

# **UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI UDINE**

Corso di Dottorato di Ricerca in Economia Ecologia e Tutela dei  
Sistemi Agricoli e Paesistico-ambientali

Ciclo XXVI

## **TESI DI DOTTORATO DI RICERCA**

### **TRATTAMENTI AVANZATI DEL DIGESTATO: EFFICIENZA E SOSTENIBILITÀ AMBIENTALE**

DOTTORANDA: Dott.ssa Barbara PIAIA

RELATORE: Dott. Alessandro CHIUMENTI

PARTE GENERALE.....	5
1. INTRODUZIONE.....	5
1.1 Gli effetti dell'inquinamento da azoto .....	10
1.2 Le normative relative all'inquinamento da azoto di origine zootecnica .....	12
2. LA DIGESTIONE ANAEROBICA .....	16
2.1 Il processo di digestione anaerobica .....	16
2.2 L'evoluzione storica nel settore agrozootecnico .....	18
2.3 La situazione attuale.....	19
2.4 L'alimentazione degli impianti di biogas .....	21
2.5 La distribuzione geografica degli impianti di digestione anaerobica in Italia .....	21
2.6 Gli impianti di digestione anaerobica inseriti nell'azienda zootecnica .....	24
3. LE TECNOLOGIE PER LA RIDUZIONE, GESTIONE E VALORIZZAZIONE DELL'AZOTO CONTENUTO NEGLI EFFLUENTI DIGESTATI.....	25
4.1 La separazione liquido-solido .....	25
4.2 Il processo di nitrificazione-denitrificazione.....	30
4.3 Il processo Anammox .....	31
4.4 I processi a membrana .....	32
4.5 I processi di evaporazione .....	33
4.6 Lo stripping dell'ammoniaca.....	35
4.7 Il compostaggio dei liquami.....	36
4.8 L'essiccazione .....	37
PARTE SPERIMENTALE.....	39
4. OBIETTIVI DELLA TESI.....	39
5. PROVE SPERIMENTALI DI SEPARAZIONE LIQUIDO/SOLIDO DEL DIGESTATO .....	41
5.1 MATERIALI E METODI .....	41
5.1.1 Gli impianti monitorati .....	41
5.1.2 Bilancio di massa .....	48
5.1.3 Spesa energetica.....	49
5.2.4 Parametri chimico-fisici .....	49
5.2 RISULTATI.....	53
5.2.1 Caratteristiche delle matrici .....	53
5.2.2 Bilancio di massa .....	56
5.2.3 Bilancio dei nutrienti .....	60
5.3 CONCLUSIONI .....	64

6. MONITORAGGIO DI IMPIANTI DI TRATTAMENTO DEL DIGESTATO CON ULTRAFILTRAZIONE E OSMOSI INVERSA .....	68
6.1 MATERIALI E METODI .....	68
6.1.1 Gli impianti monitorati .....	68
6.1.2 Bilancio di massa .....	75
6.1.3 Parametri chimico-fisici .....	75
6.2 RISULTATI.....	78
6.2.1 Bilancio di massa .....	78
6.2.2 Parametri chimico-fisici .....	80
6.2.3 Bilancio di azoto e fosforo .....	83
6.2.4 Spesa energetica.....	85
6.3 CONCLUSIONI .....	85
6.4 Full-Scale Membrane Filtration System For The Treatment Of Digestate From A Co-Digestion Plant .	88
6.5 <i>Poster - Monitoraggio dell'impianto di trattamento del digestato per ultrafiltrazione e osmosi inversa dell'impianto di biogas Green Power di Castelleone (CR)</i> .....	95
7. PROVE SPERIMENTALI DI COMPOSTAGGIO IN IMPIANTI A SCALA REALE .....	97
7.1 MATERIALI E METODI .....	98
7.1.1 Gli impianti di compostaggio monitorati.....	98
7.1.2 Descrizione dell'impianto di compostaggio con tecnologia CLF MODIL CANDIRACCI .....	105
7.1.3 Metodologie analitiche per le emissioni .....	109
7.1.4 Monitoraggio dei quantitativi in input e output .....	112
7.1.5 Monitoraggio dell'ossigeno .....	112
7.1.6 Monitoraggio della temperatura.....	113
7.1.7 Analisi chimico-fisiche .....	114
7.2 RISULTATI E DISCUSSIONE .....	119
7.2.1 Ossigeno e redox .....	119
7.2.2 Andamento della temperatura.....	120
7.2.3 Il bilancio di massa.....	123
7.2.4 Le emissioni in atmosfera .....	129
7.2.4 Emissione di odori .....	134
7.2.5 Bilancio dell'azoto.....	134
7.3 CONCLUSIONI .....	137
8. PROVE SPERIMENTALI DI ESSICCAZIONE DEL DIGESTATO IN UN IMPIANTO A NASTRI IN SCALA REALE .	143
8.1 MATERIALI E METODI .....	144
8.1.1 L'azienda zootecnica sede delle prove .....	144

8.1.2 L'impianto di digestione anaerobica .....	145
8.1.3 L'impianto di essiccazione a nastri monitorato .....	151
8.1.4 Bilancio di massa .....	158
8.1.5 Caratteristiche delle matrici .....	158
8.1.6 Bilancio dell'azoto.....	159
8.1.7 Metodologie analitiche per le emissioni .....	159
8.1.8 Consumi energetici .....	161
8.2 RISULTATI E DISCUSSIONE .....	162
8.2.1 Bilancio di massa .....	166
8.2.2 Caratteristiche dei prodotti .....	169
8.2.3 Bilancio dell'azoto.....	170
8.2.4 Consumi energetici .....	172
8.2.5 Emissioni in atmosfera .....	174
8.3 CONCLUSIONI E PROPOSTE .....	179
8.4 Poster "Digestate drying in a full scale plant" .....	182
9. PROVE SPERIMENTALI DI ESSICCAZIONE DEL DIGESTATO IN UN IMPIANTO PILOTA A DISCHI SOVRAPPOSTI .....	184
9.1 MATERIALI E METODI .....	185
9.1.1 Caratteristiche dei prodotti .....	187
9.1.2 Metodologie analitiche per le emissioni .....	187
9.1.3 Metodologie analitiche per le polveri .....	188
9.2 RISULTATI E DISCUSSIONE .....	188
9.2.1 Caratteristiche dei prodotti .....	188
9.2.2 Emissioni in atmosfera .....	190
9.2.3 Polveri.....	191
9.3 CONCLUSIONI .....	191
9.4 Poster "Essiccazione di digestato palabile" .....	193
10.....	CONCLUSIONI
.....	195
11.....	BIBLIOGRAFIA
.....	198
12.....	SITOGRAFIA
.....	202

# PARTE GENERALE

## 1.INTRODUZIONE

L'azoto è un elemento chimico essenziale per la vita sulla Terra in quanto costituente fondamentale delle molecole organiche più importanti dal punto di vista biochimico, come proteine ed acidi nucleici.

