

INDICE

1. INQUADRAMENTO GENERALE	2
1.1 <i>Descrizione del processo di digestione anaerobica</i>	2
1.2 <i>Condizioni operative della digestione anaerobica</i>	5
1.3 <i>Struttura del digestore anaerobico</i>	10
1.4 <i>Produzione di biogas</i>	13
2. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO	19
2.1 <i>Impianto di depurazione</i>	19
2.2 <i>Impianto di addensamento fanghi</i>	31
3. PROVE EFFETTUATE	48
3.1 <i>Prove di taratura</i>	48
3.2 <i>Campionamento fanghi</i>	52
4. ANALISI ED ELABORAZIONE DATI	63
4.1 <i>Dati descrittivi dell'impianto</i>	63
4.2 <i>Variazione ottenuta in termini di solidi totali</i>	64
4.3 <i>Andamento dei volumi in ingresso al digestore anaerobico</i>	84
4.4 <i>Produzione di biogas</i>	92
4.5 <i>Valutazione economica</i>	103
5. CONCLUSIONI	105
6. BIBLIOGRAFIA	107

1. INQUADRAMENTO GENERALE

1.1 Descrizione del processo di digestione anaerobica

La decomposizione microbica dei residui organici in ambiente anaerobico è un processo che avviene spontaneamente in natura; la conoscenza dei fattori in gioco nei processi biologici è necessaria per una migliore fermentazione e conseguente produzione di biogas.

La digestione anaerobica costituisce uno dei processi applicati da maggior tempo per la stabilizzazione dei fanghi di depurazione, è un processo biologico di stabilizzazione di un substrato organico putrescibile in condizioni di assenza di ossigeno.

Questo processo continua ad essere largamente impiegato nel trattamento dei fanghi di depurazione a causa dell'importanza del recupero energetico e alla necessità di trovare alternative di riutilizzo per i fanghi stabilizzati.

Nell'ambito delle tecniche per la gestione dei rifiuti, il processo di digestione anaerobica è una tecnica che permette:

- abbattimento ecologico del carico inquinante e stabilizzazione del rifiuto: la parte biodegradabile subisce una riduzione della frazione volatile, del contenuto di carbonio, e del rapporto Carbonio/Azoto
- la valorizzazione energetica: il processo, che viene condotto in appositi reattori, produce biogas, costituito principalmente da metano (50-80%) e anidride carbonica, utilizzabile quindi come combustibile.
- recupero dell'acqua contenuta nella biomassa digerita a fini irrigui attraverso l'utilizzo di una filtropressa.

Attraverso la digestione anaerobica a caldo si ottiene, oltre al biogas, l'abbattimento del carico inquinante, dovuto al fatto che una flora microbica selezionata è in grado di utilizzare le sostanze organiche ed inorganiche presenti nei residui vegetali ed animali per moltiplicarsi e trasformarle quindi in nuova sostanza vivente, cioè in biomasse microbiche controllate. È chiaro che in questo processo gioca un ruolo importante l'energia contenuta nei rifiuti organici e che viene liberata via via dalla flora microbica specializzata.

I processi con microrganismi anaerobici si basano sul fatto che alcuni microrganismi sono capaci di vivere e riprodursi in assenza di ossigeno disciolto; essi vengono generalmente chiamati organismi anaerobici. A questa categoria appartengono i metanobatteri che si trovano comunemente nei digestori anaerobici, nelle lagune anaerobiche, negli stagni e nell'intestino di molti animali domestici.

I Batteri Metanigeni sono un gruppo specifico che rappresenta l'anello finale della catena di degradazione della materia organica; essi sono in grado di utilizzare solo un ristretto gruppo di substrati per produrre metano, e cioè: acetati, formiati, miscele di idrogeno e anidride carbonica. I materiali di partenza contenuti nei residui organici sono polimeri complessi come la cellulosa, l'amido, i grassi e le proteine non assimilabili direttamente dai batteri metanigeni. Occorrono allora altri microrganismi fermentativi che iniziano la degradazione del substrato.

Un primo gruppo di questi microrganismi (clostridine, streptococchi, batteri, enterici) trasforma i polimeri dell'amido, della cellulosa, dei grassi, delle proteine, in acidi organici, alcoli, acqua e anidride carbonica.

Un secondo gruppo converte gli acidi grassi a lunga catena e gli alcoli in acido acetico, idrogeno e anidride carbonica: queste reazioni sono endotermiche e sono associate alla riduzione esotermica dell'Anidride carbonica a metano.

Il processo di trasformazione dei substrati organici complessi in metano avviene attraverso tre differenti fasi, nelle quali agiscono tre gruppi metabolici distinti di microrganismi che si differenziano sia per i substrati che per i prodotti del loro metabolismo:

1. prima fase Idrolisi: processo attraverso il quale il materiale particolato (substrati organici complessi particolati o solubili, quali proteine, grassi e carboidrati) viene trasformato in composti solubili (acidi grassi volatili, chetoni ed alcoli), che possono essere poi ulteriormente idrolizzati a monomeri semplici dai batteri che fanno uso di questi stessi prodotti e che operano la

fermentazione. Degradazione dei Polimeri in Monomeri e trasformazione della Cellulosa in Glucosio e Cellobiosio.

2. seconda fase Acetogenesi: comporta la degradazione degli amminoacidi, degli zuccheri e di alcuni acidi grassi volatili. I principali prodotti della fermentazione sono l'acetato, l'idrogeno, l'anidride carbonica, il propionato e il butirato. Questi ultimi due composti vengono sottoposti ad ulteriore fermentazione, così da dare origine ad acetato, anidride carbonica e idrogeno; pertanto i prodotti finali della fermentazione sono i precursori della produzione di metano che ha luogo nella fase successiva. Trasformazione dei Monomeri in H₂O, CO₂, NH₃, Etanolo ed Acidi, successivamente trasformazione degli Alcoli, degli Acidi Grassi Volatili in Acetati, H₂, CO₂

3. terza fase Metanizzazione: formazione di metano a partire dall'acido acetico o attraverso la riduzione del biossido di carbonio utilizzando l'idrogeno come co-substrato. Questa fase viene attivata da un gruppo di batteri metanogeni che si suddividono in metanogeni acetoclastici e metanogeni utilizzatori di idrogeno, inoltre in minor misura si ha la formazione di metano a partire dall'acido formico. I batteri metanigeni trasformano Acetati, H, CO, CH mediante le seguenti reazioni:

- Riduzione della CO₂: ca. 30% ($\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$)

- Decarbossilazione dell'Acido Acetico: c.a. 70%



L'individuazione dei molteplici fattori che intervengono nel processo di digestione anaerobica e che consentono di controllarne l'efficienza, ossia omogeneizzazione, carico, temperatura, umidità, tempo di ritenzione dei solidi, disponibilità e mixer di elementi nutritivi e capacità tamponante, sono gli elementi fondamentali per il buon funzionamento degli impianti di biogas.

Infatti sappiamo che nel primo stadio della digestione anaerobica un gruppo di batteri facoltativi e anaerobi, denominati 'acidogeni' attaccano i substrati organici complessi trasformandoli in sostanze più semplici solubili. I prodotti finali di questo stadio sono essenzialmente acidi volatili a corta catena.

Nel secondo stadio gli acidi grassi a corta catena vengono attaccati da un gruppo di batteri strettamente anaerobici, denominati “metanobatteri”, e sono convertiti in metano e anidride carbonica. Il metano prodotto, essendo insolubile nel materiale organico, fuoriesce dal sistema e viene raccolto ed utilizzato come combustibile e conseguente Cogenerazione di Energia Elettrica e Termica.

Nel secondo stadio avviene la stabilizzazione del materiale organico attraverso la rimozione dell'ossigeno. Studi con isotopi marcati hanno indicato che la maggior parte del metano e del CO₂ si forma attraverso una scissione diretta dell'acido acetico, mentre la restante quota di metano si forma per riduzione del CO₂.

Eventuali tracce di H₂S vengono estromesse dall'impianto di lavaggio e deumidificazione del Biogas mediante trattamento di desolforazione.

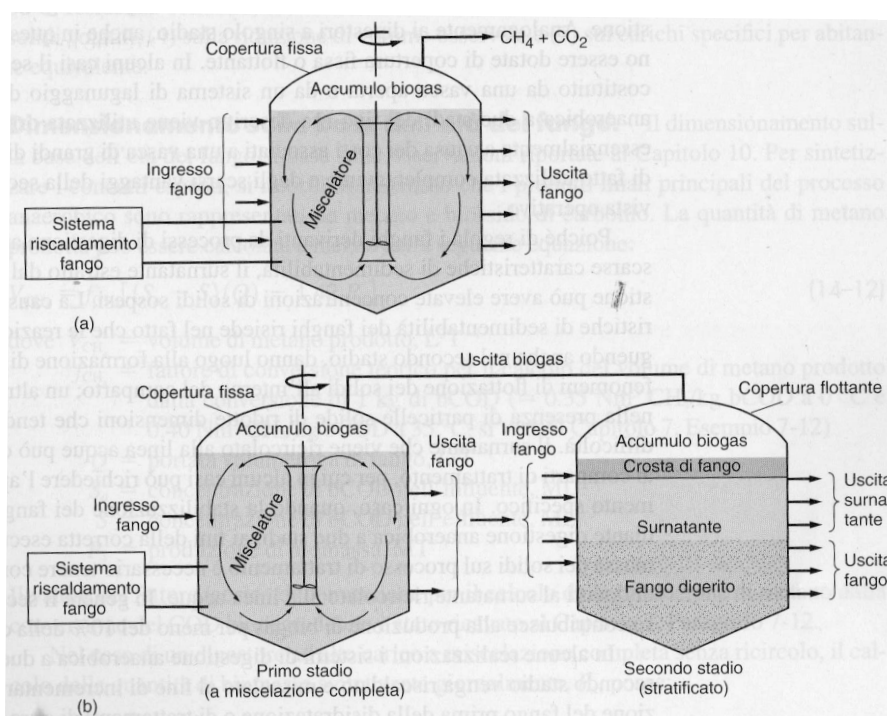


fig. 1.1 schema di digestori anaerobici: (a) a singolo stadio, (b) a due stadi

1.2 Condizioni operative della digestione anaerobica

I processi di digestione possono avvenire in condizioni operative molto differenti, in base a:

- condizioni termiche di reazione: psicrofilia (20°C), mesofilia (35-37°C), termofilia (>55°C)
- contenuto di solidi: processo umido (Frazione Solida: 5-8%), semi-secco (FS: 8-20%), secco (FS >20%)
- fasi biologiche: unica (un solo reattore), fasi idrolitica e metanogenica separate, in reattori distinti.

I principali processi che possono limitare le cinetiche in condizioni anaerobiche risultano essere: l'idrolisi e l'utilizzazione del substrato solubile nelle fasi di fermentazione e di metanogenesi.

L'idrolisi delle sostanze particolate e colloidali non influenza direttamente la stabilità e l'evoluzione del processo, ma la quantità complessiva di solidi che vengono convertiti in materia solubile. Per esempio nei processi di digestione anaerobica del fango di spurgo, il tempo di residenza deve essere superiore ai 30 giorni affinché si possa conseguire la completa trasformazione dei solidi ivi presenti. Le cinetiche di consumo del substrato solubile condizionano in modo significativo la possibilità di sviluppare un processo anaerobico che sia stabile.

Il processo anaerobico risulta stabile quando la concentrazione degli acidi grassi volatili si mantiene intorno ad un livello minimo: tale condizione, infatti viene considerata indicativa del fatto che la popolazione di batteri metanigeni è sufficientemente sviluppata e che il tempo a disposizione è tale da consentire una continua rimozione di idrogeno.

I processi anaerobici sono sensibili al pH e alle sostanze inibenti. E' preferibile adottare valori prossimi alla neutralità, mentre a 6,8 di pH la metanogenesi è inibita. A causa della elevata concentrazione di anidride carbonica nel gas che si sviluppa in seguito al processo di digestione (circa il 30-35%), è necessario assicurare la presenza di una quantità sufficiente di alcalinità per assicurare il mantenimento dei valori di pH intorno alla neutralità. La concentrazione di alcalinità risulta spesso nell'intervallo 3000-5000 mg/l come CaCO₃. Nella digestione dei fanghi l'alcalinità viene prodotta in quantità sufficiente, poichè a

seguito della rottura delle proteine e degli amminoacidi si forma NH_3 che si lega con CO_2 e H_2O così da generare alcalinità nella forma $\text{NH}_4(\text{HCO}_3)$.

Il controllo degli acidi volatili e dell'ammoniaca attraverso un bioattivatore enzimatico, utilizzato nelle fosse di stoccaggio a monte dell'impianto per la produzione di biogas, consente un abbattimento considerevole della quantità di ammoniaca presente nei materiali/rifiuti e, nel contempo, favorisce un più rapido innesco dei processi microbiologici che portano alla degradazione della sostanza organica, accelerando in tal modo il primo stadio della digestione anaerobica.

Durante tutto il processo anaerobico non fuoriescono dall'impianto odori sgradevoli. L'unico punto in cui si possono produrre odori molesti è nella fase di scarico, preparazione e carico delle miscele di rifiuti organici che si trovano in ambiente ossidativo.

Si tratta di verificare se, installando nei punti critici un termonebulizzatore che eroghi un composto bio-chimico che aggredisce e trasforma le molecole di mercaptani, cadaverine e simili, si può eliminare ogni odore, o se si debbono adottare sistemi meccanici in ambienti chiusi in depressione con captazione e trattamento degli odori sgradevoli. Comunque si prevede la realizzazione di struttura in depressione con captazione dell'aria e sua filtrazione attraverso biofiltro.



fig. 1.2 digestore anaerobico dell'impianto di depurazione Aimag di Carpi

Il principio utilizzato per il dimensionamento dei digestori anaerobici si basa sulla necessità di assicurare un tempo di residenza all'interno di un comparto a miscelazione completa sufficientemente elevato da garantire un consistente grado di rimozione dei solidi sospesi volatili. I criteri di dimensionamento fanno in genere riferimento all'età del fango che rappresenta il tempo medio in cui il fango permane all'interno del comparto di digestione e al tempo di residenza idraulica che rappresenta il tempo medio di residenza del liquido all'interno del comparto di digestione. Nel caso di substrati solubili l'età del fango può essere determinata come rapporto tra la massa di fango presente all'interno del reattore e la massa di fango spurgata giornalmente dal sistema. Il tempo di residenza idraulica è invece dato dal rapporto tra volume di liquido presente all'interno del reattore e la portata volumetrica di fanghi estratti dal sistema.

Le tre reazioni di idrolisi, fermentazione e metanogenesi citate precedentemente sono direttamente legate al valore dell'età del fango (o al tempo di residenza idraulica), cosicché un aumento o una diminuzione dell'età del fango comporta un corrispondente aumento o una corrispondente diminuzione del grado di conversione di ciascuna di tali reazioni. Ognuna delle

reazioni del processo di digestione è caratterizzata da un valore minimo dell'età del fango per il quale essa può effettivamente avere luogo; il mantenimento di valori inferiori a tale soglia comporta un progressivo depauperamento della biomassa presente nel sistema fino alla completa scomparsa di questa, con conseguente interruzione del processo di digestione.

La temperatura, oltre ad influenzare l'attività metabolica delle diverse popolazioni microbiche, esercita anche effetti significativi su altri fenomeni quali la velocità di trasferimento dei gas e le caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi di natura biologica. Nei processi di digestione anaerobica la temperatura costituisce un parametro rilevante in quanto influenza la cinetica del processo, in particolare delle fasi di idrolisi e produzione del biogas. Il valore della temperatura di progetto determina il valore minimo del tempo di residenza cellulare richiesto per ottenere una determinata efficienza di rimozione dei solidi sospesi volatili. In molti casi il processo di digestione anaerobica viene gestito in condizioni corrispondenti al campo mesofilo, con valori di temperatura compresi tra 30 e 38° C; esistono comunque sistemi dimensionati per funzionare in campo mesofilo per funzionare in campo mesofilo, con temperature comprese tra 50 e 57° C, nonché sistemi che utilizzano una combinazione di condizioni mesofile e termofile in stadi separati.

Per quanto la scelta della temperatura operativa risulti importante, un aspetto ben più rilevante è rappresentato dalla possibilità di assicurarne la stabilità nel corso del processo, in quanto le specie batteriche, in particolare i microrganismi metanigeni, sono sensibili alla variazione di temperatura. Generalmente, dal momento che le oscillazioni di temperatura superiore a 1°C/d possono influenzare negativamente l'efficienza del processo, è consigliabile che non vengano superate variazioni dell'ordine 0,5°C/d.

Le sostanze presenti nel fango che sono in grado di esercitare una capacità tampone durante il processo di digestione anaerobica sono rappresentate da bicarbonati di sostanze quali calcio, magnesio e ammonio. Il bicarbonato di ammonio viene prodotto durante la digestione anaerobica per scissione delle molecole delle proteine presenti nel fango in alimentazione, mentre i bicarbonati

di altro tipo si trovano di regola già in tale forma nel fango da trattare. La concentrazione di alcalinità del digestore è grosso modo proporzionale alla concentrazione in secco del fango da trattare. Il valore dell'alcalinità totale all'interno di un digestore funzionante in condizioni ottimali risulta nell'ordine di 2000-5000 mg/l.

Il consumo di alcalinità durante il processo di digestione anaerobica è dovuto essenzialmente al biossido di carbonio prodotto durante le fasi di fermentazione e metanogenesi, e non, come comunemente si ritiene, alla presenza di acidi grassi volatili. A causa della pressione parziale del biogas all'interno di un digestore anaerobico, il biossido di carbonio passa infatti in parte in soluzione e forma acido carbonico, il quale è responsabile di un consumo di alcalinità. Si può dunque affermare che la concentrazione di biossido di carbonio nel biogas presente in un digestore rende conto del consumo di alcalinità che ha luogo nel corso del processo. Se l'alcalinità del fango non risulta sufficiente a tamponare il pH della soluzione, può essere necessario fornire alcalinità dall'esterno aggiungendo sostanze quali bicarbonato di sodio, calce o carbonato di sodio.

1.3 Struttura del digestore anaerobico

Un impianto di digestione anaerobica dei rifiuti è caratterizzato dalle 3 sezioni principali:

1. Sezione di ricezione e pretrattamento

Il rifiuto va inizialmente stoccato, in attesa di trattamento in fossa o in piazzale (in base alla natura del rifiuto). La presenza di un certo quantitativo di rifiuti garantisce la continuità del processo di digestione anaerobica anche nel caso di occasionale interruzione nel flusso di ingresso dei rifiuti.

Il pretrattamento prevede innanzitutto la rottura, tramite appositi mulini, dei contenitori usati per la raccolta e il conferimento dei rifiuti

Seguono operazioni di preparazione, quali l'eliminazione della frazione non degradabile (metalli, inerti, plastiche) e l'omogeneizzazione della granulometria, con eventuale triturazione nel caso la pezzatura iniziale risulti eccessiva.

2. Sezione di preparazione del substrato, digestione anaerobica, produzione di energia

La preparazione del substrato consiste nell'ottenimento delle caratteristiche fisico-chimiche ottimali per l'immissione nel digestore.

La regolazione del contenuto di umidità, viene effettuata tramite agitatori e miscelatori; può essere eseguita anche un'eventuale diluizione con fanghi e acqua, in base al contenuto dei solidi previsto per il processo (umido, semi-secco, secco).

La regolazione della temperatura può essere operata all'esterno o all'interno del digestore, in base al regime termico previsto per l'impianto. Nei reattori mesofili la durata del processo (tempo di residenza) è di 14-30 giorni; nei termofili il tempo è circa 14-16 giorni.

La digestione avviene in reattori, alimentati in continuo o in batch, dotati di sistemi di captazione del biogas.

Il materiale deve essere miscelato, al fine di favorire il contatto tra batteri e substrato, evitando la presenza di zone morte, di omogeneizzare la temperatura e il rilascio del biogas e di evitare la sedimentazione del fango e la formazione di pellicole superficiali.

Alcune tecnologie di miscelazione diffuse sono:

- iniezione di gas - lance montate sulla parte superiore
- diffusori di fondo
- "gas-lifter"
- agitatori meccanici – turbine a bassa velocità
- miscelatori a bassa velocità
- pompaggio meccanico interno / esterno
- insufflazione di biogas dal fondo.

Il biogas ottenuto nel processo può essere utilizzato per la produzione di energia termica, tramite combustione in caldaia, oppure anche per la produzione di energia elettrica, attraverso gruppi di cogenerazione.

In base all'utilizzo, va sottoposto a depurazione: per aumentare il potere calorifico della miscela gassosa, si deve abbassare la presenza di anidride carbonica, azoto ed acqua; per evitare la corrosione degli impianti si deve limitare l'eventuale presenza di idrogeno solforato ed i composti organici alogenati.

Parte dell'energia prodotta può essere utilizzata per il fabbisogno energetico dell'impianto stesso, e l'eventuale energia rimanente può essere venduta sotto forma di combustibile o energia elettrica.

3. Sezione di disidratazione, bioossidazione accelerata, post-maturazione, raffinazione, stoccaggio prodotti e scarti

Il materiale in uscita dal digestore è un fango liquido (Frazione Solida: 5-25%) che non è completamente stabilizzato (la materia organica non è completamente degradata). Deve essere sottoposto a stabilizzazione aerobica, e per questo deve essere disidratato (serve una FS del 45% circa) mediante tecnologie quali pressa a vite, nastropressa, centrifuga.

La frazione liquida può essere sottoposta a trattamento di depurazione, o essere ricircolata nel processo di digestione.

La stabilizzazione del fango pressato avviene attraverso i due stadi di bioossidazione accelerata e post-maturazione.

Il materiale così biostabilizzato può essere ulteriormente raffinato ad esempio per l'utilizzo in agricoltura (vengono rimossi eventuali inerti, metalli..) e appositamente stoccato.

Il digestore inserito nella linea fanghi del depuratore di Carpi è a singolo stadio cioè un digestore ad alto carico sono dotato di sistema di riscaldamento del fango, di miscelazione, di omogeneizzazione del flusso in ingresso e di ispessimento del fango di alimentazione. Questo viene miscelato per mezzo del ricircolo del biogas prodotto, per pompaggio del fango o utilizzando tubazioni aspiranti (senza che si provveda alla separazione delle schiume e del surnatante). Il sistema viene inoltre riscaldato così da garantire cinetiche di digestione sufficientemente rapide.

