



Ministero delle
politiche agricole
alimentari e forestali

BIOGAS_N

Sistemi di gestione e valorizzazione delle frazioni azotate nei digestati: valutazione delle tecnologie e bilancio dell'azoto

REPORT 2

SCHEDE TECNICHE

DELLE TECNOLOGIE DI TRATTAMENTO

A cura di:



Centro Ricerche Produzioni Animali C.R.P.A. S.p.A.

Viale Timavo 43/2 – 42121 Reggio Emilia

Tel. +39.0522.436999 – Fax +39.0522.435142

www.crpa.it

Reggio Emilia, dicembre 2017



CERTIFICATO
N. IT10/0274.01

Il trattamento del digestato

La via della delocalizzazione degli effluenti zootecnici/digestati verso aree agricole potenzialmente ricettive non è sempre perseguibile, e per i costi, e per le difficoltà di convincere gli agricoltori che non allevano animali ad accettare effluenti zootecnici/digestato per la fertilizzazione dei loro terreni.

Da qui l'esigenza di ricorrere anche a tecnologie di riduzione dell'azoto contenuto nei liquami/digestati. A questa crescente domanda l'industria di mezzi tecnici sta cercando di dare una risposta offrendo soluzioni tecnologiche che dovrebbero rispondere ai requisiti della sostenibilità economica e dell'applicabilità in un contesto aziendale agricolo.

Le tecnologie di trattamento possono essere classificate in:

- **tecnologie di recupero:** sono tecnologie che lavorano sull'allontanamento delle diverse forme di azoto e/o altri elementi fertilizzanti, quali fosforo e potassio, in uno o più flussi in cui vengono concentrati per renderli più facilmente trasportati e utilizzabili ai fini agronomici. I processi di questo tipo sono sempre di natura chimica e/o fisica e sfruttano fonti energetiche spesso disponibili a basso costo in azienda, quale il calore da cogenerazione del biogas. Tali processi, in linea generale, operano sulla separazione fisica, sulla filtrazione, sulla precipitazione, sullo strippaggio, sull'essiccamento e possono utilizzare reagenti chimici per aiutare il processo e/o bloccare in altre forme il flusso dell'elemento trattato;
- **tecnologie di abbattimento/rimozione:** le tecnologie di questo tipo operano quasi esclusivamente su sistemi biologici e hanno lo scopo di trasformare le forme di azoto presenti negli effluenti/digestati in azoto atmosferico (N_2). Una delle tecnologie più conosciute è la nitrificazione/denitrificazione biologica, ovvero sue varianti processistiche a ridotto consumo di ossigeno, con impiantistiche più o meno complesse.

Le tecnologie possono essere presenti in forma complessa e aggregata in un impianto e possono lavorare sia nel pretrattamento delle matrici in utilizzo per la digestione anaerobica che come post-trattamento del digestato. Molto spesso possono essere presenti linee di trattamento che prevedono prima una sezione chimico-fisica e successivamente una linea biologica con recupero ovvero abbattimento.

Di fronte a questa variegata offerta tecnologica, l'agricoltore/allevatore/gestore impianto biogas e le Autorità Competenti preposte al rilascio dei permessi e ai controlli, si trovano a volte privi di criteri di valutazione e di supporto tecnico adeguato.

Nelle otto Schede Tecniche che seguono sono sinteticamente descritte e riportati i principali parametri di valutazione delle principali tecniche di trattamento dei digestati realizzate ed attualmente proposte nel nostro paese.

Nella figura 1 che segue si illustra la panoramica delle principali tecniche di trattamento e la loro possibile applicazione alle diverse frazioni del digestato (tra parentesi viene indicato il numero della scheda tecnica descrittiva del trattamento).

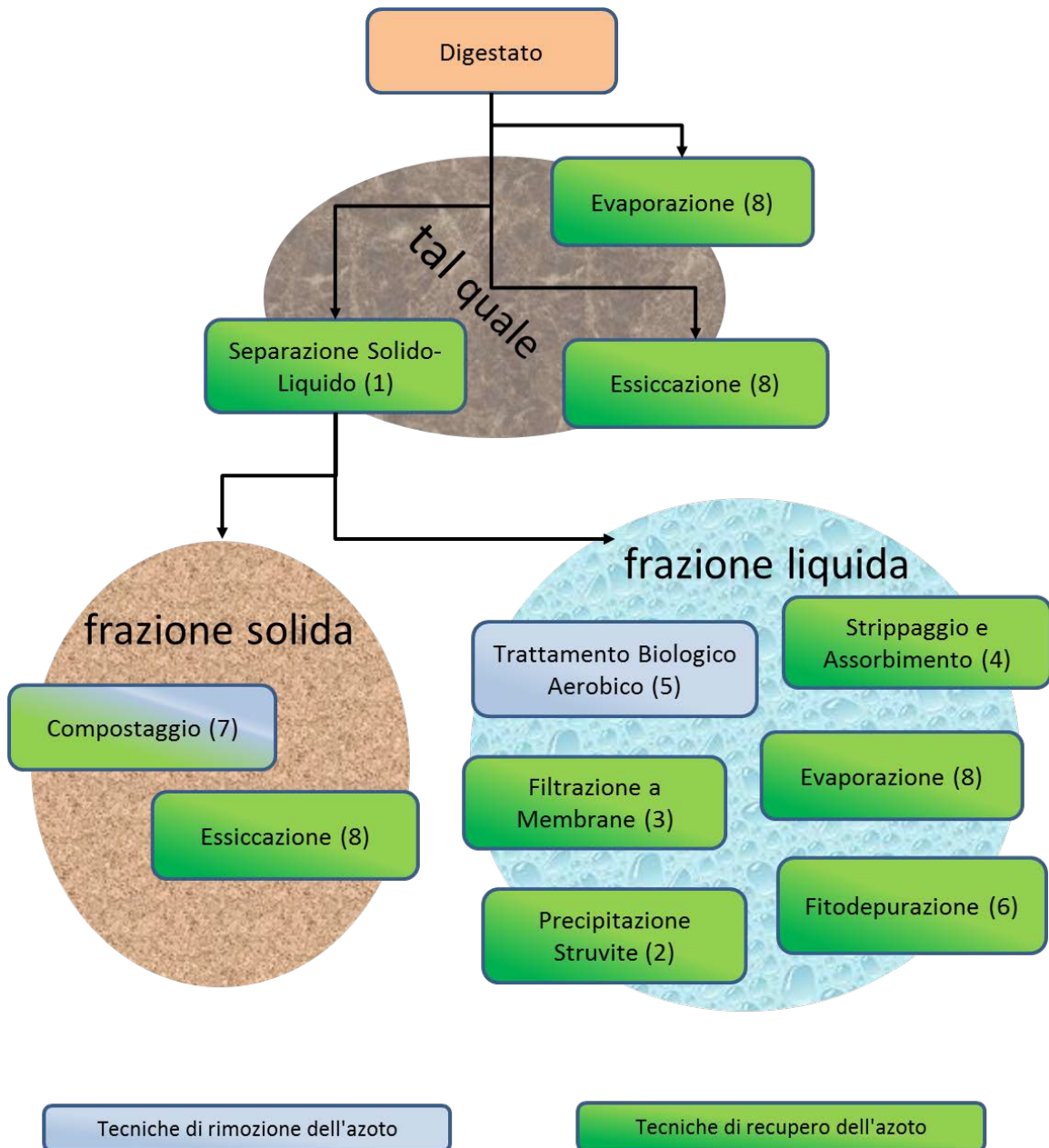


Figura 1. Panoramica dei principali trattamenti possibili sul digestato.

Indice schede tecniche

1. Separazione Solido-Liquido
2. Precipitazione e cristallizzazione Struvite (MAP)
3. Filtrazione a membrane (Micro-Ultra-Nano ed Osmosi Inversa)
4. Strippaggio ed Assorbimento Ammoniaca
5. Trattamento Biologico Aerobico (Nitrificazione/Denitrificazione)
6. Fitodepurazione
7. Compostaggio
8. Essiccazione/Evaporazione

1. Separazione Solido-Liquido

Introduzione

Tra le tecniche di trattamento degli effluenti zootecnici e dei digestati, quella di separazione solido-liquido è senza dubbio la più diffusa ed offre indubbi vantaggi di ordine gestionale ed agronomico.

Con la separazione solido-liquido si ottengono una frazione solida o densa ed una liquida chiarificata. Come avviene per l'effluente tal quale o per il digestato, entrambe le frazioni, prima del loro utilizzo agronomico, devono essere sottoposte a un periodo di stoccaggio obbligatorio nel corso del quale i materiali subiscono processi di stabilizzazione che ne riducono le emissioni odorigene e la carica microbica.

I due materiali possiedono caratteristiche distintive:

- la frazione solida ha un tenore di sostanza secca (o solidi totali – ST) relativamente elevato (dal 15 sino al 30% circa a seconda della tecnica utilizzata e del materiale in ingresso) e può avere consistenza da pastosa a palabile; concentra in se la sostanza organica (o solidi volatili – SV) ed i nutrienti sotto forma organica, a più lento rilascio;
- la frazione chiarificata è generalmente caratterizzata da tenori di sostanza secca da 1 a 8% circa e concentra in se i composti solubili, tra cui l'azoto in forma ammoniacale, a più pronto effetto concimante.

I sistemi di separazione adottabili in allevamento e/o nell'impianto di biogas sono vari e permettono di ottenere la sola separazione dei solidi grossolani, cioè quelli con dimensioni maggiori di 0,1 mm (vagli vibranti o rotativi, separatori a compressione elicoidale e a rulli contrapposti), oppure la separazione dei solidi grossolani assieme a quelli fini, cioè anche quelli di dimensioni inferiori a 0,1 mm (sedimentatori, flottatori, centrifughe).

Se si guarda alla diffusione dei vari sistemi di separazione si può notare la diffusione prevalente di quelli basati sulla compressione elicoidale e sui rulli contrapposti. Si tratta di macchine di livello medio, sia come prestazioni che come costi di investimento e di gestione; questo è il motivo principale che ne ha favorito un'elevata diffusione negli allevamenti zootecnici e negli impianti di biogas.

Schema

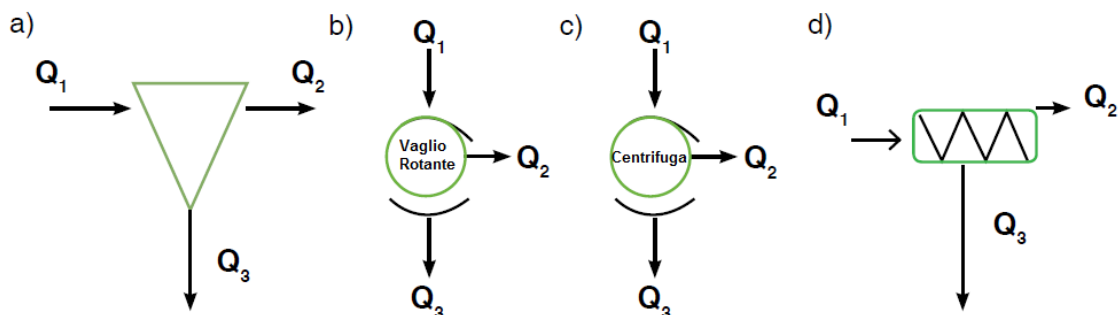


Figura 1.1: Schema delle tecnologie di separazione solido-liquido: a) sedimentazione, b) vagliatura rotante, c) centrifugazione e d) compressione elicoidale. Q_1 : introduzione del liquame/digestato Q_2 : frazione liquida chiarificata, Q_3 : frazione solida/densa.

Descrizione Tecnica

Il modo in cui il liquame/digestato viene disidratato influisce sulla rimozione/recupero dei nutrienti, poiché le varie tecniche incidono sul contenuto dei nutrienti nelle frazioni liquida e solida (Hjorth et al., 2010). Le tecniche di separazione solido-liquido più appropriate per il trattamento degli effluenti zootecnici e dei digestati sono: compressione elicoidale, rotativa a rulli contrapposti, centrifugazione orizzontale, flottazione.

Separatore a compressione elicoidale

Nel separatore a compressione elicoidale il liquame viene compresso da una vite senza fine entro un filtro cilindrico, costituito da barre di acciaio (0,5-1 mm): la frazione liquida passa attraverso le fessure del filtro mentre quella solida viene pressata dalla vite contro un regolatore di portata, da tarare sulla base delle caratteristiche qualitative del materiale in ingresso.

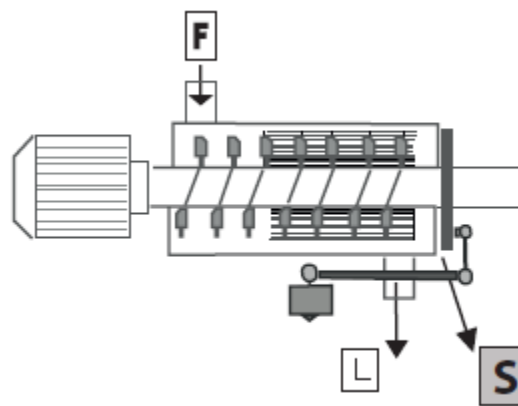


Figura 1.2: Schema di un separatore a compressione elicoidale. F: influente, L: frazione liquida chiarificata, S: frazione solida. Adattato da Burton e Turner (2003).



Figura 1.3: Separatori a compressione elicoidale

Tabella 1.1: principali fattori che influenzano l'efficienza del separatore a compressione elicoidale

Parametri/fattori	Commento
Tipo di liquame/digestato	Adatto per liquami bovini e per digestati da liquami zootecnici + biomasse vegetali
Contenuto di sostanza secca	Separatore non raccomandabile con contenuti di sostanza secca in alimentazione inferiori al 2%
Pressione applicata	Aumentando la pressione applicata aumenta il contenuto di sostanza secca nella frazione solida

Separatore rotante a rulli contrapposti

Nel separatore a rulli contrapposti si ha un sistema meccanico costituito da un vaglio cilindrico rotante e due rulli pressori in gomma. La separazione avviene facendo passare in continuo il liquame attraverso le maglie del cilindro rotante. I due rulli pressori provvedono a comprimere, con forza regolabile, il liquame in ingresso e contribuiscono a disidratare ulteriormente la frazione solida che non ha attraversato le fessure del vaglio cilindrico. Quest'ultima viene poi rimossa con l'aiuto di una lama fissa che sfiora la superficie del cilindro.

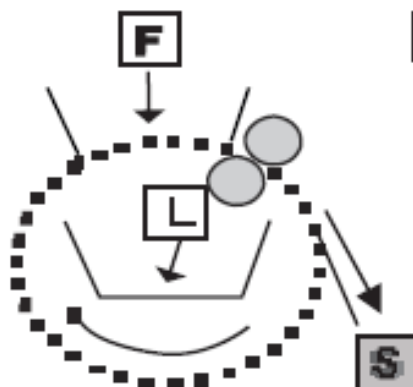


Figura 1.4: Schema di un separatore rotante a rulli contrapposti. F: influente, L: frazione liquida chiarificata, S: frazione solida. Adattato da Burton e Turner (2003).



Figura 1.5: Separatore a rulli contrapposti.

Tabella 1.2: principali fattori che influenzano l'efficienza del separatore rotante a rulli contrapposti

Parametri/fattori	Commento
Tipo di liquame/digestato	Adatto per liquami suini, bovini e per digestati da liquami zootecnici + biomasse vegetali
Contenuto di sostanza secca	Separatore non raccomandabile con contenuti di sostanza secca in alimentazione inferiori al 2%
Pressione applicata	Aumentando la pressione dei rulli contrapposti aumenta il contenuto di sostanza secca nella frazione solida

Centrifuga ad asse orizzontale

La separazione meccanica dei solidi, sia grossolani che fini, viene effettuata in genere nei liquami zootecnici e nei digestati mediante **centrifughe**. L'impiego di centrifughe (nella figura centrifuga ad asse orizzontale) consente di ottenere una rimozione ottimale di sostanza secca, sostanza organica, azoto organico e fosforo da liquami zootecnici e/o digestati, con utilizzo nullo o minimo di additivi chimici. Per effetto della velocità differenziale tra tamburo e coclea, il solido separato viene trascinato da quest'ultima verso la sezione conica del tamburo dalla quale, dopo aver subito un'ulteriore sgrondatura, fuoriesce attraverso i fori di scarico. La fase liquida viene allontanata, invece, dalla parte opposta del tamburo attraverso delle luci, regolabili in altezza, permettono di scegliere il battente liquido più idoneo in funzione del tipo di prodotto da trattare e del grado di separazione che si vuole ottenere.

L'uso di additivi chimici aumenta l'efficienza di separazione meccanica della centrifuga, riduce la concentrazione di fosforo nella frazione liquida e aumenta il tenore di sostanza secca nella frazione solida.

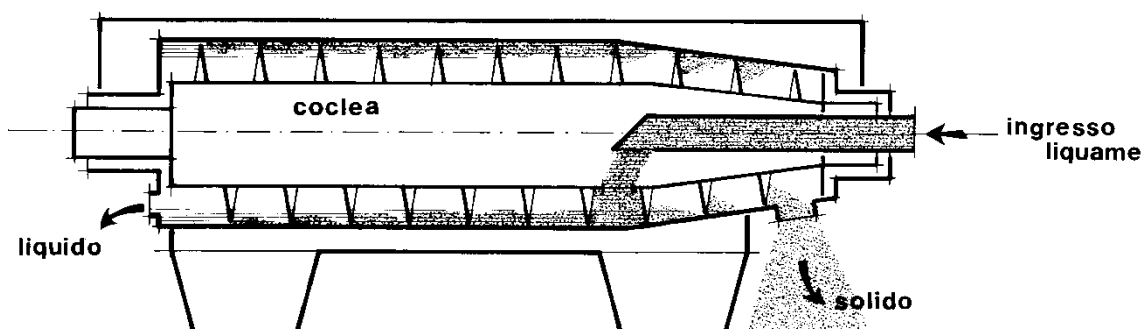


Figura 1.6: Schema centrifuga ad asse orizzontale.