Più del 99% dell'azoto presente sulla Terra è sottoforma di azoto molecolare  $N_2$ , la maggior parte del quale si trova in atmosfera mentre la rimanente parte è disciolto come gas negli oceani.

La maggior parte dei microrganismi non possono utilizzare la molecola di  $N_2$  tal quale, in quanto essa diventa biologicamente disponibile solo quando il legame N-N è spezzato e l'azoto è combinato con altri elementi per formare composti come lo ione ammonio ( $NH_4^+$ ) e il nitrato ( $NO_3$ ), in un processo chiamato fissazione dell'azoto.

Prima che le attività umane interferissero nel ciclo dell'azoto, piccole quantità di azoto venivano fissate da processi naturali come fulmini e attività vulcaniche, ma la stragrande maggioranza di azoto fissato sulla Terra ogni anno (più del 95%) veniva fissato dai batteri (Tartowski and Howarth, 2013).

Per la maggior parte della storia della vita sulla Terra, la richiesta da parte delle piante per forme biologicamente disponibili di azoto (come nitrato e ammonio) è stata superiore alla quantità di azoto ottenuto dal processo di fissazione. Di conseguenza, l'azoto limita la produttività primaria in molti ecosistemi, pertanto, aggiungendo azoto biologicamente disponibile a questi sistemi si assiste ad un aumento di produttività. Questa relativa mancanza di disponibilità di azoto a livello mondiale è stata anche un fattore importante nel modellare l'evoluzione della vita e strutturare le comunità in molti diversi tipi di ecosistemi, sia terrestri che acquatici.

L'attività umana ha alterato il ciclo dell'azoto più di quello di qualsiasi altro elemento, e gran parte del cambiamento si è verificato nel corso degli ultimi 50 anni. Fino ad allora la principale fonte di azoto era ancora quello ottenuto mediante la fissazione biologica naturale; al giorno d'oggi, invece, viene fissato più azoto attraverso le attività umane rispetto a quello fissato in tutti gli ecosistemi naturali terrestri. Dal 1960 al 2010, infatti, la quantità di azoto fissato da attività antropiche è aumentato di tre o quattro volte a livello

mondiale e questa è destinata ad un continuo aumento. Nel 2000 l'attività umana ha prodotto una fissazione di azoto pari a circa 170 Teragrammi all'anno (Tartowski and Howarth, 2013).

La principale causa di questo aumento è stato l'ampio e diffuso impiego di fertilizzanti azotati sintetici, che rappresenta più del 60% del totale di azoto fissato da tutte le attività umane a livello planetario; la rimanente parte è azoto ottenuto dalla fissazione batterica operata a livello delle colture agricole e azoto proveniente dalla combustione dei combustibili fossili. L'introduzione dei fertilizzanti azotati di sintesi ha avuto un ruolo chiave nell'aumento della disponibilità di cibo e nella riduzione della fame a livello mondiale, ma il loro ampio utilizzo ha causato un grave squilibrio dal punto di vista ecologico, considerando che è stato stimato che dal 10 al 50% dell'azoto somministrato sotto forma di fertilizzante venga perso attraverso lisciviazione ed erosione. Si stima che con l'utilizzo di reflui zootecnici le perdite siano forse maggiori (Pimentel, 1997).

La quantità di azoto presente nelle colture è pari a 60 Tg all'anno (Smil, 2002). Il resto dell'N immesso nei sistemi agricoli rappresenta quindi un surplus che finisce nell'ambiente attraverso processi di lisciviazione in acque profonde, ruscellamento in acque superficiali, accumulo nel suolo, volatilizzazione come ammoniaca ( $\text{NH}_3$ ) o come gas prodotti dalla nitrificazione-denitrificazione (principalmente  $\text{N}_2$ ).

Il problema del surplus di N è un problema globale. L'azoto di origine agricola, essendo volatile e passando in atmosfera, viene ridistribuito anche nelle foreste e non solo nelle terre dedite all'attività agricola.

Parte di questo azoto volatilizza direttamente dalle coltivazioni agricole, come ammoniaca e  $\text{NO}_x$ , e la quantità di  $\text{NO}_x$  diventa particolarmente rilevante nelle zone tropicali (Tartowski e Howarth, 2013).

L'agricoltura, quindi, gioca un ruolo fondamentale nell'inquinamento da eccesso di azoto. L'Agenzia Europea per l'Ambiente (EEA) stima, infatti, che l'agricoltura italiana incida per oltre il 60% sui rilasci di azoto verso le acque superficiali e evidenzia una stretta correlazione tra la concentrazione dei nitrati nelle acque e l'intensità delle pratiche agricole presenti sul territorio, valore paragonabile a quelli degli altri Paesi ad agricoltura intensiva (Provolo et al., 2008).

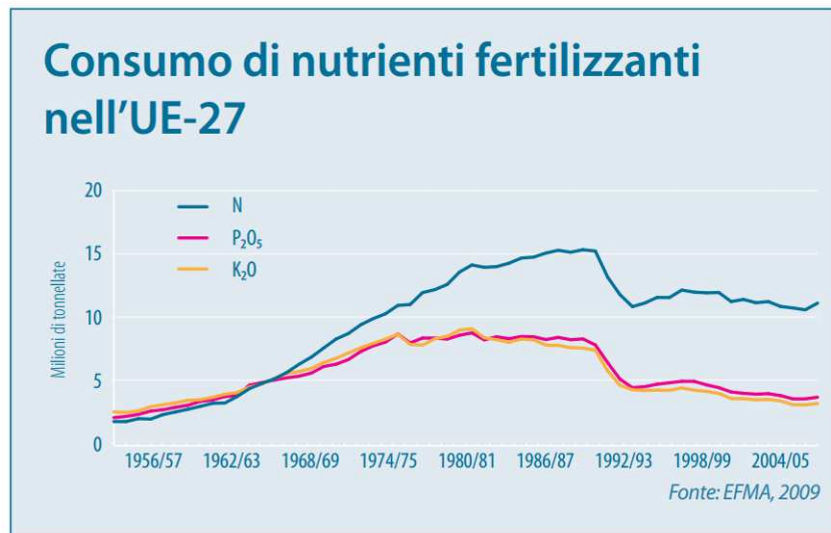


Figura1: Grafico relativo al consumo di nutrienti fertilizzanti in Europa dal 1956 al 2005. (fonte: EFMA)

Altrettanto importante è l'azoto proveniente dalle attività zootecniche, si tratta principalmente di ammoniaca che volatilizza in atmosfera dalle deiezioni animali.

Nei Paesi sviluppati, circa metà dell'azoto usato come fertilizzante viene esportato dal campo durante la raccolta delle colture e la maggior parte di queste colture vengono impiegate per l'alimentazione di bestiame e pollame. Molto dell'azoto presente in questi alimenti finisce nelle deiezioni degli animali, con un'alta percentuale di volatilizzazione.