Un aspetto particolarmente importante è rappresentato dall'uniformità dell'alimentazione del fango al digestore. Al fine di garantire che le condizioni all'interno del reattore di digestione si mantengano sufficientemente uniformi da non comportare sbilanciamenti dei delicati equilibri delle reazioni di digestione anaerobica, è consigliabile che il fango venga alimentato in maniera continua o con cicli di durata compresa tra 30 minuti e 2 ore. Nel caso in cui invece il

digestore venga alimentato con cicli di 8 o 24 ore al giorno, è fondamentale provvedere all'estrazione del fango prima dell'ingresso del nuovo fango da trattare, poichè ciò garantisce un miglior grado di abbattimento della carica patogena.

Dal momento che nei digestori a singolo stadio ad alto carico non esistono sistemi di separazione del surnatante e i solidi totali vengono rimossi per il 45-50% e trasformati in biogas, il fango digerito è caratterizzato da una concentrazione in solidi pari a circa la metà di quella del fango in ingresso. I comparti di digestione possono essere dotati di una copertura fissa o flottante; in quest'ultimo caso la copertura può essere realizzata in maniera tale da consentire l'accumulo del biogas prodotto può essere stoccato all'interno di sistemi appositi a bassa pressione, ovvero può essere compresso e stoccato all'interno di sistemi di pressione.

1.4 Produzione di biogas

La maggior parte delle sostanze naturali e molte sostanze organiche di sintesi possono essere digerite anaerobicamente. Facendo avvenire il processo fino alla fase finale, i prodotti gassosi della digestione sono CH₄ (metano) e CO₂ (anidride carbonica); se invece il processo è soltanto parziale possono formarsi dei composti intermedi di odore particolarmente sgradevole. Lo scopo della fermentazione anaerobica è quello di stabilizzare la sostanza organica attraverso la produzione di sottoprodotti ad alto valore aggiunto.

Il biogas prodotto da un processo di digestione anaerobica è, quindi, costituito da CH₄ per il 65-70% in volume, da CO₂ per il 25-30% e da altri composti gassosi quali N₂, H₂, H₂S, vapor d'acqua e altri gas in tracce. La densità relativa del biogas rispetto a quella dell'aria risulta pari a circa 0,86. La misura della produzione di biogas durante il processo di digestione anaerobica è forse uno degli indicatori migliori del grado evoluzione del processo stesso. Poichè inoltre il biogas può essere utilizzato ai fini di un recupero energetico, per la progettazione è necessario conoscere gli aspetti che riguardano la produzione, la raccolta del biogas stesso.

La portata volumetrica di metano prodotta a seguito del processo di digestione può essere stimata a mezzo della relazione

$$V_{CH_4} = f_{CH_4} [(S_0 - S)(Q) - 1,42P_x]$$

La produzione totale di biogas viene invece, in genere, stimata sulla base dell'abbattimento dei solidi volatili, con valori tipici che si aggirano tra 0,75 e 1,12 m³/kg di solidi volatili rimossi. La produzione di biogas può oscillare entro un intervallo piuttosto ampio di valori in funzione del contenuto in solidi volatili del fango da trattare e dell'entità dell'attività biologica all'interno del digestore.

In alcuni casi alle fasi di avviamento del sistema corrispondono elevate produzioni di biogas, con conseguenti fenomeni di produzione di schiume e fuoriuscita di schiume e gas in corrispondenza del bordo della copertura flottante della vasca. Nei digestori ovoidali e in quelli cilindrici di profondità relativamente modesta la formazione di schiume può comportare l'occlusione della sezione di uscita del biogas, a meno che non si provveda ad adottare misure specifiche per la riduzione delle schiume. Se vengono raggiunte condizioni stabili di funzionamento e vengono mantenuti i valori della velocità di produzione del biogas è possibile ottenere un fango ben stabilizzato.

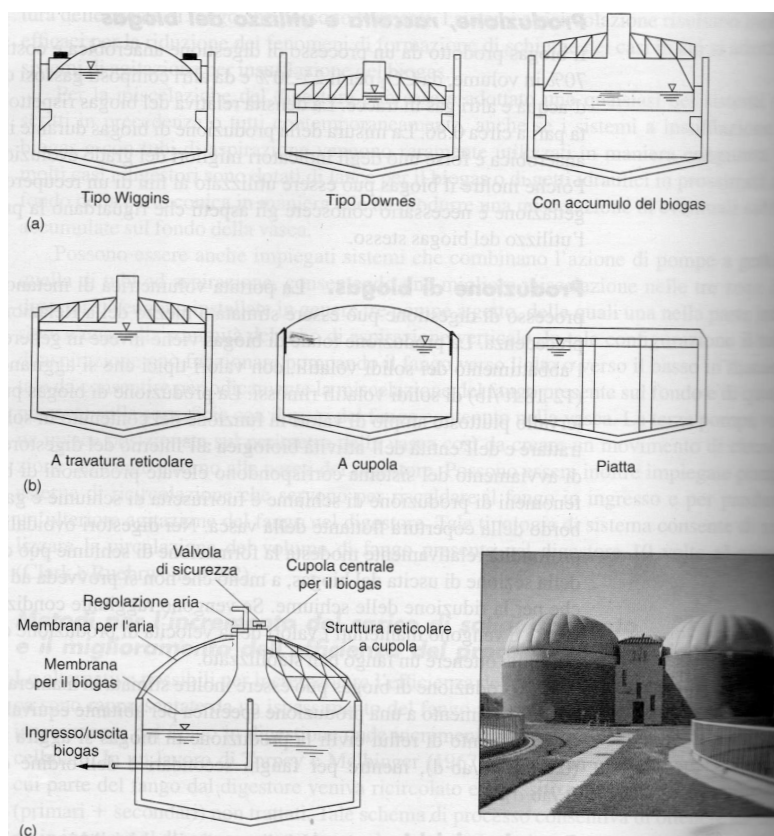


fig. 1.3 tipologie di coperture del digestore anaerobico: (a) flottante, (b) fissa, (c) a membrana

La produzione di biogas può essere inoltre stimata in maniera piuttosto grossolana facendo riferimento a una produzione specifica per abitante equivalente. Per fanghi primari da trattamento di reflui civili la produzione di biogas si aggira tra 15 e $22 \text{ m}^3/10^3 \text{ ab} \cdot \text{d}$, mentre per fanghi secondari è dell'ordine di $28 \text{ m}^3/10^3 \text{ ab} \cdot \text{d}$.

Nei digestori cilindrici il biogas viene raccolto al di sotto della copertura della vasca. Vengono impiegate a tale scopo tre tipologie principali di copertura: flottante, fissa, a membrana. Le coperture flottanti poggiano sulla superficie del fango contenuto nel digestore e consentono una variazione del volume di fango presente all'interno della vasca impedendo il contemporaneo ingresso di aria. al fine di prevenire la formazione di miscele esplosive, come è accaduto in alcuni impianti, è importante assicurare che non si abbia contatto tra gas e aria. Le tubazioni di biogas e le valvole di sfiato devono essere dotate di adeguati sistemi tagliafuoco. Le coperture dei digestori possono essere inoltre realizzate in maniera tale da consentire l'accumulo del biogas all'interno delle vasche

stesse. Per fornire un ordine di grandezza, si può assumere che un digestore ad alto carico produca giornalmente un volume di biogas pari a circa due volte il volume del digestore. Le coperture con campana flottante possono essere impiegate nei sistemi a singolo stadio e nel secondo stadio dei sistemi a due stadi. I sistemi a copertura fissa prevedono la presenza di uno spazio libero tra la parte superiore del digestore e la superficie libera del fango. E' necessario prevedere un accumulo di biogas nel digestore per fare in modo che quando il volume di fango all'interno del digestore varia, si abbia un richiamo di biogas e non di aria all'interno del digestore; in caso contrario, è necessario prevedere uno stramazzone dotato di tubo a U funzionante come guardia idraulica e per evitare la fuoriuscita di biogas con fango effluente. Il biogas può essere accumulato all'interno di sistemi in pressione nel caso in cui vengano utilizzati dei compressori. Il gas che non viene utilizzato in altra maniera dovrebbe essere bruciato in torcia. E' inoltre opportuno che vengano installati opportuni sistemi di misura della portata di biogas prodotto e di quella di biogas utilizzato o bruciato.

Un sistema sviluppato di recente nelle coperture dei digestori cilindrici aventi anche funzione di gasometro è rappresentato dalla copertura a membrana, la quale è costituita da una struttura che funge da supporto a una cupola centrale di modeste dimensioni per l'accumulo del biogas nonché da due membrane flessibili, l'una per l'aria e l'altra per il biogas. E' presente un sistema di pressurizzazione dell'aria nello spazio tra le due membrane che consente di variarne il volume. Soltanto la membrana più interna e la parte centrale della cupola si trovano a contatto con il contenuto del digestore. La membrana interna è realizzata in tessuto flessibile in poliestere.

Nei digestori ovoidali il volume disponibile per l'accumulo del biogas risulta relativamente modesto, per cui, al fine di sfruttare in maniera efficiente il volume del digestore, può essere necessario prevedere un sistema esterno di stoccaggio del biogas.

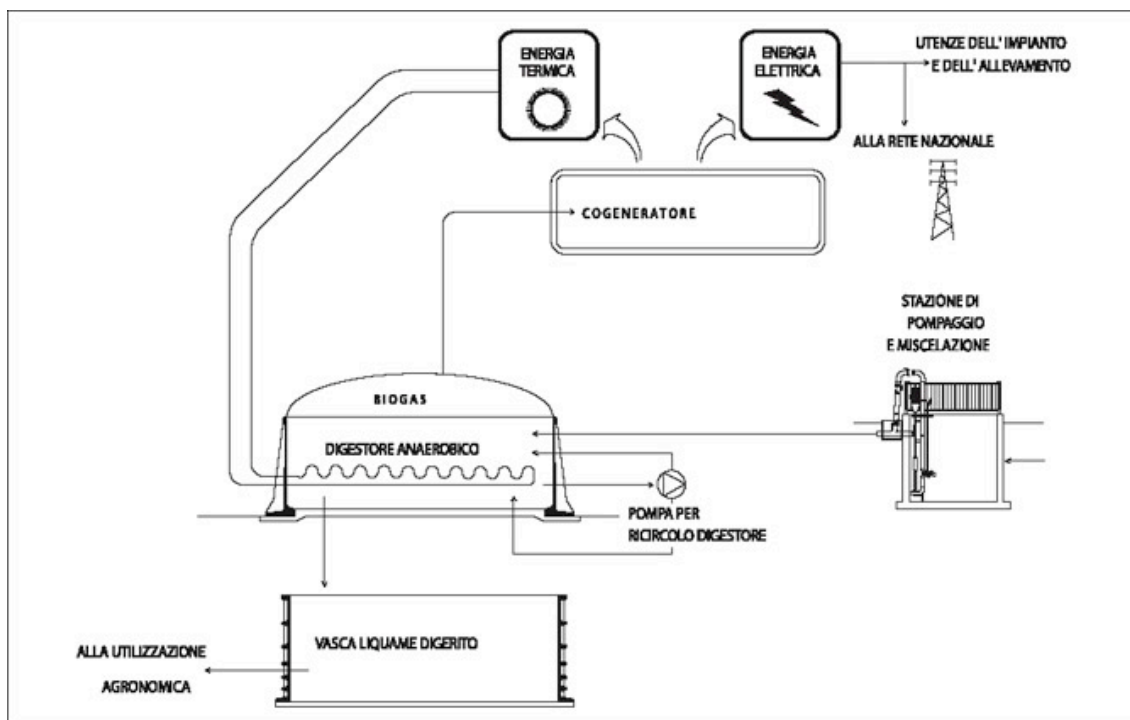


fig.1.4 schema di un tipico impianto di cogenerazione che sfrutta il biogas prodotto dalla digestione anaerobica

Il metano possiede, alla temperatura di 20°C e alla pressione di 1 atm, un potere calorifico inferiore pari a 35800 kJ/m³. Tale grandezza rappresenta il calore sviluppato a seguito della combustione a meno del calore di evaporazione dell'eventuale acqua inizialmente presente e di quella formatasi a seguito della combustione. Poichè il biogas da digestione anaerobica è caratterizzato da un contenuto in metano dell'ordine del 65%, il potere calorifico del biogas risulta approssimativamente pari a circa 23300 kJ/m³. A titolo di confronto, si consideri che il gas naturale, che è costituito da una miscela di metano, propano e butano, è caratterizzato da un potere calorifico inferiore di 37300 kJ/m³.

Negli impianti di elevata potenzialità il biogas può essere utilizzato come combustibile per caldaie e motori a combustione interna, che a loro volta possono essere impiegati per usi interni all'impianto stesso. L'acqua calda prodotta dalle caldaie, dagli scambiatori dei motori o dalle caldaie a recupero può essere utilizzata per il riscaldamento del fango in ingresso al digestore e degli edifici dell'impianto, oppure in alternativa possono essere utilizzate le caldaie per il riscaldamento del fango alimentate a biogas. Il recupero

energetico risulta caratterizzato da una maggiore efficienza nel caso in cui il calore venga fornito a temperatura elevata perchè ciò rende possibile una maggiore varietà di utilizzo dello stesso.

Il biogas può essere utilizzato in sistemi di cogenerazione, che rappresentano sistemi per la produzione combinata di energia elettrica di energia in un'altra forma (in genere vapore o acqua calda). Per esempio, esistono schemi nei quali il biogas viene impiegato per alimentare un generatore la cui funzione è quella di produrre energia elettrica, mentre l'acqua calda proveniente dagli scambiatori di calore del motore viene utilizzata per il riscaldamento del digestore o degli edifici dell'impianto. L'eventuale surplus di energia prodotta rispetto ai fabbisogni interni all'impianto può essere in alcuni casi venduto all'esterno.

Poichè il biogas contiene altre sostanze in traccia, quali solfuro di idrogeno, azoto, particolato solido e vapore acqueo, non di rado esso necessita di un trattamento di depurazione, in genere effettuato in scrubber a secco o a umido, prima di essere alimentato ai motori a combustione interna. Nel caso in cui la concentrazione di solfuro di idrogeno superi i 100 ppm può risultare necessario prevedere sistemi specifici per la rimozione di tale composto.

2. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO

2.1 Impianto di depurazione



fig. 2.1 Impianto di depurazione di Carpi

Le acque reflue sono sottoposte ad un trattamento composto di varie fasi all'interno del dell'impianto di depurazione:

Grigliatura grossolana

Le acque in arrivo via canale sono fatte passare attraverso una griglia che trattiene eventuali materiali grossolani (dimensioni > 10 cm), che potrebbero inceppare e danneggiare il macchinario del depuratore.

Sollevamento con coclee

Le acque vengono sollevate in modo che possano attraversare le successive fasi di trattamento per differenza di livello da una vasca all'altra.

Grigliatura fine

Vengono separati attraverso una griglia più fine anche i corpi di piccole dimensioni fino a 2 mm.

Dissabbiatura - Disoleatura

In questa fase, mediante insufflazione di aria, le acque vengono tenute in movimento con una velocità tale da consentire la sedimentazione delle sole sabbie. La risalita verso la superficie dell'aria insufflata ha l'effetto di far avvenire la flottazione dei grassi e degli oli, ossia la loro separazione e l'accumulo in superficie. In tal modo, con apposite attrezzature, si possono estrarre dal fondo della vasca le sabbie e dalla superficie gli oli.

I materiali separati nelle fasi di grigliatura e dissabbiatura vengono raccolti in cassonetti ed inviati in discarica.

Sedimentazione primaria

Le acque attraversano lentamente vasche di grandi dimensioni, dove possono "riposare" in modo che anche le particelle più fini sedimentino, cioè si depositino sul fondo della vasca per effetto del loro stesso peso. Il sedimento, quindi, viene separato dal resto dell'acqua ed avviato alla linea di trattamento fanghi.

Ossidazione biologica

E' la fase fondamentale del processo di depurazione: all'interno di grandi vasche opportunamente aerate si formano i "fanghi attivi", che contengono grandi quantità di batteri in grado di aggredire e decomporre le sostanze organiche presenti nell'acqua.

Il fango attivo agisce sia tramite l'attività dei microrganismi, che si nutrono delle sostanze organiche inquinanti presenti nell'acqua, sia tramite l'assorbimento fisico di queste sostanze da parte dei fiocchi stessi.

Per far avvenire tutto ciò occorre che la miscela di acqua e fango venga mantenuta in agitazione ed ossigenata per un tempo sufficiente per far avvenire tutte le reazioni coinvolte.

Durante questa fase si ha anche produzione di fango, cioè la quantità di biomassa presente in vasca aumenta proprio perché i microrganismi si riproducono utilizzando i nutrienti presenti. Per mantenere costante la quantità di fango presente, quindi, occorre estrarne una parte.

Sedimentazione finale

Una volta depurata, l'acqua deve essere separata dal fango. Per realizzare questo viene inviata nuovamente in vasche di grandi dimensioni (sedimentatori finali) in cui, per effetto della quiete, il fango si deposita sul fondo, da dove viene estratto con apposite pompe ed avviato alla linea di trattamento fanghi, mentre l'acqua chiarificata esce per tracimazione.

Filtrazione terziaria

Dai sedimentatori finali le acque passano in un successivo stadio di filtrazione in cui, attraverso dei filtri a sabbia, vengono separate anche le particelle più fini.

Da questa sezione di trattamento, poi, le acque depurate possono essere convogliate all'uscita dell'impianto e reimmesse nel canale di allontanamento che le porterà ai fiumi, oppure possono essere inviate in un'ulteriore sezione di recupero, che ha lo scopo di renderle idonee al riutilizzo industriale, in modo da ridurre la richiesta di acqua potabile da parte delle aziende, preservando così le falde acquifere.

Il recupero delle acque depurate

Dopo lo stadio di filtrazione, le acque depurate possono, quindi, essere inviate in un'ulteriore sezione in cui vengono sottoposte ad un trattamento con ozono.

Questo ha lo scopo di ossidare in modo spinto tutte le sostanze che rimangono dopo la depurazione; in particolare, per le acque di Carpi, il trattamento consente di eliminare totalmente le sostanze colorate residue, che provengono dagli scarichi delle tintorie presenti sul territorio.

In tal modo le acque possono essere riutilizzate dalle aziende per tingere, senza problemi di interferenze nel processo, consentendo un risparmio di acqua potabile.

Questo trattamento garantisce, inoltre, una corretta disinfezione dell'acqua, anche se bisogna ricordare che le acque in questione, pur essendo riutilizzabili ai fini industriali, rimangono non potabili.

Il trattamento dei fanghi prodotti nella depurazione

I fanghi prodotti nella sedimentazione primaria e soprattutto nell'ossidazione a fanghi attivi vengono inviati ad un apposito trattamento di concentrazione ed inattivazione, che prevede le diverse fasi sotto descritte.

Preispezzimento

E' una concentrazione effettuata tramite appunto preispezzitori, che sono vasche simili per forma e per principio di funzionamento ai sedimentatori, in cui il fango rimane a decantare. In questo modo si riesce a separare parte dell'acqua contenuta dalla massa solida, così da ridurre il volume.

Digestione anaerobica

Questa è la fase più importante del trattamento: il fango viene portato alla temperatura di 32-35° C all'interno di un digestore, che è una struttura simile ad un serbatoio, e mantenuto in un ambiente strettamente anaerobico, cioè privo di ossigeno.

In queste condizioni si sviluppano particolari batteri detti "metanigeni", che trasformano le sostanze organiche presenti nel fango in "biogas", cioè in una miscela di gas costituita prevalentemente da metano (70%) ed anidride carbonica (30%).

Il risultato di queste trasformazioni, che durano circa 15-30 giorni, è quello di produrre il biogas, di ridurre ulteriormente il volume del fango e di distruggere eventuali microrganismi patogeni.

Post-ispessimento

Il fango digerito viene, poi, trasferito in un secondo ispessitore ottenendo così un'ulteriore separazione del fango dall'acqua, sino ad arrivare ad una percentuale di sostanza secca del 4%.

Disidratazione meccanica dei fanghi

Il fango viene, infine, addizionato di polielettroliti, sostanze in grado di favorire l'aggregazione delle particelle di fango in fiocchi stabili, e disidratato con una centrifuga.

Il fango disidratato ha l'aspetto di un terriccio nero ed umido, palabile, con un contenuto di sostanza secca compreso tra 23 - 25%; il suo smaltimento può avvenire in discarica controllata, nella produzione di compost (previa miscelazione con rifiuti organici), in agricoltura.

Il fango prodotto dal depuratore di Carpi, rispettando i limiti previsti dalla normativa vigente (D.lgs 99/92) relativamente alla concentrazione di metalli pesanti, viene inviato al riutilizzo agricolo.

Stoccaggio del biogas e recupero dell'energia prodotta

Il biogas prodotto dal digestore viene raccolto e stoccato in un apposito serbatoio denominato gasometro.

Il biogas viene utilizzato direttamente nell'impianto di depurazione come fonte energetica per il riscaldamento del digestore.

E', inoltre, utilizzato nel riscaldamento dei locali di servizio del depuratore e sarà impiegato, insieme a quello proveniente dalla discarica, adiacente all'impianto di depurazione, mediante l'utilizzo di particolari motori, nella cogenerazione di energia elettrica e calore, ad utilizzo sempre dell'impianto.

Il trattamento dei rifiuti speciali

Altra sezione impiantistica è quella dedicata al trattamento dei rifiuti speciali: si tratta di rifiuti liquidi, conferiti mediante autobotte, di origine civile ed industriale (percolati di discarica, liquami da macelli, autolavaggi, fanghi biologici.....), compatibili con il trattamento biologico dell'impianto di depurazione.

Comprende una sezione di ricezione (pesa automatica con badge), un vascone per lo scarico, dove avviene un primo trattamento di aerazione e grigliatura, e la successiva immissione al trattamento biologico nell'impianto di depurazione.

Il trattamento chimico fisico dei percolati di discarica

E' in fase di realizzazione un impianto specifico per il trattamento dei percolati di discarica e di alcuni rifiuti di origine inorganica, quali autolavaggi, serigrafie....

Obiettivo di questo impianto è la rimozione degli inquinanti "bioaccumulabili", che non sono eliminati dal trattamento biologico, quali i metalli pesanti.

