



MINISTERO DELLO SVILUPPO ECONOMICO
DIREZIONE GENERALE PER LA LOTTA ALLA CONTRAFFAZIONE
UFFICIO ITALIANO BREVETTI E MARCHI

DOMANDA DI INVENZIONE NUMERO	102009901732393
Data Deposito	15/05/2009
Data Pubblicazione	15/11/2010

Classifiche IPC

Titolo

**PROCESSO PER IL TRATTAMENTO BIOLOGICO DEI REFLUI ORGANICI E RELATIVO
IMPIANTO.**

PROCESSO PER IL TRATTAMENTO BIOLOGICO DEI REFLUI ORGANICI E RELATIVO IMPIANTO

DESCRIZIONE

CAMPO DELL'INVENZIONE

La presente invenzione riguarda un processo per il trattamento biologico dei reflui organici, e in particolare un processo biologico per l'abbattimento della domanda di ossigeno chimico (COD) e la mineralizzazione ed il recupero delle sostanze azotate in essi contenute.

L'invenzione riguarda anche un impianto per l'attuazione di detto processo.

TECNICA NOTA

Innanzitutto, per una migliore comprensione della descrizione che segue, si precisa che, ai fini della presente invenzione, vengono definite come aerobiche le condizioni di coltivazione nelle quali la tensione dell'ossigeno disciolto nella coltura (pO_2) è non inferiore al 5% del valore di saturazione in aria a pressione atmosferica (condizioni di sufficienza di ossigeno). Vengono definite come microaerofile le condizioni di coltivazione nelle quali la tensione dell'ossigeno disciolto nella coltura (pO_2) è inferiore al 5% del valore di saturazione in aria a pressione atmosferica, ma la coltura non è anaerobica in quanto viene assicurato un rifornimento continuo di ossigeno alla coltura anche se la sua tensione nel liquido non è rilevabile dalla sonda (condizioni di limitazione da ossigeno).

Il trattamento dei reflui è un problema assai sentito nella maggior parte dei paesi sviluppati, per il fatto che l'eutrofizzazione delle acque interne sta creando notevoli problemi ambientali ed economici, specie nelle aree ad alto impatto turistico. Sono di particolare interesse degli addetti del settore i sistemi di trattamento di reflui organici di diversa provenienza, quali ad esempio quelli delle industrie agro-alimentari ed i reflui civili.

Tra questi, particolare criticità ha assunto recentemente il settore zootecnico, dal momento che fattore limitante per le dimensioni degli allevamenti è la disponibilità di terreno ove spandere i reflui costituiti princi-

palmente dalle deiezioni degli animali. E' altrettanto noto che, d'altro canto, l'economicità dell'impresa di allevamento richiede che siano favoriti allevamenti di maggiori dimensioni per le evidenti economie di scala ottenibili rispetto a quelli di piccole dimensioni. Sull'onda di questa analisi economica si è pertanto arrivati a realizzare allevamenti particolarmente vasti, in Europa negli allevamenti suini si prevedono anche 10000 capi, con conseguente pressione sull'ecosistema e relative problematiche particolarmente difficili da risolvere anche nel breve periodo. Così, diversi Stati hanno preferito legiferare in proposito, ponendo delle limitazioni alla quantità di reflui zootecnici spandibili per anno per unità di superficie. Ad esempio, in Europa è stata recentemente introdotta una limitazione allo spandimento basata sul contenuto di azoto dei reflui, riducendo di fatto le dimensioni degli allevamenti suini; naturalmente, questo ha un maggiore impatto nelle zone ad alta densità di allevamenti, quali ad esempio la pianura padana, la Danimarca, l'Olanda o la Germania.

Oltre a seguire queste limitazioni, gli allevamenti suini devono soddisfare gli obblighi di legge relativi allo stoccaggio delle deiezioni per un periodo di tempo sufficiente tra la fine di una stagione di spandimento e l'inizio di quella successiva. Tali stoccaggi consistono di norma in vasche aperte all'atmosfera nella quale vengono rilasciati i gas prodotti dal metabolismo sostanzialmente anaerobico dei microorganismi presenti nelle deiezioni, generalmente anaerobi obbligati, anaerobi facoltativi ed archeobatteri quali i metanogeni. Dal momento che i gas rilasciati in atmosfera comprendono gas che contribuiscono all'effetto-serra, come metano, anidride carbonica e ammoniaca, e gas tossici, quali acido solfidrico, si comprende che lo stoccaggio dei reflui comporta problemi di gestione non indifferenti. Inoltre, a seguito di questa fase di degradazione si ottengono sostanze azotate, la cui immissione nell'ambiente naturale determina l'eutrofizzazione dei corpi d'acqua e l'aumento del livello dei nitrati nelle acque.

Si è pertanto reso necessario trovare nuovi processi atti a ridurre i quantitativi di sostanze tossiche, o nocive per l'ambiente, emesse libere nell'ambiente stesso. Soprattutto nel Nord Europa si è così optato per sfruttare l'energia chimica presente nei reflui, prevedendo la digestione anaero-

bica delle deiezioni suine in bioreattori di varia configurazione dai quali viene recuperato biogas costituito da metano prodotto in miscela con anidride carbonica.

Le configurazioni più diffuse sono lo CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor), i reattori con flusso a pistone (PFR), i reattori a letto fisso (FBR) ed infine delle semplici vasche non agitate. La digestione viene condotta più frequentemente in condizioni mesofile (30-40 °C), più raramente in condizioni termofile (50-60°C) o psicrofile (10-20°C).

Tuttavia, si è potuto riscontrare che un elemento che riduce notevolmente la velocità di diluizione, teoricamente definita come la velocità di crescita specifica dei microorganismi presenti nel bioreattore quando questo opera in stato stazionario, è la bassa velocità di crescita massima dei microorganismi, in particolare dei batteri metanogeni.

Inoltre, si è riscontrato che la bassa velocità di degradazione di alcuni componenti del refluo, principalmente le fibre vegetali, specialmente se lignificate, determina un prolungamento del tempo di residenza dei liquami prima che questi siano sufficientemente degradati. Come ben si comprende, questa limitazione è generalmente più restrittiva della prima, e rende pertanto necessario trovare una soluzione che renda più breve il tempo di residenza effettivamente impiegato.

