0	201±5,7
S-P	26,5±0,0	552,5±6,4	8,98±0,00	11,0±0,87	139,3±11	3,15±0,07	133±1,4
S-C	26,05±0,1	488±14	9,00±0,00	12,2±0,25	153,8±3,2	2,75±0,64	118,5±2,1
V-P	22,85±0,6	726,5±9,2	7,29±0,03	8,045±0,02	95,3±0,8	4,2±0,0	170±9,9
V-C	22,4±0,1	697±1,4	7,19±0,07	8,075±0,04	94,8±0,6	3,85±0,07	180,5±11

Tabella 2.3.2 continua

Cam p.	N tot mg N /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> □g NH <sub>4</sub> /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> □g g N/L	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> mg N /L	N-min mg N /L	N-org mg N /L	N-min %	NH <sub>4</sub> /mi n %	P tot □g P /L	PO <sub>4</sub> <sup>---</sup> □g P /L	P org □g g P /L	P min %
E	8,28±0,37	10,8±15	8,2±11	4,59±0,67	4,6±0,69	3,68±1,06	56±11	0,15±0,21	413±416	70±0,0	343±416	34±35
S-P	2,40±0,35	5±1,4	3,5±0,7	0,07±0,02	0,07±0,02	2,33±0,37	3,0±1,3	5,8±0,92	353±108	83±9,9	270±98	24±4,5
S-C	3,68±2,11	35,5±46	27,5±36	0,09±0,03	0,12±0,06	3,56±2,05	3,3±0,1	18±21	243±93	76±6,4	167±99	34±16
V-P	7,41±0,29	<1	<0,8	3,61±1,63	3,61±1,63	3,8±1,34	48±20	0±0,0	493±151	140±24	353±175	31±14
V-C	8,05±1,57	5,5±3,5	4±2,8	3,56±0,2	3,57±0,21	4,49±1,77	45±11	0,15±0,07	204±11	141±66	63,5±54	68±28

I risultati delle analisi chimico fisiche dei campioni delle vasche sperimentali al secondo campionamento (8 luglio 2014) sono riportati nelle tabelle 2.3.3 per i parametri chimico-fisici misurati. e in tabella 2.3.4 per il calcolo dei solidi sospesi.

Tab.2.3.3 – Parametri chimico-fisici dei campioni prelevati l'8 luglio dalle vasche sperimentali.

Campione	Temp. °C	Cond. $\square$ S/cm	pH	O <sub>2</sub> mg/L	O <sub>2</sub> perc sat	Sol. Sosp mg/L	Alcalinità meq/L	Durezza mgCaCO <sub>3</sub> /L
Ea	24,2	434	7,92	8,10	98,9	6,1	2,4	105
Eb	24,2	442	7,90	8,03	98,0	6,5	2,3	110
S-Pa	24,5	238	8,16	8,64	105,9	1,4	1,8	60
S-Pb	24,4	236	8,04	8,54	104,6	2,6	2,0	59
S-Ca	24,3	327	7,67	8,12	99,2	3,6	1,5	80
S-Cb	24,4	328	7,56	8,25	101,0	1,6	1,5	77
V-Pa	24,2	378	7,93	8,17	99,8	3,9	2,0	98
V-Pb	24,6	377	7,60	8,14	100,2	4,6	2,1	96
V-Ca	24,3	407	7,95	8,06	98,6	3,2	2,2	101
V-Cb	24,2	403	7,98	8,17	99,8	2,3	2,2	97
Wa	26,2	5	8,76	6,34	80,3	0,0	0,2	0
Wb	26,4	5	8,85	6,25	79,4	0,0	0,2	0

Tabella 2.3.3 continua:

campioni	N tot		N- NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>		N- N-min		N- N-org		NH <sub>4</sub> /mi		P	
	mg N /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> $\square$ g NH <sub>4</sub> /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> $\square$ g N/L	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> mg N /L	mg N /L	mg N /L	mg N /L	%	n %	P tot $\square$ g P /L	PO <sub>4</sub> <sup>---</sup> $\square$ g P /L	P org $\square$ g P /L
Ea	1,43	9	7	0,08	0,09	1,34	6,1	7,9	122	12	110	9,8
Eb	0,63	1	1	0,11	0,11	0,52	18	0,77	70	11	59	16
S-Pa	0,29	1	1	0,05	0,05	0,24	18	1,7	36	12	24	33
S-Pb	0,47	1	1	0,05	0,05	0,42	11	1,1	57	10	47	18
S-Ca	1,64	229	178	0,47	0,65	0,99	40	28	111	35	76	32
S-Cb	1,42	261	203	0,54	0,74	0,68	52	27	107	44	63	41
V-Pa	1,68	<1	<0,8	0,10	0,10	1,58	6,0	<0,80	159	162	0	100
V-Pb	0,96	<1	<0,8	0,11	0,11	0,85	11	<0,73	189	161	29	85
V-Ca	0,84	<1	<0,8	0,55	0,55	0,29	65	<0,15	154	163	0	100
V-Cb	0,63	<1	<0,8	0,18	0,18	0,45	29	<0,44	169	161	0	95
Wa												
Wb												

Tabella 2.3.4 - Calcolo dei solidi sospesi dei campioni prelevati l'8 luglio dalle vasche sperimentali.

Campione	tara filtri g	peso finale filtri g	volume filtrato ml	S.S. g	S.S. mg/L	S.S. corr mg/L
Ea	0.09204	0.09317	200	0.00113	5.7	6.1
Eb	0.09357	0.09478	200	0.00121	6.1	6.5
S-Pa	0.09342	0.09362	200	0.00020	1	1.4
S-Pb	0.09245	0.09289	200	0.00044	2.2	2.6
S-Ca	0.09321	0.09385	200	0.00064	3.2	3.6
S-Cb	0.09241	0.09265	200	0.00024	1.2	1.6
V-Pa	0.09361	0.09431	200	0.00070	3.5	3.9
V-Pb	0.09209	0.09293	200	0.00084	4.2	4.6

V-Ca	0.09179	0.09235	200	0.00056	2.8	3.2
V-Cb	0.09331	0.09368	200	0.00037	1.9	2.3
Wa	0.09342	0.09336	200	-0.00006	-0.3	0
Wb	0.09344	0.09333	200	-0.00011	-0.5	0

Il fatto che il peso finale dei filtri dei due bianchi sia maggiore del peso iniziale è dovuto ad un residuo di umidità rimasto sul filtro dopo la prima essiccazione in stufa oppure ad una minima perdita di materiale dal filtro durante la filtrazione. Per questo motivo ad ogni campione è stato aggiunto il valore assoluto della media dei solidi sospesi dei due bianchi (0.4 mg/L) ottenendo così un nuovo valore relativo ai solidi sospesi nei campioni (S.S corr).

Nella tabella 2.3.5 sono riportati i valori medi e le relative deviazioni standard delle analisi effettuate a luglio 2014.

Tabella 2.3.5 – Valori medi  $\pm$  deviazione standard dei parametri chimico-fisici misurati nei campioni di acqua prelevati l'8 luglio dalle vasche sperimentali.

campio ni	Temperat ura °C	Conducibili tà □S/cm	pH	O <sub>2</sub> mg/L	O <sub>2</sub> % saturaz	solidi sosp mg/l	Alcalinit à meq/L	Durezza mgCaCO <sub>3</sub> /L
E	24,2±0,0	438±5,7	7,91±0,01	8,07±0,05	98,45±0,6	6,3±0,3	2,35±0,07	107,5±3,5
S-P	24,45±0,1	237±1,4	8,10±0,08	8,59±0,07	105,25±0,9	2,0±0,8	1,85±0,14	59,5±0,7
S-C	24,35±0,1	327,5±0,7	7,62±0,08	8,18±0,09	100,1±1,3	2,6±1,4	1,5±0,00	78,5±2,1
V-P	24,4±0,3	377,5±0,7	7,77±0,23	8,16±0,02	99,4±0,3	4,3±0,5	2,05±0,07	97±1,4
V-C	24,25±0,1	405±2,8	7,97±0,02	8,12±0,08	99,2±0,9	2,8±0,6	2,2±0,00	99±2,8
W	26,3±0,1	5±0,0	8,81±0,06	6,32±0,06	79,85±0,6	0,0±0,0	0,2±0,00	0±0,0

Tabella 2.3.5 – continua

Cam p.	N tot mg N /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> □g NH <sub>4</sub> /L	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> □g N/L	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> mg N /L	N-min mg N /L	N-org mg N /L	N-min %	NH <sub>4</sub> /mi n %	P tot □g P /L	PO <sub>4</sub> <sup>---</sup> □g P /L	P org □g g P /L	P min %
E	1,03±0,57	5,0±5,4	3,8±4,2	0,1±0,02	0,1±0,01	0,93±0,58	12,±8,4	4,3±5,0	96±37	12±0,7	85±36	13±4,1
S-P	0,38±0,13	1±0,3	0,7±0,2	0,05±0,00	0,05±0,00	0,33±0,13	15±5,0	1,4±0,42	47±15	11±1,4	36±16	25±11
S-C	1,53±0,16	245±23	191±18	0,51±0,05	0,70±0,06	0,84±0,22	46±8,5	28±0,71	109±2,8	40±6,4	70±9,1	36±6,8
V-P	1,32±0,51	<1	<0,8	0,11±0,01	0,11±0,01	1,22±0,52	8,5±3,5	0,77±0,05	174±21	162±1	15±20	92±11
V-C	0,74±0,15	<1	<0,8	0,37±0,26	0,37±0,26	0,37±0,11	47±25	0,3±0,21	162±11	162±1	0	100

Nella tabella 2.3.6 sono riportate le analisi per il calcolo del BOD<sub>5</sub> dei campioni di maggio e nella tabella 2.3.7 la media e la deviazione standard del BOD<sub>5</sub> corretto sempre dei campioni di maggio.