Figura 1.7: Centrifughe ad asse orizzontale.

Tabella 1.3: principali fattori che influenzano l'efficienza delle centrifughe

Parametri/fattori	Commento
Tipo di liquame/digestato	Adatto per liquami suini, bovini e per digestati da liquami zootecnici + biomasse vegetali
Contenuto di solidi totali o sostanza secca	L'efficienza di separazione della sostanza secca aumenta con l'aumento del suo contenuto nel liquame e/o digestato (Flotats et al., 2011). Tuttavia, la centrifugazione non è consigliabile quando i solidi totali presenti nell'influente sono superiori al 10% (Chastain, 2013).
Tempo di ritenzione idraulico (HRT)	Aumentare il tempo di ritenzione, riducendo il volume orario in alimentazione, aumenta l'efficienza di separazione della centrifuga.

La separazione meccanica dei solidi, sia grossolani che fini, può anche essere effettuata con **nastropresse**; nella filtrazione a pressione il mezzo filtrante è un telo in materiale sintetico attraverso il quale il liquame/digestato viene forzato a passare, permettendo così di trattenere solidi sospesi di dimensioni fino a qualche micron. Le nastropresse sono le uniche attrezzature funzionanti sulla base di questo principio che hanno trovato, anche se in modo sporadico,

applicazione nel settore zootecnico, esclusivamente, però, nella disidratazione dei fanghi di depurazione dei liquami suinicoli.

Flottatore

Nei liquami, le particelle colloidali non sono aggregate perché sono cariche negativamente e si respingono (Gregorio, 1989). La loro aggregazione può essere agevolata aggiungendo cationi multivalenti (principalmente cloruri di ferro e alluminio, solfati di ferro e alluminio, nonché ossidi di calcio e magnesio) che favoriscono la coagulazione, la formazione di polimeri e la loro successiva flocculazione (García et al, PAM et al., 2009; Hjorth et al., 2010; Vanotti e Hunt, 1999).

I **flottatori** sono costituiti da vasche nelle quali l'insufflazione d'aria sul fondo, effettuata secondo una opportuna tecnica, abbinata all'uso di additivi chimici (flocculanti), fa sì che le particelle solide vengano aggregate e trascinate alla superficie. Da questa vengono periodicamente rimosse mediante un ponte raschiafanghi.

La flottazione, generalmente, è presa in considerazione nel caso in cui la frazione liquida separata sia poi avviata ad un successivo trattamento depurativo; infatti il processo di flottazione, utilizzando additivi chimici, è in grado di rimuovere anche parte della frazione sospesa colloidale, che rappresenta una quota rilevante della sostanza organica difficilmente biodegradabile

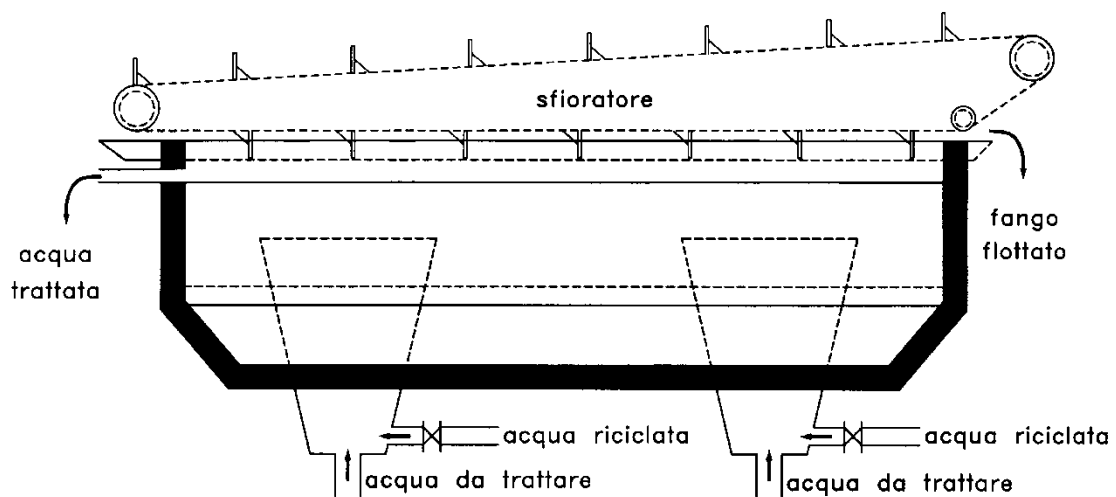


Figura 1.8: Schema di impianto di flottazione rettangolare dotato di sfioratore del fango



Figura 1.9: Flottatore rettangolare dotato di sfioratore del fango

Tabella 1.4: principali fattori che influenzano l'efficienza dei flottatori

Parametri/fattori	Commento
Tipo di liquame/digestato	Adatto per liquami suini, bovini e per digestati da liquami zootecnici + biomasse vegetali, in genere, previa pretrattamento con separatori a compressione elicoidale e/o a rulli contrapposti, per togliere, se presenti, i solidi grossolani.
Dosaggio coagulanti e flocculanti	Esiste una dose ottimale; il sovradosaggio può causare un cambiamento della carica delle particelle, contrastando l'aggregazione (Gregoria, 1989; Hjorth et al., 2010).
Agitazione/miscelazione applicata (ad es. tempo e velocità)	L'entità della miscelazione applicata ha un forte impatto sulla formazione degli aggregati; un'agitazione troppo bassa causa la formazione di aggregati non uniformi e instabili, mentre un'agitazione troppo elevata può provocare la distruzione degli aggregati (Flotats et al., 2011).

Microfiltrazione meccanica

Di recente sono apparsi sul mercato dispositivi a filtrazione meccanica. Generalmente vengono impiegati a valle dei separatori a rulli contrapposti o dei separatori a compressione elicoidale.

La microfiltrazione permette di ottenere, a partire dalla frazione chiarificata prodotta dai separatori solido-liquido, una frazione microfiltrata in cui il tenore di solidi ed azoto organico è notevolmente ridotto rispetto alla frazione chiarificata di partenza, ed una frazione addensata in cui vengono concentrati i solidi, parte dell'azoto e del fosforo.

La microfiltrazione meccanica viene attuata mandando in pressione il fluido all'interno di un vaglio in acciaio con maglia filtrante che può andare da 1 a 100 µm. Si crea in tal modo un filtrato contenente il particolato con granulometria inferiore ai fori della maglia filtrante ed un addensato col particolato a granulometria superiore. Per evitare l'occlusione dei fori, il fluido viene costantemente tenuto in agitazione e fatto scorrere sulla maglia filtrante per asportare le particelle depositate. In certi casi il filtro viene mantenuto in vibrazione ad alta frequenza per sfavorire l'adesione delle parcelle alla maglia filtrante.

Il processo di microfiltrazione può rendere più economico il trasporto e la valorizzazione della frazione densa a distanze maggiori oppure agevolarne ulteriori trattamenti quali quello di essiccazione o evaporazione. La frazione microfiltrata, invece ricca in azoto ammoniacale, può essere opportunamente valorizzata come matrice con proprietà fertilizzanti da distribuire su colture in atto con sistemi innovativi di fertirrigazione quali il pivot o le ali gocciolanti, raggiungendo elevate efficienze d'uso dell'azoto distribuito ed evitando l'intasamento delle linee e degli ugelli.

Rendimenti

Con il termine "*efficienza di separazione*" si intende la quantità di un specifico componente (sostanza secca o solidi totali - ST, sostanza organica o solidi volatili - SV, azoto totale Kjeldahl - NTK, azoto ammoniacale - N-NH₄⁺, Fosforo Totale - Pt ecc.) segregato all'interno della frazione solida a seguito del processo di separazione.

Di conseguenza, "*indice di separazione*" è il rapporto tra il recupero totale di massa di un dato componente (sostanza secca e/o nutrienti) nella frazione solida e la massa di tale componente nel liquame/digestato grezzo in ingresso. Più grande è l'indice di separazione, maggiore è la quantità di un determinato componente nella frazione solida.

Separatori a compressione elicoidale e a rulli contrapposti

Il CRPA ha condotto numerose prove di separazione solido/liquido in condizioni operative reali in allevamenti (bovini e suini) e impianti di biogas (operanti su effluenti zootecnici + colture dedicate), ove sono state applicate le due tecniche più diffuse (compressione elicoidale e rulli contrapposti). Complessivamente sono stati condotti 114 test per la tecnica a compressione elicoidale e 42 con la tecnica dei rulli contrapposti.

Nel caso della compressione elicoidale il contenuto di solidi totali della frazione palabile è risultato mediamente pari al 21,5%, con valori massimi oltre il 30% (nel caso di liquami suini in particolare); nelle prove con separatori a rulli contrapposti il valore medio è pari al 19,1%, con valori massimi del 26-27%, ancora una volta ottenuti con liquami suini. La compressione

elicoidale consente, per le modalità con cui può essere regolata, di produrre, in genere, una frazione palabile più ricca di sostanza secca.

Le Tabelle 1.5 e 1.6 riportano i valori di efficienza di separazione delle diverse componenti analizzate.

Tabella 1.5 - Efficienze di separazione della tecnica a compressione elicoidale, **in percentuale** (valori medi, tra parentesi deviazione standard)

Tipo di matrice	Peso	Solidi totali	Solidi volatili	Azoto totale	Azoto ammoniacale
Liquame bovino	20,1 (±7)	52,2 (±13,1)	58 (±13,6)	23,1 (±7,5)	15,2 (±6)
Digestato bovino e biomasse	9,6 (±4,7)	30,2 (±9,7)	35,8 (±11,3)	12,9 (±4,5)	7,8 (±4)
Liquame suino	4,2 (±3,3)	27,7 (±14)	33 (±14,9)	7,1 (±5)	3,2 (±2,6)

Tabella 1.6 - Efficienze di separazione della tecnica a rulli contrapposti, **in percentuale** (valori medi, tra parentesi deviazione standard)

Tipo di matrice	Peso	Solidi totali	Solidi volatili	Azoto totale	Azoto ammoniacale
Liquame bovino	20,2 (±8,8)	44,7 (±12,6)	49,7 (±12,9)	23 (±9,4)	16,6 (±8)
Digestato bovino e biomasse	8,6 (±7)	26,8 (±17,6)	32,1 (±19,7)	13,6 (±7,9)	10,3 (±6,3)
Liquame suino	5,2 (±6,5)	19,8 (±16,7)	24,2 (±18,8)	9,7 (±8,3)	5,5 (±6,3)

Le efficienze di separazione possono differire in modo considerevole quando le stesse macchine sono applicate a effluenti con caratteristiche chimico-fisiche diverse:

- ⤴ l'efficienza di separazione in peso varia in modo significativo fra le diverse tipologie di effluenti, ma la variabile che maggiormente incide è la concentrazione in sostanza secca (solidi totali – ST): si passa da efficienze dell'ordine di pochi punti percentuali con effluenti molto diluiti (2-3% di ST) ad efficienze dell'ordine del 30-35% quando derivanti da effluenti con contenuto in solidi totali molto elevato (10-12%). In genere il contenuto in solidi totali

è basso per i liquami suini, medio per i digestati e più elevato per i liquami bovini tal quali con paglia e/o segatura e questo spiega in primo luogo le diverse efficienze di separazione in peso. A parità di contenuto di solidi totali l'efficienza di separazione in peso dei liquami bovini è risultata più elevata grazie alla maggiore dimensione media delle particelle presenti. Non sono state riscontrate differenze significative, a parità di contenuto di solidi totali, fra la tecnica a compressione elicoidale e i rulli contrapposti. I valori medi sono risultati pari a: circa 20% per i liquami bovini, 9-10% per il digestato e 4-5% per i liquami suini;

- △ l'efficienza di separazione dei solidi totali, allo stesso modo, aumenta all'aumentare del contenuto di solidi totali nell'effluente avviato al trattamento: si passa da valori medi del 10% quando viene trattato un effluente al 2% di solidi totali per raggiungere il 60% quando si tratta di matrici al 10-12% di solidi totali. Dal confronto tra le tabelle 1 e 2 di evince come la tecnica della compressione elicoidale sia risultata mediamente più efficiente della tecnica a rulli contrapposti;
- △ l'efficienza di separazione dell'azoto totale segue il trend già descritto per l'efficienza di separazione dei solidi totali: si passa da valori medi del 3-5% quando viene trattato un effluente al 2% di solidi totali per raggiungere valori massimi del 30-35% quando si opera su effluenti al 10-12% di solidi totali. Non sono state riscontrate differenze significative, a parità di contenuto di solidi totali, fra la tecnica a compressione elicoidale e i rulli contrapposti. I valori medi sono risultati pari a: circa 23% per i liquami bovini, 13-14% per il digestato e 7-9% per i liquami suini;
- △ l'efficienza di separazione dell'azoto ammoniacale, infine, è risultata in linea con quanto descritto per l'azoto totale.

Le due tecniche, per quanto diverse, in definitiva hanno efficienze di separazione nei confronti delle diverse componenti molto simili e influenzate in primo luogo dal contenuto di solidi totali e dal tipo di frazione particellare presente. Il contenuto di solidi totali può incidere notevolmente e pertanto è fondamentale, al fine di avere buone efficienze di separazione, cercare di escludere ove possibile l'immissione di acque meteoriche, di abbeverata e di lavaggio nei liquami zootecnici.

Centrifughe e flottatori

Nella tabella 1.7 che segue si riportano le efficienze di separazione ottenibili con le centrifughe ad asse orizzontale e con i flottatori. Con i flottatori è sempre necessario utilizzare additivi chimici. Con le centrifughe, in presenza di liquami/digestati con un alto tenore di solidi totali, è possibile ridurre notevolmente sino ad azzerarla, l'aggiunta di additivi chimici; quindi i valori minimi di efficienza riportati in tabella per le centrifughe fanno riferimento ai casi in cui l'uso di additivi chimici è basso o nullo, mentre i valori massimi sono ottenibili con un dosaggio ottimale di additivi chimici.

La frazione solida ottenuta con le centrifughe ad asse orizzontale è palabile, presenta un tenore di sostanza secca del 20-28%, rappresenta mediamente il 10-20% della quantità iniziale di liquame/digestato trattato e contiene il 20-35% dell'azoto e il 60-70% del fosforo complessivamente presenti nel liquame/digestato trattato.

I costi di gestione ed esercizio delle centrifughe sono elevati, dell'ordine di 1,2-3,0 €/m³ trattato, soprattutto in ragione dei consumi energetici elevati di tali separatori e dell'eventuale utilizzo di coagulanti e/o flocculanti.

Anche i flottatori garantiscono efficienze elevate. La frazione densa separata presenta un tenore di sostanza secca in genere compreso tra il 6 e il 10%, rappresenta mediamente un terzo della quantità iniziale di liquame/digestato trattato e contiene il 30-40% dell'azoto e il 70-90% del fosforo presenti nel liquame/digestato trattato.

I costi della flottazione dipendono sia dalla tipologia di additivi chimici utilizzati sia dai costi energetici. I costi orientativi sono di 1,3-2,0 €/m³ trattato.

Tabella 1.7 - Efficienze ottenibili nella rimozione dei solidi totali o sostanza secca e dei nutrienti (N e P) e caratteristiche della frazione solida separata (dati CRPA)

Dispositivo di separazione	Efficienza di separazione ^[a]			Frazione solida o densa separata			
	ST (%)	NTK (%)	P (%)	ST (%)	NTK (kg/t)	P (kg/t)	kg/m ³ liquame ^[b]
Flottatore [c]	50-70	30-40	80-90	7-10	3,4-4,8	2,1-3,5	350-450
Centrifuga ad asse orizzontale [d]	50-75	20-35	60-70	20-28	7,0-11,0	6,0-10,0	100-200

[a] I dati riportati in questa colonna indicano i kg di solidi totali (ST), di azoto (NTK) e di fosforo (P) che rimangono nella frazione solida per ogni 100 kg di ST, NTK e P presenti nel liquame/digestato avviato al trattamento. I dati quindi forniscono la percentuale in peso di ST, NTK e P separata nella frazione solida.

[b] I dati riportati in questa colonna indicano la quantità (kg) di frazione solida separata per ogni m³ di liquame/digestato avviato al trattamento di separazione.

[c] I dati si riferiscono ad una campagna di controllo della durata di circa otto mesi condotta su un flottatore inserito in una linea di depurazione biologica; il flottatore tratta una miscela costituita dai liquami dell'allevamento suino dopo vagliatura e dai fanghi di supero del trattamento depurativo aerobico. Vengono aggiunti additivi chimici.

[d] i valori minimi degli intervalli fanno riferimento ai casi in cui l'uso di additivi chimici è basso o nullo, mentre i valori massimi sono ottenibili con un dosaggio ottimale di additivi chimici.

Microfiltrazione meccanica

Il fluido in ingresso al processo di microfiltrazione dovrebbe avere un contenuto di solidi totali inferiore al 6-8% per evitare una veloce ed eccessiva occlusione della maglia filtrante. L'addensato prodotto rimane di consistenza liquida/pastosa anche se ad elevato contenuto di solidi (10-14%). Il contenuto di solidi totali nel microfiltrato può scendere anche al di sotto del 1-2%.

L'efficienza di separazione in peso della frazione addensata varia dal 20 al 30% del flusso in ingresso al trattamento e nella frazione addensata si recuperano dal 40 al 55% dei solidi totali e dal 20 al 40% dell'azoto presenti nella matrice in ingresso al trattamento.

Climate change

I processi di separazione solido-liquido riducono il volume del liquame/digestato e aumentano la concentrazione di nutrienti nelle frazioni solide/dense trasportate a distanza, riducendo in tal modo i costi di trasporto ed il relativo impatto sul clima, poiché le emissioni di gas ad effetto serra derivanti dal trasporto vengono ridotte (Riaño e García-González, 2015).