Per ovviare a questa limitazione, o quantomeno mitigarne gli effetti, solitamente si prevede di riciclare al bioreattore parte della biomassa in esso prodotta, previo ispessimento in un sedimentatore: in tal modo, il tempo di residenza della biomassa e degli altri particolati sedimentabili diventa maggiore del tempo di residenza idraulico, allungandone in effetti la permanenza nel reattore. Questa modalità operativa, genericamente nota come digestione anaerobica di contatto, consente una riduzione del volume di lavoro del digestore e quindi dei costi di investimento e di esercizio, primi tra tutti quelli per il riscaldamento ed il rimescolamento.

Tuttavia, per quanto questo processo risolva parzialmente il problema, occorre tenere presente che anche il sedimentatore necessario per questa modalità operativa è un reattore che deve avere dimensioni commisurate al tempo di residenza dell'effluente del digestore necessario per otte-

nere il grado di sedimentazione desiderato. Detto tempo di residenza, pertanto, è criticamente dipendente dalle caratteristiche di sedimentabilità dei solidi, e conseguentemente dalla capacità delle popolazioni microbiche di formare aggregati relativamente stabili in grado di sedimentare a velocità apprezzabili.

Dal momento che questi fenomeni sono poco noti e difficilmente controllabili, oltre che soggetti alle imprevedibili variazioni di composizione del liquame in ingresso, si comprende bene come questo processo sia piuttosto complicato da gestire. Per quanto siano noti accorgimenti per ridurre i tempi di residenza e rendere efficiente l'impianto, gli approcci noti si basano ancora su comportamenti dei microorganismi difficilmente controllabili e riproducibili.

Un primo scopo della presente invenzione è pertanto di realizzare un processo di degradazione delle sostanze organiche che sia efficace, riproducibile e controllabile ed un impianto in cui tale processo possa essere effettuato in modo semplice ed efficace.

Ad oggi, problema comune a tutti i sistemi di digestione anaerobica dei reflui è l'incompletezza della rimozione del carico inquinante, ad esempio espresso come COD: attualmente, infatti, nei comuni digestori anaerobici operanti su reflui di porcilaia i valori di COD residuo variano dal 35% al 70% del valore presente nel refluo in ingresso. I residui di sostanza organica consistono sostanzialmente in composti organici recalcitranti e biomassa microbica, che spesso non possono essere immessi direttamente nell'ambiente, con la necessità di effettuare ulteriori trattamenti prima del rilascio dell'effluente nell'ambiente, con innalzamento dei costi di smaltimento e notevoli problematiche logistiche, che sovente provocano un'ulteriore lievitazione dei costi di smaltimento.

Un altro scopo della presente invenzione è dunque di realizzare un trattamento dei reflui che preveda di ridurre il COD in modo drastico e di rendere meno complesse le procedure di smaltimento.

EP 0 641 296 descrive un procedimento di degradazione di materiale organico che prevede di sottoporre il materiale organico alternativamente e periodicamente a digestione mesofila e termofila. Nella fase mesofila, che

viene condotta in condizioni di anaerobiosi in un apposito reattore, il materiale organico viene almeno parzialmente digerito con la concomitante produzione di biomassa mesofila ed anaerobica, mentre nella fase termofila aerobica o microaerofila successiva il materiale organico residuo e la biomassa dei microrganismi mesofili provenienti dalla fase precedente sono almeno parzialmente digeriti. Detto trattamento ciclico viene realizzato usando l'effluente del bioreattore aerobico come alimentazione per un secondo reattore anaerobico e così via per una serie di reattori. Il processo viene fatto continuare fino a convertire il materiale organico in modo sostanzialmente completo in prodotti di degradazione gassosi ed in acqua.

Questo impianto risulta dunque particolarmente complesso e costoso e dunque un altro scopo della presente invenzione è quello di ottenere il livello di degradazione del materiale organico desiderato eliminando la necessità di avere più reattori in serie.

Si è infine potuto constatare che la rimozione delle sostanze azotate dai reflui di ogni origine è una funzione importante dei sistemi di trattamento biologico e la maggior parte degli impianti moderni prevede delle sezioni a ciò deputate: queste sono tipicamente basate su processi microbiologici di nitrificazione/denitrificazione la cui funzione è la trasformazione dell'ammoniaca in azoto molecolare che viene rilasciato nell'atmosfera. Questo approccio ha un impatto ecologico pressoché nullo, ma ha lo svantaggio di riportare l'azoto in una forma non direttamente utilizzabile dai vegetali, e cioè una forma che richiede una preventiva riduzione chimica o biologica ad opera dei microrganismi azoto-fissatori. La riduzione chimica con idrogeno che porta alla formazione di ammoniaca (processo Haber-Bosch) è alla base della produzione dei fertilizzanti azotati contenenti sali di ammonio e di quelli contenenti nitrati, che vengono tipicamente ottenuti dall'ammoniaca mediante ossidazione catalitica con ossigeno (processo Ostwald). I processi di nitrificazione/denitrificazione distruggono quindi una risorsa (l'ammoniaca) la cui rigenerazione per l'impiego in agricoltura richiede un dispendio energetico notevole. Circa l'80% dell'ammoniaca prodotta, dell'ordine di 150 milioni di tonnellate/anno, viene infatti utilizzata in agricoltura sia sotto forma di sali di ammonio sia sotto forma di nitrati da essa derivati.

Ancora un ulteriore scopo dell'invenzione è dunque di realizzare un processo innovativo per la mineralizzazione ed il recupero dell'azoto presente nei prodotti di scarto del processo sopra indicato. La trasformazione dell'azoto organico presente nei reflui organici in forme inorganiche ad alta purezza, in pratica indistinguibili da quelle presenti nei fertilizzanti chimici del commercio, permetterebbe infatti di ottenere il beneficio aggiuntivo di una riduzione del costo della fertilizzazione azotata.