Tabella 2.3.6- Analisi per il calcolo del BOD<sub>5</sub> dei campioni prelevati a maggio in entrata ed in uscita alle vasche di fitodepurazione

Campioni 13/05/14	Misure iniziali			Misure finali			BOD <sub>5</sub>	BOD <sub>5</sub>
	O <sub>2</sub> mg/L	Temp. °C	O <sub>2</sub> % saturaz	O <sub>2</sub> mg/L	Temp. °C	O <sub>2</sub> % saturaz	misurato mg/L	corretto mg/L
Ea	10,59	23,8	127,7	4,92	24,2	59,5	5,67	6,32
Eb	11,19	23,8	135,0	4,32	24,3	52,3	6,87	7,52
S-Pa	10,38	26,5	131,6	0,51	24,3	6,1	9,87	10,52
S-Pb	11,61	26,5	147,0	4,44	24,2	53,6	7,17	7,82
S-Ca	12,07	26,0	151,5	5,59	24,3	67,6	6,48	7,13
S-Cb	12,42	26,1	156,0	5,36	24,2	64,9	7,06	7,71
V-Pa	8,06	22,4	94,7	6,14	24,2	74,2	1,92	2,57
V-Pb	8,03	23,3	95,9	5,92	24,2	71,6	2,11	2,76
V-Ca	8,05	22,3	94,3	7,08	24,2	85,6	0,97	1,62
V-Cb	8,10	22,5	95,2	6,97	24,2	84,3	1,13	1,78
Wa	6,10	22,1	71,2	6,81	24,3	82,5	-0,71	0
Wb	6,14	22,2	71,8	6,73	24,3	81,5	-0,59	0

Bianchi con BOD<sub>5</sub> negativo vuol dire che c'è stato un ingresso di ossigeno o aria. I barattoli utilizzati avevano una chiusura con una bombatura tale da mantenere un piccolo volume di aria, quindi l'aumento di ossigeno misurato nei bianchi è da attribuire a questo fattore, pertanto deve essere aggiunto al consumo dei batteri (BOD<sub>5</sub> corretto).

Tabella 2.3.7 - Media e deviazione standard de BOD<sub>5</sub> corretto dei campioni prelevati a maggio:

campione	BOD <sub>5</sub> corr. mg/l
E	6,92±0,85
S-P	9,17±1,91
S-C	7,42±0,41
V-P	2,97±0,13
V-C	1,7±0,11

Nella tabella 2.3.8 sono riportate le analisi per il calcolo del BOD<sub>5</sub> dei campioni di luglio e nella tabella 2.3.9 la media e la deviazione standard del BOD<sub>5</sub> corretto sempre dei campioni di luglio.

**PROGETTO 'INSIEME' - Esperienze di Tecnologie Energetiche Antiche e Future al Servizio della Sostenibilità**  
 Un'idea progettuale per il Parco della Vettabbia nella Valle dei Monaci  
**Relazione illustrativa – Versione finale**  
**Dicembre 2014**

Tabella 2.3.8 - Analisi per il calcolo del BOD<sub>5</sub> dei campioni prelevati a luglio in entrata ed in uscita alle vasche di fitodepurazione.

Campioni	Misure iniziali			Misure finali			BOD <sub>5</sub>	BOD <sub>5</sub>
	O <sub>2</sub> mg/L	Temp. °C	O <sub>2</sub> % saturaz	O <sub>2</sub> mg/L	Temp. °C	O <sub>2</sub> % saturaz	misurato mg/L	corretto mg/L
11/07/14								
Ea	8,45	24,3	103,0	7,06	26,4	88,6	1,39	1,39
Eb	8,57	23,8	103,5	7,05	26,3	88,4	1,52	1,52
S-Pa	10,55	24,5	129,2	4,86	26,5	61,1	5,69	5,69
S-Pb	10,88	24,8	133,9	4,81	26,6	60,6	6,07	6,07
S-Ca	8,74	23,0	104,0	6,44	24,4	80,8	2,30	2,30
S-Cb*	8,34	23,0	99,4	6,93	26,3	86,7	1,41	1,51
V-Pa	7,42	23,3	88,8	6,14	26,5	77,2	1,28	1,28
V-Pb*	7,63	23,2	91,2	6,40	26,5	80,5	1,23	1,33
V-Ca	7,38	23,6	88,8	6,90	26,5	86,8	0,48	0,48
V-Cb*	7,60	23,4	91,2	7,08	26,5	89,1	0,52	0,62
Wa*	6,87	23,5	82,7	6,77	26,6	85,2	0,10	0
Wb*	6,75	23,3	80,9	7,05	26,5	88,7	-0,30	0

\*campioni con tappo a vite al posto del tappo a pressione

Tabella 2.3.9 - Media e deviazione standard del BOD<sub>5</sub> dei campioni prelevati a luglio

campione	BOD <sub>5</sub> corr. mg/l
E	1,46±0,09
S-P	5,88±0,27
S-C	1,91±0,56
V-P	1,31±0,04
V-C	0,55±0,10

2.3.7. Confronto dei parametri chimico-fisici in entrata ed in uscita alle vasche di fitodepurazione dell'Orto Botanico

TEMPERATURA

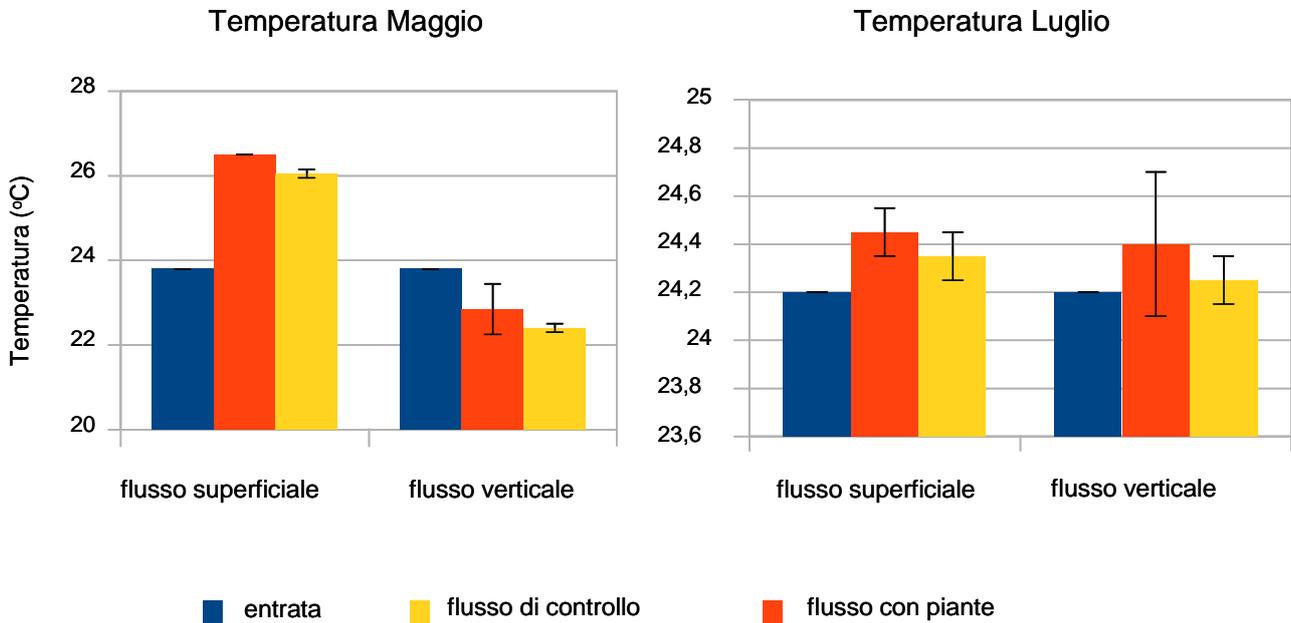


Figura 2.3.9 - Confronto tra le temperature medie in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard.