Il problema dell'azoto di origine zootecnica non è di secondaria importanza rispetto a quello di origine agricola. Basti pensare che la produzione animale è in costante aumento a livello globale ed è destinata ad una continua crescita, in particolare in aree come l'Asia e il Sud America, a fronte della crescente domanda di prodotti di origine animale nei paesi in via di sviluppo. Tra il 1980 e il 2004 la produzione di carne è pressoché raddoppiata a livello mondiale (FAO, 2005). Per soddisfare la domanda sempre maggiore di prodotti animali, la zootecnia ha subito una profonda trasformazione a partire dalla metà del XX secolo. Al posto dei tradizionali sistemi agricoli, in cui i prodotti delle terre coltivate diventano l'alimento per il bestiame allevato e le loro deiezioni vengono reimpiegate come fertilizzanti (ciclo breve dell'azoto), si sono diffusi gli allevamenti intensivi. Questi ultimi sono altamente specializzati dal punto di vista produttivo, ma con ridotta connessione con le colture. Gli alimenti, infatti, non provengono più dalle colture aziendali, ma vengono acquistati in grandi quantità dall'esterno sotto forma di mangimi industriali. Anche i reflui rappresentano un problema: negli allevamenti intensivi la loro produzione è maggiore e spesso le terre aziendali non sono sufficienti per garantire un corretto smaltimento, soprattutto se al loro posto vengono impiegati dei fertilizzanti azotati industriali come

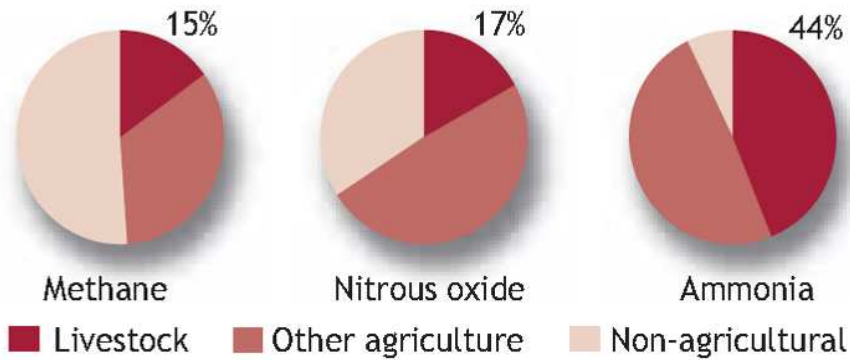
concimi. In questo modo il ciclo breve dell'azoto tra la produzione animale e la coltivazione viene interrotto. È evidente che con questi cambiamenti l'allevamento animale non risulta più integrato nell'attività agricola e, di conseguenza, le aziende si trovano a dover gestire un surplus di azoto non trascurabile.

La concentrazione di allevamenti intensivi in aree particolarmente vocate alla produzione zootecnica crea un maggior problema nella gestione di questo surplus d'azoto: in queste aree, infatti, i terreni agricoli non sono sufficienti per gestire i reflui zootecnici e lo spostamento dei reflui stessi in aree confinanti diventa veramente oneroso. Anche la forma stessa dei reflui rappresenta un ostacolo, i liquami, infatti, sono più difficili da gestire rispetto al letame palabile. Ad esempio, il liquame suino è caratterizzato da elevati volumi prodotti, forte diluizione, alta capacità inquinante ed è uno dei reflui più difficili da gestire (Bonmati & Flotats, 2003).

Queste aree ad alta intensità zootecnica sono ormai diffuse in tutto il mondo, in particolare in Olanda, la quale, con la massima intensità di produzione di bestiame del mondo, produce 15 milioni di tonnellate di letame in più rispetto a quello che può essere gestito in modo sicuro a livello agronomico (FAO, 2005). Rientrano in queste aree anche la Bretagna in Francia, le Fiandre in Belgio, i Paesi Bassi, la Danimarca ma anche alcune zone della Cina e del Brasile, dove la concentrazione di allevamenti suinicoli e avicoli stanno superando livelli riscontrati in Europa e Nord America.

L'intensivizzazione degli allevamenti crea però complessi problemi ambientali che vanno ben oltre all'inquinamento da azoto: la produzione animale è una delle principali fonti di emissioni di gas inquinanti, come il protossido di azoto ( $N_2O$ ), un gas serra il cui potenziale di riscaldamento (GWP, Global Warming Potential) è 296 volte superiore a quello dell'anidride carbonica (FAO, 2005). Gli allevamenti animali incidono per il 17% dell'emissione totale di  $N_2O$  legata all'attività antropica. Per quanto riguarda il metano risulterebbe di origine zootecnica il 15% del totale emesso dall'uomo, pari a circa 90 milioni di tonnellate annue; questo sarebbe prodotto dall'attività metabolica dei ruminanti e dalle emissioni dagli stoccaggi dei reflui. Il metano ha un GWP di 21 volte superiore all'anidride carbonica ( $CO_2$ ). Il contributo maggiore di emissioni di gas serra dagli allevamenti, in particolare dai reflui, è quello dell'ammoniaca: 44% sul totale emesso da attività antropiche (FAO, 2005).





Source: FAO

Figura 2: Contributo degli allevamenti zootecnici nella produzione di gas serra (Fonte: FAO)