Tutti detti scopi vengono ottenuti mediante un processo ed un impianto per il trattamento biologico dei reflui organici aventi le caratteristiche indicate nelle rivendicazioni indipendenti 1 e 10 allegate. Preferite caratteristiche del processo e dell'impianto dell'invenzione sono definite nelle rivendicazioni dipendenti. Ulteriori caratteristiche e vantaggi dell'invenzione risultano comunque meglio evidenti dalla seguente descrizione dettagliata di una forma di esecuzione preferita di un impianto in cui attuare il processo dell'invenzione, in cui il refluo è liquame di un allevamento suino, data a puro titolo esemplificativo e non limitativo con riferimento alle figure allegate, in cui:

fig. 1 è una vista schematica di una prima frazione dell'impianto di biodegradazione secondo l'invenzione;

fig. 2 è una vista schematica di una seconda frazione dell'impianto di biodegradazione secondo l'invenzione.

La descrizione dell'impianto di biodegradazione dell'invenzione sarà effettuata, per maggiore semplicità, in relazione al percorso e alle fasi di lavorazione successive che subisce il refluo organico attraverso di esso.

Un condotto 1, la cui portata è regolata da una pompa 2 di alimentazione, porta il liquame ad un digestore anaerobico 3, dotato di un sistema di agitazione 4. Il liquame viene qui lavorato una prima volta mediante un trattamento sostanzialmente convenzionale di digestione anaerobica metanogenica, nel quale avviene la degradazione di una parte della sostanza organica con conseguente produzione di biogas.

Il digestore 3 opera in modalità continua, ovvero con l'immissione continua o periodica di refluo organico fresco e la rimozione continua o periodica del contenuto digerito. In particolare, oltre alla tecnica di digestione

continua CSTR sopra descritta (Continuous Stirred Tank Reactor) si può fare uso della tecnica del cosiddetto fed-batch ripetuto (RFB), ossia mediante alimentazione costante e volume variabile tra un valore minimo ed un valore massimo, raggiunto il quale viene scaricato un volume di liquido, e conseguente ritorno al valore minimo. Tipicamente, nel digestore anaerobico 3 la temperatura di esercizio è mantenuta nell'intervallo mesofilo (30-40 °C).

Qualunque sia il processo di digestione utilizzato, l'effluente viene portato dal digestore anaerobico 3 attraverso un condotto 5, la cui portata è regolata da una seconda pompa 6, ad un'apparecchiatura di microfiltrazione o microfiltro 7. Il microfiltro 7 agisce in modo da aumentare la concentrazione dei solidi sospesi presenti nel liquame dopo il trattamento nel digestore 3.

Dal microfiltro 7, un flusso di filtrato sostanzialmente privo di solidi sospesi fuoriesce attraverso un condotto 8, il cui flusso è regolato da una pompa 9, per essere inviato ad un bioreattore 10 aerobico o micro-aerofilo per un ulteriore trattamento. Nello stesso tempo, la sostanza solida che è stata concentrata per filtrazione dal microfiltro 7 viene invece rinviata al digestore 3 mediante un condotto 11, perché sia ulteriormente trattata secondo la tecnica sopra descritta.

Il bioreattore 10 opera in condizioni termofile (40-70 °C) ed in condizioni di sufficienza di ossigeno o di micro-aeroficità. Tali condizioni, richieste per il corretto funzionamento del bioreattore, sono ottenute mediante insufflazione nel bioreattore di aria o altro gas contenente ossigeno, attraverso il condotto 12, preferibilmente insieme ad agitazione meccanica mediante eliche o turbine 13, in modo da aumentare la velocità di dissoluzione dell'ossigeno.

Per verificare in tempo reale le concentrazioni di ossigeno, si misura la tensione dell'ossigeno disciolto nel liquido per mezzo di una sonda galvanometrica o polarografica convenzionale (non mostrata).

Il bioreattore 10 opera in modalità continua con uno schema analogo al digestore anaerobico mesofilo. In particolare, da esso si diparte un condotto 14 comprendente una pompa 15 di circolazione che porta l'effluente del bioreattore 10 ad una seconda apparecchiatura di microfiltra-

zione o microfiltro 16. La sostanza solida che non passa il vaglio viene rinviata – attraverso un condotto 17 - al bioreattore 10, mentre i fluidi filtrati sono portati al di fuori dall'impianto tramite un condotto 18, per l'eventuale successivo utilizzo. Dal momento che il fluido che esce dal condotto 18 è una soluzione limpida, priva di solidi sospesi, è possibile prevederne, in alternativa al tradizionale spandimento sui campi, un ulteriore trattamento di detta sostanza liquida in modo da trasformarla in un fertilizzante liquido di uso commerciale.

Come si comprende, non trattandosi di un sistema chiuso, l'impianto prevede flussi di uscita delle sostanze trattate, alcuni dei quali particolarmente interessanti per l'utilizzo pratico che possono avere. In particolare, è previsto un condotto 19 di uscita del biogas che si produce nel trattamento dei liquami all'interno del digestore 3. Il biogas può essere utilizzato come fonte energetica nell'impianto stesso, al fine di acquistare dall'esterno la minore quantità di energia possibile. Inoltre, dal bioreattore 10 si dipartono un condotto 20 di uscita del gas esausto del trattamento dei liquami trattati nel bioreattore 10, sostanzialmente costituito da sostanze ammoniacali che possono rivelarsi utili previo opportuno trattamento, ed un condotto 21 per la fuoriuscita, regolata da una pompa di prelievo 22, del fluido digerito.

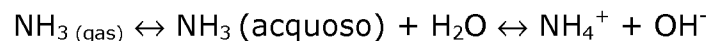
Il fluido che fuoriesce dal condotto 21 è una sospensione di sostanze solide, costituita in particolare da biomassa microbica e solidi insolubili non digeriti, e pertanto potrà essere utilizzata esclusivamente come concime da spandimento sul terreno.

Infine, tra il digestore 3 e il bioreattore 10 sono previsti due condotti di collegamento, rispettivamente di mandata 23, il cui flusso è regolato da una pompa 24, e di ritorno 25, il cui flusso è regolato da una pompa 26: il flusso attraverso il condotto 23 viene utilizzato, in modo per sé noto, per mantenere sostanzialmente costante il volume all'interno del digestore 3, mentre il flusso attraverso il condotto 25 viene regolato in modo da ottenere l'intensità di riciclo desiderata. La costanza dei suddetti flussi nel tempo consente di mantenere l'intero impianto in condizioni stazionarie di funzionamento.