La temperatura dell'acqua in uscita dalle vasche a flusso superficiale è maggiore della temperatura dell'acqua in entrata e di quella del flusso sommerso verticale per effetto della radiazione solare diretta. I due campionamenti sono stati effettuati in condizioni anomale rispetto alle medie stagionali dei due periodi di campionamento: a maggio le condizioni erano di tempo soleggiato e caldo; a luglio il cielo era coperto e la temperatura dell'aria era relativamente bassa; l'incremento di temperatura nelle vasche superficiali è risultato inferiore rispetto a maggio.

CONDUCIBILITA'

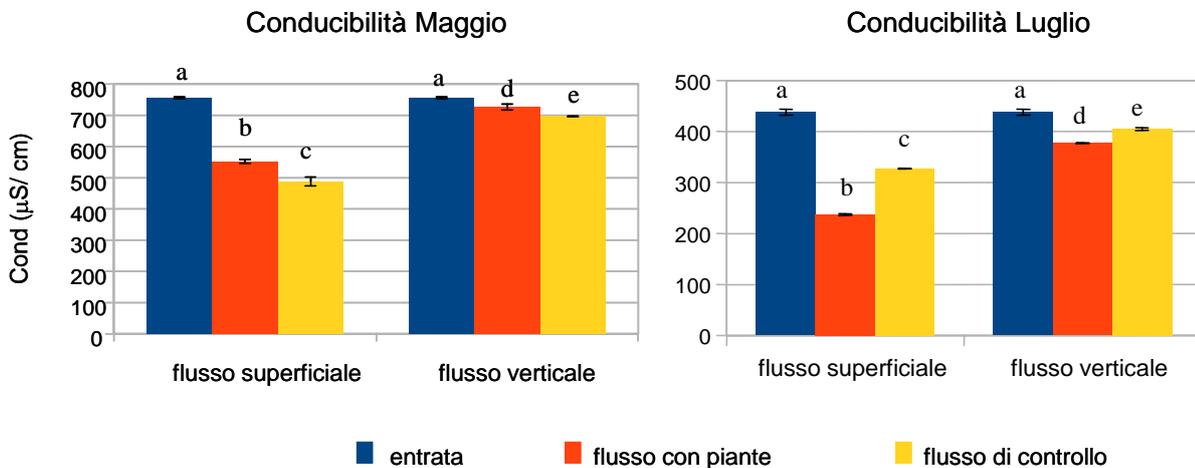


Figura 2.3.10 - Confronto tra conducibilità media in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

Entrambe le vasche del flusso superficiale presentano una conducibilità minore rispetto a quelle del flusso verticale, sia nel campionamento di maggio che in quello di luglio; in particolare per quanto concerne il campionamento di luglio si osserva che il flusso con piante, sia superficiale che verticale, presenta una conducibilità inferiore a quello del flusso di controllo, questo è imputabile al fatto che la vegetazione può utilizzare ioni e sostanze per il proprio sostentamento, ed essi, in questo modo, vengono sottratti all'acqua riducendo il valore della conducibilità. La differenza di conducibilità presente nei due tempi di campionamento è imputabile al maggiore sviluppo della vegetazione nel secondo periodo.

## PH

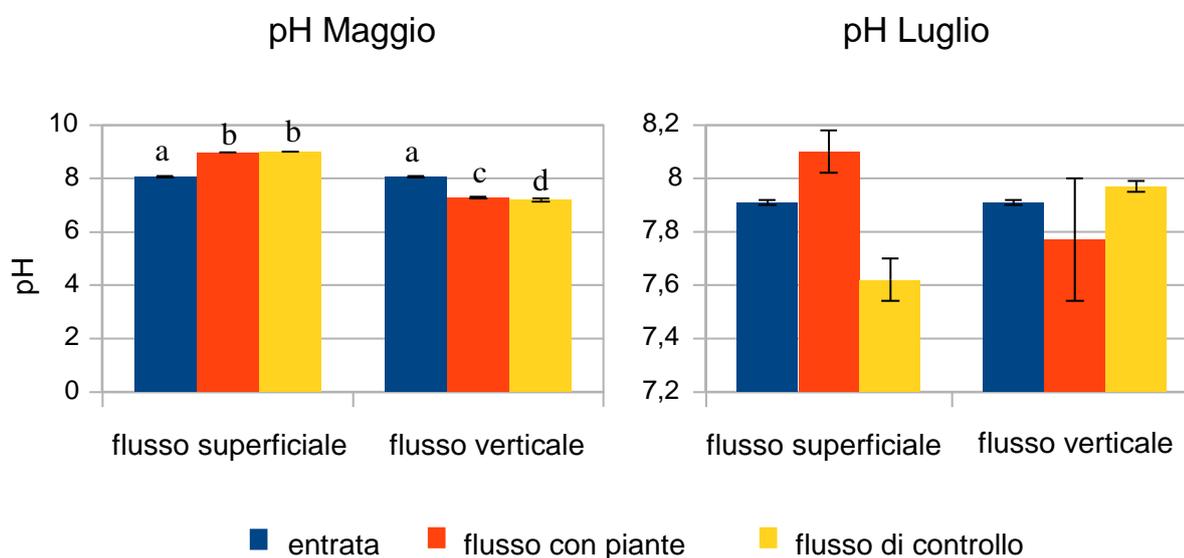
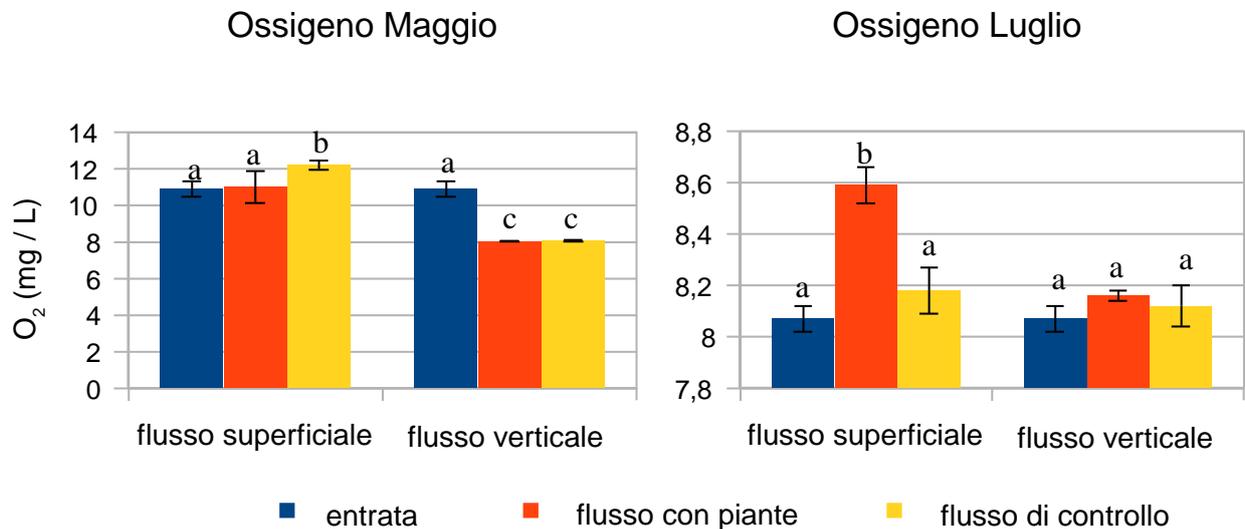


Figura 2.3.11 - Confronto tra pH medio in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

Il pH è un parametro dell'acqua intimamente legato all'alcalinità e all'attività biologica. L'idratazione dell'anidride carbonica, presente in un bacino, dà luogo all'acido carbonico che dà origine a ioni carbonato e bicarbonato grazie alla sua dissociazione: la costante di equilibrio di ciascuna reazione descritta e la concentrazione totale di anidride carbonica determinano il pH del liquido. In particolare, a pH pari a 8,5 si ha la prevalenza dello ione bicarbonato (che ha notevoli capacità tampone, cioè, per piccole aggiunte di acidi e basi, il parametro non subisce particolari variazioni e questo ha molta importanza per gli esseri viventi), a pH maggiori si ha prevalenza di ione carbonato ( $\text{CO}_3^{2-}$ ) e a pH acido si ha la prevalenza di anidride carbonica.

Il pH aumenta in seguito ad una forte attività fotosintetica dal momento che all'acqua viene sottratta anidride carbonica, questo si nota particolarmente per il mese di luglio per il flusso superficiale, che presenta un forte sviluppo vegetativo; nel flusso verticale o in quello superficiale

di controllo, dove prevale la respirazione batterica, con aumento dell'anidride carbonica, si ha una diminuzione del pH, osservabile soprattutto a Maggio.