G) CALCOLI DI PROCESSO

DATI DI PROGETTO	U.M.	ATTUALE CARPI	INTERVENTO ATTUALE CARPI + SOLIERA	INTERVENTO 3Qn
Portate di calcolo				
media giornaliera secca	mc/d	31.000	36.000	
media giornaliera secca (Qn)	mc/h	1.292	1.500	
di dimensionamento su 18 h (=Q18)	mc/h	1.722	2.000	2.000
all'impianto in tempo di pioggia (=3 Qn)	mc/h	3.875	4.500	4.500
BOD₅				
BOD ₅	kg/d	3.807	6.500	6.500
COD				
COD	kg/d	10.709	16.000	16.000
MST				
MST	kg/d	6.191	10.000	10.000
N				
N	kg/d	1.029	1.500	1.500
P				
P	kg/d	147	250	250
SEZIONI				
Grigliatura grossolana				
n. griglie	n.	1	1	1
tipo griglia		verticale	verticale	verticale
luce libera	mm	100	100	100
larghezza griglia	mm	2.700	2.700	2.700
Sollevamento con coclee				
n. coclee installate	n.	4	4	4
portata totale	mc/h	7.200	7.200	7.200
prevalenza	m	6	6	6
inclinazione	°	38	38	38
Grigliatura fine				
n. griglie automatiche	n.	2	2	3
tipo di griglia		a gradini	a gradini	a gradini
portata cadauna	mc/h	3.000	3.000	3.000
portata totale	mc/h	6.000	6.000	9.000
luce libera tra le sbarre	mm	3	3	3
larghezza totale grigliatura	mm	4.000	4.000	6.000
Dissabbiatura - Disoleatura				
n. vasche	n.	2	2	2
sezione unitaria	mq	12	12	12
lunghezza unitaria	m	28	28	28
volume unitario	mc	336	336	336
volume totale (V _d)	mc	672	672	672
tempo di permanenza (t _r):				
- su Q18	min	23,41	20,16	20,16
- su Qpp = 3Qn	min			8,96
quantità d'aria insufflata	Nmc/h	1.200	1.200	1.200
aria fornita specifica alla Q max	Nmc/mc H ₂ O	0,93	0,80	0,27

fig. 2.2 tabella contenente i dati di progetto dell'impianto di depurazione

DATI DI PROGETTO	U.M.	ATTUALE CARPI	INTERVENTO ATTUALE	INTERVENTO 3Qn
Sedimentazione primaria				
n. vasche	n.	3		
superficie chiarificazione	mq	480		
superficie totale di chiarificazione	mq	1.440		
profondità media acqua	m	3,50		
volume singola vasca	mc	1.680		
volume totale (Vs)	mc	5.040		
tempo di sedimentazione (t _s)				
- su Q18	h	2,93		
- su 3Qn	h	1,30		
velocità ascensionale				
- su Q18	m/h	1,20		
- su 3Qn	m/h	2,69		
Vasche di prima pioggia				
n. vasche	n.	4	5	4
superficie chiarificazione	mq	480	480	480
superficie totale di chiarificazione	mq	1.920	2.400	1.920
profondità media acqua	m	3,50	3,50	3,50
volume singola vasca	mc	1.680	1.680	1.680
volume totale (Vs)	mc	6.720	8.400	6.720
Selettore anaerobico/anossico secco				
n. vasche	n.		2	
superficie chiarificazione	mq		480	
superficie chiarificazione tot	mq		960	
profondità media acqua	m		3,50	
volume totale (Vsel)	mc		3.360	
tempo di ritenzione (t _{res})				
- su Q18	m'		50,40	
- su 3Qn	m'		22,40	
Selettore anaerobico/anossico pioggia				
n. vasche	n.			3
superficie chiarificazione	mq			480
superficie chiarificazione tot	mq			1.440
profondità media acqua	m			3,50
volume totale (Vsel)	mc			5.040
tempo di ritenzione (t _{res})				
- su Q18	m'			
- su 3Qn	m'			33,60

fig. 2.3 tabella contenente i dati di progetto dell'impianto di depurazione

DATI DI PROGETTO	U.M.	ATTUALE CARPI	INTERVENTO ATTUALE	INTERVENTO 3Qn
Ossidazione biologica				
n. vasche	n.	3	4	4
volume medio singola vasca	mc	3.000	3.000	3.000
volume totale	mc	9.000	12.000	12.000
tempo di ritenzione (t_{ox})				
- su Q18	h	5,23	6,00	6,00
- su 3Qn	h	2,32	2,67	2,67
carico inquinante in entrata (BOD ₅)	kg BOD ₅ /d	3.807	6.500	7.200
carico volumetrico (C _v)	kg BOD ₅ /mc*d	0,42	0,54	0,60
Sostanza Secca nel fango (C _a)	kg MLSS/mc	4,20	4,50	4,50
MLSS	kg	37.800	54.000	54.000
MLVSS	%	78,44	78,44	78,44
carico del fango (C _f)	kg BOD ₅ /kg MLSS*d	0,10	0,12	0,13
n. rotorii installati	n.	9	12	12
lunghezza singolo rotore	m	9	9	9
lunghezza totale	m	81	108	108
- prestazioni di esercizio				
profondità immersione rotorii	cm	22	22	22
apporto di ossigeno specifico	kg O ₂ /m ³ *h	6,67	6,67	6,67
apporto di ossigeno totale	kg O ₂ /h	540,27	720,36	720,36
apporto di ossigeno totale	kg O ₂ /d	12.966,48	17.288,64	17.288,64
OC/load	kg O ₂ /kg BOD ₅	3,41	2,66	2,40
potenza assorbita specifica rotore	kW/m	3,50	3,50	3,50
potenza assorbita totale	kW	283,50	378,00	378,00
potenza assorbita specifica per mc vasca	W/mc	31,50	31,50	31,50
- prestazioni massime				
profondità immersione rotorii	cm	30	30	30
apporto di ossigeno specifico	kg O ₂ /m ³ *h	8,19	8,19	8,19
apporto di ossigeno totale	kg O ₂ /h	663,39	884,52	884,52
apporto di ossigeno totale	kg O ₂ /d	15.921,36	21.228,48	21.228,48
OC/load	kg O ₂ /kg BOD ₅	4,65	3,63	3,28
Ossigeno teorico richiesto	kg O ₂ /kg BOD ₅	1,45	1,45	1,45
Ossigeno teorico richiesto per ossidazione e nitrificazione	kg O ₂ /d		20.588	
Denitrificazione in simultanea				
Miscelatori sommersi	n.	3	4	4
Velocità specifica di denitrificazione	g N-NO ₃ /g biomassa*d	0,07	0,07	0,07
Potenzialità abbattimento nitrati	kg/d	1.997,28	2.853,26	2.853,26

fig. 2.4 tabella contenente i dati di progetto dell'impianto di depurazione

DATI DI PROGETTO	U.M.	ATTUALE CARPI	INTERVENTO ATTUALE	INTERVENTO 3Qn
Sedimentazione Finale				
n. vasche	n.	4	4	6
superficie chiarificazione singola vasca	mq	960	960	960
superficie totale di chiarificazione	mq	3.840	3.840	5.760
profondità media acqua $[(1,78+2,78)/2]$	m	2,28	2,28	2,42
volume totale (Vs)	mc	8.760	8.760	13.920
tempo di sedimentazione (t_s)				
- su Q18	h	5,09	4,38	6,96
- su 3Qn	h	2,26	1,95	3,09
velocità ascensionale				
- su Q18	m/h	0,45	0,52	0,35
- su 3Qn	m/h	1,01	1,17	0,78
Carico superficiale	kgSS/m ² h	1,88	2,34	1,56
Ricircolo				
n. coclee installate	n.	3		
inclinazione	gradi	30°		
portata singola coclea	mc/h	800		
portata totale coclee	mc/h	2.400		
prevalenza coclee	m	3		
potenza totale installata	kW	45		
Rapporto di ricircolo (R%) di calcolo				
- su Q18	%	1,39	1,69	2,25
- su 3Qn	%	0,62	0,75	1,00
potenza totale installata			111,00	148,00
n. pompe installate	n.		3	4
portata singola pompa	mc/h		1.125	1.125
portata totale pompe	mc/h		3.375	4.500
prevalenza pompe	m		9,5	9,5
Estrazione supero				
n. pompe installate	n.	2	2	2
portata singola pompa	mc/h	30	30	30
portata totale	mc/h	60	60	60
prevalenza	m	8	8	8
potenza totale installata	kW	11	11	11
funzionamento pompe	h/d	7,27	10,96	10,96
Estrazione supero	mc/d	436,00	657,82	657,82
MLSS supero	gr/l	6,83	7,73	7,73
Estrazione supero	kg/d	2.977,88	5.084,38	5.084,38
produzione specifica fanghi	kg supero/kgBOD ₅	0,78	0,78	0,78
Età del fango	d ⁻¹	12,69	10,62	10,62

fig. 2.5 tabella contenente i dati di progetto dell'impianto di depurazione

DATI DI PROGETTO	U.M.	ATTUALE CARPI	INTERVENTO ATTUALE	INTERVENTO 3Qn
Disinfezione				
n. unità	n.	1	1	
volume	mc	953	953	953
tempo di ritenzione idraulica				
- su Q18	m'	33.2	28.6	
- su 3Qn	m'			12.7
Disinfettante				
ipoclorito di sodio	%	15	15	15
Serbatoio stoccaggio	mc	18		
dosaggio normale	mg/l	4	4	4
consumo medio	l/d	661,33	768	
Filtrazione finale				
Linee	n.	5	5	
Filtri per linea	n.	4	4	
Diametro dei filtri	m	3	3	
Area di filtrazione	m ²	7,07	7,07	
Altezza del letto filtrante	m	1,50	1,50	
Velocità di filtrazione	m/h	15	15	
Ore di filtrazione	h	12	12	
Velocità del controlavaggio	m/h	38	38	
Portata di ogni linea di filtrazione	m ³ /h	440	440	
Portata giornaliera	m ³ /d	36.000	36.000	
Trattamento per il riuso industriale				
Filtri	n.	1		
Diametro del filtro	m	3		
Area di filtrazione	m ²	7,07		
Altezza del letto filtrante	m	1,50		
Velocità di filtrazione	m/h	15		
Ore funzionamento filtrazione/ozonazione	h/d	23		
Portata trattata	m ³ /h	110		
Pressione	bar	0,98		
Velocità di controlavaggio	m/h	30		
Produzione ozono	g/h	3.300		
Ozonatori con produzione da aria	n.	3		
Volume reattore ozono	m ³	45,40		
Massima richiesta d'acqua in utilizzo	m ³ /h	280,0000		
Pressione di erogazione	bar	4,50		

fig. 2.6 tabella contenente i dati di progetto dell'impianto di depurazione

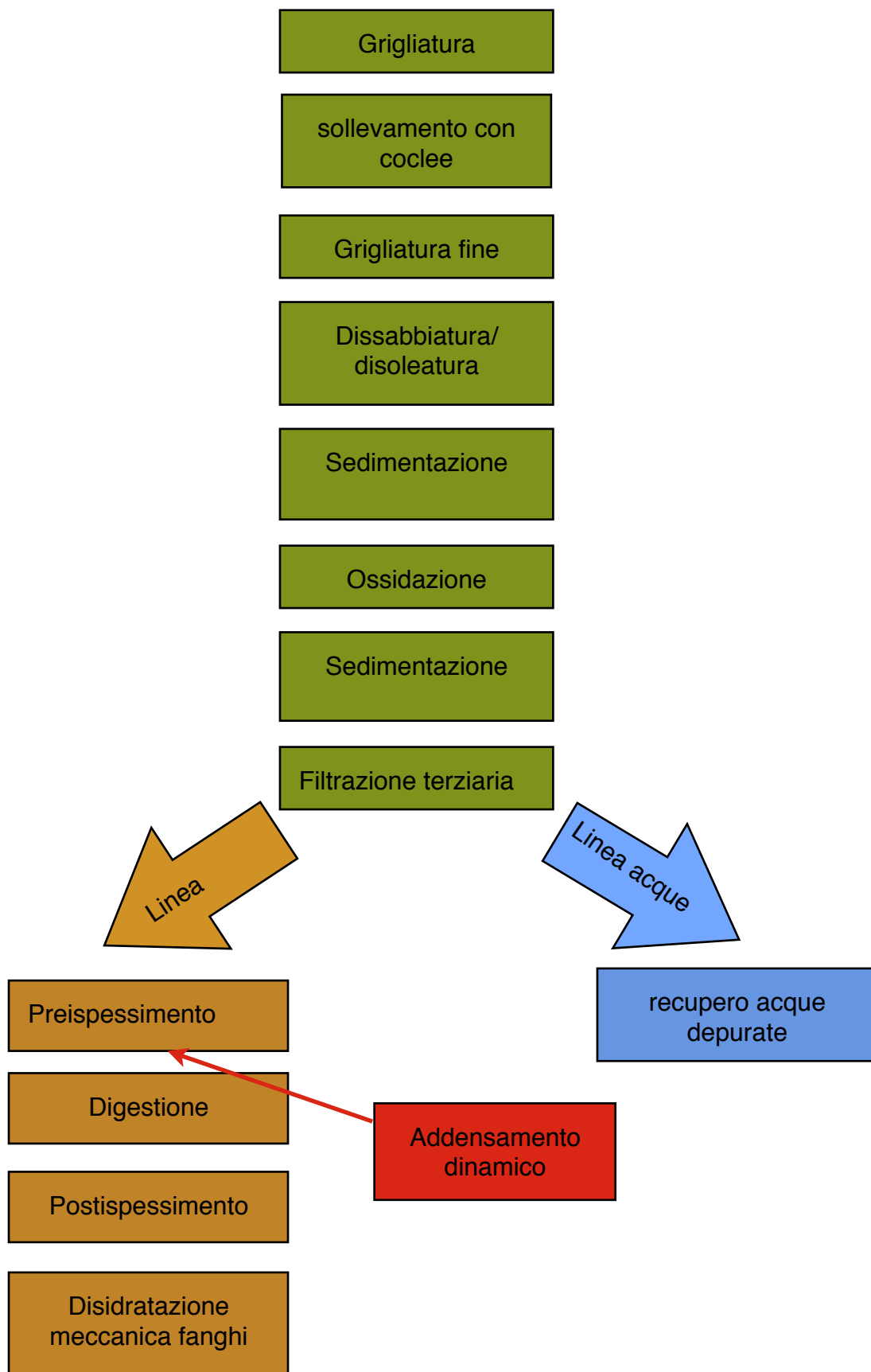


fig. 2.7 schema a blocchi dei trattamenti dell'impianto di depurazione

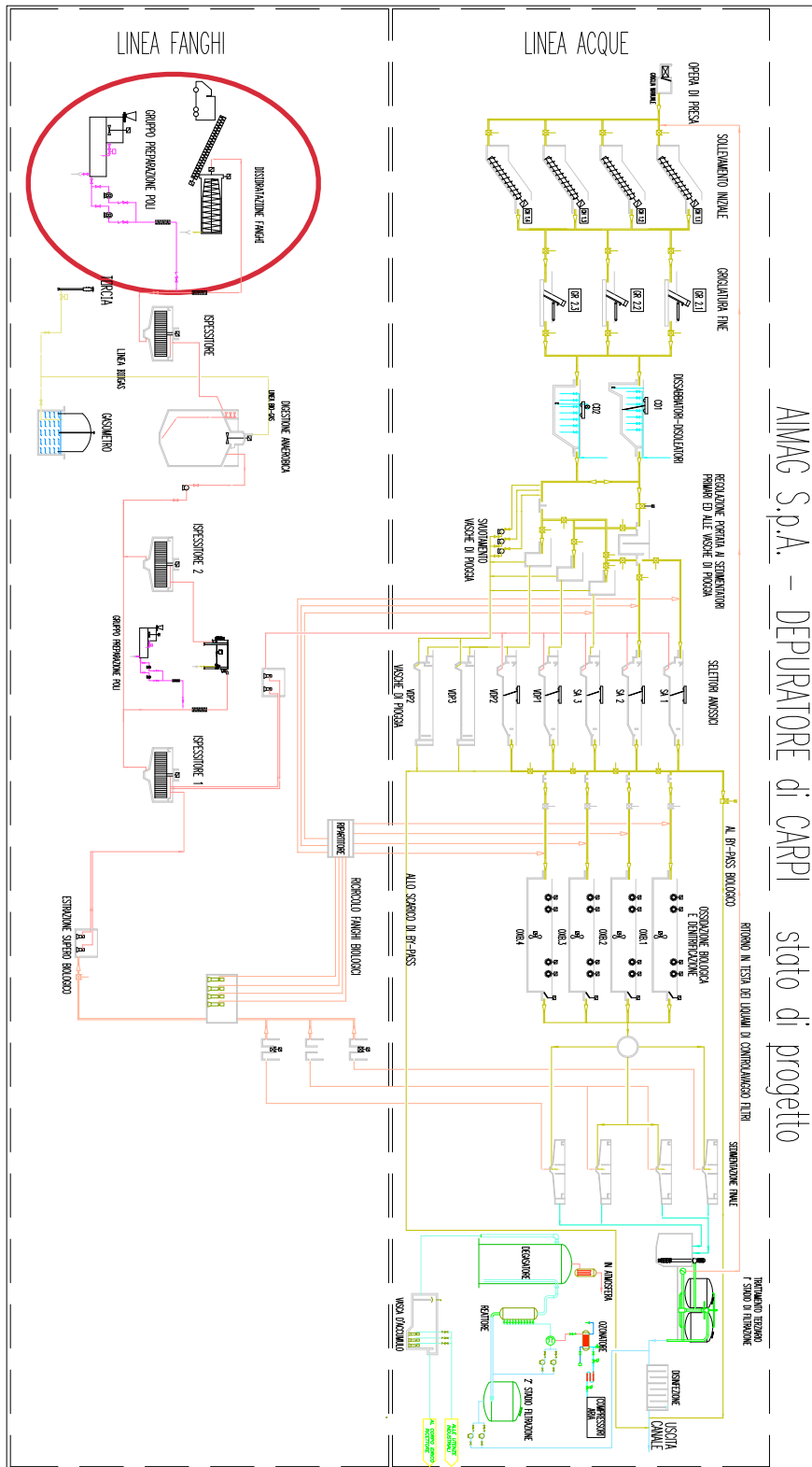


fig. 2.8 Schema dell'impianto di depurazione Aimag

2.2 Impianto di addensamento fanghi



fig. 2.9 impianto di addensamento dinamico, 2.9a edificio contenente le apparecchiature, 2.9b macchinario polidissolutore, 2.9c macchinario di addensamento fanghi

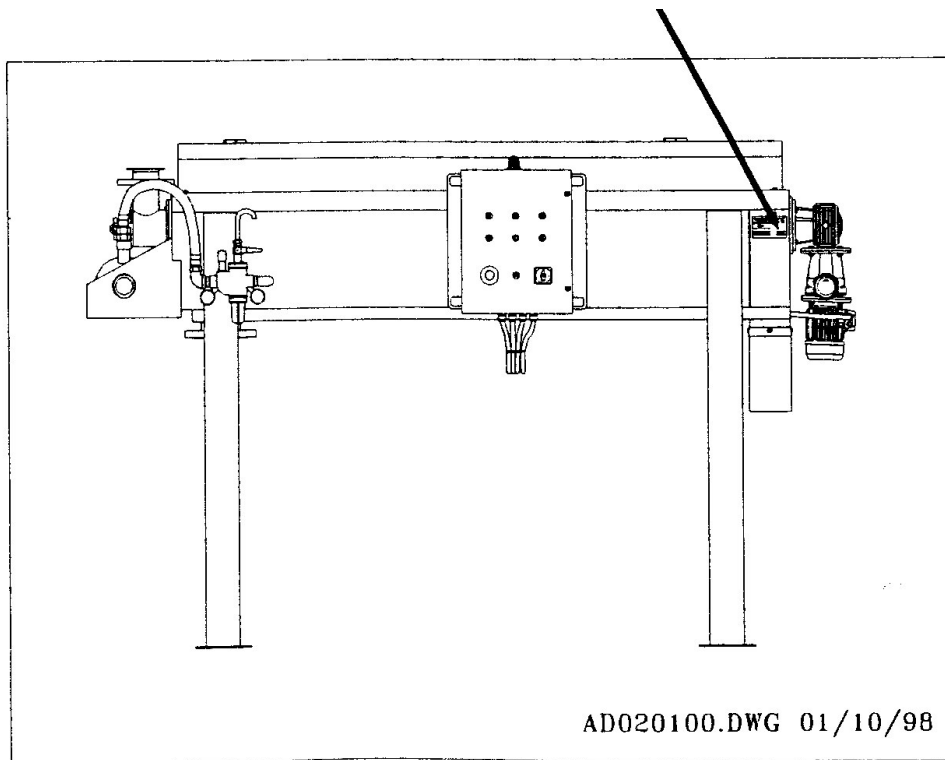
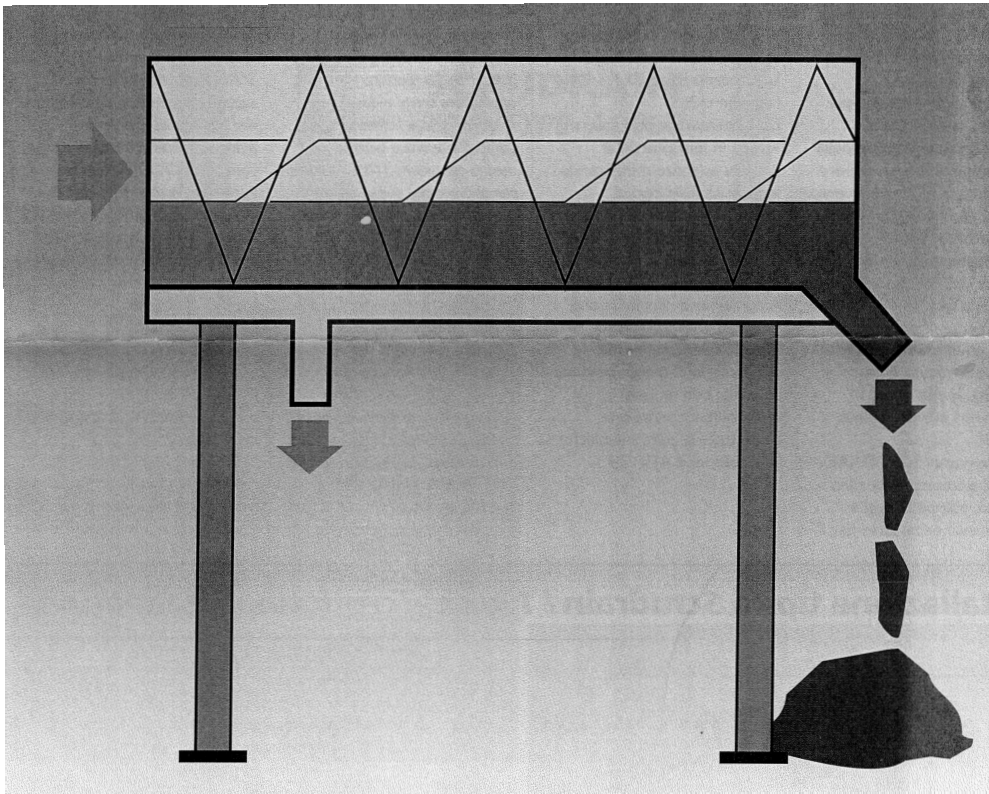