Per ridurre ulteriormente l'inquinamento derivante dallo smaltimento dei reflui, è poi possibile prevedere una seconda frazione dell'impianto, associata alla prima frazione sopra descritta, nella quale è possibile recuperare l'azoto contenuto negli effluenti dal primo trattamento sopra descritto.

Questa seconda frazione dell'impianto, atto a trattare ulteriormente i gas esausti ricchi di sostanze ammoniacali che fuoriescono dal condotto 20 dei gas esausti, è costituita in modo schematico da un contattore gas/liquido 27, nella cui parte inferiore detto condotto afferisce, in cui la fase gassosa contenente ammoniaca viene messa a contatto con una soluzione acida, ad esempio a base di acido solforico, proveniente da un serbatoio 28 attraverso un condotto 29 che alimenta la testa del contattore.

L'ammoniaca presente nella fase gassosa si discioglie nella fase liquida tendendo a stabilire un equilibrio con l'ammoniaca disciolta nel liquido. Questa, a sua volta stabilisce un equilibrio con lo ione ammonio in soluzione secondo la reazione seguente:



La presenza di acido va a neutralizzare gli ioni OH^- prodotti dalla reazione spostando verso destra l'equilibrio tra l'ammoniaca disciolta e lo ione ammonio, determinando quindi una progressiva salificazione dell'ammoniaca disciolta nel liquido, generando così una soluzione del sale di ammonio dell'acido impiegato.

Dopo il trattamento attraverso il contattore 27, la sostanza gassosa impoverita di ammoniaca fuoriesce attraverso il condotto 30 di sfiato, mentre la soluzione acida arricchita di sali di ammonio viene riportata al serbatoio 28 attraverso il condotto 31.

L'aggiunta di acido alla fase liquida può essere vantaggiosamente eseguita per mezzo di un apparato automatico di titolazione, mediante il quale è previsto di tenere sotto controllo il pH del serbatoio 28 mediante una sonda 32 immersa nella fase liquida. A tale sonda 32 è associato un dispositivo di regolazione di pH 33, in grado di azionare un attuatore 34 che regola il flusso di una soluzione di acido contenuta in un serbatoio 35 verso il serbatoio 28. E' pertanto facile comprendere che ogni incremento di pH conseguente allo scioglimento dell'ammoniaca gassosa viene immediata-

mente riportato al valore desiderato mediante l'apertura controllata dell'attuatore, che consente l'accesso dell'acido al serbatoio 28.

Per mantenere una concentrazione costante di sali di ammonio all'interno del serbatoio 28 sono infine previsti un condotto 36 per l'afflusso di acqua ed un condotto 37 per la fuoriuscita della soluzione di sali d'ammonio che, in modo analogo a quanto già visto per i due reattori della prima frazione dell'impianto, possono funzionare in modo strettamente continuo o intermittente.

Il processo sinora descritto è evidentemente semplificato. In particolare, non tiene conto di alcune variabili che nella pratica riducono la resa dell'impianto oggetto dell'invenzione. Infatti la descrizione non ha tenuto conto del fatto che i solidi sospesi presenti nel bioreattore non sono costituiti esclusivamente da biomassa formata all'interno del bioreattore a partire da un substrato solubile, ma anche da substrati insolubili che possono in parte essere utilizzati per la crescita della biomassa nel bioreattore. In generale, è comunque da attendersi che la produzione di un effluente sostanzialmente privo di solidi sospesi determini un aumento della concentrazione di biomassa nel bioreattore e quindi della capacità degradativa volumetrica.

L'impiego della microfiltrazione come metodo di recupero dei solidi sospesi costituisce un notevole miglioramento rispetto all'impiego di un sedimentatore, in quanto l'efficienza di quest'ultimo dipende in modo cruciale dalle caratteristiche di sedimentabilità dei solidi sospesi, caratteristiche difficilmente controllabili da parte dell'operatore. Le sopra descritte apparecchiature di microfiltrazione 7 e 16 diminuiscono vantaggiosamente la complessità ed il costo di realizzazione e di gestione dell'impianto dal momento che non è più necessario – come nella tecnica nota – prevedere nell'impianto l'uso di un sedimentatore ed inoltre attuare tutti quegli accorgimenti tecnici necessari per ottenere una capacità di sedimentazione elevata in tempi accettabili.

L'aumento della concentrazione dei solidi sospesi in entrambi i bioreattori 3 e 10 che formano parte dell'impianto di biodegradazione oggetto della presente invenzione determina un notevole incremento della capacità di degradazione complessiva, che si traduce a sua volta in una diminuzione

molto elevata del carico inquinante, così come si può determinare in base alla riduzione complessiva dei cosiddetti solidi volatili, essenzialmente una misura della sostanza organica presente nel refluo, oppure del COD.

Tale riduzione viene valutata in base al bilancio dei solidi volatili, oppure del COD, tra l'ingresso 1 del refluo nell'impianto e l'uscita del refluo trattato costituita complessivamente da tre flussi, ovvero dal flusso 18 di filtrato in uscita dall'apparecchiatura di microfiltrazione 16 collegata al bioreattore 10, dal flusso di fluido concentrato 21 e dallo sfiato 20 di gas esausti in uscita dallo stesso bioreattore 10. Occorre considerare che contribuisce al bilancio complessivo del COD anche il flusso 19 di biogas in uscita dal bioreattore 3. Tuttavia, questa fonte di COD non contribuisce più al carico inquinante immesso nell'ambiente in quanto viene utilizzata per la produzione di energia mediante combustione oppure per via elettrochimica a mezzo di celle a combustibile.

Per quanto riguarda la fase di recupero dei gas ammoniacali prodotti nella fase di mineralizzazione, il contattore 27 preferibilmente opera in modalità continua, come viene ben descritto nella fase finale dell'esempio che segue.