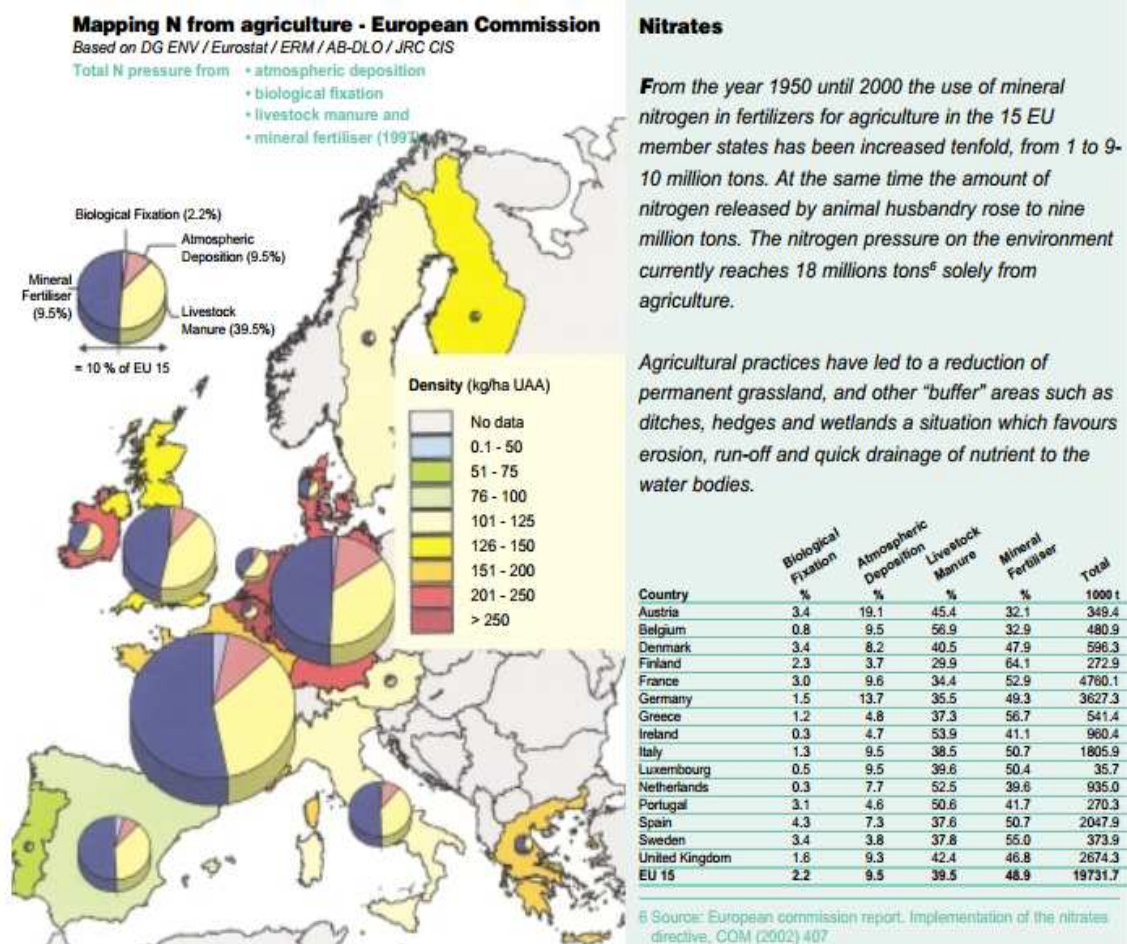


Figura 3: mappa europea dell'azoto di origine agricola (Fonte: European Commission Report. Implementation of the nitrates directive, COM (2002) 407)

## 1.1 Gli effetti dell'inquinamento da azoto

Come già detto, l'azoto è un nutriente limitante, per cui in molti ecosistemi è fondamentale ricorrere alla concimazione azotata per avere un aumento della produttività, ma come per ogni elemento esiste un limite di saturazione (Vitousek et al., 1997) che spesso viene superato. L'apporto di N può anche incidere sulla biodiversità, in quanto può favorire specie nitrofile a scapito di altre.

L'azoto, assumendo diverse forme chimiche, provoca un inquinamento diffuso che coinvolge l'atmosfera, il suolo e le acque.

Per quanto riguarda l'atmosfera i composti azotati presenti sono gli ossidi di azoto ( $\text{NO}_x$ ), il protossido di azoto ( $\text{N}_2\text{O}$ ) e l'ammoniaca ( $\text{NH}_3$ ). Gli ossidi di azoto, in presenza di radiazione solare, possono reagire con l'ossigeno formando ozono ( $\text{O}_3$ ) a livello della troposfera. Gli  $\text{NO}_x$  sono legati alle piogge acide e si formano dalla combustione di sostanza organica, anche se il monossido di azoto ( $\text{NO}$ ) può formarsi dai reflui zootecnici per opera di alcuni microrganismi. Dai reflui zootecnici si sviluppa anche il protossido d'azoto, che si colloca tra i più dannosi gas a effetto serra con un GWP 296 volte superiore alla  $\text{CO}_2$  (FAO, 2005). Le emissioni di ammoniaca contribuiscono alla deposizione di azoto al suolo e alle piogge acide che danneggiano le colture e gli ecosistemi naturali; inoltre l'ammoniaca contribuisce alla formazione di aerosol, che possono causare rischi per la salute umana.

I composti azotati vengono depositati dall'atmosfera al suolo attraverso le piogge acide e la deposizione secca o umida; in questo modo vanno a sommarsi all'azoto immesso nel terreno con i fertilizzanti e ne causano un eccesso. Nel terreno si trovano principalmente lo ione ammonio ( $\text{NH}_4^+$ ) e lo ione nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) che sono coinvolti nei processi di acidificazione dei suoli e delle acque.

Nelle acque il fenomeno più noto legato all'inquinamento delle da azoto (legato ad un eccesso anche di fosforo) è quello dell'eutrofizzazione. Durante questo processo si assiste ad un'elevata crescita di biomassa algale, con possibile fioritura di alghe tossiche, come accadde nel 1998 nel Mar Cinese Meridionale quando morì più dell'80% del pesce presente in 100 chilometri quadrati di costa. Un altro problema si ha al momento della morte in massa di queste alghe che si accumulano nei sedimenti, determinando un'elevata domanda di ossigeno per la loro degradazione. Questo crea una situazione di anossia o ipossia che, oltre a provocare alla lunga la morte dei pesci, fa sviluppare sostanze tossiche e maleodoranti che rendono inutilizzabili alla balneazione le acque coinvolte. Il

fenomeno dell'eutrofizzazione è stato riconosciuto come un problema di inquinamento in Europa e in America del Nord verso la metà del XX secolo.

Un altro fenomeno, è la lisciviazione dei nitrati nelle acque sotterranee. Quest'ultimo minaccia la potabilità dell'acqua in quanto la tossicità dei nitrati può creare problemi alla salute umana. Uno studio del 1998 su 1600 pozzi situati nei pressi di allevamenti industriali negli Stati Uniti, ha evidenziato che il 34% dei pozzi era stato contaminato da nitrati e di questi, il 10% registrava livelli di nitrati superiori ai limiti di potabilità (FAO, 2005). Purtroppo, non è così inusuale rilevare concentrazioni elevate di nitrati in fonti di acqua potabile adiacenti a zone agricole, soprattutto in quelle in cui viene fatto largo uso di fertilizzanti. La concentrazione di protezione sanitaria per i nitrati nell'acqua potabile è stato oggetto di interesse pubblico per molti anni. L'attuale Organizzazione Mondiale della Sanità (OMS) ha posto il limite di nitrati nell'acqua potabile pari a di 50 ppm, con l'obiettivo di prevenire la metaemoglobinemia nei neonati (Fan, 2011). La tossicità del nitrato è attribuita principalmente alla metaemoglobinemia che colpisce i bambini di età inferiore ai 6 mesi. Il loro stomaco avendo un pH superiore a 4, favorisce la trasformazione del nitrato in nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ), il quale converte l'emoglobina in metaemoglobina, composto inefficace nel trasportare ossigeno. Questo determina il caratteristico colore bluastrò della pelle del neonato: la metaemoglobinemia è, infatti, comunemente nota come sindrome del bambino blu e può risultare letale (Lee, 1970; Fan, 2011).

Recenti studi hanno evidenziato che livelli di nitrati superiori a 50 ppm nell'acqua potabile sono stati associati con altri effetti sulla salute umana. Nitrati e nitriti nell'acqua potabile e nel cibo, possono reagire in vivo con ammine e ammidi, formando composti N-nitrosi, alcuni dei quali sono stati dimostrati di essere cancerogeni per gli animali. Ulteriori studi sono necessari per dimostrare la correlazione tra elevati livelli di nitrati nell'acqua potabile e difetti riproduttivi e congeniti, effetti sulla tiroide, diabete mellito infantile ed effetti cancerogeni (Fan, 2011).