## OSSIGENO

Figura 2.3.12 - Confronto tra la concentrazione media di ossigeno in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

A maggio il flusso superficiale di controllo presenta livelli di ossigeno maggiore rispetto al flusso con le piante per lo sviluppo algale in quanto la vasca non era ancora stata coperta dal telo nero, messo in posizione in un secondo momento. A luglio si nota una differenza significativa solo per il flusso superficiale con le piante, fatto imputabile alla colonizzazione da parte delle alghe che hanno arricchito di ossigeno l'acqua stessa grazie all'attività fotosintetica. La differenza della concentrazione di ossigeno tra il flusso superficiale e quello verticale è dovuta al fatto che il primo flusso è maggiormente a contatto con l'aria, mentre nel flusso verticale oltre ad una minore superficie di scambio è presente un consumo di ossigeno da parte dell'attività batterica all'interno del mezzo in cui l'acqua ha fluito come appare dalle analisi di maggio.

## ALCALINITÀ

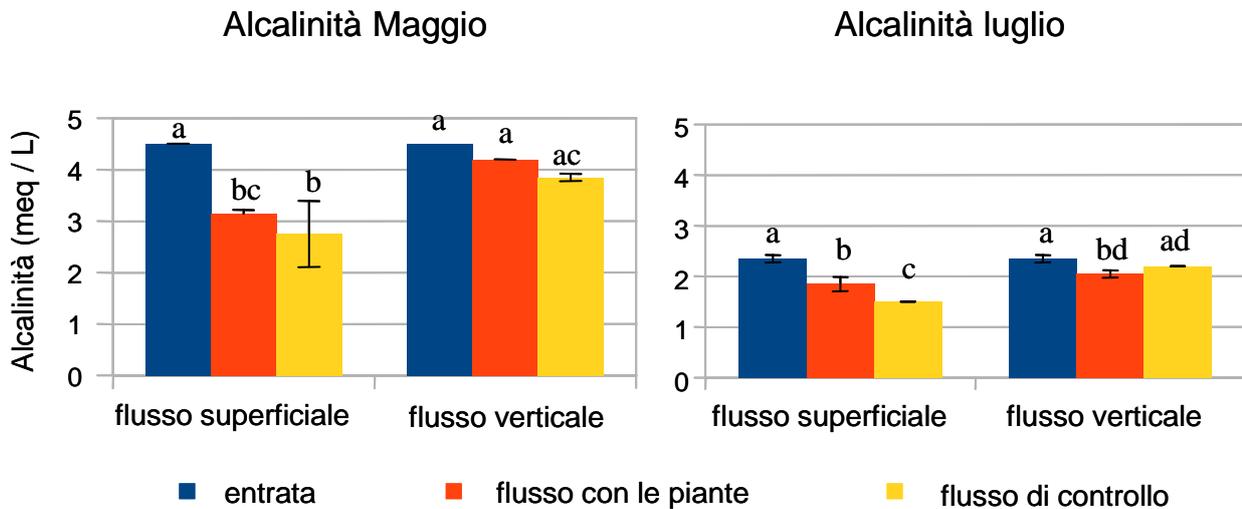


Figura 2.3.13 - Confronto tra l'alcalinità media in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

Le analisi di maggio e luglio rilevano delle differenze tra flusso superficiale e flusso verticale, con riduzioni maggiori di alcalinità per il flusso superficiale. Questo è da imputare al fatto che la fotosintesi algale nel flusso superficiale preleva anidride carbonica riducendo anche la quantità di carbonati/bicarbonati diminuendo così il valore di alcalinità dell'acqua (Tonolli, 2001). Anche la pioggia è un importante fattore di riduzione dell'alcalinità per il suo contenuto in agenti acidificanti. Luglio 2014 è stato un mese caratterizzato dalla presenza di nubifragi frequenti e infatti l'alcalinità dell'acqua sia in entrata che in uscita è inferiore rispetto a quella misurata a maggio.

## DUREZZA

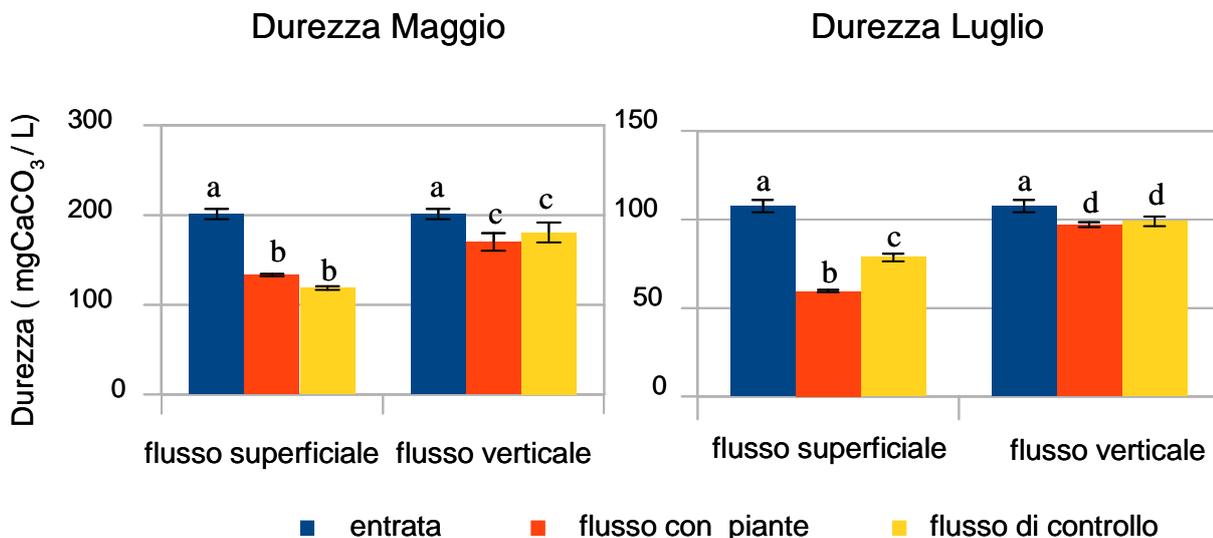


Figura 2.3.14 - Confronto tra la durezza media in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

La durezza è data dalla concentrazione totale di metalli alcalino-terrosi che sono usati dalle piante per la propria crescita. La differenza di durezza nei due periodi è da imputarsi ancora alle piogge che per sistemi acquatici così piccoli possono essere molto influenti.

## AZOTO AMMONIACALE

### Azoto ammoniacale Maggio

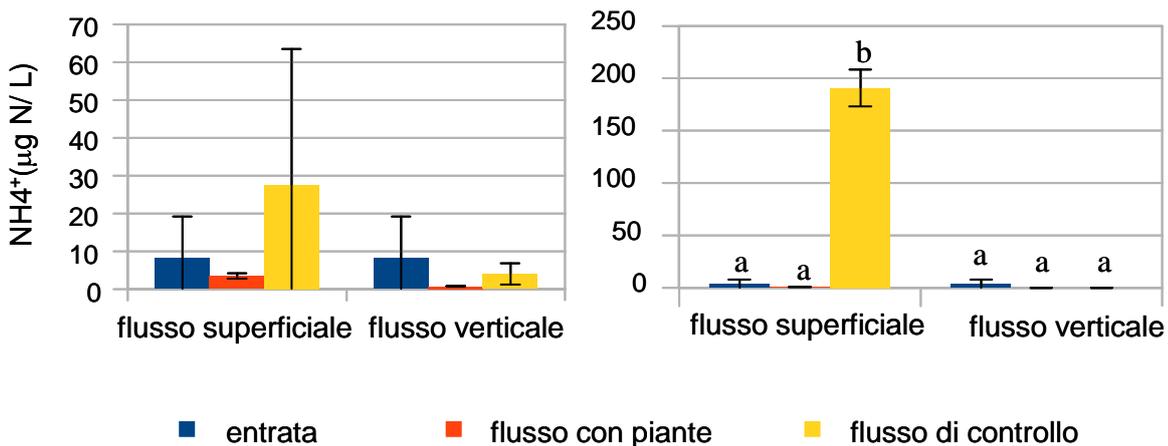
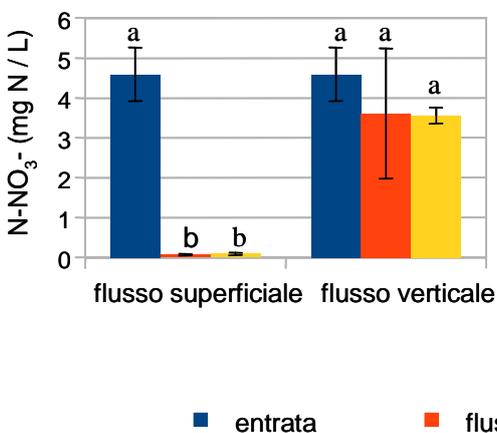


Figura 2.3.15 - Confronto tra l'azoto ammoniacale medio in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

Gli elevati livelli di ammoniaca a luglio nella vasca del flusso superficiale di controllo è da imputarsi alla moria delle alghe dopo la messa in posa del telo nero, la cui degradazione ha prodotto ammoniaca come prodotto intermedio del ciclo dell'azoto.