Naturalmente, l'impianto può operare anche in modalità batch utilizzando la stessa fase liquida fino al raggiungimento della concentrazione desiderata del sale di ammonio. La soluzione di sale di ammonio 37 potrà essere scaricata dal contattore 27 il quale verrà fornito di una nuova fase liquida 29 essenzialmente priva di sali di ammonio in soluzione, che verrà utilizzata per un nuovo ciclo di assorbimento e salificazione dell'ammoniaca proveniente dal bioreattore 10.

Le condizioni operative vengono scelte sulla base dell'efficienza di recupero dei gas ammoniacali desiderata e del valore di pH del contenuto del bioreattore 10, che deve essere non inferiore a circa 8. A questo valore di pH ed alla temperatura prescelta (55 °C) la posizione dell'equilibrio tra l'ammoniaca disciolta ($\text{NH}_3 \text{ aq}$) e lo ione ammonio (NH_4^+) è tale per cui l'ammoniaca disciolta rappresenta circa il 55% dell'ammoniaca totale in soluzione. L'ammoniaca libera in soluzione tende a stabilire un equilibrio con l'ammoniaca presente nella fase gassosa, costituita dall'aria 12 insufflata nel

bioreattore 10 per mantenere le condizioni aerobiche desiderate, impoverita di ossigeno ed arricchita in anidride carbonica ed ammoniaca durante il contatto con la fase liquida presente nel bioreattore stesso. La continua immissione di fase gassosa fresca e la corrispondente rimozione di fase gassosa arricchita in ammoniaca determinano quindi una rimozione netta di ammoniaca gassosa dal bioreattore 10.

ESEMPIO

Viene qui di seguito illustrata un'applicazione della presente invenzione, facendo riferimento alle figure per l'individuazione dei componenti e dei flussi.

Un bioreattore anaerobico da 15 l di volume geometrico provvisto di agitazione meccanica e di un dispositivo di misura e di controllo automatico della temperatura viene riempito fino ad un volume di 10 l con refluo avente le seguenti caratteristiche:

Solidi totali	38,7 g/l
Solidi volatili	26,3 g/l
COD	52,7 g/l

La temperatura viene mantenuta a 35°C e l'agitazione a 60 giri/min. Il gas prodotto viene raccolto in un gasometro idraulico e misurato giornalmente. Quando la produzione di gas inizia a declinare dopo aver raggiunto il suo valore massimo, si inizia un'alimentazione con refluo fresco alla portata di 500 ml al giorno, mentre il volume viene mantenuto costante a 10 l con un dispositivo di troppo-pieno. La velocità di diluizione risultante è di 0,0021 h⁻¹, corrispondente ad un tempo di residenza medio di 20 giorni.

Quando il sistema raggiunge uno stato stazionario valutato sulla base della costanza nel tempo della concentrazione dei solidi volatili, del COD dell'effluente e della produzione e composizione del biogas, si collega il bioreattore ad un modulo di microfiltrazione equipaggiato con una membrana ceramica con porosità nominale di 100 nm, alimentato da una pompa centrifuga in grado di assicurare un flusso tangenziale all'interno della membrana di 3-4 m/sec. La pressione trans-membrana viene mantenuta tra 0,3 e 0,5 bar agendo su una valvola di restrizione del flusso posta a valle del modulo sulla linea di ritorno del retentato al bioreattore anaerobico.

Il permeato prodotto dal modulo di microfiltrazione viene inviato ad un bioreattore aerobico da 15 l di volume geometrico provvisto di agitazione meccanica, insufflazione regolabile di aria, dispositivi di misura e di controllo della temperatura, di misura del pH e di misura della tensione di ossigeno disciolto. Si regola la portata di alimentazione del bioreattore a 400 ml al giorno. L'effluente del bioreattore anaerobico, rimosso dal dispositivo di mantenimento del volume costante, viene anch'esso inviato al bioreattore aerobico da 15 l, che opera a 55°C e con un volume costante di 10 L. La condizione aerobica del bioreattore aerobico viene ottenuta per mezzo di agitazione meccanica mediante turbine Rushton e di insufflazione continua con aria. Il mantenimento delle condizioni di aerobicità viene verificato attraverso la misura della tensione dell'ossigeno disciolto, che viene mantenuta a valori non inferiori al 5% del valore di saturazione in aria a pressione atmosferica mediante opportuni aggiustamenti della velocità di agitazione e/o della portata di insufflazione dell'aria. La velocità di agitazione varia da 100 a 300 giri/min e la portata di aria insufflata da 1,0 a 1,5 l/min.

Il bioreattore aerobico viene collegato ad un modulo di microfiltrazione analogo a quello collegato al bioreattore anaerobico, il quale opera nelle stesse condizioni di alimentazione e pressione trans-membrana. La portata del permeato prodotto da questo modulo viene fissata a 400 ml al giorno.

Il volume del fluido contenuto nel bioreattore aerobico viene mantenuto a 10 l mediante un dispositivo automatico di controllo del livello che scarica dal bioreattore il fluido in eccesso. Pertanto, la portata idraulica complessiva in uscita dal bioreattore aerobico è costituita dalla somma della portata del permeato e della portata di sfioro del fluido in eccesso. Tale portata è idealmente identica alla portata di alimentazione del bioreattore anaerobico, ma in pratica è minore di questa a causa della perdita di acqua dal bioreattore attraverso due flussi gassosi:

- 1) biogas in uscita dal bioreattore anaerobico (flusso 19);
- 2) aria esausta in uscita dal bioreattore aerobico (flusso 20).

Tali perdite di acqua allo stato di vapore vengono minimizzate, ma non del tutto eliminate, mediante l'installazione sulle linee di sfiato dei due

bioreattori di condensatori a ricadere alimentati ad acqua gelida. Manca pertanto al bilancio idrico del sistema l'acqua perduta in tal modo.

In aggiunta alle due uscite ora menzionate, ovvero il permeato della microfiltrazione ed il liquido di esubero derivante dal mantenimento del volume costante, viene inoltre prelevato dal bioreattore aerobico un flusso di liquido pari a 50 ml/giorno che viene alimentato al bioreattore anaerobico.

Dopo un periodo di tempo opportuno il sistema raggiunge uno stato stazionario valutato sulla base della costanza nel tempo della concentrazione dei solidi volatili e del COD in entrambi i bioreattori e nei diversi flussi liquidi, oltre che della produzione e composizione del biogas.