Evoluzione

Le tecnologie che verranno promosse/sostenute in futuro dovranno mirare in primo luogo al recupero dei nutrienti (Foged et al., 2011). In tal senso, le tecniche di separazione solido-liquido giocheranno un ruolo importante. Gli sforzi futuri dovrebbero concentrarsi sull'ottimizzazione delle prestazioni delle tecnologie per la separazione solido-liquido, al fine di ridurre i costi di esercizio, aumentando nel contempo il contenuto di nutrienti nella frazione solida separata.

Bibliografia

- Burton C.H. (2007). The potential contribution of separation technologies to the management of livestock manure. *Livest. Sci.* 112, 208-216.
- Burton C.H., Turner C. (2003). *Manure Management: Treatment Strategies for Sustainable Agriculture*. Chapter 8. Silsoe Research Institute, Bedford, UK.
- Chastain J.P. (2013). *Solid-liquid separation alternatives for manure handling and treatment*. Clemson University.
- CRPA (2001). *La separazione dei solidi nei liquami zootecnici*. Opuscolo CRPA 6.11.
- Fabbri C., Mantovi P., Piccinini S., Verzellesi F. (2012). Separazione solido-liquido per gestire l'azoto e produrre energia. *L'informatore Agrario* n.41. pp. 44-48.
- Flotats X., Foged H.F., Bonmatí A., Palatsi J., Magri A., Schelde K.M. (2011). *Manure Processing Technologies*. In: Technical Report No. II Concerning "Manure Processing Activities in Europe" to the European Commission. Directorate-General Environment.
- Foged H., Flotats X., Bonmatí Blasi A. (2011). *Future trends on manure processing activities in Europe*. Technical report No. V concerning "Manure processing activities in Europe" to the European Commission, Directorate-General Environment, 34 pp.

- Garcia M.C., Szogi A.A., Vanotti M.B., Chastain J.P., Millner P.D. (2009) Enhanced solid-liquid separation of dairy manure with natural flocculants. *Bioresour. Technol.* 100 (22), 5417-5423.
- Gregory J. (1989) Fundamentals of flocculation. *Crit. Rev. Env. Cont.* 19, 185–229.
- Hjorth M., Christensen K.V., Christensen M.L., Sommer S.G. (2010). Solid-liquid separation of animal slurry in theory and practice. A review. *Agron. Sustain. Dev.* 30, 153-180.
- Mantovi P., Fabbri C., Soldano M., Piccinini S. (2009). La separazione del digestato aumenta il potere fertilizzante. *L'informatore Agrario* n.43. pp. 55-58.
- Møller H.B., Hansen J.D., Sørensen C.A.G. (2007) Nutrient recovery by solid-liquid separation and methane productivity of solids. *Trans. ASABE* 50, 193–200.
- Møller H.B., Lund, I., Sommer, S.G., 2000. Solid-liquid separation of livestock slurry: efficiency and cost. *Bioresour. Technol.*, 74, 223-229.
- Ndegwa P.M., Zhu J., Luo A.C. (2001) Effects of solid levels and chemical additives on removal of solids and phosphorus in swine manure. *J. Environ. Eng.* 127, 1111–1115.
- Piccinini S., Fabbri C., Sassi D. (2007). Azoto nei liquami, i metodi per rimuoverlo. *Supplemento Suinicoltura* n.11. pp. 24-32.
- Riaño B., García-González M.C. (2015). Greenhouse gas emissions of an on-farm swine manure treatment plant: comparison with conventional storage in anaerobic tanks. *J. Clean. Prod.*, 103, 542-548.
- Vanotti M.B., Hunt P.G. (1999) Solids and nutrient removal from flushed swine manure using polyacrylamides. *Trans. ASAE* 42, 1833–1840.
- Vanotti M.B., Rashash D.M.C., Hunt P.G. (2002) Solid-liquid separation of flushed swine manure with PAM: Effect of wastewater strength. *Trans. ASAE* 45, 1959–69.

2. Precipitazione e cristallizzazione Struvite (MAP)

Introduzione

La **struvite o magnesio ammonio fosfato (MAP) esaidrato** è un composto cristallino costituito da ioni Mg^{2+} , NH_4^+ e PO_4^{3-} , in rapporto 1:1:1. La formazione della struvite avviene secondo la formula: $Mg^{2+} + NH_4^+ + PO_4^{3-} + 6H_2O \rightarrow MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$

La struvite è un composto di colore bianco o biancastro, poco solubile in acqua, molto solubile in soluzione acide e altamente insolubile in soluzioni alcaline.

Nei liquami zootecnici, in particolare suinicoli, e nei digestati i tre composti, ammoniaca, magnesio e fosfato, sono presenti e, in certe condizioni, raggiungono il rapporto 1:1:1, necessario per la precipitazione della struvite (in genere il più carente è il magnesio, che, spesso, deve essere presente in quantità superiore a quella stechiometrica).

La cristallizzazione e il recupero della struvite dai liquami/digestati possono essere condotti in reattori ove vengono realizzate le condizioni idonee per la sua precipitazione controllata, che avviene a valori di pH maggiori di 8; tali valori si possono ottenere aggiungendo al liquame/digestato dei composti alcalini, quali calce, soda o idrato di magnesio, o strippando dal liquame stesso l'anidride carbonica (CO_2), insufflando aria.

Sul mercato vengono proposti vari reattori e vari processi di recupero della struvite, con costi di investimento e di esercizio variabili, ma tutti non trascurabili; sono in genere applicati ai reflui civili, all'interno del ciclo di depurazione e per la rimozione non tanto dell'azoto quanto del fosforo, in particolare in Giappone. Con i reflui civili, quale trattamento terziario di finissaggio in coda al trattamento depurativo aerobico a fanghi attivi, si ottengono efficienze elevate sia sul fosforo che sull'azoto.

Nei liquami/digestati in genere l'azoto è presente in concentrazione molto più elevata del fosforo e quindi con la tecnica di precipitazione della struvite si possono raggiungere elevate efficienze di rimozione per il fosforo (sino all'80%), ma per l'azoto si può valutare che non sia possibile superare efficienze di rimozione del 20-30%. Inoltre, è necessario operare in presenza di azoto essenzialmente in forma ammoniacale e non organica e, quindi, conviene applicare questa tecnica dopo la digestione anaerobica che, come noto, mineralizza l'azoto organico ad azoto ammoniacale.

Altra questione importante ai fini della convenienza economica della tecnica, è l'effettiva possibilità di utilizzare e quindi commercializzare, la struvite come fertilizzante fosfatico e/o azotato a lento rilascio; attualmente la struvite non è inserita nell'elenco dei fertilizzanti riconosciuti dalla normativa nazionale; l'unico Paese dove sia consolidato l'uso della struvite nella produzione di concimi organo-minerali, utilizzati nella concimazione del riso, è il Giappone.

Descrizione tecnica sintetica

Descrizione del processo alla base della tecnologia

La struvite è chimicamente un fosfato ammonico magnesico che si forma aggiustando in un refluo/liquame/digestato il rapporto molare di reazione tra gli ioni ammonio, magnesio e fosfato. Si ha la precipitazione di un composto cristallino che rimuove pertanto, da un chiarificato di origine zootecnica o di digestato, sia l'azoto che il fosforo.

Livello di sviluppo

E' un processo che ha mostrato efficacia a livello sperimentale e dimostrativo, ma è legato molto al dosaggio del magnesio che, in genere, deve essere aggiunto in quantitativi importanti e attentamente controllati.

Prestazioni di impianti già disponibili a scala industriale e già realizzati in situazioni reali

In condizioni operative sono state dimostrate efficienze di rimozione che arrivano a 70% per l'azoto e al 90% per il fosforo, su reflui civili e/o industriali.

Sostenibilità economica

Non ci sono quantificazioni precise di costo. L'applicazione nel settore zootecnico e del biogas agricolo sembra, comunque, non sostenibile per gli elevati costi degli additivi e del processo stesso.

Applicabilità

- *in situazioni aziendali*: di difficile applicabilità;
- *in situazioni interaziendali*: non ci risultano esperienze in Italia in scala reale su liquami zootecnici tal quali o dopo digestione anaerobica.

Schema

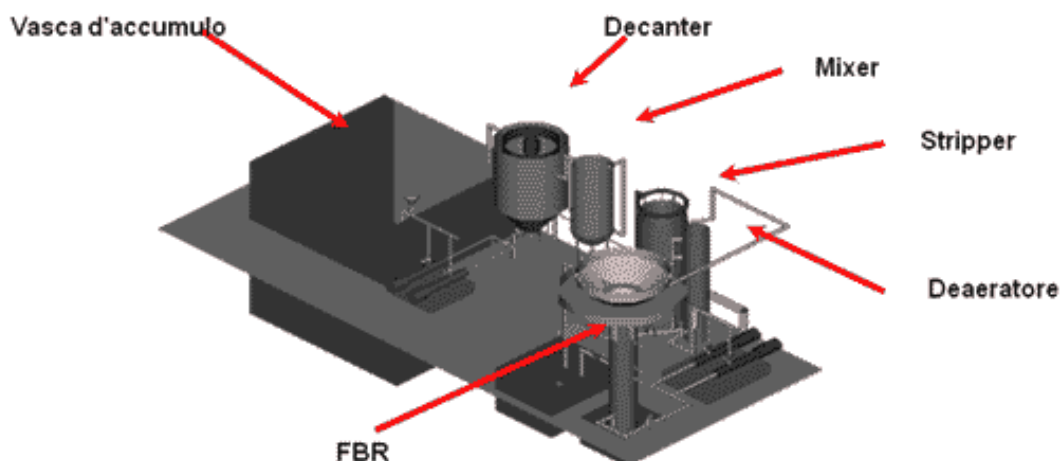


Figura 2.1: Schema di impianto di precipitazione e cristallizzazione della Struvite (da ERSAF <http://www.ersaf.lombardia.it/servizi/Menu/dinamica.aspx?idSezione=16909&idArea=23152&idCat=23160&ID=23597>)



Figura 2.2: Veduta del reattore di precipitazione Struvite nell'impianto di depurazione delle acque reflue della Prefettura di Shimane Lake Shinji East, Unitika, Giappone

Bibliografia

- Battistoni P. et al. (1997). Phosphate removal in anaerobic liquors by struvite crystallization without addition of chemicals: preliminary results. *Water Res.*, **31** (11),2925–2929.
- Battistoni P., Paci B., Fatone F. and Pavan P. (2005). Phosphorus removal from supernatants at low concentration using packed and fluidised-bed reactors. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 44, 6701-6707.
- Md. Mukhlesur Rahman, Mohamad Amran Mohd. Salleh, Umer Rashid, Amimul Ahsan, Mohammad Mujaffar Hossain , Chang Six Ra (2014). Production of slow release crystal fertilizer from wastewaters through struvite crystallization – A review. *Arabian Journal of Chemistry*, n7, 139-155.
- K. SUZUKI, Y. TANAKA, K. KURODA, D. HANAJIMA, Y. FUKUMOTO, T. YASUDA (2006). Review: the Technology of Phosphorous Removal and Recovery from Swine Wastewater by Struvite Crystallization Reaction - *JARQ* 40 (4), 341 – 349 .
- Suzuki K. et al. (2005). Recovery of phosphorous from swine wastewater through crystallization. *Bioresource Technol.*, **96** (14), 1544–1550.

3. Filtrazione a membrane (micro-ultra-nano ed Osmosi Inversa)

Introduzione

I sistemi di filtrazione a membrane sono utilizzati da tempo per la potabilizzazione delle acque, ma negli ultimi anni sono stati oggetto di indagini anche per il trattamento degli effluenti zootecnici e dei digestati. I sistemi di filtrazione sono in grado di rimuovere la sostanza organica, N, P e K dal liquame/digestato. Ci sono quattro tipi di tecniche: **microfiltrazione (MF)**, **ultrafiltrazione (UF)**, **nanofiltrazione (NF)** e **osmosi inversa (OI)**.

Queste tecniche rientrano in due gruppi, MF e UF servono principalmente per rimuovere i solidi sospesi, mentre NF e OI possono essere utilizzati per la rimozione di N e K.

MF e UF operano a bassa pressione in relazione al fatto che rimuovono molecole e particelle relativamente di grandi dimensioni e questo si riflette sulla velocità del flusso attraverso la membrana del filtro.

Spesso viene condotta una fase di pre-filtrazione a circa 100 µm per rimuovere le particelle che potrebbero intasare o danneggiare le membrane stesse.

NF e OI sono sistemi che possono essere utilizzati per la rimozione/recupero dell'ammoniaca. Questi metodi richiedono di solito come pretrattamento la MF (e, come già detto, preceduta anche da una pre-filtrazione a 100 µm).

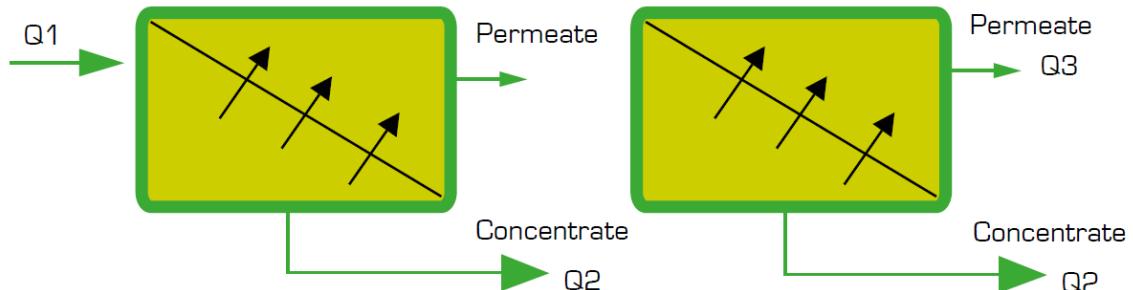
Le molecole di ammonio (complesate con anioni presenti nel liquame/digestato) sono trattenute dall' NF, mentre l'ammoniaca libera passa attraverso la membrana. In tal modo si abbassa il pH, favorendo l'equilibrio verso lo ione ammonio piuttosto che verso l'ammoniaca libera, e quindi incrementando la rimozione/recupero di azoto ammoniacale.

NF e OI sono sistemi che richiedono una pressione considerevole per funzionare e quindi presentano una maggiore complessità tecnica rispetto a MF e UF.

Il trattamento biologico del liquame (ad esempio la digestione anaerobica) può aumentare la proporzione di particelle fini/colloidali che possono passare o bloccare le membrane MF. Le membrane devono essere frequentemente pulite/lavate per rimuovere le particelle che rimangono intrappolate nei pori e la fanghiglia che si deposita sulla superficie delle membrane stesse; è cosa nota che il flusso attraverso le membrane MF può ridursi a meno del 20% dopo soli 50 giorni di funzionamento. Allo stesso modo, si segnala che le prestazioni per un sistema UF operante con il digestato da liquame suino può ridurre la portata a meno del 10% in 60 giorni, anche se questa portata ridotta poi può rimanere stabile. Il lavaggio con soluzioni acide ad alta temperatura può rimuovere molte delle particelle intrappolate nei pori delle membrane, anche se una quota significativa rimarrà permanentemente intrappolata.

Schema

Figura 3.1: Schema del processo di filtrazione: Q_1 = liquame/digestato in alimentazione; Q_2 = concentrato/addensato in uscita; Q_3 = permeato/chiarificato in uscita



Descrizione Tecnica

Le membrane MF sono spesso materiali ceramici o esteri della cellulosa. Le membrane ceramiche sono generalmente in ossido di alluminio o titanio sinterizzato. Le membrane ceramiche consentono un flusso maggiore (circa $65 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ rispetto ai circa $40 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ delle membrane a esteri cellulosici), mentre gli esteri della cellulosa offrono una migliore qualità della permeazione per i solidi sospesi e il COD. Le membrane ceramiche hanno molti vantaggi rispetto agli esteri cellulosici, come la distribuzione ristretta delle dimensioni dei pori, facile pulizia, maggiore durata e resistenza ai valori di pH estremi, ma sono notevolmente più costose e, in quanto tali, non sono favorite.

Le membrane OI sono spesso realizzate in poliammide o polisulfone.

Le membrane sono disponibili in una varietà di moduli:

- I moduli a spirale sono comuni in molti settori industriali, hanno un ingombro contenuto e sono a buon mercato, ma nel trattamento del liquame/digestato sono soggetti a blocchi, a causa della formazione di incrostazioni colloidali.
- Le membrane tubolari sono costituite da tubi di membrane assemblati insieme in parallelo. Sono adatti per trattare fluidi con alte concentrazioni di solidi sospesi, ma hanno un ingombro e un volume interno grande, il che rende costose le operazioni di pulizia e gestione.
- Le membrane a fibra cava possono gestire grandi portate di flusso in un piccola area, il design assomiglia al tipo tubolare ma i tubi hanno un diametro molto più piccolo (<2 mm rispetto ai 12-25 mm per i modelli tubolari).
- Le membrane piane sono fogli piani del materiale della membrana.

NF normalmente trattiene le particelle con un peso molecolare $>200-400$ Dalton fino a 150 Dalton, mentre la OI può trattenere molecole/particelle e sali disciolti con un peso molecolare intorno ai 100 Dalton.

I processi di filtrazione seguono la tendenza generale che all'aumentare della pressione del sistema si ha diminuzione del flusso e della dimensione dei pori, come indicato nella tabella 3.1.

Tabella 3.1: I processi di filtrazione (Fonte: www.agro-technology-atlas.eu)

Tipo	Dimensione dei pori (μm)	Pressione (bar)	Flusso (litri per m^2 per ora)
MF	0,03 - 10	0,1 – 2,0	> 50
UF	0,002 – 0,1	1 - 5	10 - 50
NF	0,001 – 0,01	5 - 20	1,4 - 12
OI	0,0001	10 - 100	0,05 – 1,4

Rendimenti

I principali parametri operativi sono la portata attraverso il filtro, il pH e la pressione sulla membrana.