## AZOTO NITRICO

### Azoto nitrico Maggio



### Azoto nitrico Luglio

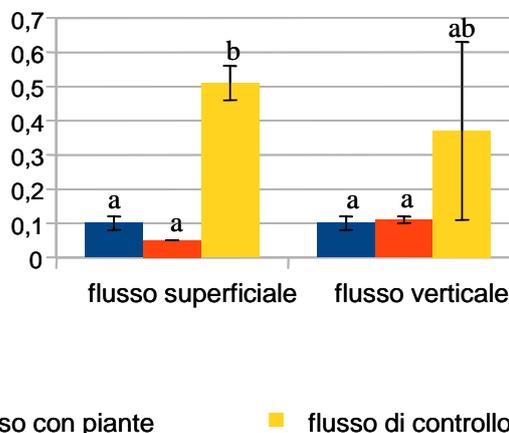


Figura 2.3.16 - Confronto tra l'azoto nitrico medio in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

La riduzione dell'azoto nitrico a maggio nelle due vasche a flusso superficiale si può spiegare con la forte presenza di alghe che utilizzano grandi quantitativi di azoto nitrico (a maggio nella vasca del flusso superficiale di controllo non era ancora stato posizionato il telo nero). Il flusso verticale caratterizzato dall'assenza di alghe e dal basso sviluppo vegetativo non ha mostrato particolari riduzioni di questa specie chimica. A luglio le due vasche di controllo dei due flussi hanno mostrato un evidente incremento di azoto nitrico per effetto della mineralizzazione batterica in assenza di prelievo da parte della vegetazione.

## AZOTO ORGANICO

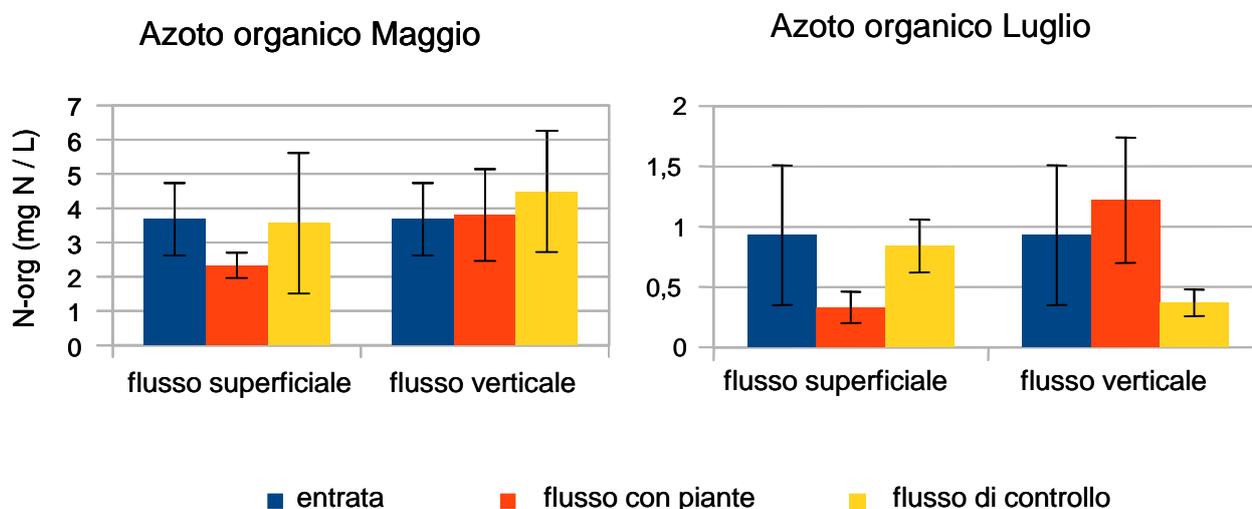


Figura 2.3.17 - Confronto tra l'azoto organico medio in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

La riduzione dell'azoto organico non è risultata significativa per nessun tipo di flusso. Ci si poteva aspettare che la concentrazione di azoto organico per il flusso verticale fosse minore rispetto a quella del flusso superficiale per il maggiore effetto filtro di questo sistema, ma questo non è stato osservato forse per la non completa funzionalità delle vasche ai tempi dei campionamenti.

FOSFORO MINERALE

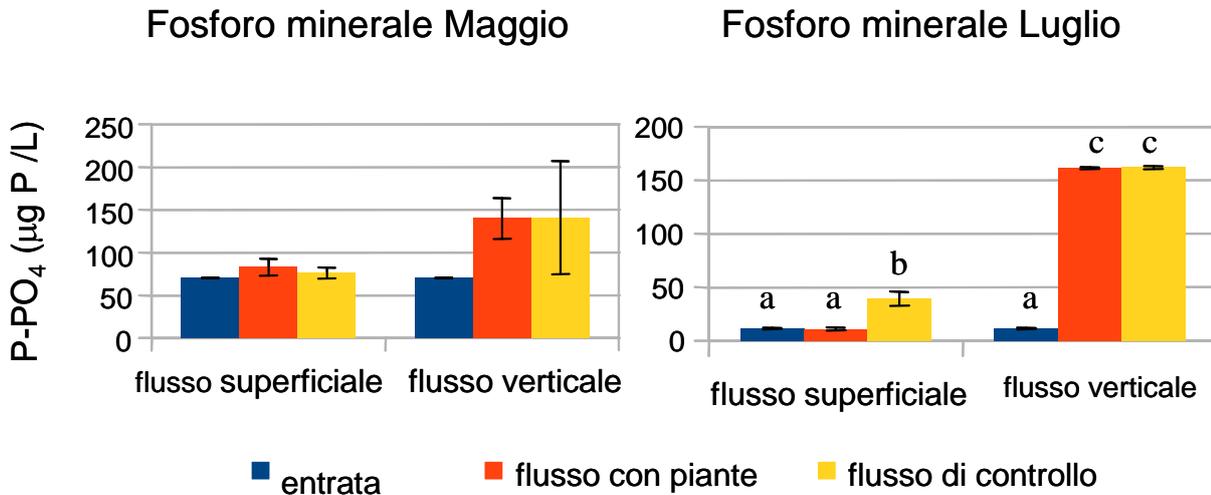


Figura 2.3.18 - Confronto tra il fosforo minerale medio in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

Entrambi i sistemi non evidenziano una riduzione del fosforo-ortofosfato che rappresenta il fosforo minerale nelle acque. Anzi il flusso verticale ed anche il flusso superficiale di controllo a luglio evidenziano un aumento di questo nutriente. Questo si spiega con il fatto che nelle vasche di controllo si ha aumento di questa forma di fosforo dovuto alla mineralizzazione del fosforo organico.

FOSFORO ORGANICO

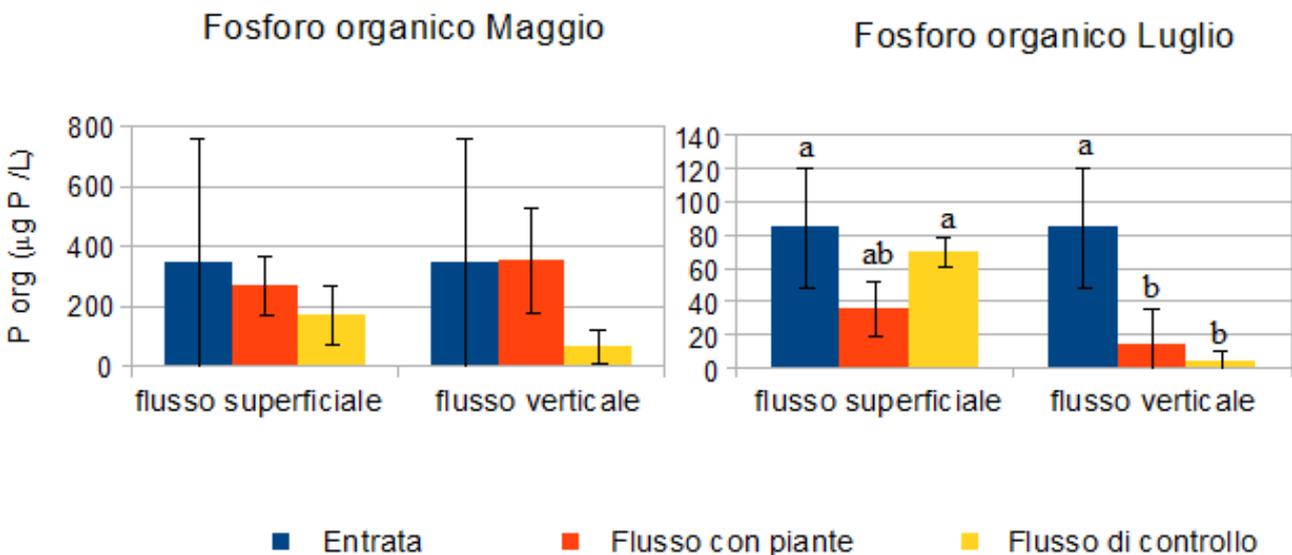


Figura 2.3.19 - Confronto tra il fosforo organico medio in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

La riduzione del fosforo organico evidenziata soprattutto a luglio è imputabile all'effetto di filtrazione unito al processo di mineralizzazione a conferma di quanto visto per il fosforo minerale.