A questo punto l'alimentazione del bioreattore anaerobico viene gradualmente aumentata fino a 1000 ml/giorno, aumentando nel contempo nella stessa proporzione la portata del permeato della microfiltrazione collegata al bioreattore anaerobico che raggiunge un valore di 800 ml/giorno, la portata del permeato della microfiltrazione collegata al bioreattore aerobico che raggiunge un valore di 800 ml/giorno, e la portata di riciclo dal bioreattore aerobico al bioreattore anaerobico che raggiunge un valore di 100 ml/giorno. La portata di sfioro del reattore aerobico raggiunge il valore di 180 ml/giorno. Pertanto, al bilancio idrico dell'intero sistema mancano 20 ml/giorno presumibilmente dovuti alla perdita di vapore acqueo negli effluenti gassosi del sistema come discusso precedentemente. In questo assetto operativo il digestore anaerobico opera con una velocità di diluizione (riferita alla sola alimentazione con refluo di porcilaia) di $0,00417 \text{ h}^{-1}$, corrispondenti ad un tempo di residenza idraulico di 10 giorni.

Dopo un periodo di tempo opportuno il sistema raggiunge un nuovo stato stazionario valutato sulla base della costanza nel tempo della concentrazione dei solidi volatili e del COD in entrambi i bioreattori e nei diversi flussi liquidi, oltre che della produzione e composizione del biogas.

Data la relazione di bilancio del COD valida in stato stazionario:

$$\text{COD}_{\text{in}} = \text{COD}_{\text{CH}_4} + \text{COD}_{18} + \text{COD}_{21} + \text{COD}_{\text{cons}},$$

Ove:

COD_{in} : COD in ingresso

COD_{CH_4} : COD nel biogas prodotto

COD₁₈: COD presente nel filtrato della microfiltrazione collegata al bioreattore 10

COD₂₁: COD presente nell'effluente del bioreattore 10

COD_{cons} : COD rimosso dal refluo in ingresso;

e dati i seguenti valori per le singole componenti:

COD_{in}: 52,7 g/giorno

COD_{CH4}: 34,2 g/giorno

COD₁₈: 2,7 g/l

COD₂₁: 32,5 g/l

il bilancio del COD espresso in g/giorno diventa:

$$52,7 = 34,2 + 0,8 \cdot 2,7 + 0,18 \cdot 32,5 + \text{consumo COD}$$

dal quale si evince che l'abbattimento di COD al netto della produzione di metano nel sistema combinato è di 10,49 g/giorno. Il COD in uscita dall'impianto al netto della produzione di metano è di 8,0 g/giorno il che corrisponde ad una riduzione del COD dell'84,8 %. L'efficienza della conservazione del COD presente nel refluo nel metano prodotto è del 64,9 %. Durante il periodo di osservazione il contenuto totale di COD nel sistema composto dal bioreattore anaerobico e dal bioreattore aerobico è rimasto costante, confermando la validità dell'ipotesi di stato stazionario sulla quale il bilancio espresso dall'equazione è basato.

L'effluente gassoso che fuoriesce dal bioreattore aerobico contiene il 50% dell'azoto totale in ingresso sotto forma di ammoniaca. Tale effluente viene introdotto in un contattore gas/liquido costituito da una colonna in materiale plastico riempita con elementi cilindrici in vetro (anelli di Raschig) sui quali viene fatta percolare una fase acquosa introdotta nella parte alta della colonna mediante una pompa di circolazione che la preleva da una riserva in cui la soluzione fa ritorno dopo aver attraversato la colonna. La fase gassosa contenente ammoniaca proveniente dal bioreattore viene introdotta nella parte bassa della colonna e pertanto si muove in controcorrente rispetto alla fase acquosa. La sonda di pH collegata all'amplificatore di pH ha un punto di regolazione impostato a 4,0. La correzione automatica del pH del liquido nella riserva viene eseguita mediante l'aggiunta di una soluzione di acido solforico al 5% (p/v). Il consumo di acido solforico viene de-

terminato attraverso la lettura periodica del livello della soluzione nella riserva. Tale consumo è proporzionale alla quantità di ammoniaca trasferita dalla fase gassosa a quella liquida. Periodicamente vengono prelevati campioni di soluzione dalla riserva e viene determinata la concentrazione dell'ammoniaca presente come ammonio solfato mediante una sonda a ioni selettivi, oppure mediante distillazione in corrente di vapore e titolazione acido/base.

L'aumento della concentrazione di ione ammonio nella riserva del fluido di contatto si trova in ottimo accordo con i valori calcolati sulla base del consumo di acido solforico al 5%, che è in realtà una titolazione diretta dell'ammoniaca che si discioglie nel fluido di contatto. L'incremento della quantità di ione ammonio in soluzione misurato su un arco di tempo di 168 h è di 8,5 g, corrispondenti all'assorbimento di 6,6 g di azoto ammoniacale, ovvero il 94% del valore calcolato sulla base del bilancio dell'azoto nella fase liquida.

Dalla descrizione sopra riportata si comprende chiaramente come la presente invenzione permetta di ottenere tutti gli scopi prefissati. In particolare si è fornito un processo di degradazione delle sostanze organiche ed un relativo impianto che soddisfano le esigenze di efficacia, riproducibilità e controllo facendo uso di una tecnica di concentrazione della biomassa microbica e dei particolati presenti nella miscela di digestione basata sulla microfiltrazione tangenziale, nella quale la separazione tra particolato (inclusi i microorganismi) e frazione limpida non dipende dalle caratteristiche dei microorganismi, ma dalle caratteristiche dei mezzi filtranti prescelti e dalle condizioni operative imposte. Tale approccio, già impiegato negli MBR (Membrane Bio-Reactor) utilizzati per la degradazione aerobica dei reflui, è stato esteso ai digestori anaerobici.