MF e UF

MF può rimuovere il 75% dei solidi sospesi, 85% del COD, ma meno del 20% dell'N. L'UF può rimuovere quasi il 90% di P, poiché il P, nei liquami, tende ad essere associato a particelle con dimensione di 0,45-10 μm .

NF e OI

L' NF ha dimostrato di poter rimuovere il 52% dell'azoto ammoniacale e il 78% del K. Per quanto riguarda la OI, la percentuale di ritenzione dell'azoto ammoniacale è risultato essere nel range 93% - 99,8%, con produzione di un concentrato con un contenuto di azoto ammoniacale compreso nell'intervallo 6-10 g/l. La ritenzione dei Solidi totali, nei sistemi RO, è compresa tra l' 83 e il 100%.

Nelle membrane OI la ritenzione dell'azoto ammoniacale aumenta notevolmente all'abbassarsi del pH: può essere vicina al 100% a pH 4.

Le membrane NF producono un filtrato/permeato con una qualità sufficiente per essere utilizzato per la pulizia delle stalle o l'irrigazione. Le membrane NF e OI, applicando cicli di trattamento consecutivi a più stadi o utilizzando zeoliti o colonne a scambio ionico, possono anche consentire di ottenere una qualità del filtrato/permeato sufficiente per lo scarico in acque superficiali.

La ritenzione delle particelle è nell' ordine MF<UF<NF<NF<OI e ciò significa che i risultati sono migliori a scapito di un aumento della pressione (e del consumo energetico) e della diminuzione del flusso.

Questa tecnologia avanzata offre la possibilità di separare la parte chiarificata del digestato in due frazioni: il permeato con qualità simili all'acqua che possiamo trovare nei corpi idrici superficiali; il retentato o concentrato che contiene gli elementi nutritivi (N e P) e la sostanza

organica e che può essere valorizzato a fini fertilizzanti. Inoltre tale tecnologia permette di ridurre i costi di stoccaggio e spandimento qualora il permeato possieda idonee caratteristiche chimiche per essere scaricato in acque superficiali o in fognatura.

Gli svantaggi della tecnologia sono:

- la necessità di un trattamento precedente di separazione solido-liquido ad alta efficienza;
- elevati costi operativi energetici, per la pressurizzazione, e chimici per il lavaggio delle membrane;
- la limitata esperienza sull'affidabilità delle membrane nel trattare il digestato e sul mantenimento delle performance nel tempo.

Bilancio Energetico

I consumi energetici tipici dei sistemi di filtrazione a membrana sono i seguenti (fonte: www.agro-technology-atlas.eu) :

- 0,2-1 kWh/m³ per UF,
- 0,7-1,5 kWh/m³ per NF
- 1,5-10 kWh/m³ per OI.

Secondo OFEN, 2009, Il consumo elettrico di un impianto MF/UF + OI è il seguente: 12,8 kWh/t (KTBL), 28 kWh/m³ (Limmens), 30 kWh/t (WUR), 22 kWh/m³ (trattando 60.000 m³/anno, A3 Watersolutions). Ne risulta un consumo elettrico medio di 27 kWh/m³

Bilancio Economico

Per i sistemi MF il costo dei filtri ceramici non compensa la maggior durata e la manutenzione più semplice in confronto con gli esteri di cellulosa.

Nei sistemi con ritenzione di particelle più piccole (UF, NF e OI) il maggiore consumo energetico aumenta notevolmente i costi di investimento ed operativi.

I costi tipici di un sistema di filtrazione a membrana sono:

- Membrana a spirale per acqua: 137 € per m²
- Membrana a spirale per reflui industriali: 320 € per m²
- Membrana tubolare: 1.278€ per m²
- Membrana piana: > 1.540 € al m²
- Membrana a fibre cave: > 1.540 € al m²
- Membrana ceramica: > 2.720 € per m²

Patogeni

Gli agenti patogeni possono essere rimossi dalle varie tecnologie di filtrazione: è stato dimostrato che alcuni virus e batteri vengono eliminati dalle membrane MF e, di conseguenza, la progressiva ritenzione di particelle più piccole con membrane UF, NF e OI potrebbe anche rimuoverli completamente.

Climate change

La filtrazione dei liquami/digestati può non avere un effetto diretto sulla emissione di gas serra, ma la rimozione dell'azoto ammoniacale potrebbe ridurre le emissioni di N₂O prodotte durante l'uso agronomico del filtrato/permeato.

Evoluzione

A causa degli elevati costi operativi e di manutenzione, è probabile che il trattamento di filtrazione a membrane, in particolare di OI, risulti fattibile/applicabile in casi molto particolari. Un miglioramento nei materiali, sia in termini di costi che di durata, renderebbe tale tecnologia più diffusa.



Figura 3.2: impianto UF+OI su digestato da effluenti zootecnici in Olanda.

Bibliografia

- Bakx T., Membrez Y., Mottet A., Joss A. and Boehler M. (OFEN, 2009). État de l'art des méthodes (rentables) pour l'élimination, la concentration ou la transformation de l'azote pour les installations de biogaz agricoles de taille petite/moyenne. Rapport final. Office fédéral de l'énergie. www.recherche-energetique.ch.

- Drog B., Fuchs W., Al Seadi T., Madsen M., Linke B. (2015). Nutrient recovery by biogas digestate processing. Technical brochure published by IEA Bioenergy
- Foged, Henning Lyngsø. (2010). Best Available Technologies for Manure Treatment – for Intensive Rearing of Pigs in Baltic Sea Region EU Member States. Published by Baltic Sea 2020, Stockholm. 102 pp.
- Hinge J. (2005): Technology for slurry separation – membrane filtration and reverse osmosis. Danish Agricultural Advisory Service, DK 8200 Aarhus – A resume of: Miljøprojekt nr. 882, 2004, Membranfiltrering, erfaring og muligheder i dansk vandforsyning, Miljøstyrelsen.
- Fugère, R., Mameri, N., Gallot, J.E., Comeau, Y., 2005, Treatment of pig farm effluents by ultrafiltration. Journal of Membrane Science.
- Thörneby, L., Persson, K., Trägårdh, G., 1999, Treatment of liquid effluents from dairy cattle and pigs using reverse osmosis. J. Agric. Engng Res. 73, 159-170.
- Vaneckhaute C., Lebuf V., Michels E., Belia E., Vanrolleghem P. A., Tack F. M. G., Meers E. (2017). Nutrient Recovery from Digestate: Systematic Technology Review and Product Classification. Waste and Biomass Valorization, Volume 8, Issue 1, pp 21–40.
- www.agro-technology-atlas.eu

4. Strippaggio ed Assorbimento Ammoniacale

Introduzione

Lo strippaggio/assorbimento dell'ammoniaca è un processo di recupero dell'azoto ammoniacale che viene applicato prevalentemente a frazioni chiarificate di digestati di origine zootecnica o mista. Agendo sulla temperatura, sull'agitazione meccanica e/o sul pH, si produce una volatilizzazione dell'ammoniaca che deve poi essere fissata come sale di ammonio in una torre di lavaggio acido (scrubber).

Lo strippaggio dell'ammoniaca è in genere abbinato alla digestione anaerobica degli effluenti zootecnici in quanto la concentrazione di ammoniaca nel digestato è elevata a causa dell'ammonificazione dell'azoto organico che avviene durante la fase idrolitica del processo anaerobico. La rimozione di ammoniaca richiede o l'aggiunta di alcali per aumentare il pH e/o calore per aumentare la temperatura e consentire la volatilizzazione dell'ammoniaca libera (NH_3) (Bonmatí e Flotats, 2003). Quando lo strippaggio è abbinato alla digestione anaerobica, il biogas prodotto può fornire parzialmente o totalmente il calore (calore residuo di cogenerazione) necessario per lo strippaggio ad alta temperatura.

Lo strippaggio dell'ammoniaca è già stata applicata con successo, su scala industriale, ai digestati da digestione anaerobica (DA) dei fanghi da depurazione delle acque reflue civili, dei percolati di discarica e delle acque reflue industriali. È stato anche testato con esito positivo in laboratorio per il trattamento dei liquami suini chiarificati e del digestato da liquami di bovine da latte, con la rimozione di oltre il 90% di ammoniaca (Bonmatí e Flotats, 2003, Laurení et al., 2013, Jiang et al., 2014).

Tuttavia, si riscontrano pochi casi di applicazione dello strippaggio in impianti di biogas operativi in aziende agricole; alcuni sono presenti, come post-trattamento della digestione anaerobica, in Regione Lombardia (Moscatelli, G. e Fabbri, C., 2008).

Nel settore dell'allevamento zootecnico, lo strippaggio è stato applicato sia come pre che post-trattamento alla digestione anaerobica, ai liquami suinicoli, bovini e avicoli, con un ampio intervallo di efficienze di rimozione segnalate (Laurení et al., 2013).

Schema

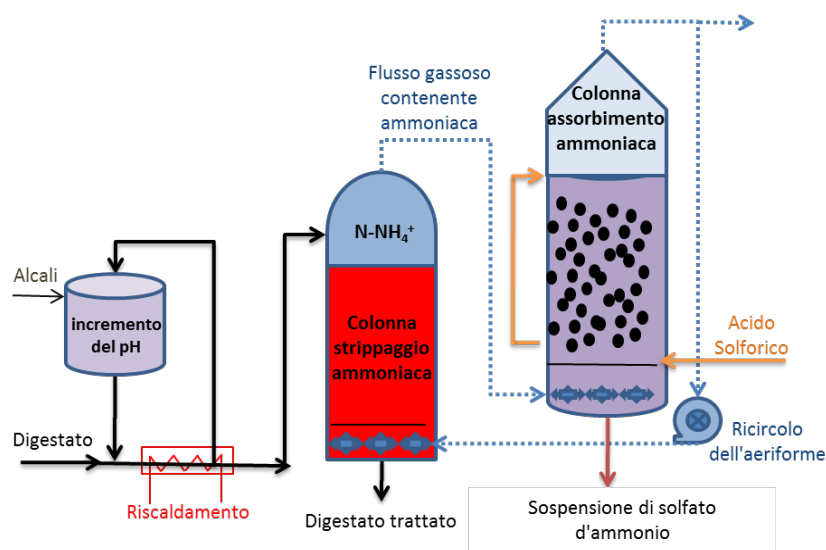


Figura 4.1: Schema del processo di strippaggio dell'ammoniaca

Descrizione Tecnica

Il processo viene solitamente condotto in colonne verticali dove la fase liquida (ricca in ammoniaca) viene introdotta nella parte superiore mentre la fase gassosa (in genere aria) entra in controcorrente dal basso. Per migliorare il contatto liquido/gas le colonne sono di solito riempite con corpi di riempimento (pezzi di forma specifica di materiale inerte).

L' ammoniaca strippata viene recuperata per assorbimento in una seconda colonna, con soluzione acida controcorrente o, meno frequentemente, per condensazione del vapore, ottenendo sali di ammonio o NH_4OH . Entrambe le soluzioni liquide ammoniacali potrebbero essere utilizzate direttamente come fertilizzanti o, meno di frequente, avviate ad altre applicazioni industriali (industria cartaria).

La presenza di una pre digestione anaerobica, che riduce/degrada la sostanza organica, migliora il processo di strippaggio, evitando la presenza di composti organici volatili (VOC) nella soluzione acida di assorbimento (Bonmatí e Flotats, 2003; Laurení et al. 2013).

La quantità di ammoniaca che può essere rimossa da un effluente/digestato e assorbita nella soluzione acida è dipendente da due equilibri termodinamici: l'equilibrio di dissociazione dell'ammoniaca in soluzione acquosa e l'equilibrio tra ammoniaca libera gassosa e disciolta nel liquido (legge di Enry). L' equilibrio dell'ammoniaca in soluzione acquosa dipende dal pH e dalla temperatura e la concentrazione di ammoniaca libera è espressa con la seguente equazione:

$$[\text{NH}_3] = \frac{[\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+]}{1 + \frac{[\text{H}^+]}{K_a}} = \frac{[\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+]}{1 + 10^{pK_a - pH}}$$

dove $[\text{NH}_3]$ è la concentrazione di ammoniaca libera, $(\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+)$ è la concentrazione totale di ammoniaca, $[\text{H}^+]$ è la concentrazione di ioni idrogeno e K_a è la costante di ionizzazione acida per l'ammoniaca. pK_a può essere espresso come funzione della temperatura T mediante la seguente equazione ottenuta per regressione polinomiale dei dati da Lide (1993). Maggiore è il pH e la temperatura, maggiore è la frazione di ammoniaca libera.

$$pK_a = 4 \times 10^{-8} \times T^3 + 9 \times 10^{-5} \times T^2 - 0.0356 \times T + 10.072$$

Rendimenti

Con la tecnica dello strippaggio è possibile rimuovere e recuperare la quota di azoto ammoniacale presente nel digestato sottoposto a trattamento, mentre la frazione organica dell'azoto rimane nel digestato. Tale tecnica è tanto più efficiente nel rimuovere e recuperare l'azoto quanto maggiore è la percentuale di azoto ammoniacale, espressa come % sull'Azoto Totale Kjeldhal (NTK) nel digestato in ingresso al reattore di strippaggio. Come in precedenza illustrato, la percentuale di azoto ammoniacale nel digestato dipende dalla tipologia delle matrici caricate all'impianto di digestione anaerobica, la quale può andare dal 30-40% nel caso di sole colture energetiche sino al 85% per diete prevalentemente basate su effluenti suini o avicoli. Nel caso di digestati a ridotto tenore di azoto ammoniacale, esempio del 40%, pur in presenza di efficienze di trattamento molto elevate, del 90%, la rimozione dell'azoto totale raggiunge solo il 36%. Al contrario se si sottopongono a trattamento digestati ad elevato

tenore di azoto ammoniacale, ad esempio del 80%, anche con efficienze di rimozioni del 75%, si può raggiungere una rimozione dell'azoto totale del 60%.

Come già detto, i due parametri fondamentali di controllo del processo sono la temperatura e il pH, in quanto sono loro a stabilire l'equilibrio tra ammoniaca (NH_3) e ione ammonio (NH_4^+). Il pH è generalmente mantenuto tra 9 e 10, con l'aggiunta di una base o il precedente stippaggio della CO_2 . Per lo strippaggio con aria le temperature di lavoro tipiche sono inferiori ai 100°C , mentre temperature più elevate sono caratteristiche dello strippaggio con vapore. Per quanto riguarda i reagenti per aumentare il pH, normalmente si usano NaOH , $\text{Ca}(\text{OH})_2$ o altre basi, mentre H_2SO_4 , HNO_3 possono essere utilizzati per assorbire l' NH_3 dalla fase gas nella colonna di adsorbimento. Comunemente si utilizza l'acido solforico per il ridotto costo e le idonee caratteristiche chimiche. Nel caso di lavaggio del flusso di strippaggio con acido solforico, sono necessari 3.5 kg di H_2SO_4 (al 100%) per kg di azoto ammoniacale adsorbito, mentre nel caso di utilizzo di acido nitrico servono 4.5 kg di HNO_3 (al 100%) per kg di azoto ammoniacale adsorbito.

Il consumo energetico, è direttamente correlato all'efficienza del processo. In condizioni ottimali si può ottenere fino al 95% di rimozione dell'azoto ammoniacale con successivo recupero dell'ammoniaca mediante assorbimento in soluzione acida, con una quantità di acido di poco superiore a quella stechiometrica.

D'altra parte, a seconda della temperatura di lavoro, il fabbisogno di energia termica può avere un ruolo primario nel consumo di energia, ma, come si è detto in precedenza, l'uso del biogas in cogenerazione potrebbe fornire l'energia termica necessaria per riscaldare il liquame/digestato.

Operando a basse temperature di processo ($30 - 40^\circ\text{C}$) è necessario innalzare il pH a 10.5 – 12 per raggiungere efficienze di rimozione dell'azoto ammoniacale superiori al 80%. Questo comporta innalzamento dei costi per l'acquisto dei prodotti chimici e problematicità poi di gestione del digestato basico derivante dal trattamento. Operando ad elevate temperature ($75 - 85^\circ\text{C}$), sfruttando i cascami termici di cogenerazione, si raggiungono efficienze di rimozione dell'azoto ammoniacale altrettanto elevate anche senza modificazione del pH. E' necessaria, tuttavia, un'impiantistica adeguata per evitare possibili problematiche relative alla formazione di schiume ed alla eccessiva diluizione della sospensione di solfato d'ammonio risultante dal processo.

Il costo dell'investimento potrebbe essere compreso tra 0,25 e 0,5 M€ per il trattamento di $10-15 \text{ m}^3/\text{h}$ di liquame/digestato. I costi operativi potrebbero ammontare a 0,66 €/m³ per la NaOH e 0,21 €/m³ per l' H_2SO_4 , ovvero 2,5-4,5 €/kg di azoto strippato (solo per la colonna di strippaggio); valori equivalenti dovrebbero essere considerati per la fase di assorbimento (Flotats et. al., 2011).

Climate change

Il consumo medio di energia del processo, all'85% di efficienza, è di circa 6 kWh per kg di azoto strippato (Sagberg et al., 2006). Pertanto, considerando un'emissione di CO_2 di 0,181 kg/kWh,

le emissioni relative all'intero processo arrivano a 1,086 kg di CO₂ kg per Kg di azoto strippato. Considerando una concentrazione del liquame/digestato di 2000 mg N-NH₄⁺/l, le emissioni di CO₂ sono di circa 2,2 Kg CO₂/m³ di liquame/digestato trattato. Altri gas serra, come il metano, sono trascurabili in questo processo.

Evoluzione

Nella prospettiva della sua implementazione industriale, la tecnologia dello strippaggio/assorbimento dell'ammoniaca dai liquami/digestati deve affrontare due grandi sfide: i costi di investimento e di gestione dovrebbero essere in assonanza con l'economia del settore agricolo e il prodotto recuperato (soluzione ammoniacale) deve avere una qualità commercializzabile in termini di concentrazione di azoto e di bassa contaminazione di sostanze organiche per coprire una parte dei costi operativi. Infine sono necessari nuove ricerche per ottimizzare il processo in termini di consumi di energia e di reagenti chimici.