## BOD<sub>5</sub>

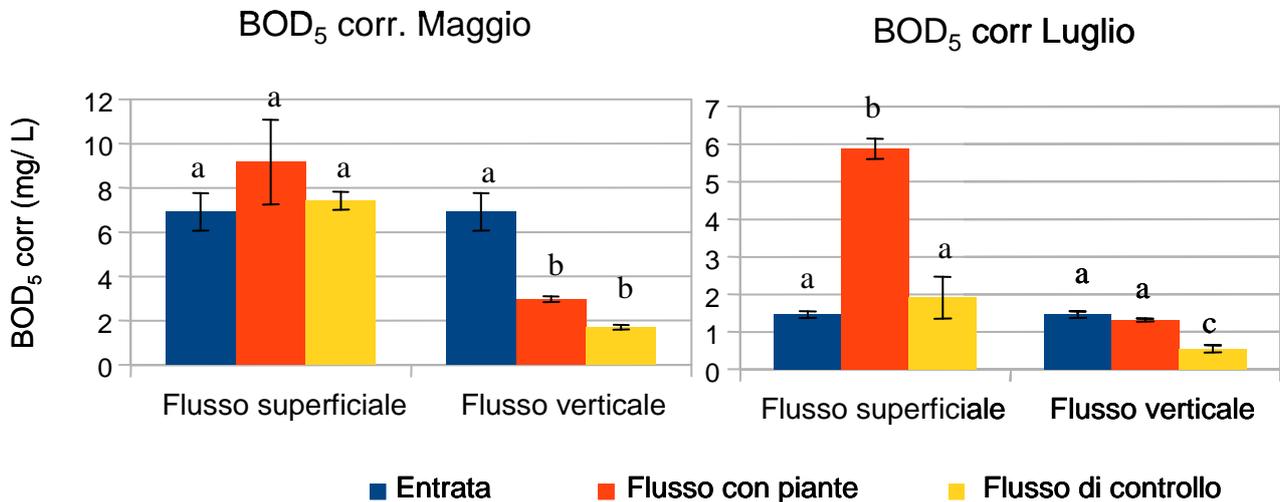


Figura 2.3.20 - Confronto tra i BOD<sub>5</sub> medi in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

La rimozione del BOD<sub>5</sub> dipende ancora una volta dal processo di filtrazione e di degradazione batterica, quindi, come visto in precedenza, il flusso verticale si distingue per una maggior capacità di riduzione del carico organico in funzione anche della sua maggiore area di contatto tra l'acqua e il film batterico.

## SOLIDI SOSPESI

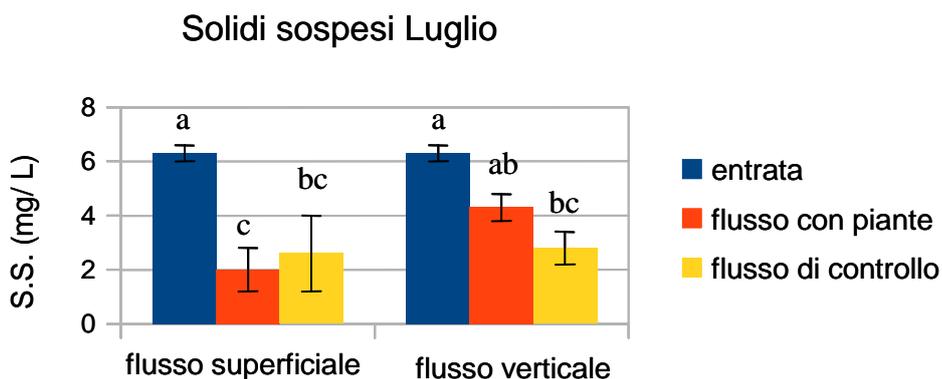


Figura 2.3.21 - Confronto tra i solidi sospesi medi in entrata e in uscita delle vasche sperimentali. Le barre si riferiscono alla deviazione standard e le lettere si riferiscono ai gruppi omogenei in base al test di Duncan con  $p < 0,05$ .

La determinazione dei solidi sospesi è stata effettuata solo per il mese di luglio. Entrambe le tipologie di flusso si sono rivelate efficaci nel ridurre i solidi sospesi. In particolare la vasca del flusso superficiale con piante ha mostrato la riduzione più marcata: questo è dovuto al fatto che gli apparati radicali delle lemne hanno avuto un forte impatto sulla sedimentazione.

### 2.3.8. Analisi della biomassa nelle vasche di fitodepurazione dell'Orto Botanico

Per poter valutare la crescita della vegetazione e il suo ruolo nel prelievo dei nutrienti dall'acqua è stata effettuata una valutazione della biomassa all'inizio e alla fine della sperimentazione separatamente per le due specie introdotte nelle vasche.

#### CANNA DI PALUDE

*Phragmites australis* ha avuto uno sviluppo consistente solo nella vasca a flusso superficiale: 44 nuovi fusti emessi in circa due mesi (Tabella 2.3.10). In quella a flusso verticale i nuovi fusti sono stati solo 14 e soprattutto il loro sviluppo è stato molto contenuto per mancanza di un substrato favorevole e di un flusso adeguato di acqua al loro apparato radicale.

Tabella 2.3.10- Numero di fusti di *Phragmites australis* nelle vasche a flusso orizzontale e verticale indipendentemente dalla loro altezza.

Vasche	N° fusti Attivazione impianto	N° fusti 08/07/14
Flusso superficiale	15	59
Flusso verticale	15	29

Per la determinazione quantitativa della biomassa si è deciso, quindi, di considerare solo per la vasca a flusso superficiale. Poiché le piante presentavano livelli di sviluppo differente, si è deciso di suddividerle in 3 categorie (alta media e bassa) in base alla loro altezza misurata sul campo.

Per la quantificazione del peso secco, si è effettuato un prelievo di una pianta per categoria: suddividendola poi in rizoma e fusto. Dopo l'essiccazione in stufa a 105 °C per 24 h sono stati pesati, mediante bilancia tecnica, separatamente i fusti e i rizomi (tabella 2.3.11). Il peso secco è la stima più usata per quantificare la biomassa.

Tabella 2.3.11 - Quantificazione della biomassa di campioni di canna di palude prelevati dalla vasca a flusso superficiale nel mese di luglio e stima della biomassa complessiva in g di peso secco (g p.s.).

CATEGORIA	intervallo h (cm)	n. fusti totali	peso singolo fusto (g p.s.)	peso singolo rizoma (g p.s.)	Peso singola Pianta (g p.s.)	Biomassa tot g p.s.
"alta"	90-100	2	2,77	0,84	3,61	7,22
"media"	70-80	7	1,03	1,55	2,58	18,06
"bassa"	40-50	50	1,13	0,17	1,30	65

In base a queste stime è stata calcolata la biomassa iniziale e finale nella vasca a flusso superficiale, considerando i primi 15 fusti che sono stati posti nell'impianto sono stati considerati appartenenti alla categoria "bassa" (tabella 2.3.12).

Tabella 2.3.12 - Incremento di biomassa ottenuto nella vasca a flusso superficiale tra maggio e luglio,  $\Delta t$  = intervallo di tempo di attività dell'impianto.