Si è inoltre ottenuto lo scopo prefissato mediante un processo biologico di trattamento composto da una sola fase anaerobica ed una sola fase aerobica o micro-aerofila in successione. In questo modo, si favorisce inizialmente la produzione di biogas a scapito della mineralizzazione dell'azoto, e successivamente, mantenendo elevati i valori di pH e temperatura, si ottiene la trasformazione dell'azoto organico in ammoniaca/ammonio per un

complessivo 70% dell'azoto originario. La soluzione di sale di ammonio così ottenuta può essere impiegata come fertilizzante azotato minerale.

Si è ottenuto infine di realizzare un processo innovativo per la mineralizzazione ed il recupero dell'azoto presente nel fluido precedentemente trattato secondo le modalità sopra descritte mediante un processo biologico di trattamento composto da una fase anaerobica ed una fase aerobica o micro-aerofila in successione. Il processo sopra descritto è infatti in grado di trasformare – secondo una procedura ecosostenibile - l'azoto organico in sali di ammonio per un complessivo 70% dell'azoto originario, che possono essere impiegati come fertilizzante azotato minerale. La basificazione necessaria per lo spostamento dell'equilibrio verso l'ammoniaca è infatti ottenuta mediante la sola attività degli agenti biologici presenti nel bioreattore, selezionati dalle condizioni operative applicate, partendo da reflui agro alimentari. La semplicità dell'impianto dimostra che questo processo è di per sé applicabile anche su piccola scala presso l'azienda produttrice del refluo, quale ad esempio un allevamento.

RIVENDICAZIONI

1) Processo per il trattamento biologico di reflui organici, del tipo comprendente una prima fase di digestione anaerobica ed una seconda fase di digestione aerobica in successione caratterizzato da ciò che il flusso in uscita da ognuna di dette fasi di digestione è sottoposto ad una rispettiva fase di filtrazione della sostanza solida.

2) Processo come in 1), in cui detta sostanza solida filtrata viene sottoposta ulteriormente alla fase di digestione precedentemente sostenuta.

3) Processo come in 1) o 2), in cui dette fasi di filtrazione sono costituite da una microfiltrazione tangenziale.

4) Processo come in una qualsiasi delle rivendicazioni da 1) a 3), comprendente inoltre una fase di separazione da detta fase di digestione anaerobica del biogas liberato in detta fase.

5) Processo come in 4), comprendente un'ulteriore fase di recupero di azoto dai gas esausti ricchi di sostanze ammoniacali separati da detta fase di digestione aerobica.

6) Processo come in 5), in cui detta fase di recupero prevede il passaggio della fase gassosa contenente ammoniaca in un contattore gas/liquido (27) in cui è fatta passare in controcorrente una soluzione acida.

7) Processo come in 6), in cui detta soluzione acida è mantenuta al pH desiderato mediante un sistema automatico di titolazione.

8) Processo come in una qualsiasi delle rivendicazioni da 5) a 7) in cui la soluzione acida uscente da detto contattore (27) arricchita di sali di ammonio viene riciclata in testa a detto contattore attraverso un serbatoio (28) di accumulo di sali d'ammonio.

9) Processo come in una qualsiasi delle rivendicazioni precedenti, in cui nella fase di digestione anaerobica la temperatura di esercizio è tipicamente mantenuta nell'intervallo mesofilo (30-40 °C) e nella fase di digestione aerobica (10) è tipicamente mantenuta nell'intervallo termofilo (40-70 °C) con presenza di ossigeno insufflato.

10) Impianto per il trattamento biologico di reflui organici del tipo comprendente due reattori rispettivamente per la digestione anaerobica (3) ed aerobica (10) in successione caratterizzato da ciò che sono previsti ulte-

riormente mezzi (7, 16) di filtrazione della sostanza solida disposti a valle di ciascun reattore.

11) Impianto come in 10), in cui la sostanza solida trattenuta da detti mezzi (7, 16) di filtrazione viene riciclata al rispettivo reattore per un ulteriore trattamento.

12) Impianto come in 10) o in 11), in cui detto reattore (3) per la digestione anaerobica comprende ulteriormente mezzi per la separazione del biogas che si libera nello stesso e mezzi di convogliamento (19) all'esterno dell'impianto di tale biogas.

13) Impianto come in 12), in cui detto reattore (10) per la digestione aerobica comprende ulteriormente mezzi (20) per la separazione e il convogliamento del gas esausto che si libera nello stesso.

14) Impianto come in 13), comprendente ulteriormente a valle di detti mezzi (20) un contattore gas/liquido (27) in cui detto gas esausto viene fatta passare in controcorrente ad una soluzione acida proveniente da un serbatoio (28).

15) Impianto come in 14) in cui l'acido viene aggiunto alla soluzione liquida entro detto serbatoio (28) mediante un apparato automatico di titolazione, per mantenere il pH di detta soluzione ad un valore predeterminato.

16) Impianto come in 15) in cui detto apparato di titolazione è costituito da un dispositivo di regolazione di pH (33), cui è associata una sonda (32), immersa nella fase liquida del contattore (27), atta ad azionare un attuatore (34) di regolazione del flusso della soluzione di acido contenuta in un serbatoio (35).

17) Impianto come in una qualsiasi delle rivendicazioni 11) a 16), in cui nel reattore anaerobico (3) la temperatura di esercizio è tipicamente mantenuta nell'intervallo mesofilo (30-40 °C) e nel reattore aerobico (10) è mantenuta nell'intervallo termofilo (40-70 °C) con presenza di ossigeno insufflato attraverso il condotto (12).