fig. 2.10 schemi descrittivi dell'addensatore dinamico da manuale di utilizzo

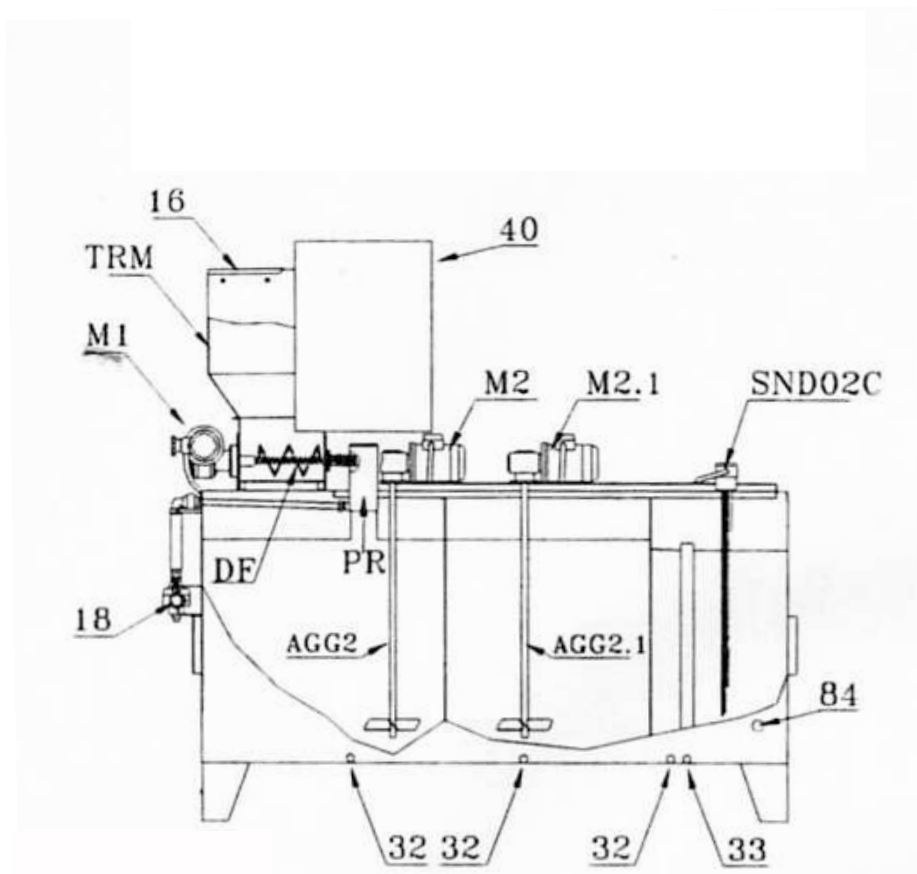
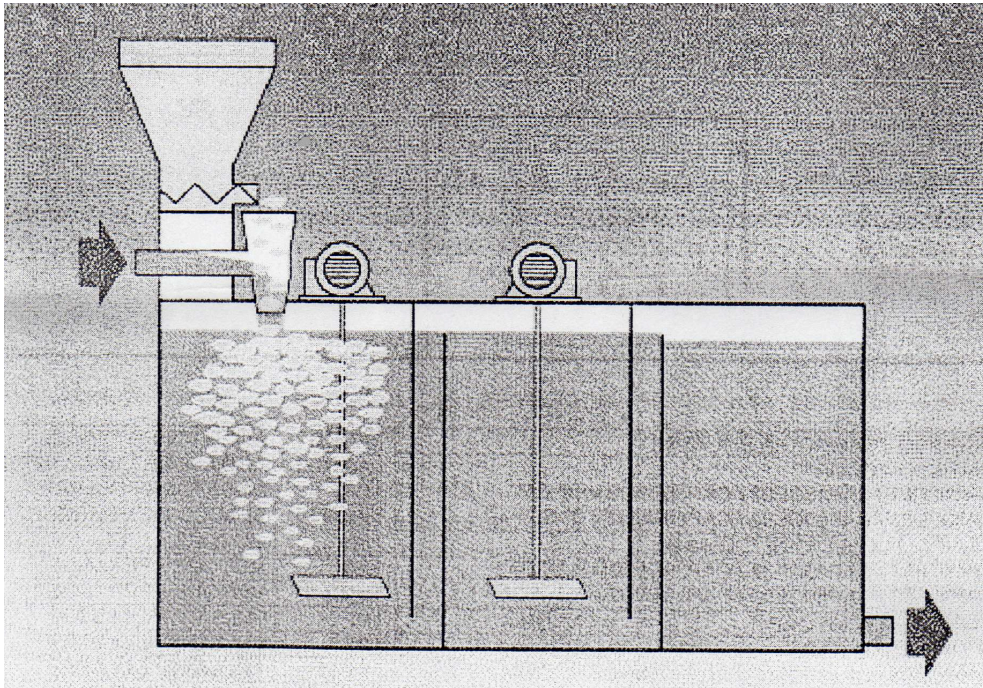


fig. 2.11 schemi descrittivi del polidissolvente CAP30CE02 da manuale di utilizzo

Componenti impianto di addensamento

- AD 16.11 Addensatore dinamico 1 tamburo 1
- AD 16.12 Addensatore dinamico 1 tamburo 2
- AG 16.11 Miscelatore reattore flocculatore 1
- AG 16.3 Miscelatore poli N° 1
- AG 16.4 Miscelatore poli N° 2
- CH 16.1 Coclea dosatore poli
- CH 16.2 Trasportatore fanghi addensati
- EV 16.3 Elettrovalvola alimentazione acqua di preparazione
- EV 16.4 Elettrovalvola acqua di diluizione (eventuale)
- FLT 16.1 filtro a manica
- PM 16.3 Pompa mohno alimentazione addensatore
- PM 16.4 Pompa mohno alimentazione addensatore
- PM 16.9 Pompa controlavaggio teli
- PM 16.11 Pompa dosaggio poli N° 1
- PM 16.12 Pompa dosaggio poli N° 2

Scopo dell'impianto

Trattare il fango proveniente dal preispessitore per ottenere una percentuale di secco più elevata in ingresso al digestore anaerobico. Tale ispessimento determinerà una diminuzione della portata di alimentazione dei fanghi al digestore, con conseguente aumento dei tempi di permanenza idraulica. Da questo tipo di gestione del reattore, ci si aspetta un miglioramento nell'abbattimento della SSV ed un incremento della produzione di biogas.

Descrizione impianto

- Il polidissolvente (CAP30CE02) viene alimentato con acqua, tramite l'elettrovalvola EV 16.3, e polielettrolita, tramite la coclea CH 16.1
- All'interno della vasca i miscelatori AG16.3 e AG16.4 producono, in continuo, una soluzione di acqua e polielettrolita (poliacrilammide cationica)

che viene inviata al miscelatore AG16.11 attraverso le pompe PM16.11 e PM16.12

- Contemporaneamente le pompe PM 16.3 e PM 16.4 aspirano il fango proveniente dal preispessitore IF1 e alimentano il miscelatore AG16.11 collegato all'addensatore dinamico
- Il fango flocculato, proveniente da AG16.11, entra nei tamburi rotanti AD16.11 e AD16.12 dell'addensatore dinamico e si addensa perdendo acqua che percola, attraverso i tamburi filtranti, in una vasca di raccolta sottostante
- Il fango in uscita dai tamburi è scaricato nella coclea CH16.2 e trasportato all'ispessitore IF2
- L'acqua rimossa dai fanghi viene convogliata alla tubazione di scarico.
- Il lavaggio delle tele avviene in pressione tramite acqua depurata convogliata dalla pompa PM16.9.

Descrizione del processo

Tutto il processo viene gestito ed automatizzato da un PLC residente ne quadro elettrico di impianto collocato nel locale che ospita il polidissolutore. L'operatore interagisce col PLC tramite il pannello operatore sul quale si effettueranno le modifiche di automazione e dal quale si rileveranno tutti gli allarmi del sistema.

- Sul pannello operatore, si impostano gli orari di avviamento e di arresto dell'impianto.
- Raggiunto l'orario di avviamento il PLC comanda l'apertura dell'elettrovalvola EV 16.3 che viene regolata, manualmente tramite volantino di regolazione, sulla portata desiderata tenendo conto che il livello di regolazione è indicato dalla tacca centrale dell'indicatore del flussometro (vedi foto). Contemporaneamente si attiva anche la CH 16.1 per il dosaggio della polvere di polielettrolita. Dovrà essere opportunamente posizionata la manopola di regolazione dei giri della coclea.

- Il polielettrolita attraversa un rompigrumi, quindi cade nel prediluitore e, successivamente, viene scaricato, assieme all'acqua di preparazione, nella vasca che è suddivisa in più sezioni comunicanti mediante un labirinto. Tutte le sezioni hanno uno scarico indipendente mentre il troppopieno è presente solo nell'ultima; tutti gli scarichi e il troppopieno sono collegati insieme mediante un collettore. All'interno della vasca il polielettrolita passa attraverso le prime due sezioni dotate di miscelatori AG16.3 e AG16.4 che permettono la completa dispersione ed omogeneizzazione della soluzione di polielettrolita. Nell'ultima sezione, in cui è presente la sonda di livello, la soluzione matura in quiete.
- Il polidissolvente produce, in continuo, una soluzione di acqua e polielettrolita che viene inviata al miscelatore AG16.11 attraverso le pompe PM16.11 e PM16.12, che si alternano nel pompaggio e la cui portata può essere regolata tramite manopole
- Contemporaneamente le pompe PM 16.3 e PM 16.4 aspirano il fango proveniente dal preispessitore IF1 e alimentano il miscelatore AG16.11 collegato all'addensatore dinamico
- All'interno del miscelatore AG16.11 il fango viene miscelato con la soluzione di polielettrolita che lo fa flocculare. Il fango flocculato entra nei tamburi rotanti AD16.11 e AD16.12 dell'addensatore dinamico attraverso l'ingresso flangiato, la parte solida si addensa sulle pareti interne perdendo l'acqua che percola attraverso il tamburo filtrante e si raccoglie in una vasca di raccolta sottostante.
- Il fango addensato viene spinto in direzione assiale, tramite una coclea interna ai tamburi filtranti, dalla parte opposta rispetto all'ingresso verso lo scivolo da cui verrà scaricato nella coclea CH16.2 e trasportato all'ispessitore IF2.
- Parte dell'acqua scaricata dalla vasca di raccolta viene convogliata alla tubazione di scarico.

- Il lavaggio delle tele avviene in pressione tramite acqua depurata convogliata dalla pompa PM16.9.

Regolazione dell'impianto

Innanzitutto assicurarsi che tutti gli interruttori siano in remoto affinché le macchine si possano avviare.

- Pannello operatore del quadro di controllo



fig. 2.12 pannello operatore dell'impianto di addensamento

I tasti che vengono principalmente utilizzati per interagire con il pannello di controllo sono ENTER ed ESC e le frecce.

Premere il tasto ESC fino ad arrivare alla schermata OP17 in modo da poter partire con le regolazioni.



fig. 2.13 schermata iniziale

A questo punto premere il tasto ENTER, il quadro visualizzerà la schermata riguardante lo stato di funzionamento dell'addensatore fanghi.

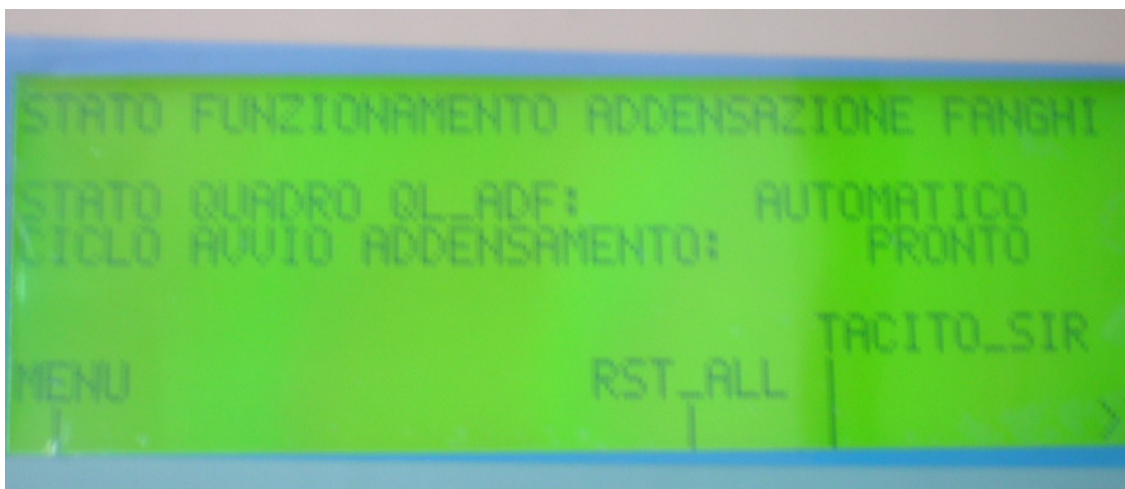


fig. 2.14 schermata di funzionamento regolare

Lo stato del quadro QL_ADF sarà automatico, escluso o remoto in base alla posizione della chiave.



Nel funzionamento in automatico l'utente può stabilire i tempi di lavoro della macchina e regolare l'orario di attivazione e di stop.

Il ciclo di avvio addensamento risulterà "pronto" o "non pronto" in base all'orario di avvio previsto.

Premendo il tasto F1 si accede al Menù generale dal quale si può regolare la macchina e tenere sotto controllo i parametri. Ogni campo viene selezionato attraverso il tasto immediatamente sottostante la linea a cui è collegato il nome del campo stesso.



fig.2.15 menù principale

- F1 System → dà la possibilità all'utente di impostare la registrazione dei dati di funzionamento e la stampa dei dati stessi.

- F2 Stato → ritorna alla schermata sullo stato di funzionamento dell'addensatore dei fanghi.
- F3 Loop 16 → schermata di monitoraggio del ciclo e impostazione dell'orario di funzionamento.



fig.2.16 schermata di monitoraggio del ciclo

- ⇒ F2 Preparazione Poli: lettura dello stato di preparazione del polielettrolita
- ⇒ F3 Sonde di livello: visualizza il livello delle vasche del polipreparatore e dell'addensatore (2^a schermata premendo la freccia verso il basso)
- ⇒ F4 Addensamento: lettura dello stato di addensamento
- ⇒ F7 Impostazione ora di avvio: inserire l'orario desiderato di avvio della macchina, premere ENTER, inserire l'orario desiderato di stop della macchina, premere ENTER. Per spostarsi da ore a minuti e da orario avvio e orario stop usare le frecce.



fig.2.17 schermata di gestione degli orari di avvio e arresto del processo

- F4 Servizi → dà la possibilità all'utente di impostare l'orario di riferimento per la macchina: inserire l'orario desiderato, premere il tasto IMPOSTA ORA e confermare con ENTER; per spostarsi da ore a minuti usare le frecce.



fig. 2.18 schermata di impostazione orario di riferimento

- F5 Allarmi → consente all'utente di visualizzare l'elenco degli allarmi che si sono attivati (scegliendo l'opzione VISUALIZZA).



fig. 2.19 schermata elenco allarmi attivati

Ogni allarme è caratterizzato da un codice, dalla data e dall'ora di attivazione, è possibile risalire al tipo di allarme cercando il codice nella sezione TESTI (sempre presente nel menù ALLARMI).



Quando si attiva un allarme, è necessario premere il tasto RESET ALLARMI perché la spia smetta di lampeggiare e la sirena si fermi.

Premendo il tasto ACK si possono nuovamente utilizzare i tasti per muoversi all'interno del pannello di controllo, infine, dopo avere risolto il problema segnalato, deve essere premuto il tasto RESET ALLARMI perché la macchina riprenda il funzionamento.



- F6 RST_All
- F7 Tacito_ SIR

• Pompe

⇒ **PM 16.4** (pompa di portata dei fanghi in ingresso alla vasca):_

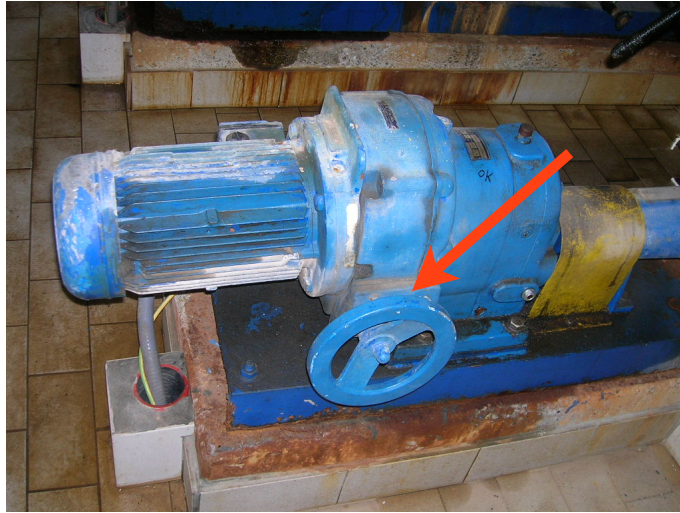


fig.2.20 pompa di regolazione portata di fango in ingresso

Regolare la manopola per ottenere la portata ottimale (controllare sul display del misuratore di portata che il valore visualizzato sia quello desiderato)



fig. 2.21 display che segnala la portata impostata

⇒ **PM16.11 e PM16.12** (pompe di trasporto della soluzione di polielettrolita nell'addensatore)

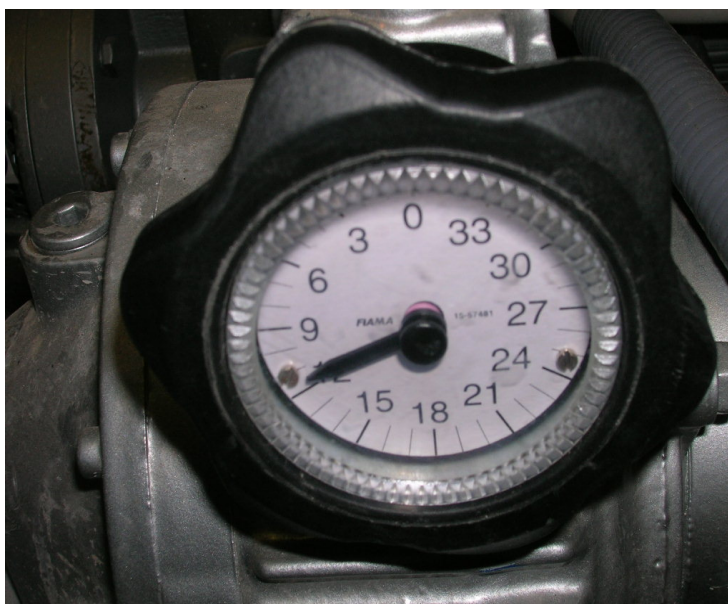


fig. 2.22 manometro di regolazione della portata di soluzione di polielettrolita

Regolare le manopole di entrambe le pompe (PM16.11 e PM16.12) considerando che **la regolazione deve essere effettuata mentre la pompa è attiva.**

- Flussometro

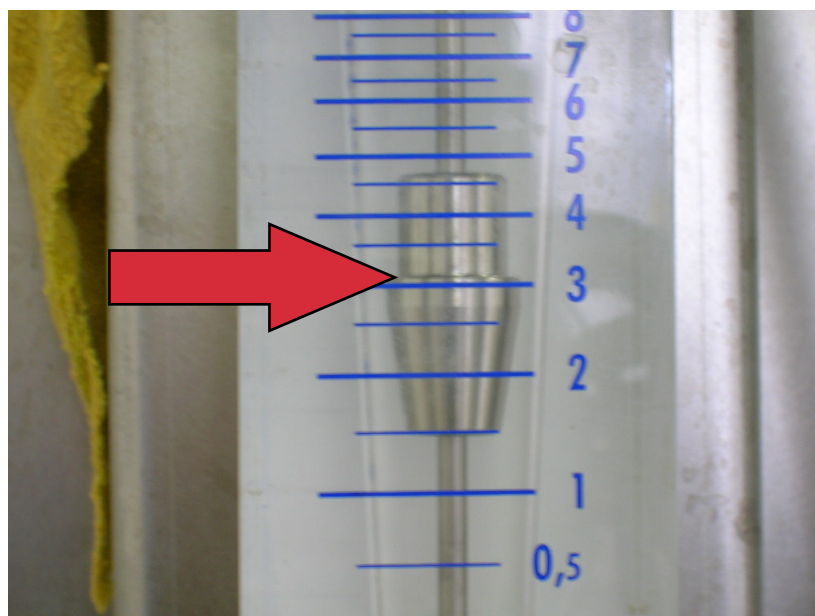


fig.2.23 flussometro

La regolazione del flussometro che regola la portata dell'acqua deve essere effettuata tenendo conto del fatto che **la portata deve essere letta sulla tacca centrale dell'indicatore** (vedi freccia).