Figura 4.2: Impianto di strippaggio e colonne per l'assorbimento dell'azoto ammoniacale



Figura 4.3: Impianto pilota con reattore di strippaggio in acciaio e la colonna di assorbimento dell'azoto ammoniacale in polipropilene.

Bibliografia

- Bonmatí A.; Flotats X.(2003). Air stripping of ammonia from pig slurry: characterisation and feasibility as a pre- or post- treatment to mesophilic anaerobic digestion. *Waste Management* 53(3), 261 – 272.
- Flotats X., Lyngsø Foged H., Bonmati Blasi A., Palatsi J., Magri A., Martin Schelde K. (2011). Manure processing technologies. Technical Report No. II concerning “Manure Processing Activities in Europe” to the European Commission, Directorate-General Environment.
- Frear C., Liao W., Ewing T., Chen S. (2011). Evaluation of co-digestion at a commercial dairy anaerobic digester. *Clean: Soil, Air, Water* 39, 697–704.
- Jiang A., Zhang T., Zhao Q.-B., Li X., Chen S., Frear C. (2014). Evaluation of an integrated ammonia stripping, recovery, and biogas scrubbing system for use with anaerobically digested dairy manure. *Biosyst. Eng.* 119, 117–126.
- Laureni M., Palatsi J., Llovera M., Bonmatí, A. (2013). Influence of pig slurry characteristics on ammonia stripping efficiencies and quality of the recovered ammonium-sulfate solution. *J Chem Technol Biotechnol.* 88, 1654–1662.
- Lide D. (Ed. 1993). *CRC Handbook of Chemistry and Physics. A Ready-reference Book of Chemical and Physical Data.* CRC Press, Boca Raton.
- Moscatelli G., Fabbri C. (2008). Strippaggio, tecnica efficiente per l’abbattimento dell’azoto. *L’informatore Agrario*, 18, 45-50.
- Sagberg P., Ryrfors P., Berg K.G. (2006). 10 years of operation of an integrated nutrient removal treatment plant: ups and downs. Background and water treatment. *Water Science & Technology* 53 (12), 83-90.

5. Trattamento Biologico Aerobico (Nitrificazione/Denitrificazione)

Introduzione

Il termine "trattamento biologico aerobico" comprende una serie di diversi processi, vale a dire tutti quei processi in cui avviene una degradazione della sostanza organica ad opera di microrganismi aerobici (Burton and Turner, 2003). Tuttavia, in questo contesto, ci si riferirà solo ad uno specifico processo che comporta **Nitrificazione in ambiente aerobico seguita da Denitrificazione in ambiente anossico**. Questo processo è utilizzato per ridurre la sostanza organica, ma, soprattutto, per rimuovere l'azoto organico ed ammoniacale, trasformandolo in azoto molecolare che viene poi rilasciato nell'aria.

La nitrificazione-denitrificazione può essere effettuata con diversi tipi di tecnologie che condividono alcuni elementi e metodi. Questo processo è spesso, ma non necessariamente, preceduto dalla separazione dei solidi grossolani e fini in entrata all'impianto e seguito dalla rimozione della biomassa in eccesso dall'installazione stessa. In alcuni casi il trattamento può essere completato da un'ulteriore fase per la rimozione del fosforo per flocculazione e sedimentazione.

L'obiettivo del trattamento va dalla semplice riduzione del carico organico e dell'azoto fino alla completa rimozione degli inquinanti con scarico nelle acque superficiali.

Durante il trattamento sono possibili rilasci nell'atmosfera di ammoniaca (NH_3) e protossido di azoto (N_2O) che possono essere minimizzati mediante una regolazione ed una gestione appropriate dell'impianto (Béline e Martinez, 2002).

Il trattamento richiede una struttura dedicata e l'impianto può essere, in alcuni casi, molto complesso. La gestione dell'impianto deve essere condotta da personale addestrato, competente.

Questo tipo di trattamento è adatto alle aziende che non possono trovare altre soluzioni per la gestione dell'azoto in eccesso. È l'unica tecnologia che riduce l'azoto contenuto nell'effluente in una forma che non presenti problemi ambientali (azoto molecolare $-\text{N}_2$).

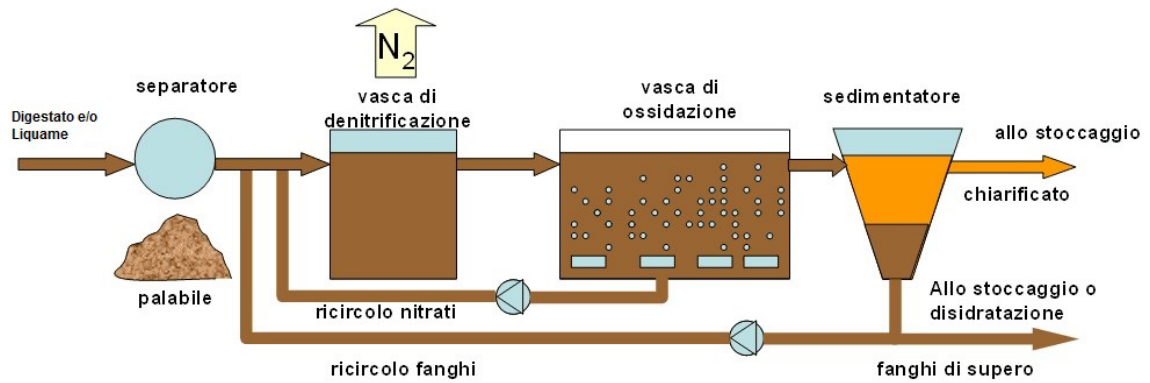
Gli elevati costi di investimento e di gestione fanno sì che questi impianti siano molto impegnativi dal punto di vista economico e la loro scelta deve essere valutata con attenzione e avvalendosi di un supporto tecnico qualificato.

Di conseguenza, questo processo non è molto diffuso. Tuttavia, in alcune aree con allevamento zootecnico intensivo, come ad esempio la Bretagna, in Francia, la tecnologia è diffusa e rappresenta il 90% delle unità di trattamento aziendale degli effluenti zootecnici (Béline et al., 2004).

Inoltre, va notato che, dal punto di vista ambientale, il trattamento biologico aerobico potrebbe non essere considerato una buona soluzione, perché mineralizza sostanza organica e rilascia azoto, con un processo concettualmente opposto a quello utilizzato per la sintesi di ammoniaca per la produzione di fertilizzanti minerali.

Schema

Schema A:



Schema B:

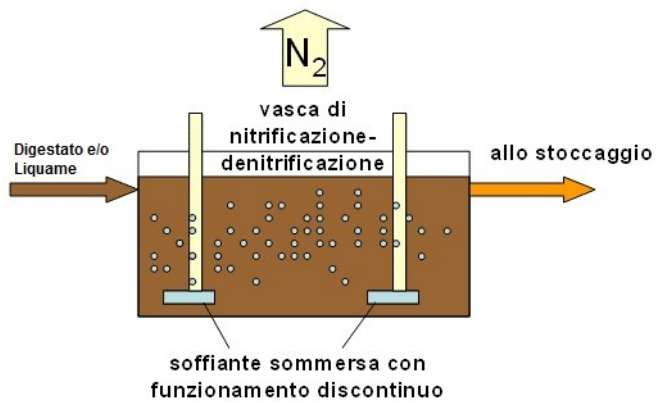


Figura 5.1: schema (A): nitrificazione e denitrificazione in vasche separate; schema (B): nitrificazione e denitrificazione nella stessa vasca (SBR) (Fonte: G. Provolo, 2012)

Descrizione Tecnica

Il trattamento per la rimozione combinata della sostanza organica e dell'azoto si basa su una fase di ossidazione in cui la sostanza organica è degradata e l'azoto organico mineralizzato ad azoto ammoniacale. In questa fase i microrganismi aerobici trasformano anche l'azoto ammoniacale in nitrato. Per garantire la concentrazione di O₂ necessaria, viene insufflata aria attraverso sistemi di aerazione e diffusori. La fase anossica che permette la riduzione dei nitrati in azoto molecolare (N₂) è effettuata da microrganismi eterotrofi e richiede la disponibilità di carbonio organico. Il risultato di questo trattamento è una riduzione della sostanza organica che viene ossidata, con conseguente riduzione anche degli odori, e la rimozione di azoto, che può raggiungere anche alte efficienze, rilasciando in atmosfera anche il 90% dell'azoto che entra nel processo.

La crescita batterica produce una biomassa (fango attivo) che può essere separata mediante sedimentazione ed è parzialmente ricircolata per garantire l'adeguata concentrazione dei microrganismi nelle due fasi, aerobica ed anossica, del trattamento. Le due fasi, in installazioni semplificate, possono essere effettuate alternando nella stessa vasca condizioni di ossigenazione e di anossia con cicli, in genere, di 4 - 12 ore.

Prima del trattamento biologico dovrebbe essere effettuata la separazione dei solidi per ridurre il carico organico e, quindi, le dimensioni del sistema e il suo fabbisogno energetico.

I fanghi attivi prodotti dal processo possono essere utilizzati per la produzione di biogas, ricircolandoli in testa al digestore anaerobico, o possono essere stoccati dopo disidratazione con centrifughe o nastropresse e quindi avviati ad utilizzo agronomico.

Il consumo energetico è elevato. La fase di nitrificazione/denitrificazione può avere elevate rese di rimozione che possono arrivare al 95% dell'azoto totale in ingresso, ma le frazioni solide separate e i fanghi prodotti possono contenere una percentuale significativa dell'azoto iniziale (25-40%) e tutto il fosforo rimosso dalla frazione liquida.

Le frazioni solide devono essere utilizzate nei terreni agricoli. La frazione liquida finale, effluente, potrebbe essere ulteriormente trattata e scaricata in acque superficiali, ma poiché raramente e difficilmente può raggiungere i limiti prescritti per tale pratica, è generalmente avviata a fertirrigazione sui terreni agricoli.

Il processo di nitrificazione è rappresentato da una serie di reazioni che si svolgono in un ambiente aerobico e che possono essere così sintetizzate:



dove la sostanza organica (SV e COD) è degradata e l'azoto organico è trasformato in ammoniaca.



Dove l'ammoniaca è ossidata ad azoto nitrico.

I microrganismi che partecipano alla trasformazione dell'azoto sono due gruppi specializzati di batteri nitrificanti, di tipo autotrofo strettamente aerobi: i batteri del gruppo *nitrosomonas* operano il primo passaggio ossidando l'ammoniaca a nitrito e il secondo gruppo *nitrobacter* ossidano i nitriti a nitrati. Fondamentale per l'attività di questi batteri risulta essere la concentrazione di ossigeno disciolto (fornito con apposite soffianti); infatti si hanno velocità massime di reazione alla concentrazione di ossigeno di 3 mg/l, diminuendo la concentrazione, la velocità decresce significativamente, fino essenzialmente ad annullarsi a concentrazioni inferiori a 0,5 mg/l. Il valore che viene normalmente adottato negli impianti per garantire una buona nitrificazione è una concentrazione di ossigeno disciolto di 2 mg/l.

Per un buon risultato delle reazioni di nitrificazione un parametro molto importante è la temperatura: infatti il tasso di crescita dei *nitrosomonas* è molto sensibile al variare di questo parametro, aumenta di circa tre volte, passando da 10 a 20°C.

Il fabbisogno di ossigeno per la fase aerobica è il seguente:

- 0,9 kg O₂ per kg di BOD rimosso.
- 4,6 kg O₂ per kg di ammoniaca ossidata.

I sistemi di diffusione dell'aria delle vasche di ossidazione possono avere rese di trasferimento diverse in relazione alle dimensioni delle bolle che producono e del moto all'interno della massa. In termini generali si possono considerare consumi unitari per il trasferimento dell'ossigeno pari a 1,6-1,8 kg di O₂/kWh, anche se l'intervallo di variazione può essere molto superiore a seconda dei sistemi utilizzati, con un minimo 1 kg di O₂/kWh e un massimo 2,5 kg O₂/kWh.

Dopo la fase di nitrificazione l'effluente viene mantenuto in condizioni di anossia, qui si verificherà la denitrificazione, fase in cui i nitrati sono trasformati in azoto molecolare che è rilasciato nell'atmosfera. In ambiente anossico, batteri anaerobici facoltativi utilizzano il nitrato come accettore di elettroni, liberando in atmosfera l'azoto molecolare, come scarto della seguente reazione: $2\text{NO}_3^- \rightarrow \text{N}_2 + 3\text{O}_2$

Il processo di denitrificazione consiste quindi nella riduzione dei nitrati ad azoto molecolare, operata da batteri che, oltre alla carenza di ossigeno (condizioni anossiche), richiedono per lo svolgimento del processo una fonte di carbonio organico.

La fonte di carbonio negli impianti per il trattamento di effluenti animali e/o digestati, caratterizzati da un elevato contenuto di sostanza organica, può derivare dal liquame/digestato stesso, adottando opportuna configurazione impiantistica.

Il processo biologico aerobico per la rimozione dell'azoto è generalmente condotto secondo due possibili sistemi di trattamento:

Schema a) Processo con aerazione (nitrificazione) e fase anossica (denitrificazione) in vasche separate (NDN)

Questa soluzione impiantistica prevede due vasche separate per le due fasi e un sedimentatore per rimuovere i fanghi contenuti nell'effluente finale (Figura 1, schema a). Questo schema operativo è utilizzato, in particolare, quando sono richieste elevate prestazioni di rimozione dell'azoto e l'effluente può essere ulteriormente trattato per rimuovere il fosforo e i solidi sospesi rimanenti.

Al fine di mantenere un'adeguata concentrazione di carbonio organico nella fase di denitrificazione, la vasca di denitrificazione è posta in testa al processo, in modo che possa essere disponibile ai microrganismi il carbonio organico contenuto nel liquame/digestato in entrata; il mix liquor è continuamente ricircolato per portare i nitrati ottenuti nella fase di ossidazione/nitrificazione alla vasca di denitrificazione.

La miscela in uscita dal processo viene inviata ad un sedimentatore che concentra in un fango i solidi sospesi e i microrganismi. Il fango di supero viene poi estratto da una pompa e in parte ricircolato nelle vasche di processo (per mantenere la concentrazione desiderata di biomassa), e in parte rimosso ed avviato alla digestione anaerobica e/o ad ulteriore disidratazione, prima dello stoccaggio e del successivo utilizzo agronomico.

Schema b) nitrificazione/denitrificazione nella stessa vasca (Sequencing Batch Reactors - SBR)

Il sistema SBR prevede l'immissione dei liquami/digestati in una vasca in cui si verificano sia il processo di nitrificazione che quello di denitrificazione mediante periodi alternati di insufflazione di aria e di anossia (Schema b). L'insufflazione dell'aria e la miscelazione sono gli unici costi energetici del sistema. Anche la fase di sedimentazione è eseguita nella stessa vasca, sospendendo sia l'aerazione che la miscelazione, prima dello scarico. Una parte del fango attivo, il cosiddetto fango di supero, viene, in genere, estratta dalla vasca SBR. È opportuno che a monte della vasca SBR il liquame/digestato sia sottoposto a separazione solido/liquido per ridurre il carico organico e, quindi, il consumo di ossigeno/aria.

PRINCIPALI PARAMETRI OPERATIVI

Il processo nelle due configurazioni è influenzato da diversi parametri operativi, alcuni dei quali sono relativi all'attività batterica (velocità di nitrificazione e denitrificazione, concentrazione del fango attivo...).

L'efficienza di rimozione dell'azoto è un parametro di progettazione in quanto sulla base del valore voluto si dimensionano l'impianto e le varie attrezzature; l'efficienza può variare in un range dal 60 al 90% per NDN e dal 30 al 70% per SBR. Uno dei parametri chiave è la temperatura di processo, che dipende dalle condizioni climatiche. Il tipo di soffiante è un altro parametro operativo, che non influisce sul processo, ma sui consumi energetici.

Ci sono due vincoli:

1. uno è relativo al contenuto di solidi totali (ST) nel liquame/digestato in ingresso al trattamento aerobico. Quando sono superiori a 25 - 30 kg/l è richiesta una separazione solido/liquida preliminare.
2. il secondo è legato alla disponibilità di carbonio organico per i batteri denitrificanti. Nel caso non ve ne sia abbastanza, il processo richiederà una fonte esterna di carbonio organico.

Rendimenti

Le caratteristiche del liquame/digestato in ingresso e il livello di rimozione dell'azoto richiesto influiscono sulle prestazioni del processo. Un esempio di valori tipici è riportato nella tabella 5.1 per le due configurazioni dell'impianto, NDN e SBR.

L'adozione di un efficiente pretrattamento di separazione solido-liquido sul liquame/digestato in alimentazione ed il mantenimento di elevati valori dell'età del fango attivo in vasca di reazione consentono di ridurre la produzione di fango di supero ed i costi associati all'eventuale ispessimento, stoccaggio ed applicazione in campo. Se è presente la digestione anaerobica, il fango di supero viene in genere inviato nuovamente al digestore anaerobico.

Il consumo energetico tipico è di 2,5-3 kWh per kg di azoto rimosso.

Per quanto riguarda la riduzione degli agenti patogeni, i risultati possono variare in funzione della temperatura di processo. Salmonellae, Escherichia coli e altre Enterobatteriache sono sensibili a temperature superiori a 45°C. In queste condizioni, tempi di aerazione di 48 ore sono sufficienti per l'inattivazione; tuttavia queste condizioni di temperatura sono spesso non soddisfatte e, in generale si ottiene una riduzione, ma non una igienizzazione completa (Burton and Turner, 2003).