Figura 4: il ciclo dell'azoto (fonte: Commissione Europea)

## 1.2 Le normative relative all'inquinamento da azoto di origine zootecnica

Negli ultimi decenni sono cresciute le preoccupazioni per lo stato dell'ambiente e di conseguenza è aumentata la propensione alla riduzione dell'inquinamento di origine antropica. Una delle tematiche ambientali che è maggiormente sentita e coinvolge in modo rilevante l'attività agricola, riguarda la qualità delle acque sia per quanto concerne la presenza di composti pericolosi per la salute, come appunto i nitrati, sia per l'arricchimento di sostanze nutritive, in particolare azoto e fosforo, che favoriscono fenomeni di eutrofizzazione. Il ruolo dell'agricoltura, in questo contesto, è tutt'altro che trascurabile. L'Agenzia Europea per l'Ambiente (EEA) stima che l'agricoltura italiana incida per oltre il 60% sui rilasci di azoto verso le acque superficiali e evidenzia una stretta correlazione tra la concentrazione dei nitrati nelle acque e l'intensità delle pratiche agricole presenti sul territorio. Tale valutazione si inserisce in un contesto internazionale in cui l'Italia si colloca a valori paragonabili con quelli dei paesi che hanno un sistema agricolo intensivo.

Poiché l'acqua non si ferma ai confini nazionali, è essenziale che vi sia un approccio europeo per far fronte ai problemi dell'inquinamento. La Direttiva Nitrati del 1991 rappresenta uno dei primi strumenti legislativi dell'Unione Europea (UE); l'obiettivo è quello di proteggere la qualità delle acque in Europa prevenendo l'inquinamento delle acque sotterranee e superficiali provocato dai nitrati provenienti da fonti agricole e favorendo l'uso di corrette pratiche agricole.

Tutti gli Stati membri hanno elaborato dei programmi d'azione: ve ne sono oltre 300 in tutta l'Unione Europea, di qualità sempre più elevata.

Nel 2012 gli Stati membri erano 27 (di seguito UE-27) e il 39,6% del territorio era soggetto all'attuazione di programmi d'azione.

Dall'ultima relazione della Commissione, redatta in data 4 ottobre 2013, emerge che nel periodo 2008-2011 nell'UE-27 il 14,4% delle stazioni di monitoraggio delle acque sotterranee ha registrato valori superiori a 50 mg di nitrati per litro e il 5,9% ha registrato valori compresi tra 40 e 50 mg. Ciò rappresenta un lieve miglioramento rispetto al precedente periodo di monitoraggio, in cui il 15% delle stazioni aveva registrato valori superiori a 50 mg e il 6% aveva registrato valori compresi tra 40 e 50 mg. Le concentrazioni minime di nitrati sono state riscontrate in Finlandia, Svezia, Lettonia, Lituania e Irlanda, mentre le concentrazioni massime sono state registrate a Malta e in Germania (fonte: Commissione Europea).

Questi dati sono stati rilevati nelle oltre 30 mila stazioni di monitoraggio delle acque sotterranee, le quali sono aumentate all'incirca del 10% negli ultimi 4 anni di monitoraggio; le stazioni di monitoraggio delle acque dolci, invece, sono aumentate del 9% e sono circa 29 mila.

La direttiva richiede la designazione di zone vulnerabili, cioè di zone dove la gestione dell'azoto e in particolare quello di origine zootecnica è fortemente regolamentata attraverso dei "programmi di azione". Il limite più significativo riguarda la quantità massima di azoto da effluenti di allevamento utilizzabile, che viene fissata in 170 kg per ettaro e per anno. Parallelamente il decreto nazionale regola l'utilizzo dell'azoto anche nelle zone non vulnerabili fissando il tetto di utilizzo di quello di origine zootecnica a 340 kg per ettaro e per anno.

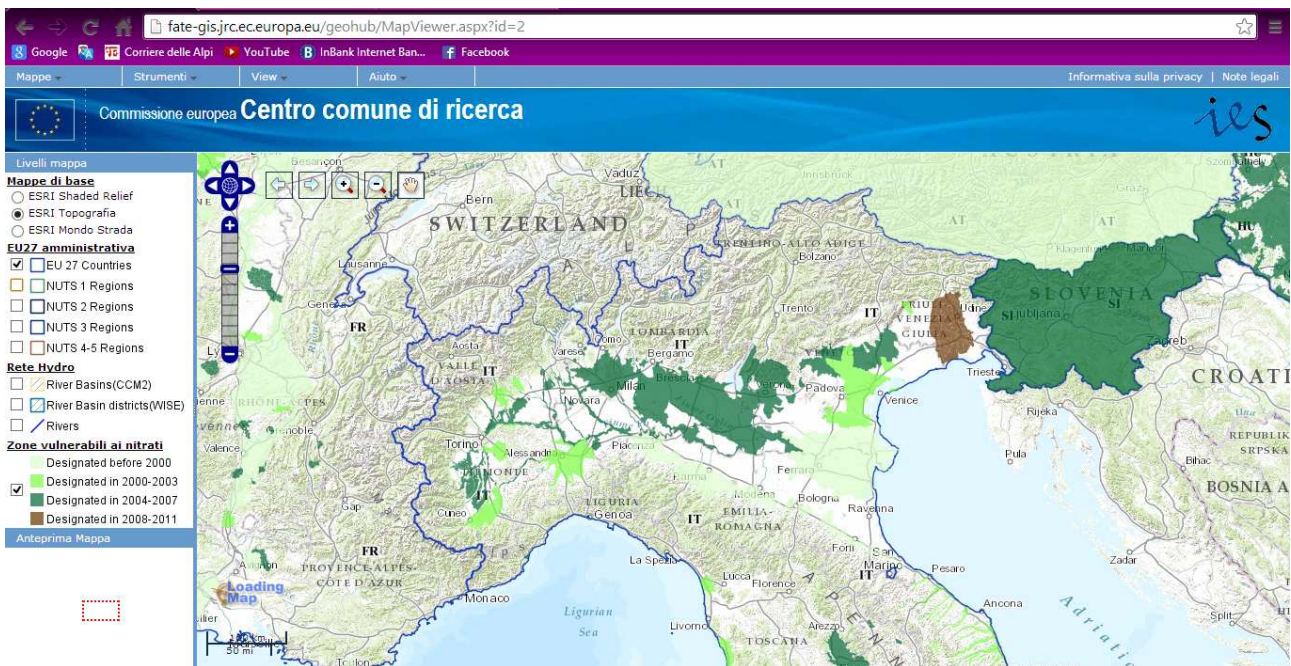


Figura 5: aree del Nord Italia designate come vulnerabili ai nitrati di origine agricola (Fonte: Commissione Europea)