Biomassa iniziale g p.s.	Biomassa finale g p.s.	Incremento biomassa g p.s./ $\Delta t$
19,5	90,28	70,78

#### LENTICCHIA D'ACQUA

La colonizzazione della *Lemna minor* della vasca a flusso superficiale è stata molto rapida raggiungendo in un mese la copertura quasi totale della vasca. La lenticchia d'acqua è stata inserita in un secondo momento in quanto la colonizzazione con *Hydrocaris morsus-ranea* non è andata a buon fine. Per la quantificazione della biomassa prodotta abbiamo suddiviso le aree occupate dalla lemna in due tipologie a seconda della densità delle piante: una in cui la lemna si presentava molto densa e una in cui la lemna si presentava meno densa. Successivamente sono state misurate le aree occupate dalle due tipologie di densità delle lemne come somma di sottoaree di forma rettangolare di cui venivano misurati i lati con un metro. A questo punto sono state prese in considerazione due aree campione di superficie nota che fossero rappresentative delle due diverse tipologie di densità. In ognuna di esse sono state poi contate le piante prelevandole a mano e ponendole in una vaschetta ampia con acqua in modo da poter distinguere gli individui e contarli (tabella 2.3.13). La quantificazione del peso secco di 10 lemne è riportato in tabella 2.3.14.

Tabella 2.3.13 - Lenticchie d'acqua presenti nelle vasche durante il mese di luglio.

densità	Area totale cm <sup>2</sup>	Area campione cm <sup>2</sup>	individui / area campione	individui / cm <sup>2</sup>	Individui totali
Zona"densa"	2419	25	379	15	36285
Zona"rada"	1780	25	224	9	16020

Tabella 2.3.14 - Lunghezza media delle radici di dieci piante prelevate in modo casuale dalla vasca, il peso totale secco delle dieci piante e il peso medio di una pianta. Il peso è stato quantificato con l'uso della bilancia analitica dopo aver essiccato le piante in stufa a 105 °C per 24 h.

numero piante	Lunghezza radice cm	peso totale piante mg p.s	peso di una pianta mg p.s./ind
10	5,5 ± 2,47	3,52	0,35

La biomassa finale risulta quindi pari a 12,77 g p.s. e 5,64 g p.s. rispettivamente per le due zone di differente densità. La biomassa complessiva risulta quindi pari a 18,41 g p.s. .

La biomassa iniziale è stata valutata considerando che nella vasca sono state trasferite lemne provenienti da una superficie di circa 600 cm<sup>2</sup>, a densità alta, corrispondenti quindi a 9000 individui, aventi una biomassa pari a 3,17 g p.s.. L'incremento di biomassa è quindi pari a 15,24 g p.s./□t.

In base alla composizione media della biomassa delle due specie è possibile quindi stimare il prelievo di nutrienti da parte della vegetazione; in particolare è stata considerata la composizione elementare media sulla base del peso secco: l'azoto rappresenta il 4,35% del peso secco della lenticchia d'acqua e il 2,5% del peso secco della canna di palude; il fosforo rappresenta l' 1,7% del peso secco della lenticchia d'acqua e lo 0,2% del peso secco della canna di palude (Bartoli e Viaroli, 2006).

A questo punto conoscendo l'incremento di biomassa ed il contenuto in nutrienti è possibile calcolare il prelievo di azoto (tabella 2.3.15) e di fosforo (tabella 2.3.16) nella vasca a flusso superficiale con piante durante il periodo della sperimentazione.

Tabella 2.3.15- Prelievo di azoto da parte della vegetazione nella vasca a flusso superficiale con piante durante il periodo della sperimentazione,  $\Delta t$  = intervallo di tempo di attività dell'impianto.

	Accrescimento g peso secco / $\Delta t$	Contenuto di N g N/g peso secco	Prelievo di N g N/ $\Delta t$
<i>Lemna minor</i>	15,24	0,0435	0,66
<i>Phragmites australis</i>	70,78	0,0250	1,77
totale	86,02		2,43

Tabella 2.3.16- Prelievo di fosforo da parte della vegetazione nella vasca a flusso superficiale con piante durante il periodo della sperimentazione,  $\Delta t$  = intervallo di tempo di attività dell'impianto.

	Accrescimento g peso secco / $\Delta t$	Contenuto di P g P/g peso secco	Prelievo di P g P/ $\Delta t$
<i>Lemna minor</i>	15,24	0,017	0,26
<i>Phragmites australis</i>	70,78	0,002	0,14
totale	86,02		0,40

Il calcolo della percentuale di azoto nitrico sottratto dalla vegetazione è stata eseguita in questo modo: moltiplicando il flusso d'acqua giornaliero (6 L/ora per 5 ore/giorno = 40 L/giorno) per il tempo di funzionamento dell'impianto sperimentale (40 giorni considerando 8 settimane di attività ed escludendo i sabati e le domenica in quanto in questi giorni non veniva effettuato il rifornimento dei vasconi che alimentano il flusso in entrata) si ottiene la quantità totale di acqua fluita nell'intero periodo di funzionamento dell'impianto è stata pari a 1600 L/ $\Delta t$  ( $\Delta t$  = intervallo di tempo di attività dell'impianto). Per calcolare il prelievo di azoto e fosforo si possono utilizzare le concentrazioni medie in entrata ed in uscita della vasca a flusso superficiale con piante che è quella per la quale è stata quantificata l'accrescimento della biomassa. Per l'azoto il calcolo del prelievo operato dalla vasca nel suo complesso è riportato in tabella 2.3.17 per i due tempi di campionamento.

Tabella 2.3.17 – Concentrazioni medie di azoto minerale in entrata ed in uscita dalla vasca a flusso superficiale con piante durante i due campionamenti e calcolo del prelievo di azoto. I dati delle concentrazioni medie in entrata ed in uscita derivano dalla tabella 2.3.2 per il campionamento di maggio e 2.3.5 per quello di luglio.

elemento	Conc entrata mg N /L	Conc uscita mg N /L	Prelievo vasca mg N /L
maggio	4,6	0,07	4,5
luglio	0,1	0,05	0,05

I due prelievi calcolati risultano molto diversi tra loro e questo può essere spiegato da due cause: innanzitutto dalla differenza dell'acqua in entrata nei due momenti (differenza tra le concentrazioni di azoto minerale in entrata nei due tempi di campionamento da cui chiaramente dipende, almeno parzialmente, anche la qualità in uscita) ed in secondo luogo dalla diversa condizione di sviluppo in cui si trovava la vegetazione della stessa vasca nei due tempi. A causa di queste differenze si è deciso di considerare la media tra i due prelievi calcolati per i campionamenti di maggio e luglio, anche perché l'accrescimento della vegetazione copre appunto il periodo compreso tra i due campionamenti.

Moltiplicando il prelievo medio di azoto nella vasca a flusso superficiale con piante (pari a 2,275 mg N/L) per la quantità totale di acqua fluita (1600 L/□t), si ottiene 3640 mg N/□t ovvero 3,64 g N/□t. Questa è la quantità complessiva di azoto minerale sottratto dalla vasca in base alla differenza media della concentrazione di azoto in entrata ed in uscita dalla stessa vasca. Confrontando questo dato con la quantità di azoto prelevato dalla vegetazione nello stesso intervallo di tempo (2,43 g N/□t) si ottiene una percentuale del 67% di prelievo di azoto dovuto all'accrescimento della vegetazione. Anche se i calcoli sopra descritti lasciano un margine di incertezza notevole, il valore trovato, oltre che realistico, conferma il ruolo e l'importanza della vegetazione nel processo di fitodepurazione.

Per quanto riguarda la frazione minerale del fosforo, questa non ha mostrato una diminuzione evidente delle concentrazioni medie tra entrata ed uscita in entrambi i campionamenti (tabelle 2.3.2 e 2.3.5) a causa del rifornimento dovuto al carico interno e quindi non è stato possibile effettuare lo stesso calcolo riportato per l'azoto.

### *2.3.9. Analisi della qualità dell'acqua in uscita dalle vasche della fitodepurazione*

Per avere un giudizio complessivo dell'efficacia dei prototipi di fitodepurazione realizzati, la qualità dell'acqua in uscita dalle vasche dell'impianto sperimentale è stata valutata prendendo in considerazione i valori limite per le acque superficiali stabiliti dal decreto legislativo n° 260 del 2010 (tabella 2.3.18).