- Coclea del dosatore del polielettrolita

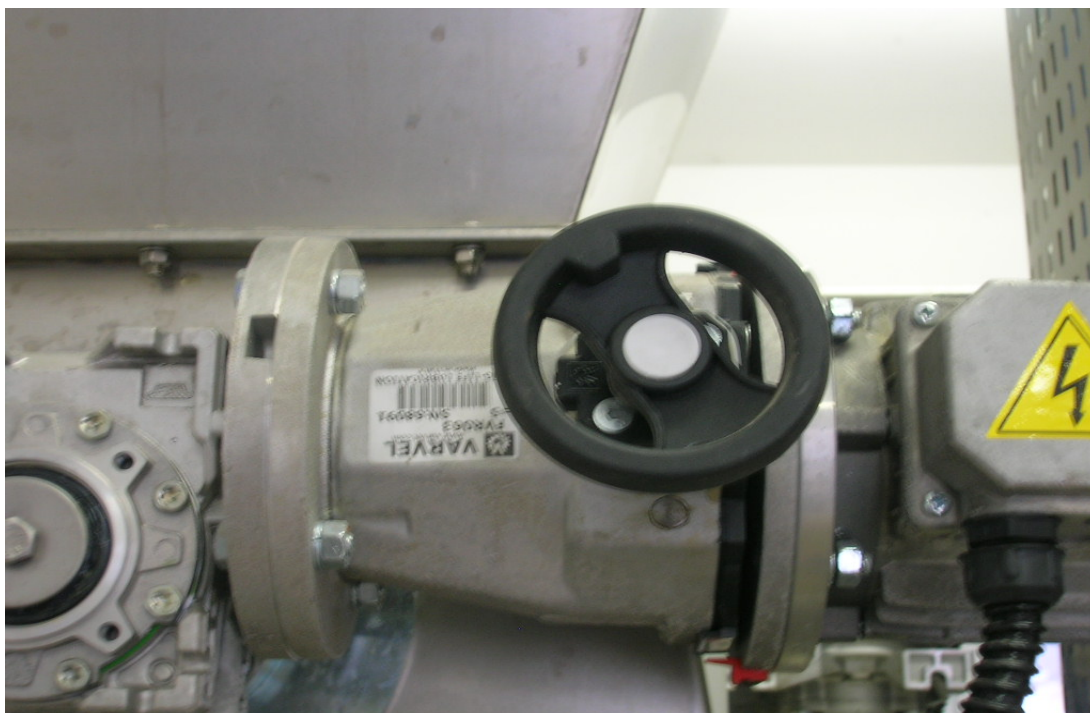


fig. 2.24 manopola del dosatore di polielettrolita

La coclea viene regolata tramite la manopola presente alla base della tramoggia.



fig.2.25 regolazione del dosatore di polielettrolita

Il valore fissato può essere letto sull'indicatore presente sopra e sotto la manopola stessa.

- Tamburi dell'addensatore

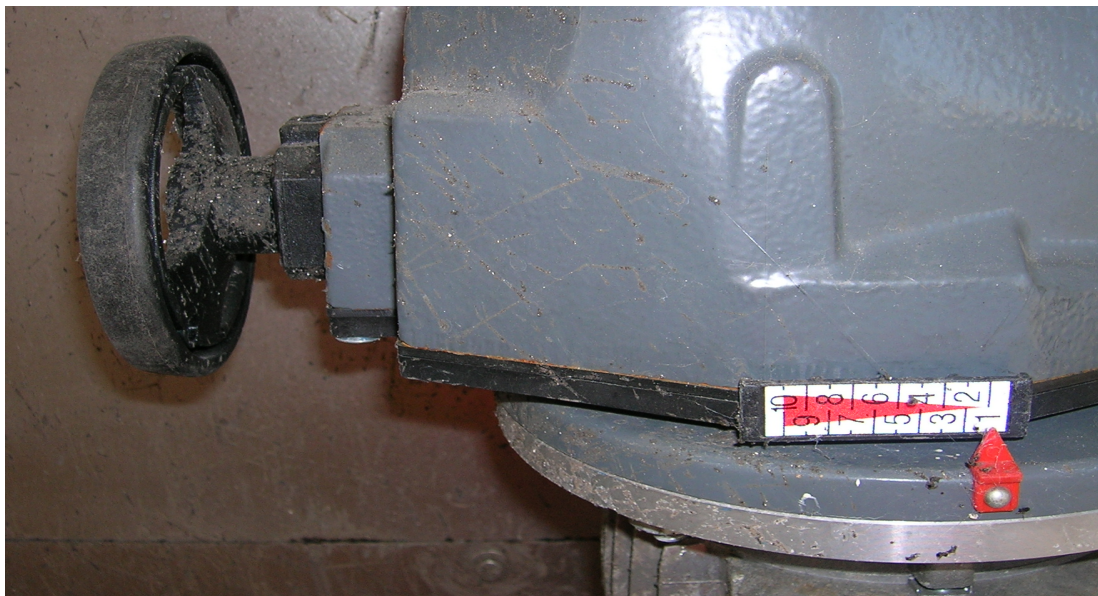


fig.2.26 regolazione della velocità di rotazione dei tamburi rotanti

La velocità di rotazione dei due tamburi dell'addensatore devono essere regolate tramite le manopole presenti dal lato dello scarico.

- Filtro a manica



fig.2.27 filtro a manica

Il filtro che regola la pressione dell'acqua per la pulizia delle tele all'interno dell'addensatore è munito di due manometri, la differenza di pressione tra i due deve essere minore possibile. Nel momento in cui la differenza di pressione eccede si rende necessaria la pulizia del filtro.



fig.2.28 punti di smontaggio del filtro

Per smontare il filtro deve essere svitato il manicotto a valle e successivamente deve essere rimossa la flangia che unisce le due parti del filtro stesso. In questo modo il filtro può essere sostituito lavato.

3. PROVE EFFETTUATE

3.1 Prove di taratura

- Curve di taratura delle pompe PM 16.11 e 16.12

Il giorno 17/10/2007 sono state eseguite le prove necessarie alla realizzazione delle curve di taratura delle due pompe di alimentazione dell'addensatore.

Inizialmente sono state rilevate le misure della sezione finale della vasca:

$$\text{superficie libera} = 62,7 \text{ cm} \cdot 130 \text{ cm} = 8151 \text{ cm}^2 = 81,51 \text{ dm}^2$$

$$\text{volume} = 81,51 \text{ dm}^2 \cdot 11,55 \text{ dm} = 941,44 \text{ dm}^3$$

Successivamente le prove sono state eseguite misurando il livello iniziale dell'acqua presente in vasca, azionando una delle due pompe per 2 minuti e misurando il livello finale dell'acqua in vasca, la differenza di livello è stata utilizzata per valutare la portata emessa dalla pompa. Questa operazione è stata effettuata per entrambe le pompe regolate progressivamente a livelli maggiori.

POMPA 16.11					
regolazione pompa	h_i [cm]	h_f [cm]	Δh [cm]	Δt [min]	Q_h [m ³ /h]
12	111,8	107,2	4,6	2	1,12
15	106,8	100	6,8	2	1,66
18	99,8	89,8	10	2	2,45
21	89,6	77	12,6	2	3,08
24	111	95,2	15,8	2	3,86
27	93,4	73,2	20,2	2	4,94

Tab. 3.1 dati relativi alla taratura della pompa 16.11

POMPA 16.12					
regolazione pompa	h_i [cm]	h_f [cm]	Δh [cm]	Δt [min]	Q_h [m ³ /h]
12	75,3	70	5,3	2	1,30
15	83,9	75,7	8,2	2	2,01
18	95,8	84,5	11,3	2	2,76
21	111,4	96,5	14,9	2	3,64
24	86,4	67,4	19	2	4,65
27	111	88	23	2	5,62

Tab. 3.2 dati relativi alla taratura della pompa 16.11

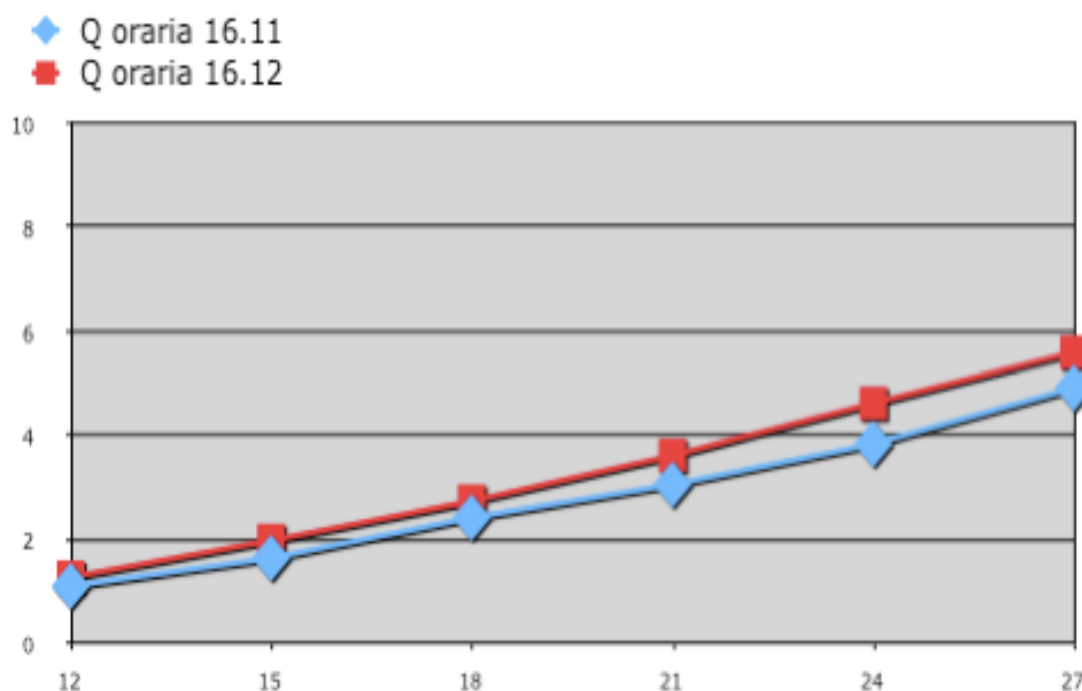


Grafico 3.1 andamento della portata delle pompe in relazione alla regolazione

- Curva portata coclea dosatore polielettrolita CH 16.1

Il giorno 18/10/2007 sono state misurate le portate della coclea in relazione alle varie tacche di regolazione. La coclea è stata azionata per 2 minuti durante i quali è stato raccolto il polielettrolita in uscita, questa operazione è stata ripetuta per tutte le tacche di regolazione della coclea. In un secondo momento sono state pesate le quantità raccolte per realizzare la curva delle portate.

Regolazione	Q _h [kg/h] Poli IN	t [min]	m [g]	P _{tara} [g]
1	2,2152	2	82,68	8,84
2	3,0516	2	110,56	8,84
3	3,8154	2	136,02	8,84
4	4,617	2	162,74	8,84
5	5,5689	2	194,47	8,84
6	6,1626	2	214,26	8,84
7	6,7695	2	234,49	8,84
8	7,0941	2	245,31	8,84
9	7,221	2	249,54	8,84

Tab. 3.3 dati relativi alla variazione di portata di soluzione sin base alla regolazione

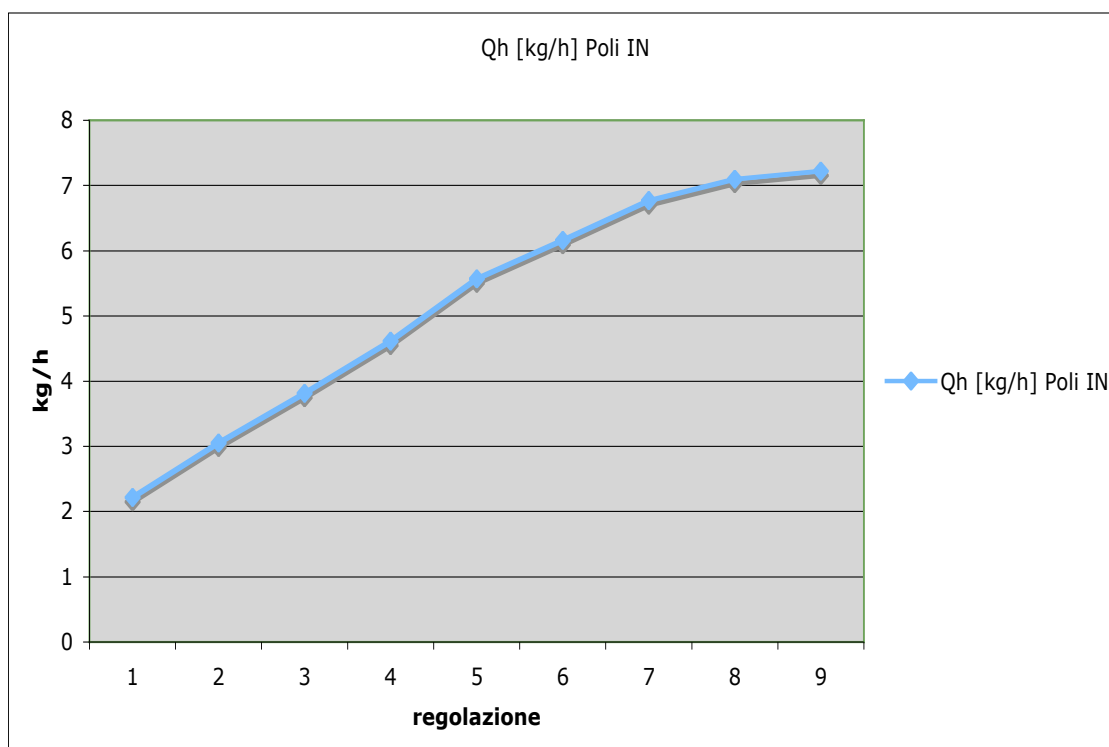


Grafico 3.2 curva della portata del dosatore di polielettrolita in funzione della regolazione

- Valutazioni sulla regolazione dell'impianto

Partendo dai dati ottenuti con le prove precedentemente descritte, è stato ipotizzato un regime di regolazione.

I calcoli sono stati effettuati considerando che la concentrazione consigliata di polielettrolita nella soluzione per il trattamento dei fanghi è di 350 ppm, cioè 350 g/m³, e la portata di fango da trattare inizialmente ipotizzata è di 10 m³/h.

Quindi si ottiene una portata ottimale di polielettrolita in soluzione di 3,5 kg/h.

$$Q_{\text{hpolisoluz}} = 350 \text{ g/m}^3 * 10 \text{ m}^3/\text{h} = 3500 \text{ g/h} = 3,5 \text{ kg/h}$$

La valutazione successiva è stata quella di mantenere le pompe di alimentazione dell'addensatore a una portata media (circa 3 m³/h) che corrispondono alla tacca di regolazione 21. In questa fase è stato anche scelto di utilizzare per il campionamento soltanto la pompa PM16.11 che ha un andamento di portata più regolare.

Di conseguenza, scegliendo una portata di circa 3 m³/h in ingresso all'addensatore, la portata di acqua in ingresso all'impianto dovrà essere maggiore.

In base alla portata d'acqua in ingresso dovrà variare anche la portata di polielettrolita per mantenere costante la concentrazione della soluzione ottenuta, che dal calcolo risulta essere 1,17 kg/m³.

$$C_{\text{poli}} = 3,5 \text{ kg/h} / 3 \text{ m}^3/\text{h} = 1,17 \text{ kg/m}^3$$

Questa concentrazione deve corrispondere anche al rapporto tra la portata di polielettrolita che viene immesso in soluzione e la portata d'acqua con cui è miscelato.

Di seguito sono riportate le combinazioni in cui questo è possibile tenendo fissa la portata della pompa PM 16.11 e mantenendo la portata d'acqua al di sopra di 3 m³/h.

Reg. coclea dosatore polielettrolita	Q _h [kg/h] Polielettrolita	Q _h H ₂ O [mc/h]	Q _h [mc/h] PM 16.11	C [kg/mc]	Q _h [kg/h] soluzione
4	4,62	3,96	3 (reg.21)	1,17	3,50
5	5,57	4,77	3	1,17	3,50
6	6,16	5,28	3	1,17	3,50
7	6,77	5,80	3	1,17	3,50
8	7,09	6,08	3	1,17	3,50
9	7,22	6,19	3	1,17	3,50

Tab. 3.3 variazioni delle portate del polielettrolita e dell'acqua per mantenere la concentrazione costante al variare della regolazione

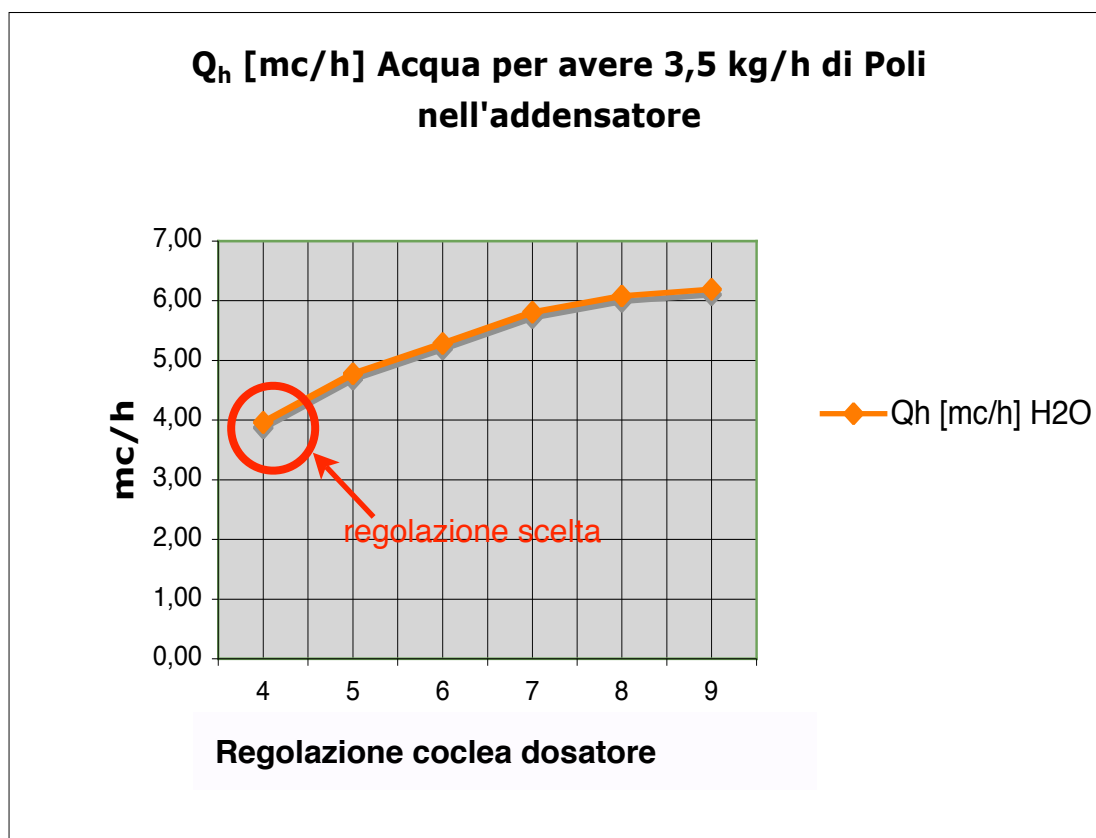


Grafico 3.3 andamento della regolazione al variare delle portate con concentrazione costante

3.2 Campionamento fanghi

- Modalità

Per rilevare l'efficienza dell'apparecchiatura è necessario campionare il fango sia in ingresso che in uscita dall'addensatore.

Il fango in ingresso viene prelevato dagli appositi prelevacampioni posizionati sulle pompe PM 16.3 e 16.4.

Il campione di fango in uscita dall'addensatore viene prelevato nel punto in cui la coclea, che trasporta il fango, entra nell'ispessitore. In quel punto è possibile inserire la brocca collegata ad un'asta per riempirla di fango, che verrà in parte travasato in un altro contenitore per essere poi analizzato in laboratorio.

È consigliabile, al termine del campionamento, ripulire la brocca nella vasca del sedimentatore primario e lasciarla in posizione capovolta in modo che si asciughi e sia pronta per il campione successivo.

Considerati i volumi dell'impianto, è consigliabile eseguire campioni non prima di 20÷30 min da eventuali modifiche delle regolazioni.



fig. 3.1 fango all'ingresso dell'addensatore dinamico, contenuto di secco circa 4,5%



fig.3.2 fango in uscita all'addensatore, contenuto di secco circa 6-7%

Il campionamento tra i mesi di ottobre e novembre (periodo di avviamento) è avvenuto più di una volta al giorno, fatta eccezione dei periodi in cui la macchina era inattiva per manutenzione o guasti. Il campionamento veniva effettuato circa una volta ogni ora, con la finalità di raggiungere il risultato desiderato in termini di percentuale di secco nei fanghi in ingresso al digestore anaerobico: cioè il 6% di secco a partire da circa il 3,5%. Ogni campione

corrisponde ad una variazione nella portata di fango in ingresso all'impianto o nella regolazione della pompa PM 16.11.

- Variazione delle regolazioni in seguito a campionamento

Inizialmente è stata scelta la regolazione calcolata secondo l'indicazione consigliata di 350 ppm di polielettrolita in soluzione a partire da una portata di fango di 10 mc/h. Il fango in uscita dall'addensatore è risultato a prima vista molto denso e l'analisi è proseguita facendo aumentare la portata. Infatti i primi dati sono risultati molto superiori rispetto all'obiettivo che ci si era posti di inviare al digestore un fango con una quantità di secco di circa il 6%.

25/10/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/ QhFango [g/mc]
Camp. 1	10	21	4	8,1	4	359,31
Camp. 2	15	18	4	7,6	4	190,54
Camp. 3	15,7	18	4	7,8	4	182,04
Camp. 4	18,7	18	4	7,7	4	152,84
Camp. 5	20,6	18	4	5,5	4	138,74
Camp. 6	22,7	18	4	4,1	4	125,91

	totSS [g/l]
IN 1	45
IN 2	38
IN 3	37
IN 4	37
IN 5	38

Tab. 3.4 campionamento 25/10/07

Osservando i risultati ottenuti si è scelto di mantenere la regolazione della pompa a 18 e di mantenere una portata di fango di circa 19 mc/h. Successivamente è stata variata la portata in funzione della percentuale di secco ottenuta.