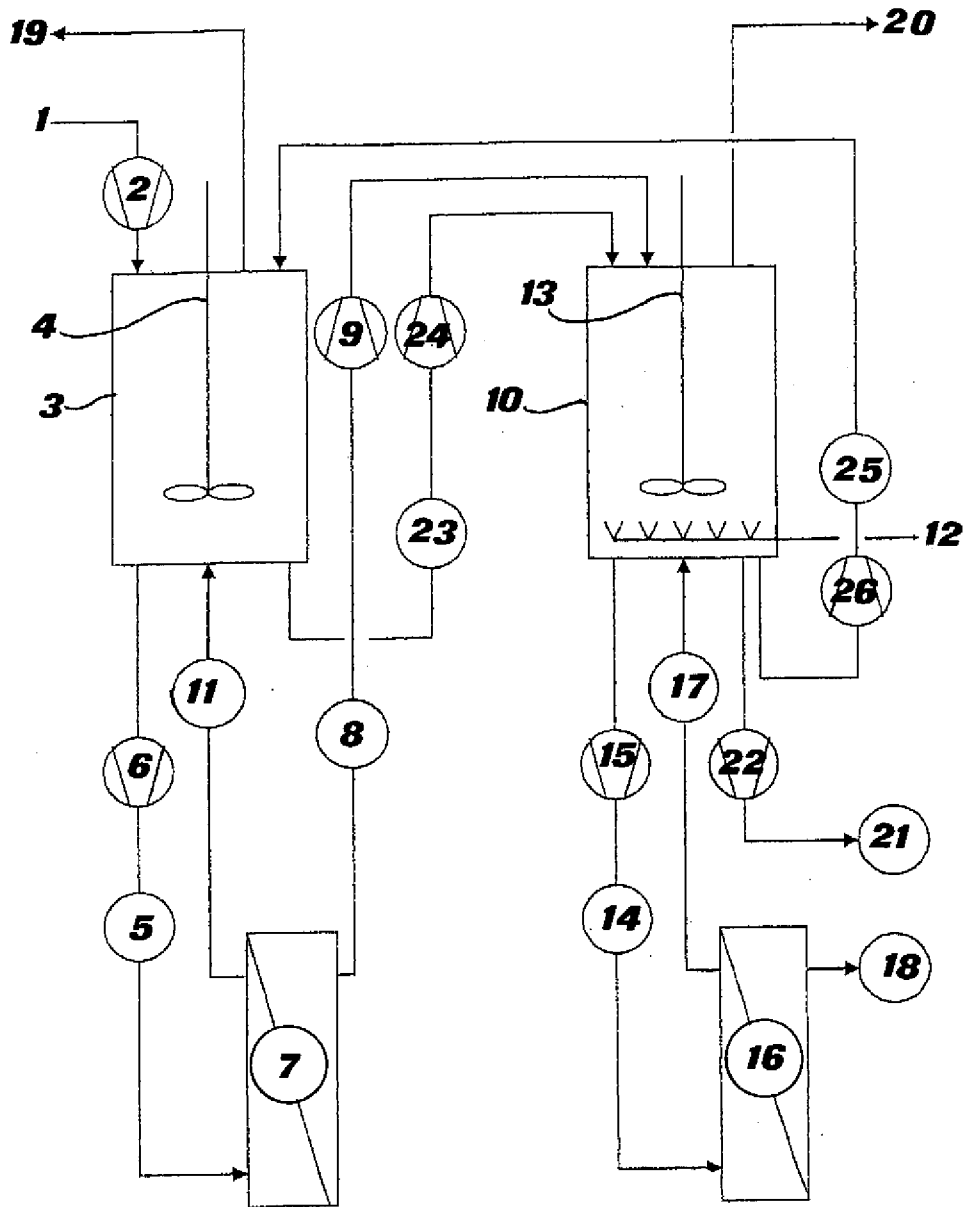


Fig.1

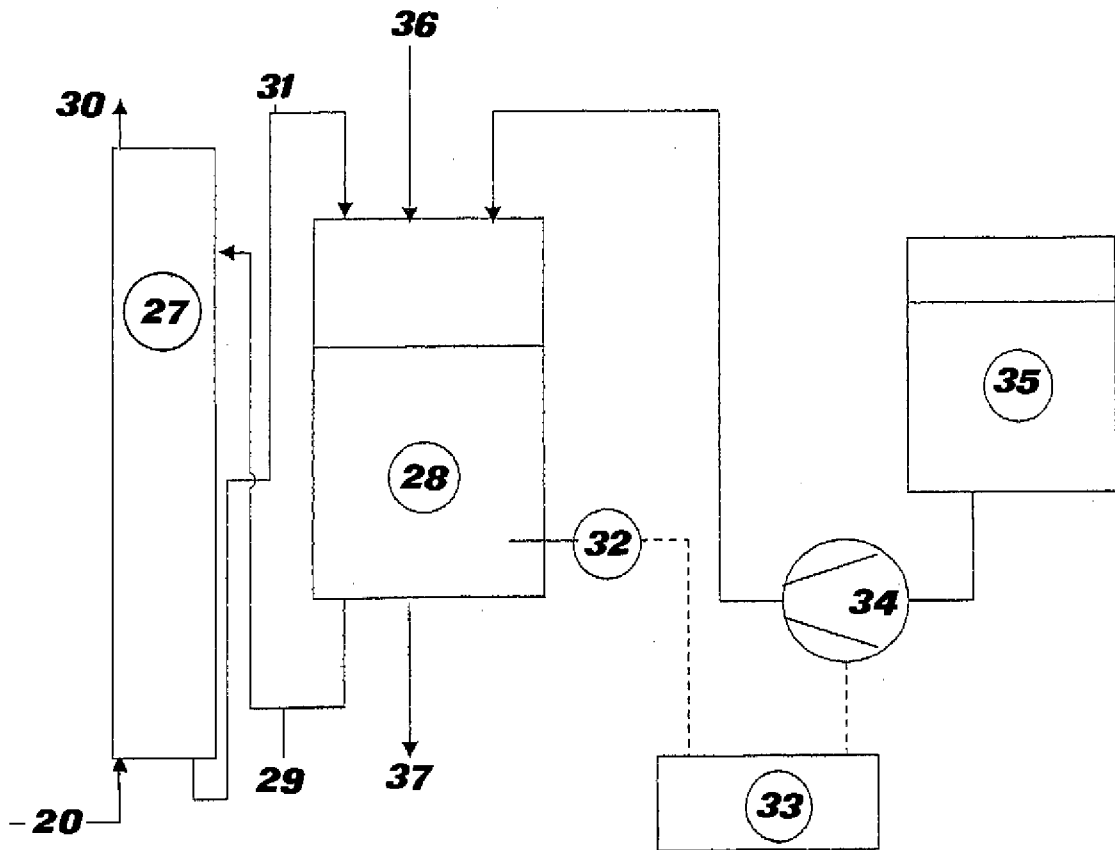


Fig.2