Tabella 5.1: Valori tipici di efficienza di rimozione (%) per le tecnologie di trattamento NDN e SBR

Principali parametri	NDN	SBR
Portata in ingresso	1-5	0-3
Solidi Totali (ST)	30-50	25-45
Richiesta Chimica di Ossigeno (COD)	75-90	60-80
Azoto Totale Kjeldahl (NTK)	60-80	50-70
Azoto Ammoniacale (N-NH ₄ ⁺)	75-85	65-75

Climate change

Il processo si basa sull'aerazione che richiede energia elettrica per la soffiante. Pertanto, considerando un'emissione di CO₂ di 0,181 kg per kWh consumato, le emissioni sono pari a 0,45-0,54 kg di CO₂ kg per kg di azoto rimosso.

Durante il processo di nitrificazione/denitrificazione può essere prodotta una certa quantità di protossido di azoto (N₂O) e si può avere la volatilizzazione di una certa quantità di ammoniaca. Tali possibili emissioni sono principalmente legati alla corretta gestione dell'impianto, quindi è utile prevedere un servizio di gestione/assistenza specializzata, tale da garantire il monitoraggio dei parametri di funzionamento dell'impianto.

Evoluzione

Il trattamento aerobico per la rimozione dell'azoto è stato per diversi anni praticamente l'unico trattamento proposto per l'eliminazione dell'azoto per le aziende zootecniche/impianti di biogas con elevate eccedenze di nutrienti. Il trattamento richiede una struttura dedicata e una impiantistica che, in alcuni casi può essere anche molto complessa; il processo richiede energia e può produrre emissioni di gas serra e ammoniaca. Inoltre, l'azoto (N₂) viene disperso in atmosfera. Negli ultimi anni sono state proposte alcune nuove tecnologie per recuperare l'azoto dai liquami/digestati per un suo ulteriore uso in agricoltura o in altri settori. Pertanto in futuro, il trattamento aerobico può diventare meno attraente. Inoltre, la revisione del documento BREF per la definizione delle BAT in applicazione della Direttiva IED, può modificare/vincolare l'applicabilità di questa tecnica a condizioni specifiche.



Figura 5.2: Processo di nitrificazione/denitrificazione in un'unica vasca (SBR).



Figura 5.3: Processo con aerazione (nitrificazione) e fase anossica (denitrificazione) in vasche separate (NDN).

Bibliografia

- F. Béline, M. L. Daumer, F. Guiziou (2004). Biological aerobic treatment of pig slurry in France: nutrients removal efficiency and separation performances. *Transactions of the ASAE*, 47(3): 857–864.
- F. Beline, J. Martinez (2002). Nitrogen transformations during biological aerobic treatment of pig slurry: effect of intermittent aeration on nitrous oxide emissions. *Bioresource Technology* 83 (2002) 225–228.
- C.H. Burton, C. Turner (2003). Manure management. *Treatment Strategies for Sustainable Agriculture*. Chapters 6 and 9. Silsoe Research Institute, Bedford, UK.
- M.P.Bernal et al. (2015). Evaluation of manure management systems in Europe. *Life+ MANEV*, www.lifemanev.eu, Edited by SARGA.
- B. Drosch et al. (2015). Nutrient recovery by biogas digestate processing. Edited by D. Baxter, Published by IEA Bioenergy.
- Piccinini S., Fabbri C., Sassi D. (2007). Azoto nei liquami, i metodi per rimuoverlo. *Supplemento Suinicoltura n.11*. pp. 24-32.
- S.Piccinini, G.Bonazzi (2013). Trattamenti: così il CRPA ne valuta l'affidabilità. *Informatore Zootecnico*, n. 7.
- G. Provolo (2012). Effluenti zootecnici: impiantistica e soluzioni tecnologiche per la gestione sostenibile. Maggioli Editore.

6. Fitodepurazione

Introduzione

La fitodepurazione è un sistema naturale di purificazione delle acque di scarico basato sui processi fisici, chimici e biologici caratteristici degli ambienti acquatici e delle zone umide quali: sedimentazione, filtrazione, assorbimento radicale, rimozione microbica, precipitazione chimica, idrolisi, respirazione aerobica, nitrificazione e denitrificazione. È una tecnica a basso consumo energetico, basso impatto ambientale, di semplice conduzione e decentrabile sul territorio. Per applicare questa tecnica generalmente si realizzano ambienti artificiali che ricreino e potenzino le condizioni favorevoli alla depurazione presenti in natura.

I sistemi/impianti di fitodepurazione sono in grado di rimuovere o ridurre il carico di nutrienti (in particolare azoto), la sostanza organica e vari inquinanti dalle acque reflue, ottenendo una buona qualità dell'acqua in uscita.

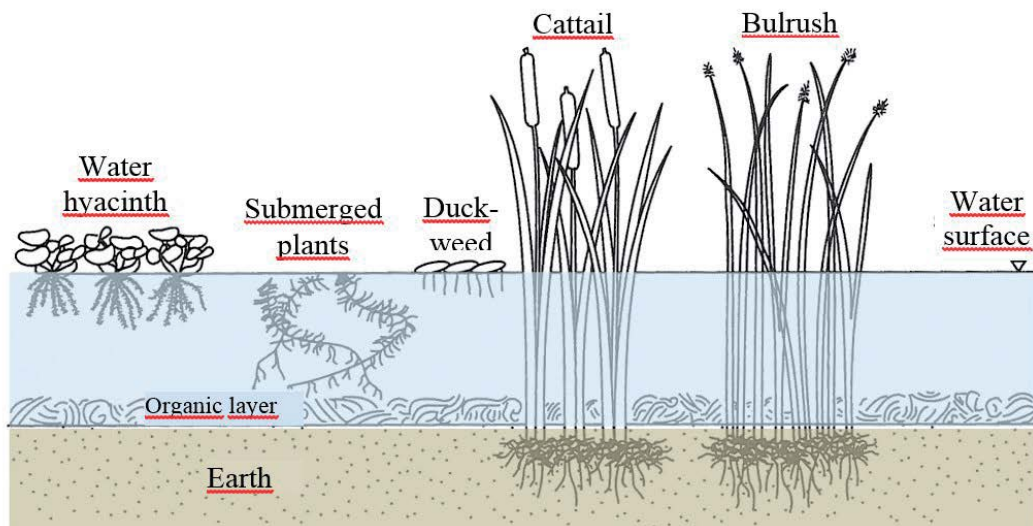
I sistemi di fitodepurazione sono stati utilizzati con successo con le acque reflue civili e agroindustriali.

I sistemi di fitodepurazione sono principalmente classificati come:

- A flusso libero o superficiale (FWS: free water system), in cui l'acqua reflua scorre sopra il substrato a contatto con l'atmosfera,
- A flusso sommerso o sub-superficiale (SSF: subsurface flow system), dove l'acqua reflua scorre attraverso un filtro. I sistemi sub-superficiali sono poi distinti secondo la direzione del flusso, orizzontale (HF) o verticale (VF).

Schema

a)



b)

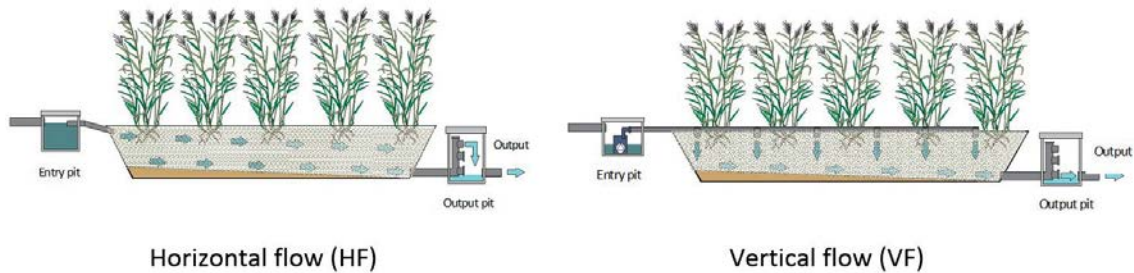


Figura 6.1: Schema a) sistema a flusso superficiale; schema b) a flusso sub-superficiale, orizzontale (HF) e verticale (VF).

Descrizione Tecnica

I sistemi a **flusso superficiale** (FWS) riproducono gli ambienti paludosi in cui l'acqua è a contatto diretto con l'atmosfera. Di solito sono canali con il fondo costituito da suolo impermeabile o da materiale artificiale impermeabile (in genere PVC o HDPE con spessore > 1 mm), con vegetazione galleggiante e/o emergente e acqua poco profonda (da 0,1 a 0,6 m).

I sistemi a **flusso sub-superficiale** (SSF) prevedono l'utilizzo di lagune impermeabili riempite con materiale inerte a diversa granulometria (pietrisco, ghiaia, sabbia), sul quale vengono fatte sviluppare piante palustri. Il materiale di riempimento, oltre a essere il supporto della vegetazione, svolge attivamente un'azione di filtrazione meccanica e costituisce, insieme agli apparati radicali, il substrato per l'adesione della pellicola biologica (batteri, funghi, protozoi, piccoli metazoi). La profondità dei sistemi SSF è di solito tra 0,5 e 1,0 m. Il diametro consigliato della ghiaia varia da 5 a 20 mm e il diametro maggiore dovrebbe essere usato nell'area dove entrano le acque reflue. La sabbia è utilizzata soprattutto negli SSF verticali.

Nei sistemi **SSF orizzontali**, il materiale di riempimento/filtro viene mantenuto saturo con un flusso continuo di acque reflue. L'ossigeno è trasferito dall'atmosfera alla zona umida prevalentemente attraverso le piante emergenti.

I sistemi **SSF verticali** funzionano con un processo in discontinuo (batch). Le acque reflue vengono dosate a intervalli regolari in modo che il filtro possa defluirle. Di conseguenza il sistema non è sempre saturo di acque reflue e l'ossigeno è più facilmente fornito al sistema per diffusione dall'aria. I sistemi verticali hanno una maggiore capacità di trattamento rispetto all'orizzontale (necessità di minor superficie a parità di carico organico). D'altro canto, i sistemi verticali sono più soggetti ad intasamento.

Il rapporto raccomandato tra la larghezza e la lunghezza delle lagune per i sistemi SSF sono 1:2 e la pendenza del fondo dovrebbe essere di circa l'1%. Il tempo impiegato dall'acqua per attraversare queste lagune è solitamente dell'ordine di pochi giorni nei sistemi FWS e SSF orizzontali e di alcune ore in quelli SSF verticali.

Sistemi SSF a flusso orizzontale e verticale possono essere utilizzati in combinazione tra loro, al fine di favorire alcuni processi depurativi:

- orizzontale + verticale: favorisce rimozione carico organico e solidi, nitrificazione;
- verticale + orizzontale: favorisce nitrificazione-denitrificazione, utilizzabile per reflui con basso tenore di solidi;
- orizzontale + verticale + orizzontale: favorisce rimozione carico organico e solidi, nitrificazione/denitrificazione.

Il materiale di riempimento, oltre a essere il supporto della vegetazione, svolge attivamente un'azione di filtrazione meccanica e costituisce, insieme agli apparati radicali, il substrato per l'adesione della pellicola biologica (batteri, funghi, protozoi, piccoli metazoi).

La piantumazione delle lagune di fitodepurazione, sistemi SSF, viene solitamente effettuata con essenze caratteristiche delle nostre latitudini, come la cannetta di palude (*Phragmites australis*), la tifa o mazzasorda (*Typha latifolia*) e altre (*Juncus*, *Scirpus*, *Carex*, ecc.)

Il ruolo principale delle piante è quello di favorire lo sviluppo della flora microbica, principale responsabile della depurazione biologica. L'assorbimento da parte dei vegetali delle sostanze che contaminano le acque di scarico è infatti ridotto rispetto alla quantità che viene rimossa attraverso i processi biochimici che si realizzano nella pellicola biologica adesa al materiale di riempimento. Questo permette di evitare l'asportazione frequente della biomassa vegetale prodotta, consentendo una più agevole manutenzione.

In ogni caso occorre considerare come smaltire correttamente il materiale vegetale che deve essere raccolto. Sono state proposte soluzioni quali la trinciatura e l'utilizzo come ammendante, il compostaggio o il conferimento in impianti di conversione energetica (biogas, combustione).



Figura 6.2: Sviluppo della vegetazione in un sistema SSF a flusso orizzontale (foto CRPA)



Figura 6.3: Rete delle tubazioni in un sistema SSF a flusso verticale prima dell'impianto della vegetazione (foto CRPA).

L'efficienza di rimozione della sostanza organica e dei nutrienti è di solito più elevata per i sistemi SSF che per quelli FWS, ma nei sistemi SSF un carico eccessivo di solidi sospesi può causare un più rapido intasamento del materiale filtrante.

Nei sistemi di fitodepurazione, il principale meccanismo di rimozione dell'azoto è la sua trasformazione in azoto molecolare gassoso (N_2); l'assorbimento e l'accumulo nella vegetazione rimuove una frazione limitata del carico azotato presente nelle acque di scarico trattate. Il fosforo può essere ossidato e rimosso per sedimentazione/filtrazione e/o per adsorbimento della vegetazione e microbico. I microrganismi patogeni possono essere rimossi per predazione e morte naturale.

Un sistema di fitodepurazione per il trattamento di liquami zootecnici e/o di digestati è in grado di fornire prestazioni adeguate solo se collocato dopo una linea di pre-trattamento che consenta una forte rimozione del carico organico, dei solidi sospesi, dell'azoto e del fosforo; la fitodepurazione in questo caso si configura come una tecnica di finissaggio depurativo.

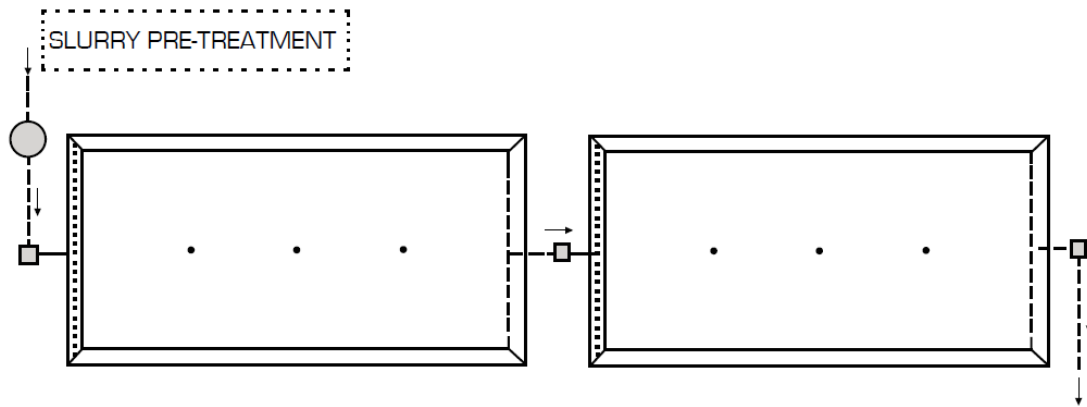


Figura 6.4: tipico schema di un impianto di fitodepurazione, con pre-trattamento, due lagune di fitodepurazione e pozzetti di controllo e scarico.

Rendimenti

Principali informazioni operative:

- la fitodepurazione è consigliata solo per la purificazione di liquami/digestati pretrattati o di acque reflue a basso carico inquinante (civili, agroindustriali...);
- gli effluenti trattati possono essere scaricati nella rete fognaria pubblica o acque superficiali, sulla base della concentrazione residua degli inquinanti presenti;
- gli effluenti trattati, in genere, possono essere riutilizzati per la fertirrigazione delle colture agricole;
- le efficienze di rimozione degli inquinanti possono variare nel corso dell' anno al variare delle condizioni meteo stagionali (in particolare della temperatura);
- In alcune circostanze, le sostanze inquinanti possono addirittura essere rilasciate (es. eventi con precipitazioni estreme);
- la vita utile prevista per la vegetazione è di almeno 10 anni;
- l'affidabilità della tecnica è buona per le acque reflue urbane, ma non è ancora stata sufficientemente valutata/testata per gli effluenti zootecnici e i digestati;
- nel settore zootecnico i risultati positivi sono limitati al trattamento delle acque reflue delle sale di mungitura, dei caseifici e dei liquami suini pretrattati;
- odori e insetti possono essere un problema, soprattutto nei sistemi a flusso superficiale (FWS).
- Si raccomandano i seguenti carichi (EPA,2000):
 - BOD_5 e TSS < 70 kg/ha al giorno
 - TKN o NH_3 < 3 kg/ha al giorno
 - P totale < 0,2 kg/ha al giorno
 - Carico idraulico < 500 m³/ha al giorno
 - Tempo di ritenzione > 10 giorni
- Il carico idraulico ottimale è compreso tra 200 e 500 m³/ha al giorno. Un carico idraulico minore di 200 m³/ha al giorno è un rischio reale se il carico di BOD, TSS TKN e P_t è in linea con i valori consigliati (si avrebbero concentrazioni troppo elevate di inquinanti in ingresso al sistema).

Bilancio dei nutrienti e prodotti finali:

- la rimozione dei nutrienti è influenzata dal tempo di ritenzione idraulica (HRT), dalla temperatura, dalle caratteristiche chimico-fisiche del refluo trattato, dalla tipologia di vegetazione impiantata;
- i tassi di rimozione dell'N nei sistemi CWs variavano tra il 40 e il 70% o più quando il carico di N è basso (es. acque reflue civili);
- I sistemi SSF verticali forniscono le migliori prestazioni nella rimozione dell' N, specialmente se è in combinazione con il sistema SSF orizzontale;
- la rimozione del fosforo è bassa in tutti i sistemi di fitodepurazione; in genere, con il corso del tempo, i sistemi di fitodepurazione diventano saturi in questo elemento.

Energia:

- il consumo energetico è basso , in quanto i reflui possono essere trasferiti per gravità attraverso il sistema.