26/10/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	19,36	18	4	4,4	4	147,63
Camp. 2	19,36	18	4	4,5	4	147,63
Camp. 3	19,36	18	4	4,3	4	147,63

	totSS [g/l]
IN 1	38
IN 2	38
IN 3	38

Tab. 3.5 Campionamento 26/10/07

31/10/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	18,1	18	4	3,7	4	157,9069722
Camp. 2	16,9	18	4	5,4	4	169,1193016
Camp. 3	17,4	18	4	5,2	4	164,2595516
Camp. 4	17,4	18	4	5,3	4	164,2595516

	totSS [g/l]
IN 1	38
IN 2	37
IN 3	37
IN 4	38

Tab. 3.6 Campionamento 31/10/07

02/11/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	17	19	4	6,3	4	182,54
Camp. 2	15,6	19	4	5,6	4	198,92
Camp. 3	17	20	4	5,7	4	196,95

	totSS [g/l]
IN 1	38
IN 2	39
IN 3	37

Tab. 3.7 Campionamento 2/11/07

27/11/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q _{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	14	19	4	5	4	221,65
Camp. 2	13,25	19	4	3,89	4	234,2
	totSS [g/l]					
IN 1	34,7					
IN 2	36,9					
IN 3	36,2					

28/11/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q _{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	13,1	19	4	4,05	4	236,88
Camp. 2	11	19	4	3,59	4	282,1
Camp. 3	10	19	4	4,05	4	310,31
	totSS [g/l]					
IN 1	34					
IN 2	34,8					
IN 3	35,6					
DAN IN	31,8					

29/11/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q _{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
----------	------------------	---------------	-----------------------------	---------	---------------------------	-----------------------

Camp. 1	12	19	4	5,3	4	258,59
Camp. 2	10,4	19	4	4,56	4	298,37
	totSS [g/l]					
IN 1	35,3					
IN 2	34,2					

6/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	11,2	19	4	5,86	4	277,06
Camp. 2	11,2	18	4	5,63	4	255,19
Camp. 3	18,6	15	4		4	104,11
Camp. 4	13	12	4		4	100,51
	totSS [g/l]					
IN 1	35,7					
IN 2	36,5					

7/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	10	15	4	9,25	4	193,65
Camp. 2	10,7	15	4	8,08	4	180,98
Camp. 3	12,5	15	4	7,16	4	154,92
Camp. 4	12,5	15	4	6,85	4	154,92
	totSS [g/l]					
IN 1	33,3					
IN 2	33,3					
IN 3	33,4					
IN 4	35,3					

10/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	12,35	15	4	7,98	4	156,8
Camp. 2	13,17	15	4	7,24	4	147,04
	totSS [g/l]					
IN 1	34,1					
IN 2	32					

11/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	17,5	15	4	5,2	4	110,66
Camp. 2	12,5	15	4	5,91	4	154,92
	totSS [g/l]					
IN 1	32,3					
IN 2	32,4					

12/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	13	15	4	6,14	4	148,96
Camp. 2	13	15	4	5,37	4	148,96
Camp. 3	12,8	15	4	5,66	4	151,29
Camp. 4	12,8	15	4	4,77	4	151,29
	totSS [g/l]					
IN 1	33,6					
IN 2	32,9					
IN 3	34,3					
IN 4	34,2					
DAN IN	53					

13/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	14,8	15	4	6,22	4	130,85
Camp. 2	14,7	15	4	7,17	4	131,74
Camp. 3	15,6	15	4	4,4	4	124,14
	totSS [g/l]					
IN 1	31,6					
IN 2	32,6					
IN 3	32					

22/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	14	15	4	4,59	4	138,32
Camp. 2	16	16	4	6,01	4	139,99
	totSS [g/l]					
IN 1	37,3					
IN 2	36,5					

24/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	15,5	16	4	4,9	4	144,51
Camp. 2	15,7	17	4	5,2	4	162,73
Camp. 3	15,9	17	4	6,2	4	160,68
Camp. 4	15,9	17	4	4,9	4	160,68
	totSS [g/l]					
IN 1	36					

IN 2	38
IN 3	38
IN 4	39,5

27/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	15,7	17	4	4,71	4	162,73
Camp. 2	14,7	17	4	6,15	4	173,8
Camp. 3	15	17	4	6,77	4	170,32
	totSS [g/l]					
IN 1	41,5					
IN 2	41,8					
IN 3	42,2					

29/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	16	17	4	5,2	4	159,68
Camp. 2	15	17	4	5,37	4	170,32
	totSS [g/l]					
IN 1	44,3					
IN 2	42,2					

31/12/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	16	17	4	3,59	4	159,68
Camp. 2	15	17	4	6,532	4	170,32
	totSS [g/l]					
IN 1	36,57					

IN 2	34,61
------	-------

2/1/08	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	15,5	17	4	6,05	4	164,83
Camp. 2	15,7	17	4	6,67	4	162,73
Camp. 3	16	17	4	6,55	4	159,68
	totSS [g/l]					
IN 1	33					
IN 2	33,3					
IN 3	35,4					

3/1/07	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	15,5	17	4	4,65	4	164,83
	totSS [g/l]					
IN 1	34,8					

4/1/08	Qh fanghi [mc/h]	Reg. PM 16.11	Reg. coclea polielettrolita	totSS %	Q_{Acqua} [mc/h]	QhPoli/QhFango [g/mc]
Camp. 1	15,5	17	4	5,78	4	164,83
	totSS [g/l]					
IN 1	33,1					

Tab.3.8 Campionamenti dal 27-11-07 al 4-1-08

Successivamente le valutazioni fatte sono state falsate dal mal funzionamento del sistema di lavaggio tele.

Il problema era legato a due fattori: l'utilizzo di acqua di ricircolo per il lavaggio delle tele e la bassa pressione dell'acqua nel passaggio dal filtro di

conseguenza le tele tendevano a sporcarsi nel giro di qualche ora. Questo fatto impediva all'acqua di separarsi dal fango e non si aveva aumento della percentuale di secco nel fango trattato.

Dopo avere risolto il problema cambiando il filtro presente con un filtro a manica e sostituendo l'acqua di ricircolo con acqua depurata i risultati ottenuti hanno permesso di stabilire una regolazione ottimale della macchina alla quale attenersi in linea generale permettendo di affidare la gestione della macchina ai tecnici dell'impianto.

• Parametri di messa in servizio

COMPONENTE	REGOLAZIONE
CH 16.1 coclea polielettrolita	4
PM16.4 pompa ingresso fanghi addensatore	Circa 17 mc/h
PM 16.11 pompa ingresso soluzione poli nell'addensatore	19
PM 16.12 pompa ingresso soluzione poli nell'addensatore	18
Tamburi dell'addensatore	1 (in ogni caso deve essere la stessa per entrambi)
Flussometro	4 mc/h

Tab. 3.9 parametri di messa in servizio

Risultato desiderato: 6% di secco nel fango in uscita dall'addensatore.

4. ANALISI ED ELABORAZIONE DATI

4.1 Dati descrittivi dell'impianto

L'impianto di depurazione di Carpi è caratterizzato da una portata media mensile di refluo di 33860 mc/day (dati 2007) con andamento riportato in tabella.

mesi	portata media mensile [mc/day]	COD
gennaio	29355	265
febbraio	35103	206
marzo	37068	226
aprile	38456	246
maggio	38808	422
giugno	40728	159
luglio	33728	151
agosto	27626	144
settembre	30403	347
ottobre	31446	283
novembre	32384	187
dicembre	31212	309

Tab. 4.1 portate di reflui trattate dall'impianto di depurazione

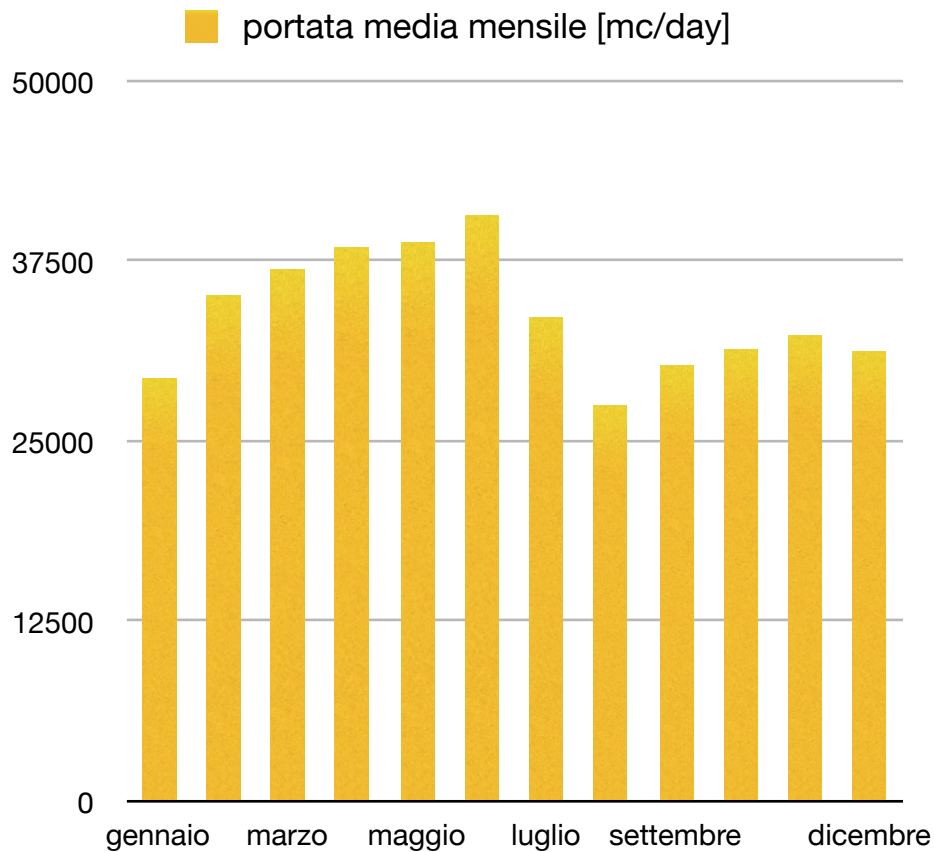


Grafico 4.1 andamento delle portate trattate dall'impianto di depurazione

L'impianto serve un numero di abitanti equivalenti pari a 150000.

La linea fanghi è caratterizzata da due ispessitori di 500 mc l'uno, un postispessitore di 700 mc e un digestore anaerobico di 3600 mc, volume che non permette di ottenere il tempo di ritenzione necessario per completare il processo di digestione anaerobica. Infatti risulta un tempo di ritenzione (precedentemente all'avviamento dell'addensatore) di circa 15 giorni contro i 30 giorni previsti dal processo teorico.

4.2 Variazione ottenuta in termini di solidi totali

In seguito al periodo di rodaggio dell'impianto di addensamento fanghi la percentuale di solidi totali nel fango in ingresso al digestore ottenuta era del 6%, i dati rilevati dall'avviamento dell'addensatore sono riportati di seguito.

L'andamento delle percentuali di secco è variabile in base ai periodi, alle condizioni esterne e alle condizioni di funzionamento dell'impianto.

mese	solidi totali ingresso addensatore(g/l)	solidi totali uscita addensatore (g/l)
gennaio	45	58
febbraio	45	49
marzo	46	48
aprile	45	55

tab.4.2 concentrazione dei solidi totali contenuti nel fango trattato nei mesi successivi all'avviamento dell'impianto di addensamento

Bilancio delle portate di secco in ingresso e uscita dall'addensatore

$$(Q-q_{aq})C_{out} = Q \cdot c_{in} - q_{aq} \cdot c$$

Q= portata ingresso fanghi

q_{aq}= portata d'acqua separata dal fango

c_{in} = % solidi totali contenuti nella portata in ingresso all'addensatore

c_{out} =% solidi totali contenuti nella portata in uscita all'addensatore

$$c \ll c_{in}$$

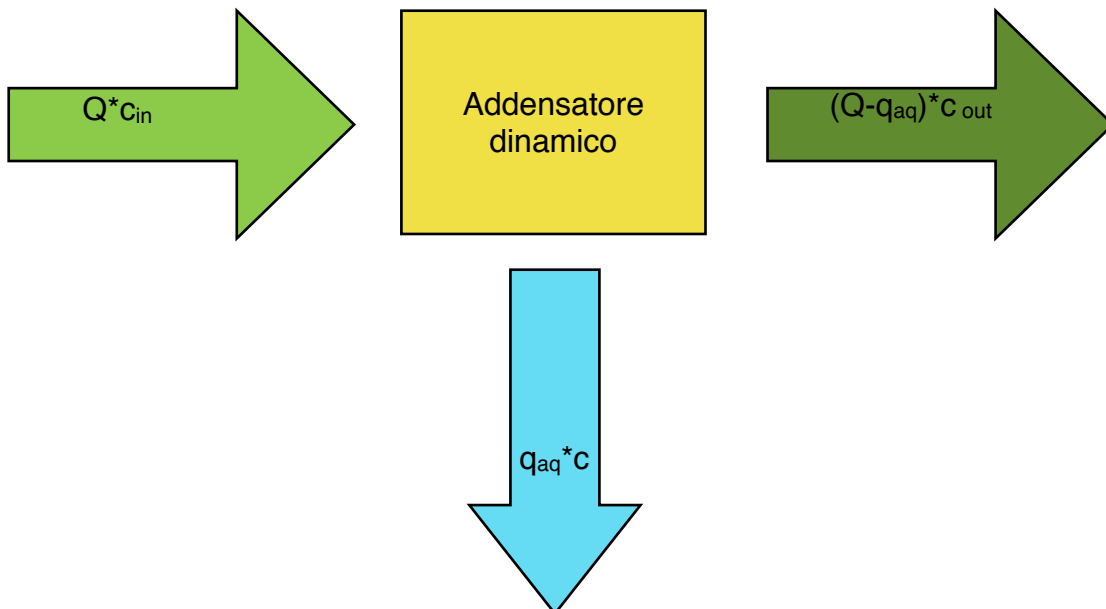


fig. 4.1 schema delle portate nell'addensatore dinamico

In generale la percentuale di solidi totali in uscita dall'addensatore è al di sotto della percentuale desiderata, ma la variazione di secco ha ripercussioni sul

volume del fango in ingresso al digestore anaerobico. Questo comporta una maggiore stabilizzazione del fango legato al maggiore tempo di ritenzione dovuto appunto al minor volume di fango in ingresso e in particolare alla maggiore concentrazione di secco nel fango.

Tab. 4.3 dati relativi alle portate di fango e di solidi totali in ingresso al digestore anaerobico

Giorno	portata totale in ingresso DAN [mc/day]	portata in ingresso di solidi totali [ton/day]
1-set	132,59	4,11
2-set	103,46	3,21
3-set	82,77	2,57
4-set	192,92	5,98
5-set	337,85	10,47
6-set	329,59	10,22
7-set	309,33	9,59
8-set	309,33	9,59
9-set	100,03	3,10
10-set	100,03	3,10
11-set	254,09	7,88
13-set	274,6	8,51
14-set	312,09	9,67
15-set	238,73	7,40
16-set	101,56	3,15
17-set	218,64	6,78
18-set	334,61	10,37
19-set	309,38	9,59
21-set	298,38	9,25
22-set	208	6,45
23-set	136,66	4,24
24-set	178,03	5,52
26-set	90,16	2,79
27-set	165,77	5,14

Giorno	portata totale in ingresso DAN [mc/day]	portata in ingresso di solidi totali [ton/day]
28-set	270,62	8,39
29-set	70,84	2,20
1-ott	167,66	6,20
2-ott	270,55	10,01
3-ott	250,68	9,28
4-ott	263,79	9,76
5-ott	273,28	10,11
6-ott	255,81	9,46
7-ott	138,36	5,12
8-ott	183,27	6,78
9-ott	270,11	9,99
10-ott	272,91	10,10
11-ott	268,83	9,95
12-ott	260,78	9,65
1-dic	201,65	9,28
2-dic	119,39	5,49
3-dic	195,01	8,97
4-dic	234,77	10,80
5-dic	265,05	12,19
6-dic	259,29	11,93
7-dic	251,03	11,55
8-dic	179,04	8,24
9-dic	58,46	2,69
10-dic	168,05	7,73
11-dic	257,6	11,85
12-dic	245,27	11,28
13-dic	259,45	11,93
14-dic	242,04	11,13
15-dic	256,7	11,81
16-dic	209,28	9,63

Giorno	portata totale in ingresso DAN [mc/day]	portata in ingresso di solidi totali [ton/day]
17-dic	40,05	1,84
18-dic	170,98	7,87
19-dic	267,08	12,29
20-dic	267,97	12,33
21-dic	244,87	11,26
22-dic	144,93	6,67
23-dic	63,78	2,93
24-dic	175,95	8,09
25-dic	232,67	10,70
26-dic	75,6	3,48
27-dic	168,81	7,77
28-dic	216,99	9,98
29-dic	190,37	8,76
30-dic	188,7	8,68
31-dic	123,96	5,70
1-feb	15,37	0,75
2-feb		0,00
3-feb	46,45	2,28
4-feb	165,67	8,12
5-feb	211,15	10,35
6-feb	192,86	9,45
7-feb	225,05	11,03
8-feb	274,25	13,44
9-feb	809,44	39,66
10-feb	179,4	8,79
11-feb	262,23	12,85
12-feb	196,23	9,62
13-feb	111,65	5,47
14-feb	271,68	13,31
15-feb	128,56	6,30

Giorno	portata totale in ingresso DAN [mc/day]	portata in ingresso di solidi totali [ton/day]
16-feb	4,58	0,22
17-feb	0,29	0,01
18-feb	154,95	7,59
19-feb	149,28	7,31
20-feb	146,79	7,19
21-feb	127,93	6,27
22-feb	160,52	7,87
23-feb	143,46	7,03
24-feb	0,32	0,02
25-feb	150,66	7,38
26-feb	160,92	7,89
27-feb	180,02	8,82
28-feb	252,84	12,39
29-feb	154,32	7,56
1-mar	137,71	4,96
2-mar	0,28	0,01
3-mar	98,3	3,54
4-mar	119,51	4,30
5-mar	39,04	1,41
6-mar		0,00
7-mar		0,00
8-mar		0,00
9-mar	0,13	0,00
10-mar	166,31	5,99
11-mar	177,33	6,38
12-mar	207	7,45
13-mar	207,66	7,48
14-mar	281,29	10,13
15-mar	195,96	7,05
16-mar	0,2	0,01

Giorno	portata totale in ingresso DAN [mc/day]	portata in ingresso di solidi totali [ton/day]
17-mar	132,94	4,79
18-mar	104,16	3,75
19-mar	198,34	7,14
20-mar	186,17	6,70
21-mar	219,74	7,91
22-mar	118,94	4,28
23-mar	59,68	2,15
24-mar	29,06	1,05
25-mar	133,07	4,79
26-mar	157,53	5,67
27-mar	198,99	7,16
28-mar	224,09	8,07
29-mar	215,13	7,74
30-mar	74,79	2,69
31-mar	152,94	5,51
1-apr	219,95	8,80
2-apr	44,6	1,78
3-apr	154	6,16
4-apr	218,17	8,73
5-apr	221,91	8,88
6-apr	52,14	2,09
7-apr		0,00
8-apr		0,00
9-apr		0,00
10-apr	125,36	5,01
11-apr	185,67	7,43
12-apr	184,54	7,38
13-apr		0,00
14-apr	132,04	5,28
15-apr	178,32	7,13

Giorno	portata totale in ingresso DAN [mc/day]	portata in ingresso di solidi totali [ton/day]
16-apr	177,47	7,10
17-apr	180,65	7,23
18-apr	177,43	7,10
19-apr	178,1	7,12
20-apr	55,41	2,22
21-apr	173,64	6,95
22-apr	216,25	8,65
23-apr	201,59	8,06
24-apr	127,94	5,12
25-apr	26,79	1,07
26-apr	164,07	6,56
27-apr	33,41	1,34
28-apr	110,56	4,42
29-apr	186,32	7,45
30-apr	187,24	7,49

Per quanto riguarda le portate di solidi in uscita dal digestore anaerobico non si hanno variazioni quantificabili in differenze di portate volumetriche, considerando che l'obiettivo è quello di aumentare il tempo di ritenzione e dunque la stabilizzazione del fango. Quindi, avendo un volume in ingresso più ridotto, il tempo può essere aumentato, ma il volume in uscita viene mantenuto costante, ciò che risulta interessante è osservare il mantenimento pressochè invariato della percentuale di solidi totali nel fango in uscita dal digestore prima e dopo l'inserimento dell'addensatore dinamico nella linea fanghi. Questo fatto si può considerare già un vantaggio, infatti le aspettative non possono essere diverse considerando la formazione di surnatante nel corso della digestione anaerobica e per il fatto che anche il fango primario viene convogliato al digestore anaerobico.

Tab. 4.4 dati relativi alle portate di fango e di solidi totali in uscita al digestore anaerobico

Giorno	totSS uscita DAN [ton/day]	tot uscita DAN [mc/day]
1-set	346,39	10,05
2-set	405,26	11,75
3-set	209,83	6,08
4-set	210,13	6,09
5-set	426,33	12,36
6-set	366,53	10,63
7-set	344,00	9,98
8-set	169,96	4,93
9-set	92,94	2,70
10-set	343,60	9,96
11-set	370,71	10,75
13-set	407,15	11,81
14-set	365,24	11,69
15-set	456,11	14,60
16-set	391,76	12,54
17-set	416,94	13,34
18-set	485,16	15,53
19-set	420,39	13,45
21-set	336,79	10,78
22-set	217,70	6,97
23-set	139,88	4,48
24-set	252,17	8,07
26-set	142,51	4,56
27-set	258,39	8,27
28-set	359,15	11,49
29-set	97,18	3,11
1-ott	257,17	8,23
2-ott	175,38	5,61

Giorno	totSS uscita DAN [ton/day]	tot uscita DAN [mc/day]
3-ott	115,93	3,71
4-ott	144,93	4,64
5-ott	273,28	8,75
6-ott	255,81	8,19
7-ott	138,36	4,43
8-ott	183,27	5,86
9-ott	270,11	8,64
10-ott	272,91	8,73
11-ott	268,83	8,60
12-ott	260,78	8,34
1-dic	216,27	
2-dic	125,50	
3-dic	400,67	
4-dic	448,28	
5-dic	405,22	
6-dic	356,88	
7-dic	329,63	
8-dic	194,10	
9-dic	47,49	
10-dic	235,28	
11-dic	291,94	
12-dic	251,96	
13-dic	268,37	
14-dic	248,75	
15-dic	268,38	
16-dic	213,00	
17-dic	27,28	
18-dic	242,96	
19-dic	329,92	
20-dic	12,85	

Giorno	totSS uscita DAN [ton/day]	tot uscita DAN [mc/day]
21-dic	245,63	
22-dic	215,61	
23-dic	246,75	
24-dic	229,05	
25-dic	234,84	
26-dic	52,59	
27-dic	266,33	
28-dic	263,99	
29-dic	206,12	
30-dic	172,21	
31-dic	241,72	
7-gen	6,20	0,20
8-gen	94,77	3,03
9-gen	60,45	3,69
10-gen	4,98	0,30
11-gen	6,18	0,03
12-gen	2,40	0,01
13-gen	7,81	0,04
14-gen	456,00	2,28
15-gen	5,49	0,03
21-gen	81,48	3,59
22-gen	4,61	0,20
24-gen	128,72	5,66
25-gen	448,59	19,74
26-gen	179,13	7,88
27-gen	102,45	4,51
28-gen	62,23	2,74
29-gen	684,00	30,10
31-gen	159,99	7,04
1-feb	34,09	1,40

Giorno	totSS uscita DAN [ton/day]	tot uscita DAN [mc/day]
2-feb	318,00	13,04
3-feb	151,00	6,19
4-feb	365,05	14,97
5-feb	528,80	21,68
6-feb	365,13	14,97
7-feb	452,75	18,56
8-feb	447,21	18,34
9-feb	412,78	16,92
10-feb	376,11	15,42
11-feb	593,32	24,33
12-feb	674,10	27,64
13-feb	377,32	15,47
14-feb	586,75	24,06
15-feb	554,97	22,75
16-feb	373,62	15,32
17-feb	374,84	15,37
18-feb	619,98	25,42
19-feb	399,44	16,38
20-feb	297,24	12,19
21-feb	339,18	13,91
22-feb	356,57	14,62
23-feb	440,79	18,07
24-feb	382,55	15,68
25-feb	594,29	24,37
26-feb	619,06	25,38
27-feb	224,41	9,20
28-feb	573,94	23,53
29-feb	473,45	19,41
1-mar	555,18	19,99
2-mar	372,86	13,42

Giorno	totSS uscita DAN [ton/day]	tot uscita DAN [mc/day]
3-mar	506,64	18,24
4-mar	564,66	20,33
5-mar	209,08	7,53
6-mar	340,00	12,24
7-mar	0,10	0,00
8-mar	233,00	8,39
9-mar	255,98	9,22
10-mar	621,48	22,37
11-mar	631,93	22,75
12-mar	593,42	21,36
13-mar	344,24	12,39
14-mar	552,78	19,90
15-mar	523,10	18,83
16-mar	395,21	14,23
17-mar	394,47	14,20
18-mar	233,92	8,42
19-mar	295,83	10,65
20-mar	277,75	10,00
21-mar	293,29	10,56
22-mar	180,04	6,48
23-mar	111,79	4,02
24-mar	55,71	2,01
25-mar	364,94	13,14
26-mar	468,43	16,86
27-mar	361,05	13,00
28-mar	307,51	11,07
29-mar	299,35	10,78
30-mar	136,19	4,90
31-mar	347,00	12,49
1-apr	441,33	17,65

Giorno	totSS uscita DAN [ton/day]	tot uscita DAN [mc/day]
2-apr	93,37	3,73
3-apr	398,58	15,94
4-apr	406,99	16,28
5-apr	386,28	15,45
6-apr	110,56	4,42
7-apr	17,11	0,68
8-apr	0,00	0,00
9-apr	0,00	0,00
10-apr	373,32	14,93
11-apr	485,28	19,41
12-apr	491,69	19,67
13-apr	378,16	15,13
14-apr	403,23	16,13
15-apr	255,97	10,24
16-apr	262,77	10,51
17-apr	253,71	10,15
18-apr	263,97	10,56
19-apr	247,77	9,91
20-apr	124,84	4,99
21-apr	248,77	9,95
22-apr	402,55	16,10
23-apr	278,08	11,12
24-apr	191,31	7,65
25-apr	91,20	3,65
26-apr	227,64	9,11
27-apr	97,45	3,90
28-apr	166,83	6,67
29-apr	269,07	10,76
30-apr	264,33	10,57

mese	% totSS in uscita al DAN
settembre	3,1
ottobre	3,3
novembre	3,6
dicembre	3,6
gennaio	3,8
febbraio	4,1
marzo	3,6
aprile	4

Tab. 4.5 concentrazioni di solidi totali in uscita dal digestore anaerobico

La concentrazione di solidi totali in uscita si stabilizza su un valore di circa il 3,6%, mantenendo costante questo valore di concentrazione e considerando la riduzione di volume in ingresso si osserva che il fango in uscita è diminuito rispetto alla fase precedente all'avviamento dell'addensatore.