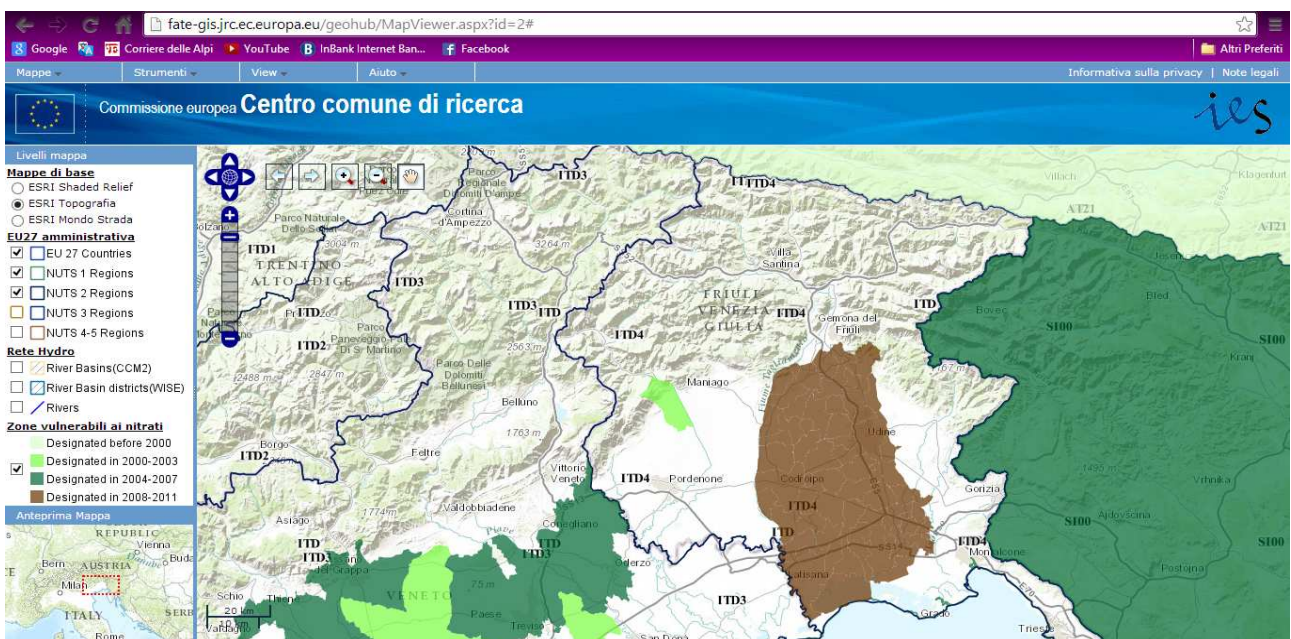


Figura 6: aree del Friuli Venezia Giulia designate come vulnerabili ai nitrati di origine agricola (Fonte: Commissione Europea)

Questo limite in molte zone è difficile da rispettare ed è proprio per questo motivo che si stanno cercando diverse soluzioni con lo scopo di mantenere competitiva la zootecnia: si stanno proponendo trattamenti fisici o biologici per la riduzione del carico di azoto dei reflui e per una gestione semplificata dei reflui stessi (Bonazzi, 2009; Fabbri et al., 2008; Navarotto et al., 2007; Chiumenti et al., 2007). Il problema principale di queste soluzioni è, però, l'elevato costo dal punto di vista energetico, ma questo "ostacolo" può venire

superato nelle aziende dotate di un impianto di digestione anaerobica che può coprire la spesa energetica (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007; Piccinini et al., 2007; Navarotto et al., 2007; Bonazzi et al., 2007).

È ovvio che il trattamento dei liquami zootecnici, al fine di ridurre il carico di azoto, deve avvenire rispettando due condizioni: l'immissione in atmosfera dell'azoto eccedente in forma prevalentemente molecolare (l'unica forma non inquinante) e il contenimento dei costi energetici (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007; Chiumenti et al., 2009; Bonazzi et al., 2007).

L'agricoltura resta una fonte notevole di problemi per le acque ed è necessario che gli agricoltori continuino a adottare pratiche più sostenibili.

Nonostante la zootecnia moderna sia più sensibile alla protezione dell'ambiente e stia sperimentando nuove tecniche come il trattamento degli effluenti di allevamento, sono necessari ulteriori sforzi affinché si possa ripristinare una qualità ottimale delle acque in tutta l'Unione europea.

## 2.LA DIGESTIONE ANAEROBICA

La digestione anaerobica è un processo biologico complesso che avviene ad opera di microrganismi specializzati i quali trasformano, in assenza di ossigeno, la sostanza organica e producono un gas costituito prevalentemente da metano e anidride carbonica. Il processo si pone come interessante soluzione a problematiche attuali, quali l'ottenimento di energia da fonti rinnovabili, il riutilizzo dei sottoprodotti di origine zootecnica e la riduzione dell'impatto ambientale.

### 2.1 Il processo di digestione anaerobica

La produzione di gas biologico generato dalla fermentazione di batteri anaerobici è un processo che avviene spontaneamente in natura: basti pensare al noto gas delle paludi, riscontrabile sottoforma di bollicine che risalgono in superficie; il gas metano estratto dai giacimenti sotterranei ed il gas prodotto dai bovini nel loro stomaco durante la fase digestiva, che avviene appunto in assenza di ossigeno.

Il gas che si ottiene dalla degradazione biologica della materia organica da parte di batteri anaerobici è composto principalmente da metano, anidride carbonica e tracce di altri gas.

*Tabella 1: percentuale media di metano nel biogas prodotto a partire da deiezioni animali e altre biomasse (Fonte: Chiumenti et al., 2008).*

	CH <sub>4</sub> (% in vol.)
Deiezioni bovine	50-60
Deiezioni suinicole	65-75
Deiezioni avicole	65-75
Discariche	30-40

Le fasi del processo di digestione anaerobica sono tre:

- 1) fase di idrolisi
- 2) fase di acidificazione
- 3) fase di gassificazione.



La sostanza organica degradata durante le tre fasi rappresenta solo il 50-60% del totale, in quanto i tempi del processo non sono sufficienti a permettere una degradazione della biomassa meno fermentescibile.

L'idrolisi è la prima fase ed avviene in condizioni anaerobiche, vi partecipano, infatti, sia batteri strettamente anaerobi che batteri facoltativi (attivi in ambiente non strettamente anaerobico). L'idrolisi può costituire la fase limitante della velocità del processo, in quanto può essere rallentata dalla presenza di molecole di lenta degradazione come la cellulosa o altre molecole organiche.

Durante l'idrolisi si ottengono i composti che verranno metabolizzati nella fase successiva: l'acidificazione. Nella seconda fase, infatti, intervengono batteri anaerobi facoltativi detti *acidoformanti*, i quali trasformano i prodotti dell'idrolisi in acidi organici per lo più volatili (acido acetico, propionico, butirrico) e in altri composti come aldeidi, alcoli, anidride carbonica e ossigeno.