Bilancio economico:

- il fabbisogno di superficie è maggiore rispetto a quello dei sistemi di trattamento convenzionale delle acque reflue;
- la costruzione è relativamente semplice, il livello di complessità è basso, il fabbisogno di attrezzature/impiantistica è minimo, i costi di gestione/esercizio sono bassi;
- la raccolta e la gestione delle biomasse vegetali sono le fasi più complesse e costose, soprattutto se non esiste un mercato/uso finale per quest'ultime.

Agenti patogeni:

- In generale, la rimozione dei coliformi fecali è buona nei sistemi di fitodepurazione, in particolare nei SSF;

Climate change

I sistemi di fitodepurazione sono una soluzione a basso consumo energetico rispetto alle soluzioni convenzionali di trattamento delle acque reflue. Ogni kWh di energia elettrica risparmiato comporta una riduzione delle emissioni di gas serra pari 0,632 kg CO₂ (con il mix elettrico italiano - Ecoinvent,2014).

Esiste un rischio di emissioni di gas serra (CH₄ e N₂O) in quanto il processo di nitrificazione-denitrificazione è difficile da controllare nei sistemi di fitodepurazione.

Il fattore di emissione (EF) per il CH₄ è funzione del potenziale produttivo massimo di CH₄ (Bo) e del fattore di correzione per il metano (MCF): $EF = Bo \cdot MCF$. Le Linee guida IPCC 2006 forniscono un valore Bo predefinito per acque reflue domestiche e industriali di 0,25 kg CH₄/kg COD e il fattore MCF di 0,4 per i sistemi FWS, di 0,1 per i sistemi SSF orizzontali e 0,01 per quelli SSF verticali.

I fattori di emissione del N₂O prodotto da acque reflue domestiche ed industriali trattate con sistemi di fitodepurazione sono 0,0013 kg N₂O-N/kg N per i sistemi FWS, 0,0079 kgN₂O-N/kg N per i sistemi SSF orizzontali e 0,00023 kg N₂O-N/kg N per quelli SSF verticali (IPCC, 2013 - Supplemento alle linee guida IPCC 2006 per gli inventari nazionali dei gas serra).

Evoluzione

Nel settore zootecnico, sono stati conseguiti buoni risultati limitatamente al trattamento delle acque reflue delle sale di mungitura, dei caseifici e di liquami suini pretrattati.

L'applicazione della fitodepurazione nel settore zootecnico e del biogas è abbastanza recente e ha buone prospettive come trattamento di finissaggio, mentre l' utilizzo della fitodepurazione su liquame zootecnico e su digestato come trattamento unico non è consigliabile.

La fitodepurazione è una buona opzione per trattare le acque reflue di origine lattiero-casearia o agroindustriale, quando la fognatura pubblica è distante e vi è sufficiente terreno disponibile per la costruzione delle lagune .



Figura 6.5: impianto di fitodepurazione su acque reflue di una sala di mungitura (Foto CRPA).

Bibliografia

- ARPAT, 2005. Linee guida per la progettazione e gestione di zone umide artificiali per la depurazione dei reflui civili. Agenzia per la Protezione dell'Ambiente e per i servizi Tecnici della Toscana (APAT) y Agenzia regionale per la protezione ambientale della Toscana (ARPAT). Ed. Marco Mazzoni.
- Ecoinvent, 2014. Ecoinvent Database v3. Swiss Centre for Life Cycle Inventories, Dübendorf, Switzerland.
- EPA, 2000. Manual. Constructed Wetlands Treatment of Municipal Wastewaters. National Risk Management Research Laboratory. Office of Research and Development. U.S. Environmental Protection Agency.

- Flotats X., Lyngsø Foged H., Bonmati A., Palatsi B.J., Magri A., Schelde K. M. (2011). Technical Report to the European Commission, Directorate-General Environment. Manure Processing Activities in Europe - Project reference: ENV.B.1/ ETU/2010/0007.
- García J. , Diederik P.L. Rousseau, J. Morato, E. Lesage, V. Matamoros, J.M. Bayona (2010) Contaminant Removal Processes in Subsurface-Flow Constructed Wetlands: A Review. Critical Reviews in Environmental Science and Technology, 40, 7, 561-661.
- IPCC, 2013. Supplement to the 2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories: Chapter 6 – Constructed Wetlands for Wastewater treatment.
- Metcalf & Eddy, 2000. Ingegneria de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. Ed. McGraw-Hill. 3rd Edition.
- Opuscolo C.R.P.A. 6.18 n. 2/2006. Impianti di fitodepurazione di acque reflue da zona mungitura e caseificio. ISSN 0393-5094 ([http://www.stabulum.it/Impianti di fitodepurazione di acque reflue da zona mungitura e caseificio.pdf](http://www.stabulum.it/Impianti_di_fitodepurazione_di_acque_reflue_da_zona_mungitura_e_caseificio.pdf)).
- Mantovi P., Piccinini S., 2001 – Trattamento di fitodepurazione delle acque reflue della zona di mungitura – L'Informatore Agrario.

7. Compostaggio

Introduzione

La trasformazione in compost si basa sostanzialmente su un processo biologico di decomposizione e stabilizzazione aerobica delle sostanze organiche presenti nei materiali di scarto originari, per ottenere un prodotto finale reimpiegabile. La sua produzione e utilizzo può fornire una corretta soluzione sia alla crescente carenza di sostanza organica nei terreni, sia al problema della gestione della ingente quantità di residui, scarti e rifiuti organici prodotti.

Il compostaggio è un processo di ossidazione biologica, articolato in più fasi, di componenti organici naturali che si verifica in condizioni rigorosamente controllate e pilotate all'interno di cumuli o di reattori. A seguito dell'attività dei microrganismi, la sostanza organica subisce profonde trasformazioni chimico-fisiche che conducono alla sintesi di polimeri complessi con caratteristiche umo-simili e alla stabilità biologica dei materiali.

All'inizio del processo la massa da compostare è a temperatura ambiente, poi, per effetto dell'esotermicità delle reazioni aerobiche biologiche, la temperatura sale rapidamente fino a raggiungere, nel giro di pochi giorni, valori di oltre 50 °C, con punte di oltre 70 °C. La temperatura si mantiene elevata fin quando vi è disponibilità di sostanza organica facilmente biodegradabile e una buona circolazione d'aria; al termine del processo si verifica un progressivo abbassamento fino al raggiungimento della temperatura ambiente.

Nel nostro caso, i materiali che vengono avviati al compostaggio possono essere le frazioni solide separate dei digestati e/o dei liquami zootecnici e/o, effluenti palabili come letami, polline disidratate di avicoli in gabbia, lettiere di avicoli a terra, o frazioni di per sé non palabili, ma che vengono rese tali attraverso l'aggiunta di paglia o di altri materiali coformulanti addensanti.

Schema

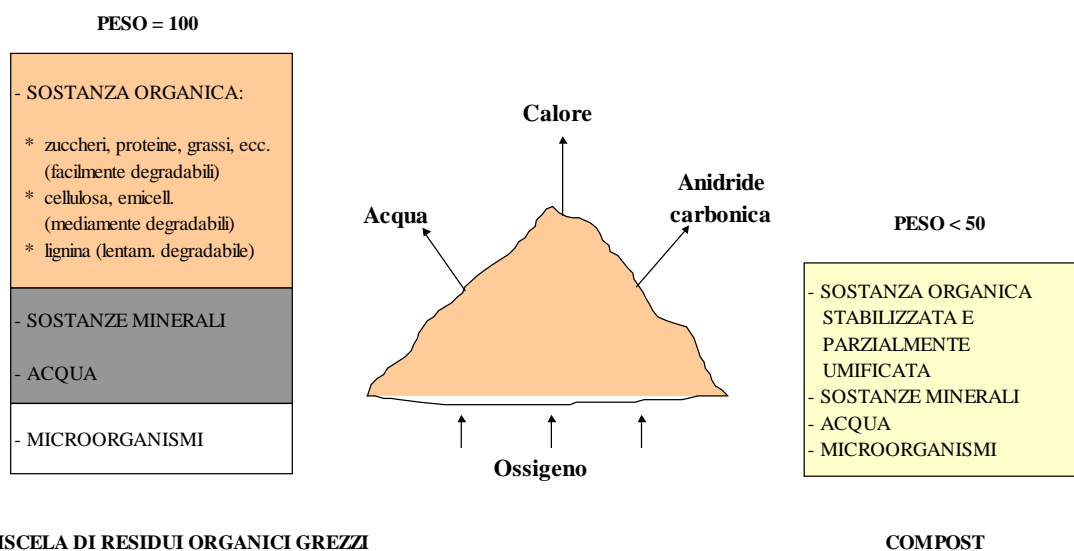


Figura 7.1: Schema del processo di compostaggio: è un processo controllato di decomposizione ossidativa (in presenza di ossigeno) della sostanza organica, operata da microrganismi presenti naturalmente nella biomassa.

Descrizione Tecnica

Le diverse tipologie di impianti di compostaggio si differenziano principalmente per le modalità con cui viene assicurata l'aerazione della massa.

a) Nel caso del trattamento di frazioni solide, di letame e di lettiere le tipologie impiantistiche che si possono adottare sono riconducibili a:

- aerazione passiva (richiede materiale poroso e cumuli con una elevata superficie esposta);
- rivoltamento meccanico (si possono prevedere dei cumuli che vengono rivoltati periodicamente con adeguate attrezzature);
- aerazione forzata (cumuli statici attraverso i quali viene fatta passare l'aria);
- reattori di compostaggio (strutture chiuse dove la massa viene insufflata d'aria e può essere rivoltata).

b) Nel caso di liquami e/o di digestati tal quali, il processo consiste nello spargere su di un letto di materiale lignocellulosico il fluido da trattare, e nel rimescolare con dispositivi idonei per favorire l'arieggiamento della massa.

Livello di sviluppo

Il compostaggio è una tecnica consolidata e diffusa per il trattamento degli scarti verdi municipali e delle frazioni organiche da raccolta differenziata dei rifiuti urbani; vanta alcune applicazioni in scala aziendale per gli effluenti zootecnici, in particolare lettiere avicole e frazioni solide/letami, ma anche per liquami e/o digestati tal quali.

Prestazioni di impianti già disponibili a scala industriale e già realizzati in situazioni reali

Per quanto riguarda la stabilizzazione del materiale si ottengono buoni risultati, sia nel caso delle frazioni solide, sia nel caso di quelle liquide su letti di materiale lignocellulosico.

Affinché questa tecnica sia considerata MTD (Migliore Tecnologia Disponibile) occorre che il trattamento di aerazione sia ben controllato e che l'ammoniaca persa per volatilizzazione sia catturata, generalmente effettuando il processo in locali chiusi e convogliando l'aria ricca di odori e ammoniaca verso sistemi di lavaggio e cattura (scrubbers) e/o verso biofiltri.

Le condizioni aerobiche del compostaggio portano a **perdite di azoto in forma ammoniacale** molto variabili, che vanno, normalmente, dal 20 al 50% . Tali emissioni, in genere, devono essere opportunamente captate e l'ammoniaca recuperata con sistemi di lavaggio e cattura.

Per quanto riguarda invece, il processo di distribuzione dei liquami/digestati su letto di materiale lignocellulosico, la rimozione dell'azoto è controversa. E' certo, infatti, che si può arrivare anche al 60-70% di rimozione, ma non è sicuro che la volatilizzazione dell'elemento avvenga in forme innocue ai fini della protezione della qualità dell'aria. Da misure effettuate da diversi centri di ricerca risulta che tali emissioni siano prevalentemente in forma ammoniacale e, talora, di protossido d'azoto, un gas serra. Ciò obbliga ad una chiusura del reattore di compostaggio che renda possibile la cattura dell'aria ricca di composti volatili ed il suo trattamento prima in scrubber e poi in biofiltri. Secondo ricerche dell'Università di Udine, invece, l'azoto sarebbe emesso in forma molecolare e, quindi, del tutto innocua. Queste rilevazioni sono della massima importanza perché da loro dipendono le caratteristiche strutturali dell'impianto, chiuso o aperto, con cattura o meno dell'aria esausta per il suo trattamento.

Sostenibilità economica

La sostenibilità dei costi è legata alla complessità impiantistica, a sua volta legata alla certezza o meno dell'innocuità delle emissioni in atmosfera. Importante è anche la valorizzazione economica dei compost prodotti, attualmente non certa.

Evoluzione

Per sostenere o promuovere il compostaggio degli effluenti zootecnici e dei digestati è necessario sviluppare un mercato per il compost così ottenuto.

E' quindi molto importante la definizione e l'adozione di standard di qualità. I criteri di qualità sono stabiliti in base al grado di maturità, a criteri agronomici, a condizioni igieniche e, anche, sulla presenza o meno di impurità (metalli, pietrisco, plastiche, vetri.....) e di semi di piante infestanti, che possono influenzare negativamente la produzione vegetale.

Tutti i paesi europei hanno stabilito una concentrazione limite per i metalli pesanti, tuttavia, la mancanza di armonizzazione a livello internazionale crea incertezza giuridica. In Europa, la definizione dei criteri di End-of-Waste per i rifiuti biodegradabili soggetti a trattamento biologico e di una normativa comune sui Fertilizzanti potrebbe essere il modo più efficace per consentire lo sviluppo di un vero mercato dei compost e, di conseguenza, della tecnica del compostaggio.



Figura 7.2: impianto di compostaggio su frazione solida di digestato



Figura 7.3: compostaggio in cumuli rivoltati di frazione solida di digestato e verde pubblico

Bibliografia

- Amon B., Amon T., Boxberger J., Alt C. (2001). Emissions of NH₃, N₂O and CH₄ from dairy cows housed in a farmyard manure tying stall (housing, manure storage, manure spreading). *Nutrient Cycling in Agroecosystems* 60: 103-113.
- Burton C.H., Turner C. (2003). *Manure Management: Treatment Strategies for Sustainable Agriculture*. Chapter 6. Silsoe Research Institute, Bedford, UK.
- Bernal M.P. (2008). Compost: Production, Use and Impact on Carbon and Nitrogen Cycles. *Proceedings 631, International Fertiliser Society, York, UK*.
- Bernal M.P., Albuquerque J.A., Moral R.(2009). Composting of animal manures and chemical criteria for compost maturity assessment. A review. *Bioresource Technology* 100: 5444–5453.
- Cristoforetti A., Piccinini S., Rossi L. (1997). Il compostaggio in ambito rurale. *L'Informatore Agrario*, n.44, pp 33-38.
- Das K., Keener H.M. (1997). Moisture effect on compaction and permeability in composts. *Journal of Environmental Engineering* 123, 275-281.
- Ford M., Fleming R. (2002). Mechanical solid-liquid separation of livestock manure. Literature review. Ridgetown College. University of Guelph, Ontario, Canada.
- Gajalakshmi S., Abbasi S.A. (2008). Solid waste management by composting: State of the art. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 38: 311-400

- Hellmann B., Zelles L., Palojarvi A., Bai Q. (1997). Emission of climate-relevant trace gases and succession of microbial communities during open-windrow composting. *Applied Environmental Microbiology* 63: 1011-1018.
- Imbeah M. (1998.) Composting piggery waste: a review. *Bioresource Technology* 63, 197-203.
- Keener H.M., Dick W.A., Hoitink H.A.J. (2000). Composting and beneficial utilization of composted by-product materials. In Dick, W.A. (Ed.). *Land Application of Agricultural, Industrial, and Municipal By-products*. Soil Science Society of America, Inc., Madison, pp. 315-341.
- Kim D.J., Lee D.I., Keller J. (2006). Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. *Bioresource Technology* 97: 459-468
- Kulcu R., Yaldiz O. (2004). Determination of aeration rate and kinetics of composting some agricultural wastes. *Bioresource Technology* 93: 49-57.
- Larney F.J., Hao X. (2007). A review of composting as a management alternative for beef cattle feedlot manure in southern Alberta, Canada. *Bioresource Technology* 98, 3221-3227.
- Miller F.C. (1992). Composting as a process based on the control of ecologically selective factors. In Metting, F.B. Jr. (Ed.). *Soil Microbial Ecology. Applications in Agricultural and Environmental Management*. Marcel Dekker, Inc., New York, pp. 515-544.
- Moral R., Pérez-Murcia M. D., Pérez-Espinosa A., Moreno-Caselles J., Paredes C. (2005). Estimation of nutrient values of pig slurries in Southeast Spain easily determined properties. *Waste Management*, 25, 719-725.
- Pardo G., Moral R., Aguilera E. (2014). Gaseous emissions from management of solid waste: a systematic review. *Global Change Biology* 21: 1313-1327.
- Piccinini S., Rossi L. (1999). La qualità della sostanza organica e il contenuto di elementi fertilizzanti nei compost derivanti da frazioni solide di liquami suinicoli. *Rivista di Agronomia*, n. 33, pp 40-49.
- Piccinini S., Bonazzi G. (2013). Trattamenti: così il CRPA ne valuta l'affidabilità. *Informatore Zootecnico* n.7, pp 32-40.
- Saveyn H., Eder P. (2014). End-of-waste criteria for biodegradable waste subjected to biological treatment (compost & digestate): Technical proposals. Publications Office of the European Union, Luxembourg. Available at: [http:// www.jrc.ec.europa.eu](http://www.jrc.ec.europa.eu)
- Sommer S.G., Møller H.B. (2000). Emission of greenhouse gases during composting of deep litter from pig production - effect of straw content. *Journal of Agricultural Science* 134: 327-335.

8. Essiccazione/Evaporazione

Introduzione

Il trattamento di essiccazione trasforma la frazione solida del digestato e/o il digestato tal quale in un prodotto finale essiccato a bassissimo contenuto d'acqua (dal 50 al 10%). E' economicamente sostenibile solamente se è disponibile energia termica a basso costo. Per questo il processo di essiccazione si abbina alla digestione anaerobica (DA) in quanto sfrutta l'energia termica in surplus delle unità di cogenerazione (CHP) alimentate a biogas, che producono elettricità normalmente venduta alla rete ed energia termica, solo in parte utilizzata per il riscaldamento dei digestori anaerobici.