A valle del digestore anaerobico è presente un serbatoio di postispessimento, quindi è necessaria una successiva valutazione della portata di secco convogliata alla disidratazione, successivamente alla quale il fango in uscita viene inviato allo smaltimento.

Tab. 4.6 portate di fango e di secco inviate alla disidratazione meccanica.

Giorno	portata alla disidratazione [mc/day]	portata secco [ton/day]
1-set	67	2,61
2-set		0,00
3-set	246	9,59
4-set		0,00
5-set	274	10,69
6-set	308	12,01
7-set	251	9,79
8-set	52	2,03
9-set		0,00
10-set	184	7,18

Giorno	portata alla disidratazione [mc/day]	portata secco [ton/day]
11-set	258	10,06
13-set	0	0,00
14-set	277	10,80
15-set	208	8,11
16-set	43	1,68
17-set	0	0,00
18-set	242	9,44
19-set	237	9,24
21-set	298	11,62
22-set	0	0,00
23-set	278	10,84
24-set	55	2,15
26-set	1	0,04
27-set	222	8,66
28-set	0	0,00
29-set	0	0,00
1-ott	251	13,05
2-ott	226	11,75
3-ott	244	12,69
4-ott	220	11,44
5-ott	215	11,18
6-ott	56	2,91
7-ott	0	0,00
8-ott	210	10,92
9-ott	258	13,42
10-ott	273	14,20
11-ott	251	13,05
12-ott	217	11,28
1-dic	82	4,35
2-dic	0	0,00

Giorno	portata alla disidratazione [mc/day]	portata secco [ton/day]
3-dic	143	7,58
4-dic	222	11,77
5-dic	146	7,74
6-dic	245	12,99
7-dic	183	9,70
8-dic	0	0,00
9-dic	0	0,00
10-dic	240	12,72
11-dic	241	12,77
12-dic	144	7,63
13-dic	226	11,98
14-dic	202	10,71
15-dic	65	3,45
16-dic	0	0,00
17-dic	20	1,06
18-dic	239	12,67
19-dic	211	11,18
20-dic	206	10,92
21-dic	232	12,30
22-dic	0	0,00
23-dic	0	0,00
24-dic	0	0,00
25-dic	0	0,00
26-dic	0	0,00
27-dic	188	9,96
28-dic	226	11,98
29-dic	86	4,56
30-dic	0	0,00
31-dic	0	0,00
1-feb	142	5,68

Giorno	portata alla disidratazione [mc/day]	portata secco [ton/day]
2-feb	0	0,00
3-feb	0	0,00
4-feb	140	5,60
5-feb	129	5,16
6-feb	184	7,36
7-feb	177	7,08
8-feb	218	8,72
9-feb	50	2,00
10-feb	0	0,00
11-feb	148	5,92
12-feb	152	6,08
13-feb	248	9,92
14-feb	157	6,28
15-feb	142	5,68
16-feb	98	3,92
17-feb	0	0,00
18-feb	0	0,00
19-feb	186	7,44
20-feb	116	4,64
21-feb	176	7,04
22-feb	107	4,28
23-feb	219	8,76
24-feb	0	0,00
25-feb	150	6,00
26-feb	163	6,52
27-feb	289	11,56
28-feb	153	6,12
29-feb	223	8,92
1-mar	79	3,08
2-mar	0	0,00

Giorno	portata alla disidratazione [mc/day]	portata secco [ton/day]
3-mar	98	3,82
4-mar	124	4,84
5-mar	18	0,70
6-mar	0	0,00
7-mar	28	1,09
8-mar	0	0,00
9-mar	0	0,00
10-mar	187	7,28
11-mar	211	8,23
12-mar	243	9,48
13-mar	257	10,02
14-mar	271	10,57
15-mar	78	3,04
16-mar	0	0,00
17-mar	261	10,18
18-mar	293	11,43
19-mar	192	7,49
20-mar	253	9,87
21-mar	231	9,01
22-mar	1	0,04
23-mar	0	0,00
24-mar	0	0,00
25-mar	33	1,29
26-mar	261	10,18
27-mar	318	12,40
28-mar	260	10,14
29-mar	98	3,82
30-mar	0	0,00
31-mar	213	8,31
1-apr	182	6,92

Giorno	portata alla disidratazione [mc/day]	portata secco [ton/day]
2-apr	45	1,71
3-apr	247	9,37
4-apr	293	11,15
5-apr	133	5,07
6-apr	0	0,00
7-apr	0	0,00
8-apr	0	0,00
9-apr	0	0,00
10-apr	184	6,99
11-apr	298	11,32
12-apr	0	0,00
13-apr	0	0,00
14-apr	266	10,11
15-apr	263	9,99
16-apr	225	8,55
17-apr	87	3,31
18-apr	220	8,36
19-apr	65	2,47
20-apr	0	0,00
21-apr	149	5,66
22-apr	309	11,74
23-apr	236	8,97
24-apr	158	6,00
25-apr	0	0,00
26-apr	91	3,46
27-apr	0	0,00
28-apr	182	6,92
29-apr	245	9,31
30-apr	207	7,87

mese	% totSS uscita disidratazione meccanica
settembre	23,4
ottobre	27,4
dicembre	26,5
gennaio	25
febbraio	24,3
marzo	25,8
aprile	26,1

Tab. 4.7 concentrazioni dei solidi totali nel fango in uscita dalla disidratazione meccanica

4.3 Andamento dei volumi in ingresso al digestore anaerobico

In seguito all'avviamento dell'impianto di addensamento fanghi a monte del digestore anaerobico, si sono registrate delle variazioni in termini di volume in ingresso al digestore.

Di seguito vengono riportati i dati rilevati a partire da settembre fino ad aprile, considerando che l'avviamento dell'addensatore è stato realizzato in novembre 2007.

Tab. 4.8 portate di fango inviato al digestore anaerobico, andamento giornaliero

Giorno	portata ingresso DAN [mc/day]
1-set	132,59
2-set	103,46
3-set	82,77
4-set	192,92
5-set	337,85
6-set	329,59
7-set	309,33
8-set	309,33
9-set	100,03

Giorno	portata ingresso DAN [mc/day]
10-set	100,03
11-set	254,09
13-set	274,6
14-set	312,09
15-set	238,73
16-set	101,56
17-set	218,64
18-set	334,61
19-set	309,38
21-set	298,38
22-set	208
23-set	136,66
24-set	178,03
26-set	90,16
27-set	165,77
28-set	270,62
29-set	70,84
1-ott	167,66
2-ott	270,55
3-ott	250,68
4-ott	263,79
5-ott	273,28
6-ott	255,81
7-ott	138,36
8-ott	183,27
9-ott	270,11
10-ott	272,91
11-ott	268,83
12-ott	260,78
1-dic	201,65

Giorno	portata ingresso DAN [mc/day]
2-dic	119,39
3-dic	195,01
4-dic	234,77
5-dic	265,05
6-dic	259,29
7-dic	251,03
8-dic	179,04
9-dic	58,46
10-dic	168,05
11-dic	257,6
12-dic	245,27
13-dic	259,45
14-dic	242,04
15-dic	256,7
16-dic	209,28
17-dic	40,05
18-dic	170,98
19-dic	267,08
20-dic	267,97
21-dic	244,87
22-dic	144,93
23-dic	63,78
24-dic	175,95
25-dic	232,67
26-dic	75,6
27-dic	168,81
28-dic	216,99
29-dic	190,37
30-dic	188,7
31-dic	123,96

Giorno	portata ingresso DAN [mc/day]
1-feb	15,37
2-feb	
3-feb	46,45
4-feb	165,67
5-feb	211,15
6-feb	192,86
7-feb	225,05
8-feb	274,25
9-feb	809,44
10-feb	179,4
11-feb	262,23
12-feb	196,23
13-feb	111,65
14-feb	271,68
15-feb	128,56
16-feb	4,58
17-feb	0,29
18-feb	154,95
19-feb	149,28
20-feb	146,79
21-feb	127,93
22-feb	160,52
23-feb	143,46
24-feb	0,32
25-feb	150,66
26-feb	160,92
27-feb	180,02
28-feb	252,84
29-feb	154,32
1-mar	137,71

Giorno	portata ingresso DAN [mc/day]
2-mar	0,28
3-mar	98,3
4-mar	119,51
5-mar	39,04
6-mar	
7-mar	
8-mar	
9-mar	0,13
10-mar	166,31
11-mar	177,33
12-mar	207
13-mar	207,66
14-mar	281,29
15-mar	195,96
16-mar	0,2
17-mar	132,94
18-mar	104,16
19-mar	198,34
20-mar	186,17
21-mar	219,74
22-mar	118,94
23-mar	59,68
24-mar	29,06
25-mar	133,07
26-mar	157,53
27-mar	198,99
28-mar	224,09
29-mar	215,13
30-mar	74,79
31-mar	152,94

Giorno	portata ingresso DAN [mc/day]
1-apr	219,95
2-apr	44,6
3-apr	154
4-apr	218,17
5-apr	221,91
6-apr	52,14
7-apr	
8-apr	
9-apr	
10-apr	125,36
11-apr	185,67
12-apr	184,54
13-apr	
14-apr	132,04
15-apr	178,32
16-apr	177,47
17-apr	180,65
18-apr	177,43
19-apr	178,1
20-apr	55,41
21-apr	173,64
22-apr	216,25
23-apr	201,59
24-apr	127,94
25-apr	26,79
26-apr	164,07
27-apr	33,41
28-apr	110,56
29-apr	186,32
30-apr	187,24

mesi	portata ingresso DAN medie mensili [mc/day]
settembre	210
ottobre	239,67
dicembre	192,73
febbraio	174,17
marzo	137,01
aprile	150,52

Tab. 4.9 portate giornaliere medie mensili

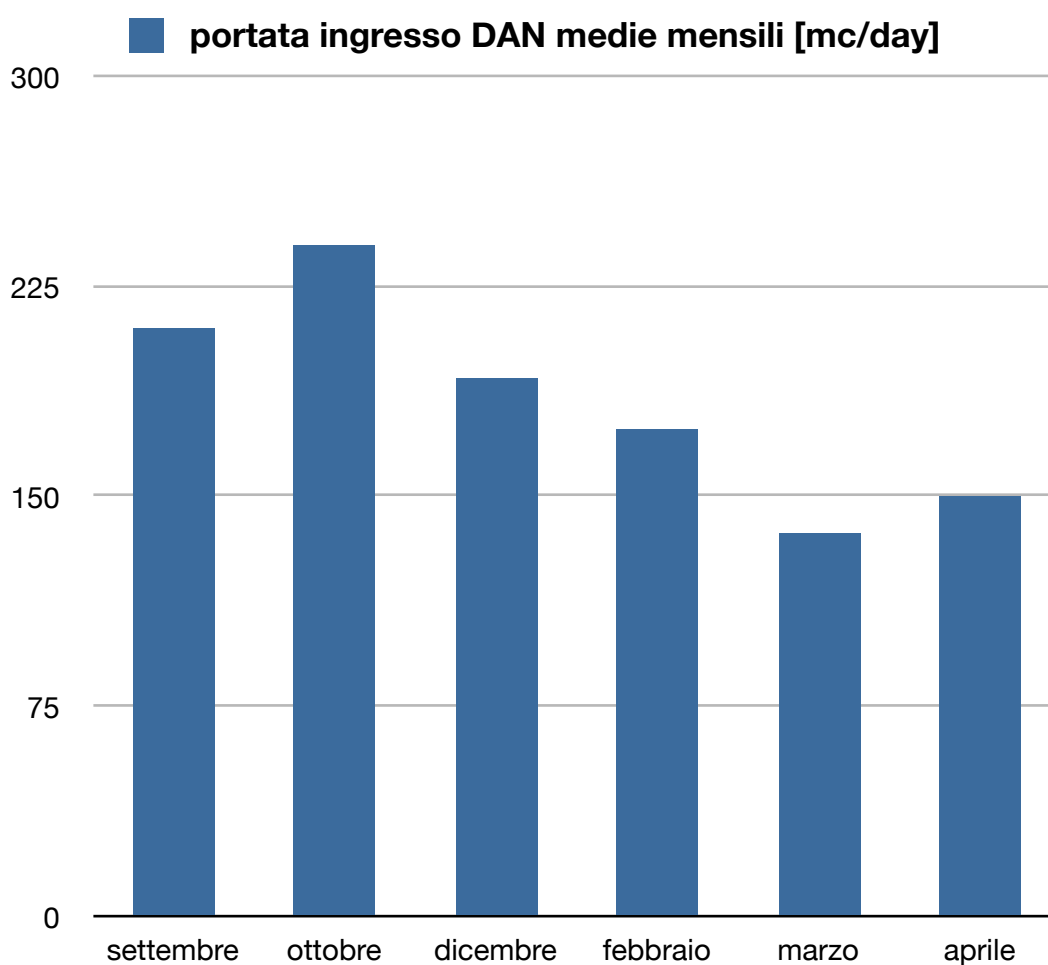


Grafico 4.2 andamento portate giornaliere medie mensili

Dai dati relativi alle portate si possono ricavare i tempi di ritenzione del digestore anaerobico sapendo che il volume è di 3600 mc.

mese	portata media [mc/day]	tempi ritenzione nel DAN [day]
settembre	210	17,14
ottobre	239,67	15,02
dicembre	192,73	18,68
febbraio	174,17	20,67
marzo	137,01	26,28
aprile	150,52	23,92

Tab. 4.10 dati relativi alla portata media da cui viene calcolato il tempo di ritenzione

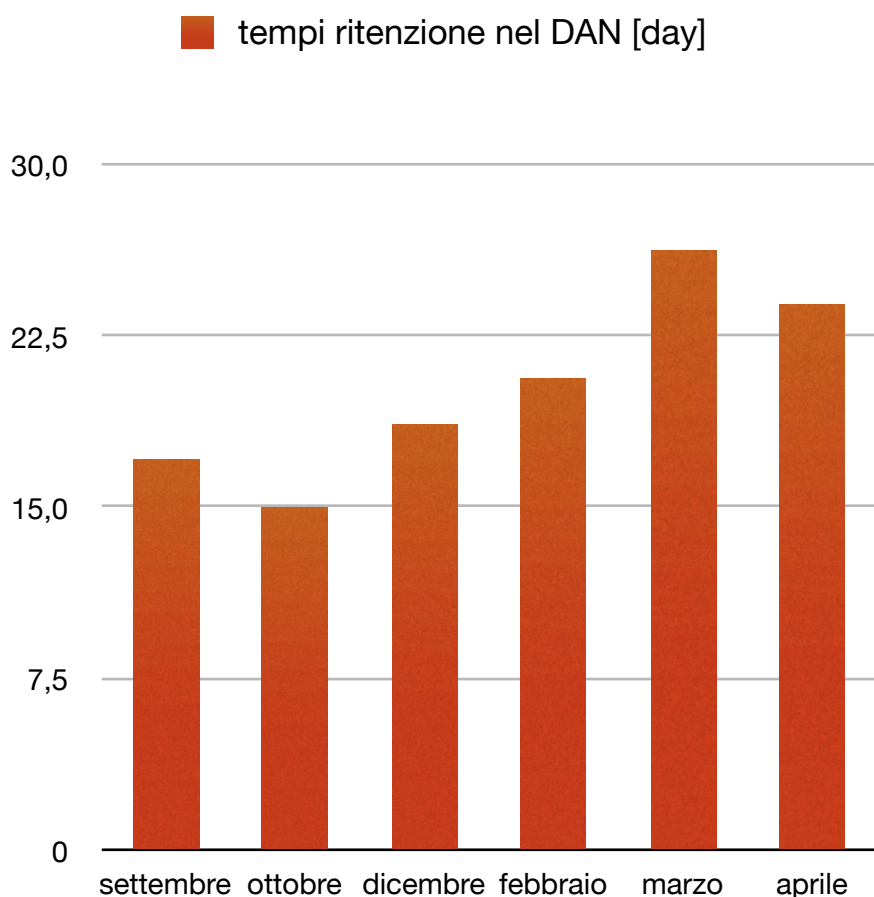


Grafico 4.3 andamento dei tempi di ritenzione

Da questo grafico si nota un conseguente aumento dei tempi di ritenzione che danno luogo ad una maggiore stabilizzazione del fango e permettono di ottenere una portata maggiore di biogas. I tempi di ritenzione, anche successivamente all'avviamento dell'addensatore, sono al di sotto dei tempi di ritenzione normalmente previsti per la digestione anaerobica, cioè 30 giorni in media.

4.4 Produzione di biogas

L'introduzione dell'addensatore dinamico nella linea fanghi ha dato luogo a variazioni consistenti nel volume di biogas prodotto all'interno del digestore anaerobico. In particolare la portata di biogas prodotta è aumentata in modo considerevole, come si può osservare da grafico, infatti questo parametro è raddoppiato in seguito all'inserimento dell'addensatore dinamico nella linea fanghi avvenuto tra novembre e dicembre 2007 e i cui risultati sono evidenti a partire da febbraio 2008.