Nell'ultima fase, la gassificazione, intervengono dei batteri anaerobici detti *metanigeni*, che hanno il ruolo di trasformare i prodotti resi disponibili dalle fasi precedenti in metano e anidride carbonica. La miscela gassosa finale contiene anche tracce di ammoniaca, idrogeno, idrogeno solforato e altri composti meno importanti.

In un impianto di digestione anaerobica a funzionamento continuo, una volta raggiunto il regime, queste tre fasi non avvengono in sequenza o in stadi distinti bensì si instaura un equilibrio dinamico nelle velocità delle reazioni, che tendono ad equivalersi. Tale equilibrio viene mantenuto solo nel caso in cui nella biomassa si abbiano le condizioni ottimizzanti il processo.

L'attività biologica anaerobica è stata evidenziata in un ampio intervallo di temperatura: tra -5 e +70°C. Esistono, tuttavia, differenti specie di microrganismi classificati in base all'intervallo termico ottimale di crescita: *psicrofili*, quelli attivi a temperature inferiori ai 20°C; *mesofili*, attivi tra i 20 e 40°C; *termofili*, attivi a temperature superiori ai 45°C.

Con l'industrializzazione di questo processo biologico si è passati dal concetto di stabilizzazione della sostanza organica in ambienti naturali a veri e propri processi industriali per la produzione di biogas. I substrati organici che fungono da input in questi impianti industriali sono: reflui zootecnici, biomasse di natura agricola, fanghi di supero degli impianti di trattamento delle acque reflue, residui organici industriali, scarti dell'industria agroalimentare e la frazione organica di rifiuti urbani.

## 2.2 L'evoluzione storica nel settore agrozootecnico

Nel settore agrozootecnico, la digestione anaerobica richiamò l'attenzione già alla fine degli anni Settanta, quando, nel giro di pochi anni, vennero realizzati un centinaio di impianti nelle aziende agrozootecniche italiane. La maggior parte degli impianti realizzati a quel tempo, tuttavia, diventò ben presto inoperativa, a causa del costo dell'energia da combustibili fossili ritornato competitivo e per la loro inadeguatezza tecnologica. Gli impianti realizzati, infatti, rispondevano alle esigenze del settore industriale e civile, erano costosi e complessi dal punto di vista impiantistico, progettati con l'obiettivo di ottenere un abbattimento spinto del contenuto di sostanza organica e azoto per raggiungere i limiti allo scarico nelle acque superficiali. Per i reflui di origine zootecnica, il risultato di depurazione si è dimostrato non ottenibile con la sola digestione anaerobica, in quanto i reflui zootecnici presentano un contenuto di azoto troppo elevato e un rapporto C/N troppo sfavorevole. Infatti, l'azoto organico, presente nel liquame sottoposto a digestione anaerobica, viene parzialmente mineralizzato ad azoto ammoniacale, senza cambiamenti significativi nella quantità complessiva (Piccinini et al., 2007; Bonazzi et al., 2007).

La digestione anaerobica, fino a pochi anni fa, ha vissuto, soprattutto nel settore agricolo, un nuovo momento di grande interesse. Ciò in relazione a due importanti opportunità: quella ambientale, che permette di utilizzare le deiezioni animali così trattate consentendo una maggiore sostenibilità ambientale e, soprattutto, quella economica, che si manifesta con un interessante reddito proveniente dalla vendita dell'energia prodotta. Molto importanti e di grande attualità sono i vantaggi di ordine ambientale, riconducibili alla pressoché completa eliminazione delle emissioni di gas serra, alla stabilizzazione e deodorizzazione dei liquami, alla riduzione dei fenomeni di fitotossicità, alla riduzione della carica patogena ed alla devitalizzazione dei semi di piante infestanti.

Per quanto concerne la riduzione dell'emissione di gas serra è importante ricordare che il metano ha un potenziale serra superiore rispetto all'anidride carbonica, quindi nonostante le emissioni in atmosfera di CH<sub>4</sub> siano inferiori a quelle della CO<sub>2</sub>, a parità di unità di massa contribuisce maggiormente all'aumento dell'effetto serra (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007). È quindi importante limitare le emissioni di metano in atmosfera, obiettivo raggiungibile facendo avvenire i processi di fermentazione della sostanza organica in ambiente controllato ed utilizzando il biogas in processi di co-generazione.

Grazie alla digestione anaerobica i liquami subiscono una deodorizzazione, per cui nelle fasi di stoccaggio e di distribuzione sui terreni agrari si hanno minori emissioni di odori molesti da parte dei liquami stessi (Piccinini e Bonazzi, 2005; Chiumenti et al. 2009).

L'integrazione del processo anaerobico nell'attività agrozootecnica porta soprattutto ad un vantaggio di tipo economico grazie agli incentivi per la produzione di energia elettrica da fonti rinnovabili. A tal proposito, per rendere più produttivi gli impianti e quindi accrescere la resa in biogas, la maggior parte delle aziende utilizza come input per l'impianto di digestione anaerobica biomasse vegetali appositamente coltivate, come ad esempio il mais, ma anche co-substrati ricchi di energia come scarti dell'industria alimentare (Cavinato et al., 2010).

## 2.3 La situazione attuale

In Italia, tra il 2008 e il 2012, la produzione di biogas e, quindi, di energia elettrica da fonte rinnovabile, ha rappresentato uno dei settori maggiormente dinamici in termini di interesse per gli investimenti nel settore agrozootecnico. Il quadriennio è stato caratterizzato da una forte crescita del numero di impianti costruiti soprattutto grazie alla tariffa onnicomprensiva di 280 euro/MWh, corrisposta per l'energia immessa in rete.

In particolare, da maggio 2011 a dicembre 2012 gli impianti di biogas sono cresciuti di quasi il 95% (Fonte: indagine CRPA). Questo merito è dovuto al vantaggio economico dato dal sistema incentivante e dal fatto che tutto il valore aggiunto derivante dalla produzione di biogas rimane in azienda: dalla materia prima (effluenti zootecnici e colture dedicate) al prodotto finale (energia elettrica e termica).

*Tabella 2: impianti di biogas agrozootecnici rilevati operativi e in costruzione nel 2007, 2010, 2011 e 2012. Fonte: indagine CRPA.*

Settore agrozootecnico	Aprile 2007	Marzo 2010	Maggio 2011	Dicembre 2012	Incremento 2012/2013(%)
Numero impianti	154	273	510*	994	95
Potenza elettrica installata (MWe)	49	140	350	756	116

(\*)Non sono considerati gli impianti di biogas che alimentano in via esclusiva caldaie.

Dalla tabella 2 si evince che il 2012, in particolare, è stato un anno di notevole sviluppo del settore del biogas agrozootecnico, sono infatti praticamente raddoppiati sia il numero di

impianti (994 totali) che la potenza elettrica installata (56 MWe). Considerando i tempi medi di funzionamento degli impianti (8000 ore/anno) e gli autoconsumi elettrici (10%), l'energia elettrica immessa in rete dagli impianti a regime è di circa 5,5 TWh, pari al 1,65% dell'energia elettrica richiesta sulla rete nel 2011 (Gse, 2012).