*Tabella 2.3.18 – Dati della tabella 4.1.2/ a del Decreto Legislativo n° 260 del 2010 inerente le tipologie di qualità dei corpi idrici superficiali in base a valori limite dei parametri contemplati.*

	Livello 1	Livello 2	Livello 3	Livello 4	Livello 5
<b>Punteggio</b>	<b>1</b>	<b>0.5</b>	<b>0.25</b>	<b>0.12</b>	<b>0</b>
100-% saturazione O <sub>2</sub>	≤ 10	≤ 20	≤ 40	≤ 80	> 80
N-NH <sub>4</sub> (mg/L)	≤ 0,03	≤ 0,06	≤ 0,12	≤ 0,24	> 0,24
N-NO <sub>3</sub> (mg/L)	≤ 0,6	≤ 1,2	≤ 2,4	≤ 4,8	> 4,8
P tot (µg/L)	≤ 50	≤ 100	≤ 200	≤ 400	>400

Le soglie di concentrazione corrispondenti al Livello 1 sono state definite sulla base delle concentrazioni osservate in 115 campioni prelevati in 49 siti di riferimento, appartenenti a diversi tipi fluviali. In particolare, tali soglie, che permettono l'attribuzione di un punteggio pari a 1, corrispondono al 75° percentile (N-NH<sub>4</sub>, N-NO<sub>3</sub>, e ossigeno disciolto) o al 90° (fosforo totale) della distribuzione delle concentrazioni di ciascun parametro nei siti di riferimento. I siti di riferimento considerati fanno parte di un database disponibile presso CNR-IRSA. Ai cinque livelli di qualità per i diversi parametri corrispondono altrettanti punteggi, la cui media definisce il punteggio complessivo che serve per determinare la classe di qualità a seconda della tipologia fluviale considerata.

Dal momento che i cinque livelli considerati definiscono già di per sé delle soglie di qualità decrescenti, abbiamo attribuito direttamente ad ogni livello una classe di qualità, considerando il livello 1 come ottimo livello di qualità, il 2 come buono, il 3 come sufficiente, il 4 come scarso e il 5 come stato pessimo. Sulla base di questa classificazione le acque in uscita dalle quattro vasche sperimentali possono essere definite come riportato nelle tabelle 2.3.19 e 2.3.20 per i due periodi di campionamento.

*Tabella 2.3.19 - Valutazione della qualità delle acque in uscita sulla base del valore medio dei rispettivi parametri misurati nel campionamento di maggio (vedi tabella 2.3.2).*

Parametro	Superficiale piante	Superficiale controllo	Verticale piante	Verticale controllo
% saturazione O <sub>2</sub>	ottima	ottima	ottima	ottima
N-NH <sub>4</sub> (mg/L)	ottima	buona	ottima	ottima
N-NO <sub>3</sub> (mg/L)	ottima	ottima	scarsa	scarsa
P tot (µg/L)	scarsa	scarsa	pessima	scarsa

Dai risultati di maggio si osserva che il flusso superficiale con piante ha dato i risultati migliori raggiungendo livelli di qualità ottima per 3 parametri su 4. Il fosforo totale è risultato molto elevato

per tutti i trattamenti sperimentati. Bisogna ricordare che le analisi di maggio sono state realizzate all'inizio del funzionamento delle vasche e quindi in condizioni di sviluppo della vegetazione molto limitato.

Tabella 2.3.20 - Valutazione della qualità delle acque in uscita sulla base del valore medio dei rispettivi parametri misurati nel campionamento di luglio (vedi tabella 2.3.5).

Parametro	Superficiale piante	Superficiale controllo	Verticale piante	Verticale controllo
% saturazione O <sub>2</sub>	ottima	ottima	ottima	ottima
N-NH <sub>4</sub> (mg/L)	ottima	pessima	ottima	ottima
N-NO <sub>3</sub> (mg/L)	ottima	ottima	ottima	ottima
P tot (µg/L)	ottimo	sufficiente	sufficiente	sufficiente

Rispetto al mese di maggio c'è stata una maggiore efficacia nell'abbattimento dei nitrati da parte del flusso verticale e un netto miglioramento nella quantità di fosforo presente in acqua da parte di tutti i trattamenti, in particolare il flusso superficiale con piante raggiunge una qualità ottima in tutti e 4 i parametri considerati.

I risultati di luglio confermano l'ipotesi fatta in precedenza riguardo al limitato grado di sviluppo delle vasche a maggio e dimostrano ancora una volta l'efficacia di questi sistemi di depurazione per quanto riguarda il prelievo di nutrienti dall'acqua. Le piante infatti sia idrofile che igrofile prelevano i nutrienti presenti nell'acqua per il proprio sviluppo.

Per quanto riguarda le due specie utilizzate nella vasca a flusso superficiale, la canna di palude si conferma come specie ad elevato accrescimento in termini di biomassa, mentre la lenticchia d'acqua riesce a formare in breve tempo una copertura pressoché completa dello specchio d'acqua con conseguente limitazione dello sviluppo algale. Le due specie per le loro caratteristiche potrebbero essere adatte per utilizzi differenti: l'elevata biomassa della canna di palude potrebbe essere interessante per la produzione di bioenergia, mentre l'elevato contenuto in elementi fertilizzanti della lenticchia d'acqua potrebbe essere interessante per la produzione di compost di alta qualità.

### 2.3.10. La realizzazione della vasca di fitodepurazione presso l'Associazione Nocetum nella Valle dei Monaci

Presso l'Associazione Nocetum proprio all'ingresso della Valle dei Monaci è stata realizzata una piccola vasca di fitodepurazione collegata ad un piccolo laghetto utilizzato a scopo didattico per l'educazione ambientale del centro (figura 2.3.22).

a)



b)



c)



*Figura 2.3.22 - a) laghetto con vegetazione acquatica dove è stata posizionata la ruota idraulica per sollevare l'acqua per attivare il flusso della vasca di fitodepurazione rappresentata nell'immagine b); c) particolare del canale di uscita dell'acqua dopo il passaggio nella vasca di fitodepurazione.*

La vasca è stata realizzata sul lato del laghetto in modo da ricevere l'acqua ricca in nutrienti e poi restituirla al laghetto dopo il processo di fitodepurazione. Per attivare il flusso di acqua attraverso la vasca di fitodepurazione in modo da avere un flusso di entrata di acqua da depurare ed un flusso di uscita di acqua depurata era necessario

avere un dislivello che potesse attivare un flusso per gravità. Anziché una pompa elettrica sommersa, molto pratica ma poco didattica, si è deciso di costruire una ruota idraulica per l'evidente effetto visivo e il notevole valore didattico che questa soluzione poteva avere. Infatti, la ruota, attivata direttamente dai bambini che avrebbero seguito le attività di educazione ambientale del Centro, poteva essere l'occasione di trattare importanti temi quali il ciclo dell'acqua e l'energia. Inoltre avrebbe rappresentato un'importante e divertente attrazione per l'oggetto dell'intervento realizzato: il processo di fitodepurazione.

La ruota è stata costruita inizialmente interamente in legno con attaccati radialmente dei vasetti in plastica (contenitori di yogurt da bere) per il prelievo e il sollevamento dell'acqua. L'acqua sollevata ricade su un piano inclinato ottenendo un dislivello idraulico di circa 40 cm sufficiente per attivare il flusso di fitodepurazione e per avere un'uscita dell'acqua nel laghetto stesso, con una caduta tale da poter effettuare dei prelievi dell'acqua depurata (figura 2.3.22-c).

In seguito, il perno in legno inizialmente realizzato si è dimostrato troppo debole per le sollecitazioni durante il funzionamento della ruota; pertanto è stato sostituito con un perno in ferro collegato con uno snodo ad una barra in legno che, con una leva, aziona la rotazione della ruota. Quest'ultima versione, raffigurata in figura 2.3.22-a, si è rilevata adeguata per gli usi didattico/dimostrativi per i quali è stata realizzata.

La vasca di fitodepurazione vera e propria (figura 2.3.22-b) è stata scavata a mano ed il fondo è stato impermeabilizzato con un doppio strato di telo di plastica, poi interamente coperto da uno strato di sabbia nel centro e da un bordo di terra sui lati. La vasca è stata realizzata in modo tale da combinare le tipologie a flusso superficiale e a flusso sommerso orizzontale. Questa scelta è stata effettuata in base alle esperienze precedenti per ottimizzare le capacità depurative dei due sistemi: il flusso superficiale ha una notevole capacità di prelievo dei nutrienti disciolti, mentre il flusso sommerso ha un'elevata capacità filtrante per i solidi sospesi.

La vasca è stata poi completata con l'introduzione di un certo numero di piante acquatiche che rappresentassero un gradiente di sommersione decrescente: a profondità maggiore si collocano le piante acquatiche vere e proprie, poi ci sono quelle parzialmente sommerse normalmente facenti parte della vegetazione di riva. Le piante sono state reperite presso i Vivai Pronatura, un'associazione che raccoglie e riproduce la flora autoctona tipica della pianura lombarda.

Le piante collocate nella vasca sono state le seguenti:

- N° 4 *Sagittaria sagittifolia*
- N° 5 *Iris pseudacorus*
- N° 2 *Juncus effusus*
- N° 2 *Carex pendula*
- N° 2 *Carex pseudocyperus*
- N° 2 *Carex elata*

Le immagini relative alle piante introdotte sono riportate in figura 2.3.23.

Figura 2.3.22 - a) *Iris pseudacorus*; b) *Carex pendula*; c) *Carex elata*; d) *Juncus effusus*

a)



b)



c)



d)