Tab.4.11 dati relativi alla portate oraria e giornaliera di biogas prodotto

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
1-giu	2111,16	87,97
2-giu	1991,27	82,97
3-giu	1514,71	63,11
4-giu	1270,68	52,94
5-giu	1150,96	47,96
6-giu	1574,51	65,60
7-giu	1654,93	68,96
8-giu	1239,60	51,65
9-giu	1184,31	49,35
10-giu	1029,58	42,90
11-giu	934,71	38,95
12-giu	1041,54	43,40
13-giu	1026,01	42,75
14-giu	948,12	39,51
15-giu	916,32	38,18
16-giu	1011,27	42,14
17-giu	834,94	34,79
18-giu	851,42	35,48
19-giu	913,67	38,07

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
20-giu	1030,65	42,94
21-giu	1160,59	48,36
22-giu	1261,56	52,57
23-giu	1274,83	53,12
24-giu	1046,44	43,60
25-giu	1151,66	47,99
26-giu	1296,01	54,00
27-giu	1267,61	52,82
28-giu	1495,49	62,31
29-giu	1547,31	64,47
30-giu	1492,06	62,17
1-lug	1134,24	47,26
2-lug	1211,90	50,50
3-lug	975,59	40,65
4-lug	1396,28	58,18
5-lug	1224,65	51,03
6-lug	1431,82	59,66
7-lug	1123,05	46,79
8-lug	291,74	35,67
9-lug	675,18	39,67
10-lug	1019,00	42,46
11-lug	812,50	33,85
12-lug	1110,46	46,27
13-lug	1129,46	47,06
14-lug	941,03	39,21
15-lug	799,41	33,31
16-lug	799,78	33,32
17-lug	900,06	37,50
18-lug	868,13	36,17
19-lug	957,08	39,88

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
20-lug	999,31	41,64
21-lug	921,20	38,38
22-lug	679,23	28,30
23-lug	668,43	27,85
24-lug	885,84	36,91
25-lug	947,51	39,48
26-lug	931,89	38,83
27-lug	602,90	25,12
28-lug	701,21	29,22
29-lug	945,56	39,40
30-lug	1006,88	41,95
31-lug	1006,72	41,95
1-ago	1140,89	47,54
2-ago	1236,66	51,53
3-ago	1204,86	50,20
4-ago	1150,43	47,93
5-ago	845,22	35,22
6-ago	690,41	28,77
7-ago	668,70	27,86
8-ago	936,50	39,02
9-ago	1133,33	47,22
10-ago	1097,11	45,71
11-ago	820,60	34,19
12-ago	750,64	31,28
13-ago	738,66	30,78
14-ago	849,30	35,39
15-ago	791,40	32,98
16-ago	631,38	26,31
17-ago	679,15	28,30
18-ago	602,16	25,09

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
19-ago	479,21	19,97
20-ago	433,27	18,05
21-ago	640,79	26,70
22-ago	749,31	31,22
23-ago	869,59	36,23
24-ago	924,89	38,54
25-ago	766,33	31,93
26-ago	595,47	24,81
27-ago	382,50	15,94
28-ago	870,51	36,27
29-ago	776,58	32,36
30-ago	919,04	38,29
31-ago	1068,52	44,52
1-set	743,75	30,99
2-set	631,22	26,30
3-set	570,65	23,78
4-set	602,54	25,11
5-set	948,37	39,52
6-set	1114,45	46,44
7-set	1191,99	49,67
8-set	1056,47	44,02
9-set	998,43	41,60
10-set	1108,09	46,17
11-set	1145,79	47,74
13-set	1274,25	53,09
14-set	1233,60	51,40
15-set	1044,41	43,52
16-set	771,81	32,16
17-set	747,72	31,15
18-set	1057,47	44,06

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
19-set	1076,34	44,85
21-set	1164,14	48,51
22-set	1030,79	42,95
23-set	923,62	38,48
24-set	844,31	35,18
26-set	334,64	25,89
27-set	584,78	24,37
28-set	270,62	48,36
29-set	312,45	26,85
1-ott	569,33	23,72
2-ott	1104,74	46,03
3-ott	1080,78	45,03
4-ott	1193,28	49,72
5-ott	1210,89	50,45
6-ott	1154,10	48,09
7-ott	948,75	39,53
8-ott	856,89	35,70
9-ott	1100,51	45,85
10-ott	1188,61	49,53
11-ott	1238,65	51,61
12-ott	1004,60	41,86
1-dic	1290,21	53,76
2-dic	1350,69	56,28
3-dic	1108,03	46,17
4-dic	1139,42	47,48
5-dic	1252,39	52,18
6-dic	1330,34	55,43
7-dic	1468,51	61,19
8-dic	1394,15	58,09
9-dic	1106,26	46,09

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
10-dic	1132,49	47,19
11-dic	1567,60	65,32
12-dic	1719,96	71,66
13-dic	1966,32	81,93
14-dic	1888,35	78,68
15-dic	1952,98	81,37
16-dic	2057,50	85,73
17-dic	833,79	60,52
18-dic	1179,30	57,43
19-dic	1804,97	75,21
20-dic	1873,99	78,08
21-dic	2095,29	87,30
22-dic	1837,47	76,56
23-dic	1774,60	73,94
24-dic	1746,35	72,76
25-dic	2068,98	86,21
26-dic	1476,17	61,51
27-dic	1434,54	59,77
28-dic	1961,67	81,74
29-dic	1392,36	58,02
30-dic	1342,76	55,95
31-dic	1129,93	47,08
7-gen		43,87
8-gen		45,33
9-gen		40,22
10-gen		36,88
11-gen		49,13
12-gen		42,18
13-gen		43,82
14-gen		35,18

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
15-gen		41,48
21-gen		47,28
22-gen		38,18
24-gen		57,22
25-gen		60,78
26-gen		49,56
27-gen		56,18
28-gen		45,17
29-gen		52,18
31-gen		60,19
1-feb	96,29	45,18
2-feb	0,00	47,41
3-feb	688,39	45,24
4-feb	1192,63	49,69
5-feb	2141,47	89,23
6-feb	1475,72	61,49
7-feb	1573,49	65,56
8-feb	2375,20	98,97
9-feb	2622,74	109,28
10-feb	1648,63	68,69
11-feb	1846,46	76,94
12-feb	2420,51	100,85
13-feb	2057,87	85,74
14-feb	2273,14	94,71
15-feb	2001,43	83,39
16-feb	1954,22	81,43
17-feb	1961,58	81,73
18-feb	2040,68	85,03
19-feb	1739,87	72,49
20-feb	2360,17	98,34

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
21-feb	1784,53	74,36
22-feb	1493,79	62,24
23-feb	2207,60	91,98
24-feb	1714,26	71,43
25-feb	1817,09	75,71
26-feb	2022,83	84,28
27-feb	2122,45	86,17
28-feb	2252,19	93,84
29-feb	1430,85	59,62
1-mar	1951,71	81,32
2-mar	1340,01	55,83
3-mar	1578,79	65,78
4-mar	1714,27	71,43
5-mar	691,09	59,18
6-mar	0,00	56,45
7-mar	12,92	57,32
8-mar	0,00	56,32
9-mar	1012,79	58,21
10-mar	1881,59	78,40
11-mar	2021,98	84,25
12-mar	2240,52	93,36
13-mar	2212,60	92,19
14-mar	2559,85	106,66
15-mar	2640,41	110,02
16-mar	1677,31	69,89
17-mar	1718,65	71,61
18-mar	2215,13	92,30
19-mar	2046,48	85,27
20-mar	2429,87	101,24
21-mar	2590,31	107,93

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
22-mar	2163,17	90,13
23-mar	2000,44	83,35
24-mar	898,26	57,23
25-mar	1182,61	56,41
26-mar	2031,75	84,66
27-mar	2131,64	88,82
28-mar	2224,03	92,67
29-mar	2048,46	85,35
30-mar	1617,67	67,40
31-mar	1701,04	70,88
1-apr	1974,07	82,25
2-apr	733,59	65,00
3-apr	1286,12	53,59
4-apr	2045,88	85,25
5-apr	1975,24	82,30
6-apr	1754,42	73,10
7-apr	528,37	70,00
8-apr	0,00	68,00
9-apr	0,00	67,00
10-apr	1136,87	75,00
11-apr	2313,38	96,39
12-apr	2588,98	107,87
13-apr	2082,49	86,77
14-apr	1828,86	76,20
15-apr	2567,97	107,00
16-apr	2740,51	114,19
17-apr	2356,05	98,17
18-apr	2881,65	120,07
19-apr	2480,27	103,34
20-apr	2591,73	107,99

Giorno	portata giornaliera di biogas [mc/day]	media portata oraria [mc/h]
21-apr	2337,48	97,40
22-apr	2864,45	119,35
23-apr	2860,96	119,21
24-apr	2458,96	102,46
25-apr	2316,92	96,54
26-apr	2128,19	88,67
27-apr	2026,88	84,45
28-apr	1703,82	70,99
29-apr	2522,11	105,09
30-apr	2541,21	105,88

Media giornaliera della portata oraria di biogas prodotto [mc/h]

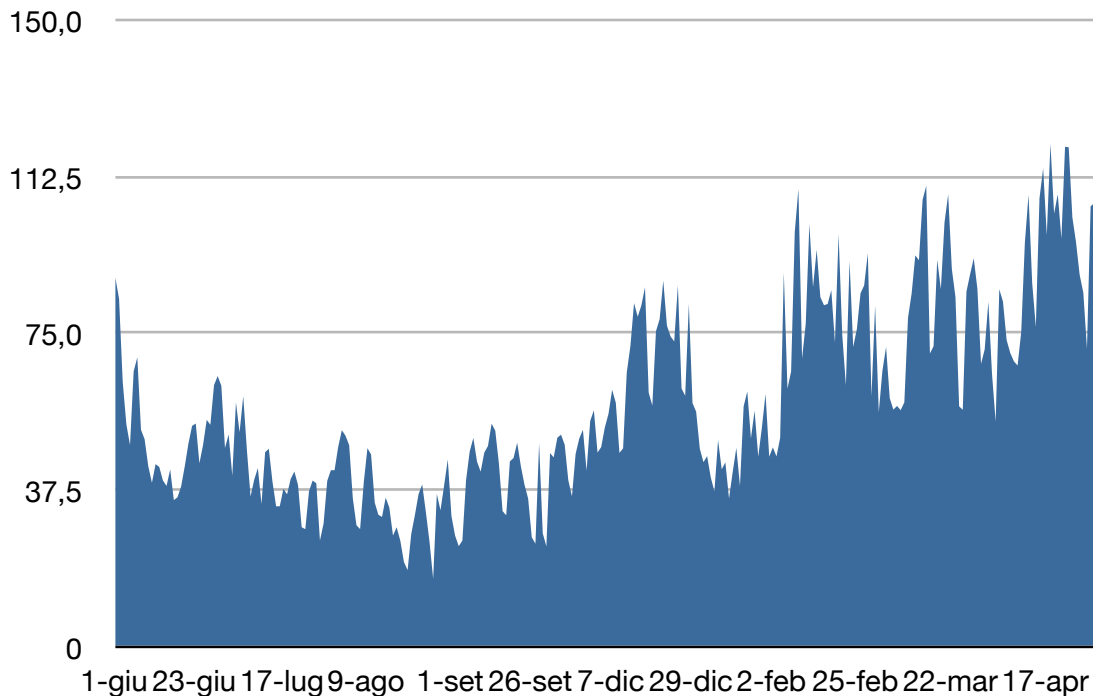


Grafico 4.4 andamento delle portate di biogas prodotto

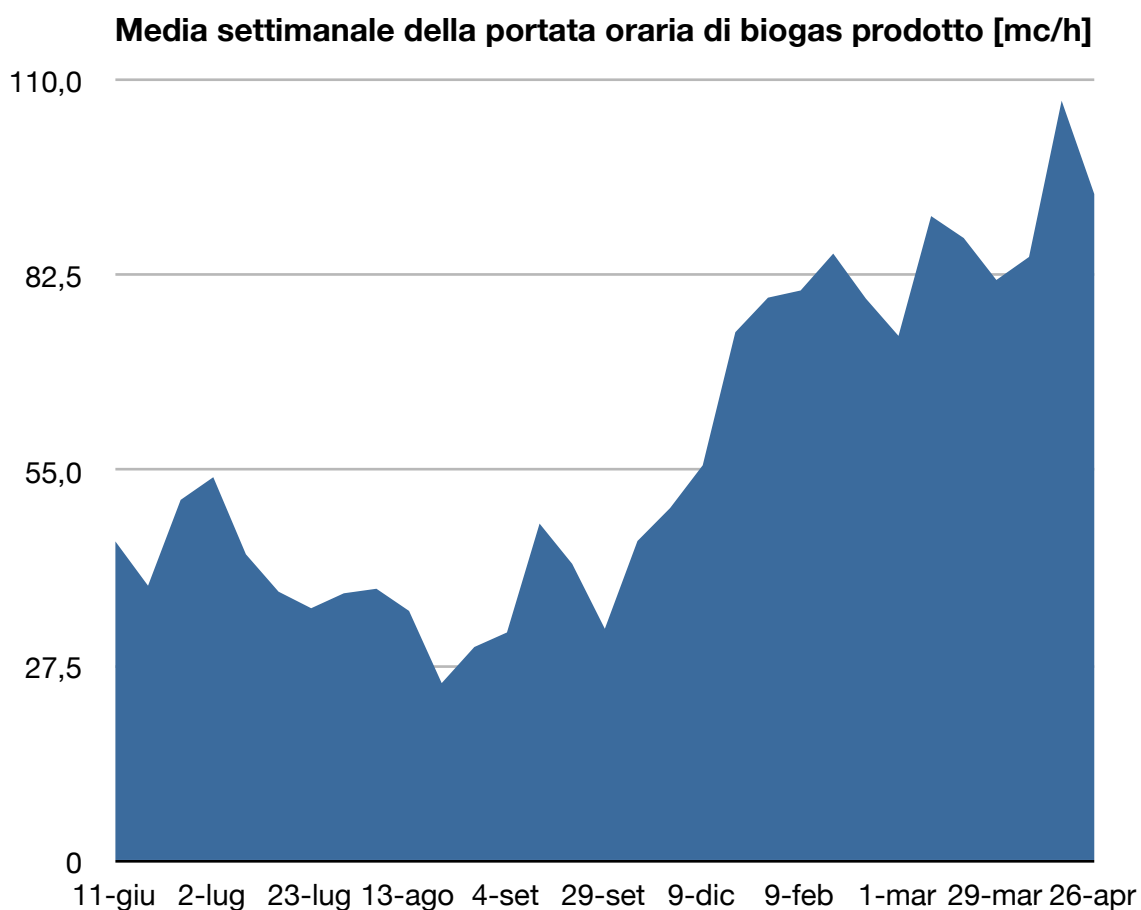
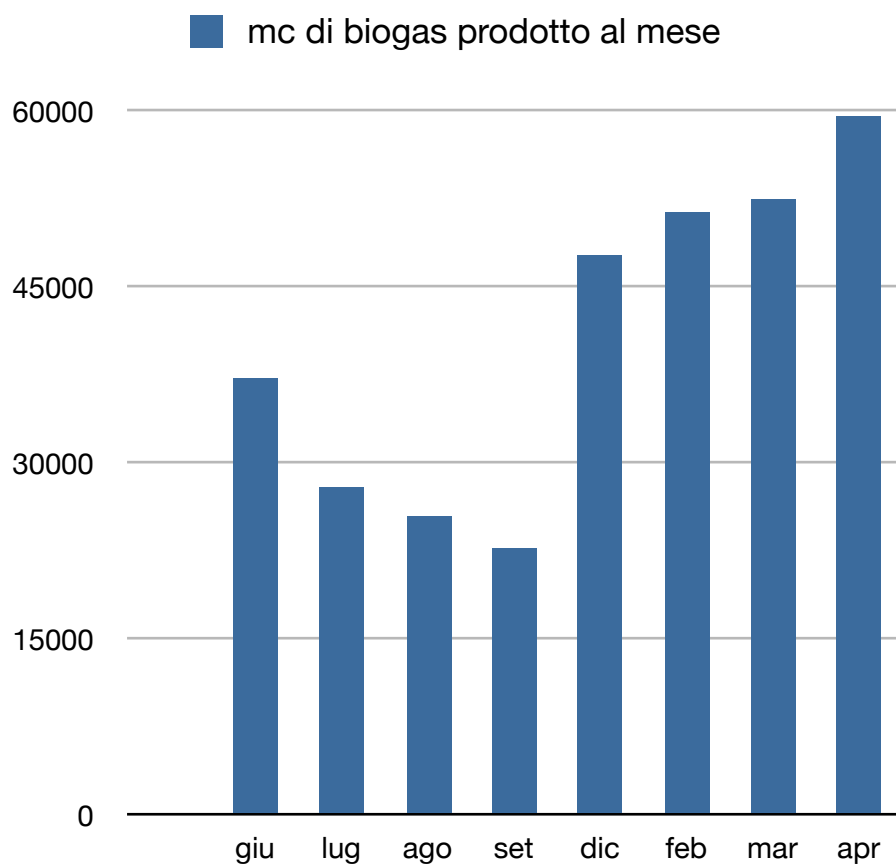


Grafico 4.5 andamento delle portate orarie di biogas prodotto, riportate con media settimanale



Tab. 4.6 andamento dei volumi di biogas prodotto

4.5 Valutazione economica

Attraverso ad una valutazione economica di massima basata su un bilancio annuale, si può osservare un certo vantaggio in termini di produzione di biogas e diminuzione dei quantitativi del fango da smaltire.

I risultati ottenuti sono legati all'ampio margine di miglioramento dell'impianto dovuto innanzitutto alle possibilità di aumento dei tempi di ritenzione, che passano da poco più di 15 giorni a circa 22 giorni in seguito all'avviamento dell'impianto di addensamento.

Bilancio addensatore	prima dell'avviamento dell'addensatore	dopo l'avviamento dell'addensatore
Attività	<p>energia prodotta da biogas e usata nella cogenerazione + 104122 €</p> <p>$0,16 \text{ €/kWh} * 6,38 \text{ kWh/mc} * 340000 \text{ mc} * 0,3 = 104122 \text{ €}$</p>	<p>energia prodotta da biogas e usata nella cogenerazione + 194463 €</p> <p>$0,16 \text{ €/kWh} * 6,38 \text{ kWh/mc} * 635000 \text{ mc} * 0,3 = 194463 \text{ €}$</p>
Passività	<p>smaltimento fanghi -357000 €</p> <p>$3000 \text{ ton/anno} * 44 \text{ €/ton} + 3000 \text{ ton/anno} * 75 \text{ €/ton} = 357000 \text{ €}$</p>	<p>smaltimento fanghi -255000 €</p> <p>$3000 \text{ ton/anno} * 44 \text{ €/ton} * (1-1/3,5) + 3000 \text{ ton/anno} * 75 \text{ €/ton} * (1-1/3,5) = 255000 \text{ €}$</p> <p>ammortamento addensatore -13260 € costi variabili addensatore - 8593 €</p> <p>$3130 \text{ h} * (4,16 \text{ kW (polidissolutore)} + 13 \text{ (addensatore)}) * 0,16 \text{ €/kWh} = 8593 \text{ €}$</p>
totale	- 252.878 €	- 82.390 €

Si è approssimato lo smaltimento di fanghi a 6000 ton/a per l'anno 2007 e si è calcolata una riduzione di 1/3,5 (sulla base dei dati ricavati da manuale *METCALF & EDDY, Ingegneria delle acque reflue*) per l'anno 2008 in seguito all'avviamento dell'addensatore dinamico.

Il manuale riporta un dato di 0,35 mc di metano prodotto ogni kg di COD rimosso, considerando pari a 10 kg/mc la concentrazione di COD nel fango

smaltito e tenendo conto che si può considerare pari a 1 g/cc la densità del fango il calcolo risulta quello soprariportato.

Si è valutato il costo dell'energia elettrica pari a 0,16 €/kWh; considerando il potere calorifico del biogas compreso nel range 18,81-27,17 MJ/mc si è scelto di utilizzare un valore di 23 MJ/mc = 6,38 kWh/mc e un rendimento del 30% relativo all'utilizzo del biogas per la produzione di energia elettrica (se il biogas venisse utilizzato direttamente per il riscaldamento si considererebbe un rendimento del 60%). I costi variabili legati all'addensatore dinamico e al polidissolvente sono stati valutati in termini di energia elettrica utilizzata dall'impianto considerando un utilizzo di 10 h al giorno per 313 giorni all'anno. Mantenendo, poi, costanti i prezzi di smaltimento tra l'anno 2007 e 2008 (0,04359 €/kg presso Aimag, 0,075 €/kg presso Fertitalia e Agrofert) e considerando un ammortamento dell'impianto di addensamento fanghi su 10 anni, si valuta una risparmio di 170488 €.

La valutazione è cautelativa in quanto i dati a disposizione non sono ancora sufficienti alla valutazione reale del vantaggio in termini di fango smaltito.

5. CONCLUSIONI

Gli obiettivi della trattazione sono legati alla valutazione delle conseguenze dell'inserimento di un impianto di addensamento a monte del digestore anaerobico nella linea fanghi dell'impianto di depurazione.

Le attività svolte sono state impostate con la finalità di generare un quadro il più possibile esauriente del funzionamento dei macchinari componenti l'impianto di addensamento in modo da poterne permettere un corretto utilizzo. Quindi le analisi sono state volte a verificare le variazioni conseguenti (in termini di portate in ingresso al digestore e di biogas prodotto) all'inserimento dei macchinari nella linea fanghi.

La fase di avviamento ha previsto l'estrapolazione di dati utili per la valutazione delle portate in ingresso e in uscita dal digestore anaerobico e alle caratteristiche del fango prima e dopo la digestione anaerobica.

Successivamente è stata effettuata la taratura delle macchine, necessaria per poter poi regolare l'impianto in base alle esigenze reali dell'azienda; tramite i dati ottenuti è stato possibile generare le curve di taratura dei componenti dell'impianto e verificare la regolarità del funzionamento dei componenti stessi.

Si è quindi passati al campionamento dei fanghi trattati in modo da poter ottenere le informazioni necessarie alla definizione di una regolazione di massima a cui attenersi per raggiungere i risultati desiderati.

La fase di avviamento dell'impianto di addensamento ha permesso di stendere una relazione tecnica descrittiva utile per sintetizzare le caratteristiche dell'impianto, capire quali modifiche fossero necessarie per il corretto funzionamento dello stesso e definire le attenzioni e i comportamenti da mettere in atto per migliorare le prestazioni delle macchine.

Tramite i campionamenti eseguiti nei mesi successivi è stato prodotto un quadro degli effetti ottenuti sul medio-lungo termine e si è valutata l'evoluzione dei parametri in ingresso e in uscita al digestore anaerobico, definendone il funzionamento nel periodo successivo all'inserimento dell'addensatore dinamico.

Si può osservare dai dati riportati una diminuzione pari quasi al 40% dei volumi di fango in ingresso al digestore, ottenuta grazie alla separazione di parte

dell'acqua contenuta nel fango per opera dell'addensatore dinamico a monte del digestore anaerobica.

Il primo vantaggio osservabile è dunque la diminuzione stessa del volume, a questo si aggiunge un conseguente aumento dei tempi di ritenzione all'interno del digestore anaerobico, che passano da poco più di 15 giorni a circa 22, e, quindi, l'ottenimento di un fango più stabilizzato e la produzione di un quantitativo di biogas doppio rispetto al periodo precedente l'avviamento dell'addensatore dinamico.

L'addensamento fanghi ha dunque migliorato le prestazioni del digestore anaerobico eliminando una quota d'acqua, non sempre costante, ma comunque sufficiente a rilevare dei risultati tangibili.

Queste variazioni sono legate al fatto che il volume del digestore è insufficiente per ottenere tempi di ritenzione adeguati, infatti il processo di digestione anaerobica prevederebbe tempi di ritenzione di circa 30 giorni, per raggiungere i quali sarebbe necessario un digestore di volume maggiore e che richiederebbe un investimento più elevato rispetto all'impianto di addensamento realizzato. Dunque, a fronte di un investimento contenuto si ottiene un consistente aumento dei tempi di ritenzione.

Ciò porta a due conseguenze immediate, favorevoli alla gestione dell'impianto di depurazione: la riduzione del volume di fango da smaltire e una maggior produzione di biogas che viene utilizzato nella cogenerazione generando un consistente risparmio.

6. BIBLIOGRAFIA

METCALF & EDDY, *Ingegneria delle acque reflue, trattamento e riuso*, McGraw Hill, 2006

SIGMUND, *Teoria e pratica della depurazione delle acque reflue*, Dario Flaccovio editore, 2005

TEKNOFANGHI, *Manuale per l'utilizzo degli SCRUDRAIN*

TEKNOFANGHI, *Manuale PLTKN021-010107 per l'utilizzo delle POLYDILUTION*

www.depurazioneacque.it

www.energiaallaterra.it

www.enerlive.it/sz/inf/biogas.php

www.habitatenergy.it