Gli scopi del processo di essiccazione sono i seguenti:

- produzione di un fertilizzante commerciale, stabile e facilmente trasportabile e spandibile;
- riduzione del volume e del peso del digestato, che comporta una riduzione dei costi di trasporto e gestione;
- concentrazione e recupero dei nutrienti (N, P e K) e della sostanza organica.

Nel trattamento del digestato, generalmente, si utilizzano tecnologie di essiccazione a nastro alloggiato all'interno di una camera chiusa e ventilata da un flusso d'aria calda (70-110°C). Questa soluzione richiede il trattamento mediante scrubber acido dell'aria espulsa dall'essiccatore per evitare emissioni di ammoniaca e composti volatili in atmosfera e per recuperare l'azoto ammoniacale sotto forma di solfato d'ammonio.

Il processo di essiccazione del digestato permette di non disperdere i nutrienti e la sostanza organica presente nel digestato in atmosfera, ma di recuperarli e concentrarli in un fertilizzante rinnovabile e facilmente esportabile in aree con deficit di nutrienti, in sostituzione di fertilizzanti di sintesi.

Schema

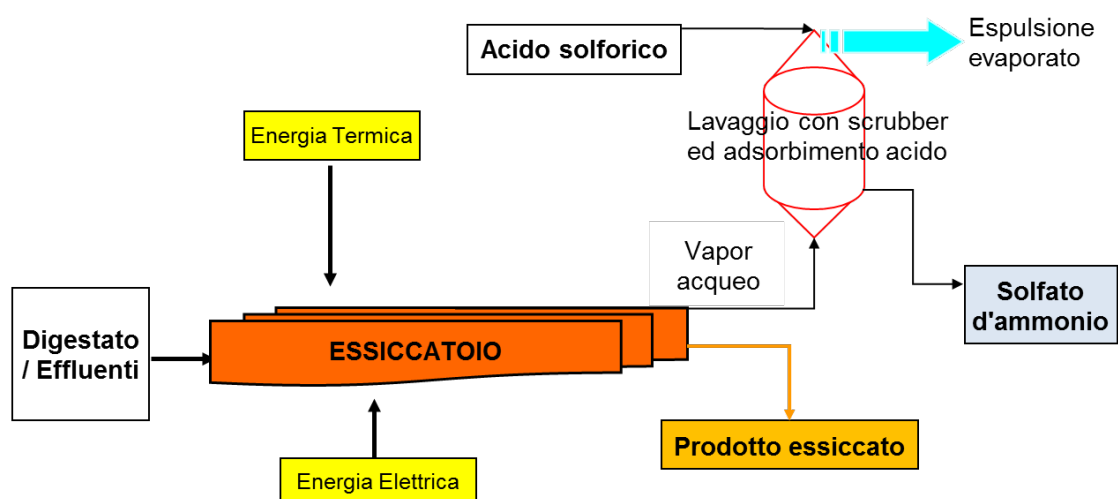


Figura 8.1: Schema del processo di essiccazione.

Descrizione tecnica

La tabella 8.1 illustra le possibili tecniche e tipologie di attrezzature che possono essere impiegate nell'essiccazione del digestato. Gli impianti si differenziano in base alla temperatura di processo, alle modalità di trasferimento termico ed alla movimentazione del substrato da essiccare.

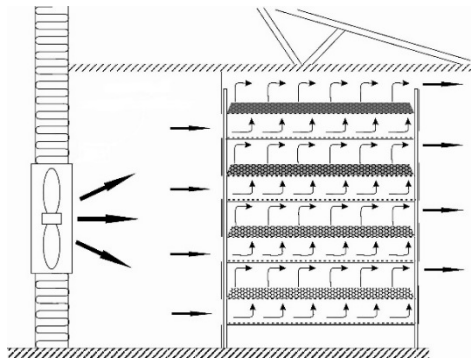
In caso di essiccazione termica a bassa temperatura (<110°C), lo scambio termico con il substrato è convettivo e sono necessari elevati volumi d'aria e lunghi tempi di permanenza sul letto/cinghia di essiccazione (da 20 minuti a oltre 1 ora). Nei processi ad alta temperatura (molto superiore a 120°C), di solito, lo scambio termico con il substrato è sia convettivo che conduttivo. I tempi di permanenza si riducono (alcuni minuti o meno) e la temperatura di essiccazione del prodotto rimane costante nel tempo.

Tabella 8.1: Tipologie di impianti di essiccazione/evaporazione utilizzate nel trattamento del digestato.

Processo	Modalità di trasferimento del calore	Tipologia di dispositivo impiegato	Circuito del flusso aeriforme di essiccazione
Essiccazione a basse temperature (< 110°C)	Tramite scambiatore di calore (Energia termica dell'acqua e/o dei fumi)	Essiccazione con nastro ventilato o dischi rotanti sovrapposti	Aperto, con scarico in atmosfera previo adsorbimento acido
	Uso diretto dei fumi		
Essiccazione ad alte temperature (>> 120°C)	Tramite scambiatore con Olio diatermico o uso diretto dei fumi	Essiccazione a cilindro rotante	Aperto, con scarico in atmosfera previo adsorbimento acido
			Chiuso con condensazione e ricircolo dell'aeriforme
		Essiccazione con rotore interno	Aperto, con scarico in atmosfera previo adsorbimento acido
			Chiuso con condensazione e ricircolo dell'aeriforme
Evaporazione	A singolo stadio	Pressione ambiente o in depressione / sottovuoto	Aperto, con scarico in atmosfera previo adsorbimento acido
	Multistadio con condensazione del vapore e recupero del cascame termico		Chiuso con condensazione e ricircolo dell'aeriforme

Il processo si applica comunemente alle frazioni solide del digestato con un contenuto di sostanza secca compreso tra il 14 e il 25%. Il digestato deve essere precedentemente sottoposto a separazione solido-liquido. La frazione solida prodotta dal separatore è caricata su un nastro o su un tappeto e veicolata all'interno della camera di essiccazione. Se è disponibile un surplus di energia termica, una parte del solido secco che esce dalla camera di essiccazione può essere mescolata con una quantità di frazione liquida prodotta dal separatore e quindi questa miscela può essere caricata in aggiunta alla frazione solida nella camera di essiccazione e così avviare ad essiccazione anche eventuale quota della frazione liquida del digestato.

L'energia termica, disponibile dalla cogenerazione o appositamente generata, attraverso uno scambiatore di calore riscalda un flusso d'aria. Appositi ventilatori veicolano questo flusso d'aria calda alla camera di essiccazione.



All'interno dell'essiccatoio, l'aria calda attraversa il nastro forato ventilato ed investe lo strato di digestato sopra depositato facendone evaporare l'acqua. Il nastro può avere più livelli. Il digestato umido viene caricato nel livello superiore ed all'estremità opposta viene scaricato sul livello inferiore. Il prodotto essiccato finale esce dall'ultimo livello del nastro.

Il digestato essiccato può essere anche pellettizzato per una più facile gestione e commercializzazione.

Il circuito del flusso d'aria di essiccazione può essere aperto con scarico in atmosfera (generalmente quando la temperatura di processo è bassa $< 110^\circ$ e si sfruttano volumi d'aria elevati), oppure chiuso con condensazione dell'evaporato e ricircolo dell'aria (di solito quando la temperatura di processo è elevata per recuperarne il calore e con bassi volumi dell'aeriforme). Nel primo caso sono necessari dispositivi (scrubber) per la cattura di ammoniaca, composti organici volatili (COV) e polveri per evitare emissioni inquinanti in atmosfera e recuperare l'azoto ammoniacale contenuto nel flusso evaporato. Se si opera a circuito chiuso possono essere invece evitati tali dispositivi di lavaggio dell'aria, ma è necessaria l'energia per la condensazione del vapore.

Il trattamento dell'evaporato, ricco di ammoniaca, attraverso adsorbimento con scrubber a lavaggio acido (di solito con acido solforico) permette il recupero dell'azoto ammoniacale strappato durante il processo di essiccazione e la produzione di una soluzione di solfato di ammonio $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, che può essere riconosciuta come sospensione di solfato ammonico conforme al D.lgs. 75/2010, se possiede un titolo minimo di azoto pari al 6%.



Figura 8.2: Impianto di essiccazione con scrubber acido (Foto CRPA)

Prestazioni

Principali parametri ed informazioni operative:

- La sostanza secca del prodotto essiccato finale può arrivare a 80-90%;
- Il prodotto finale può essere pellettizzato;
- Acido solforico necessario nello scrubber per recuperare l'azoto ammoniacale nell'evaporato: 3,5 kg H_2SO_4 per kg N- NH_4 ;

- Energia termica consigliata disponibile per le tecnologie a circuito aperto e processo di temperatura < 110°C: minimo 200 kWth;
- Energia termica consigliata disponibile per tecnologie con circuito a flusso d'aria chiuso e processo di temperatura > 120°C: circa 1 MWth;
- Livello di complessità: medio-alta;
- Scala: grandi aziende agricole o centri di trattamento interaziendali;
- Affidabilità tecnologica: discreta;
- Livello di sviluppo: buono, con applicazioni su scala reale su digestato;
- Riduzione in peso del digestato: 80-85% del digestato in ingresso;
- Azoto (considerando 100 azoto totale in input al processo di essiccazione e con un tenore di azoto ammoniacale pari al 40-45% di NTK):
 - 60% N nel prodotto finale essiccato;
 - 40% N nella soluzione di solfato di ammonio dallo scrubber.
- Recupero quasi totale nella frazione essiccata del P, K, micronutrienti e minerali.
- Consumi di energia termica: mediamente 1.1 – 1.3 kWh/kg di acqua evaporata in caso di essiccazione a media/bassa efficienza (es. sistemi a nastro ventilato), si può scendere al di sotto di 0.7 - 0.85 kWh/kg di acqua evaporata per i sistemi a più alta efficienza (es. sistemi con rotore interno a circuito chiuso);
- Consumi di energia elettrica: da 15-20 kWh/t di prodotto essiccato per gli essiccatoi a nastro ventilato con taglia pari a 1 MW termico, 25-35 kWh/t di prodotto essiccato se di taglia inferiore e prossima ai 300 kW termici. Il consumo di energia elettrica cresce nel caso di sistemi di essiccazione a maggiore efficienza evaporativa ed operanti in circuito chiuso;
- Possibilità di commercializzazione redditizia del prodotto essiccato: 40-80 €/t se non pellettizzato e 80-160 €/t se pellettizzato in relazione al contenuto di NPK;
- Possibilità di commercializzazione redditizia della soluzione di solfato di ammonio: il valore economico potrebbe raggiungere i 30 €/t se il contenuto di N è del 6% e la soluzione non inquinata da solidi sospesi;



Figure 8.3: Digestato essiccato (a sinistra), camera di essiccazione con all'interno il nastro ventilato (blu), scrubber per il recupero dell'azoto ammoniacale nell'evaporato (bianco) ed insacchettamento del prodotto in big bag (Foto CRPA).



Figura 8.4: Impianto di turbo essiccazione con rotore interno ed a circuito chiuso.

Evaporazione

Il trattamento di essiccazione precedentemente descritto produce un evaporato ed una frazione solida essiccata ad elevato tenore di sostanza secca (generalmente superiore al 45-50%) a partire da un digestato tal quale o dalla sua frazione solida separata. Anche il processo di evaporazione produce un evaporato, ma contrariamente all'essiccazione, il prodotto finale risulta essere una frazione concentrata ancora liquida e pompabile se pur ad elevato tenore di sostanza secca (anche del 15-30% in base alla configurazione dell'impianto ed alle caratteristiche di viscosità del concentrato). Il prodotto sottoposto a trattamento evaporativo deve essere obbligatoriamente una frazione liquida. La dinamica dei due trattamenti è pertanto simile ed in entrambi i processi l'obiettivo è rimuovere l'acqua dal digestato. L'elevata energia termica necessaria al processo è il fattore limitante del processo di evaporazione.

Il processo di evaporazione avviene in reattori nei quali viene caricato il digestato e riscaldato con scambiatori di calore interni oppure esterni con ricircolo "side stream" del digestato. Questa seconda soluzione permette una più agevole manutenzione degli scambiatori di calore ed una miscelazione continua del digestato. Nel reattore rimane il digestato concentrato mentre l'acqua lascia il reattore sotto forma di flusso di vapore. Il processo di solito è condotto in batch e sino a quando il concentrato mantiene caratteristiche "pompabili".

Il flusso di vapore che si genera dal processo può essere espulso in aria ambiente, previo eventuale trattamento per evitare emissioni ammoniacali, oppure ricondensato e recuperato come distillato per usi tecnici o scaricato in fognatura rispettando i limiti tabellari di legge.

Nella frazione concentrata vengono recuperati e concentrati gli elementi presenti nella matrice in ingresso al trattamento, quali i nutrienti (N-P-K), i micronutrienti ed i solidi sospesi e soluti. Si possono raggiungere riduzioni in quantità del digestato in ingresso pari al 50-70%.

Dalle condizioni operative di processo dipende il recupero dell'azoto ammoniacale presente nel digestato in ingresso. Se si abbassa il pH iniziale a valori inferiori a 5,5 (ad esempio con acido solforico) si riduce, o annulla, la dissociazione dell'azoto ammoniacale in ammoniaca libera disciolta, riducendone la frazione strippabile dal flusso gassoso di vapore. Di conseguenza è favorito il recupero dell'azoto ammoniacale presente nel digestato sotto forma di ione ammonio (N-NH_4^+) o sale di solfato d'ammonio ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$) nel concentrato. L'abbassamento del pH può purtroppo indurre la formazione di schiume per lo sviluppo di

anidride carbonica. Se si opera a pH tipico del digestato (7.5 - 8.5), una quota importante dell'azoto ammoniacale contenuto nel digestato seguirà il flusso di vapore e si ritroverà nel distillato e pertanto per recuperare questa frazione importante di azoto occorrerà trattare il flusso di vapore in uscita attraverso un lavaggio in scrubber con adsorbimento con acido solforico, oppure trattare il distillato con una ulteriore fase di concentrazione mediante osmosi inversa. La quota di azoto organico presente nel digestato, invece, è recuperata con la frazione concentrata.

Gli impianti evaporativi sono generalmente costituiti da uno o più evaporatori posti in serie, detti "stadi". Aumentando il numero di stadi si incrementa l'efficienza evaporativa del processo a parità di energia termica impiegata. L'energia del vapore che si genera dal primo stadio viene utilizzata come cascama termico per contribuire al riscaldamento dello stadio successivo.

Il processo di evaporazione può essere condotto a pressione ambiente oppure sottovuoto. In questa seconda condizione, creando una depressione nello spazio di testa della caldaia, è possibile evaporare l'acqua a temperature inferiori a quella di ebollizione e senza insufflazione di aria dall'esterno riducendo notevolmente i consumi termici. D'altra parte occorre una caldaia a tenuta ed una pompa per produrre la depressione dello spazio di testa.

Il processo evaporativo in campo industriale ed agro-industriale è da tempo maturo ed applicato con successo. Al contrario nel caso di trattamento del liquame/digestato, le esperienze in Italia risultano limitate.



Figura 8.5: Impianto di evaporazione sottovuoto

Climate change

L'essiccazione termica produce un materiale stabile grazie al trattamento fisico-meccanico che riduce le emissioni di gas serra del prodotto essiccato rispetto alle emissioni di gas serra derivanti dallo stoccaggio, dalla gestione e dallo spandimento del digestato non trattato. Se si utilizza il surplus di energia termica prodotta dal cogeneratore alimentato a biogas (CHP), non si impiegano combustibili fossili per l'energia termica necessaria al trattamento. Inoltre, l'essiccazione termica permette di recuperare NPK, producendo un fertilizzante rinnovabile (pellet e solfato di ammonio) ed evitando 4,57 kg CO₂eq per ogni kg N di origine sintetica sostituito, 1,18 kg CO₂eq/kg P₂O₅ e 0,64 kg CO₂eq/kg K₂O (rapporto JRC EUR 27215 EN, 2015).

Evoluzione

Le politiche dell'UE in materia di protezione ambientale e di contrasto ai cambiamenti climatici tenderanno sempre più a favorire tecniche di trattamento degli effluenti zootecnici e del digestato che consentano un recupero dei nutrienti contenuti e non una loro dissipazione.

L' essiccazione termica aiuta il riciclaggio dei nutrienti e la produzione di fertilizzanti "rinnovabili" non di origine sintetica, in un'ottica di economia circolare. La produzione di fertilizzanti chimici a base di N e P diventerà più costosa, specialmente per il P che diverrà un elemento minerale sempre più difficile da reperire in natura a bassi costi.

Bibliografia

- Baldini C., Bonacini I., Bonazzi G., Mantovi P., Moscatelli G., Navarotto P., Uberti G. EQUIZOO Riequilibrio dei carichi di azoto da effluenti zootecnici e loro valorizzazione a fini fertilizzanti - Quaderni della Ricerca n. 159 - marzo 2014 - Regione Lombardia - Direzione Generale Agricoltura (www.agricoltura.regione.lombardia.it).
- M.P.Bernal et al. (2015). Evaluation of manure management systems in Europe. Life+ MANEV, www.lifemanev.eu , Edited by SARGA.
- Drog B., Fuchs W., Al Seadi T., Madsen M., Linke B. (2015). Nutrient recovery by biogas digestate processing. Technical brochure published by IEA Bioenergy
- Flotats, Xavier, Henning Lyngsø Foged, August Bonmati Blasi, Jordi Palatsi, Albert Magri and Karl Martin Schelde. 2011. Manure processing technologies. Technical Report No. II concerning "Manure Processing Activities in Europe" to the European Commission, Directorate-General Environment. Project reference: ENV.B.1/ETU/2010/0007.
- JRC, 2015. Solids and gaseous bioenergy pathways: input values and GHG emissions. 2015 Report EUR 27215 pag. 14 - ISBN 978-92-79-47895-6 (PDF) - ISSN 1831-9424 (online) <https://ec.europa.eu/jrc/en/publications>.