Il notevole aumento nella costruzione degli impianti di biogas nel 2012 trova risposta nel dm 6-7-2012, il quale ha cambiato le modalità di accesso al sistema incentivante e le tariffe stesse. Il settore agrozootecnico ha ritenuto questo nuovo sistema meno remunerativo e per questo ha spinto per la costruzione di un gran numero di impianti entro la fine del 2012. La data 31-12-2012 è divenuta pertanto importante, in quanto segna il passaggio da un sistema incentivante all'altro (Fabbri et al., 2013).

Le principali modifiche introdotte dal dm 6-7-2012 sono:

- la limitazione della potenza elettrica installabile annualmente
- l'introduzione di un Registro con un sistema di graduatoria
- la corresponsione della tariffa basata sulla taglia dell'impianto e delle matrici utilizzate
- l'allungamento da 15 a 20 anni della tariffa onnicomprensiva
- l'introduzione di una serie di bonus per la valorizzazione dell'energia termica e del recupero-riduzione del contenuto di azoto nel digestato prodotto dagli impianti.

Il censimento del CRPA ha evidenziato una grande spinta in avanti del settore biogas, il merito, come già detto, va al vantaggio economico che la tecnologia offre, ma anche alla presa di coscienza che la tecnologia è affidabile e consente di raggiungere con buona sicurezza la maggior parte degli obiettivi programmati in sede di progettazione.

Fabbri et al., nel 2013, affermarono che nonostante le perplessità suscitate dal dm 6-7-2012, erano già stati assegnati tutti i 170 MWe previsti per il 2013. La realtà palpabile tra i diretti interessati del settore, invece, appare un'altra: i bonus per la valorizzazione dell'energia termica e del recupero-riduzione del contenuto di azoto nel digestato prodotto dagli impianti sembrano assai difficili da ottenere, la tariffa onnicomprensiva non è ben chiara e altri sono i dubbi ancora da chiarire.

## 2.4 L'alimentazione degli impianti di biogas

Le matrici utilizzate come input negli impianti di biogas sono strettamente collegate alla dimensione degli impianti: per alimentare quelli di dimensioni maggiori (1 MWe) è indispensabile, salvo rare eccezioni, ricorrere all'utilizzo di insilati. È possibile modificare la dieta degli impianti utilizzando sottoprodotti dell'industria agro-alimentare, ma è doveroso tenere in considerazione quelli che possono essere i limiti dell'impianto stesso (sistemi di carico, miscelazione e volumetria, principalmente) (Fabbri et al., 2013).

Tipologia di alimentazione	Impianti		Potenza installata media	
	n.	%	MWe	%
Solo effluenti zootecnici	105	17,7	16,3	3,2
Effluenti zootecnici + sottoprodotti agroindustriali + colture energetiche	73	12,3	59,9	11,8
Effluenti zootecnici + colture energetiche	265	44,7	194,0	38,2
Effluenti zootecnici + sottoprodotti agroindustriali	31	5,2	123,9	24,4
Colture energetiche e/o sottoprodotti agroindustriali	119	20,1	113,9	22,4
Dato non disponibile (tipologia sconosciuta)	401	–	248,4	–
<b>Totale</b>	<b>994</b>	<b>100</b>	<b>756,4</b>	<b>100</b>

La ripartizione sul totale non è rappresentativa e pertanto viene riportata solo sul sottoinsieme di cui è disponibile il dato.

Figura 7: ripartizione del numero di impianti di biogas nel settore agrozootecnico per tipo di alimentazione (dicembre 2012). Fonte: Fabbri et al., 2013.

Dalla figura 6 si può notare che gli impianti alimentati con soli effluenti zootecnici sono il 17,7% del totale, ma rappresentano solo il 3,2% della potenza totale. Il 62,2% degli impianti utilizza la classica codigestione fra effluenti zootecnici, sottoprodotti agroindustriali e colture dedicate.

Nel 2011, invece, gli impianti alimentati con soli effluenti zootecnici erano il 29% del totale, il 57,9% quelli che utilizzavano la codigestione classica (Fabbri et al., 2013).

## 2.5 La distribuzione geografica degli impianti di digestione anaerobica in Italia

In Italia lo sviluppo del biogas è avvenuto prevalentemente nelle regioni del Nord: in Lombardia, Veneto, Emilia-Romagna e Piemonte, infatti, sono concentrati il 77% degli impianti e ben l'81% della potenza elettrica installata.

	Impianti		Potenza elettrica		kWe/ impianto
	n.	% sul totale	MWe	% sul totale	
Abruzzo	13	1,3	10,7	1,5	822
Basilicata	6	0,6	1,9	0,3	318
Calabria	6	0,6	3,2	0,5	537
Campania	7	0,7	5,4	0,8	767
Emilia-Romagna	143	14,4	110,2	15,9	771
Friuli	69	6,9	47,9	6,9	694
Lazio	9	0,9	6,6	1,0	736
Lombardia	374	37,6	271,0	39,0	724
Marche	14	1,4	10,3	1,5	739
Piemonte	106	10,7	75,4	10,9	711
Puglia	6	0,6	2,6	0,4	437
Sardegna	12	1,2	5,4	0,8	454
Toscana	23	2,3	18,9	2,7	823
Umbria	14	1,4	8,8	1,3	632
Val d'Aosta	1	0,1	0,1	0,0	50
Veneto	151	15,2	107,8	15,5	714
Trentino-Alto Adige	38	3,8	5,7	0,8	151
Molise	2	0,2	2,0	0,3	999
Non disponibile (stima)	-	-	62,4	-	-
<b>Totale complessivo</b>	<b>994</b>	<b>100,0</b>	<b>756,4</b>	<b>100,0</b>	<b>761</b>

La ripartizione sul totale non è rappresentativa e pertanto viene riportata solo sul sottoinsieme per cui è disponibile il dato.

Figura 8: ripartizione del numero di impianti e della potenza elettrica installata per regione (Fabbri et al., 2013)

Dalla tabella sopra riportata si evince che la regione con il maggior numero di impianti è la Lombardia con 374 impianti, pari al 37,6% del totale; seguita dal Veneto con 151 impianti, pari al 15,2%; segue l'Emilia-Romagna con 143 impianti, pari al 14,4% e il Piemonte con 106 impianti, pari al 10,7% del totale.

Nel 2011 la Lombardia deteneva ugualmente il primo posto con 210 impianti, pari al 40,3%; seguita sempre dal Veneto che aveva 78 impianti, pari al 15%; al terzo posto c'era il Piemonte con 72 impianti, pari al 3,8% e l'Emilia-Romagna con 63 impianti, pari al 12,1% del totale (Fabbri et al., 2013).

Considerando la potenza elettrica installata, la prima regione rimane sempre la Lombardia con 271 MWe, pari al 39% del totale; seguita dall'Emilia-Romagna con 110 MWe, pari al 15,9%; seguono il Veneto con 108 MWe, pari al 15,5% e il Piemonte con 75,4 MWe, pari al 10,9% del totale.

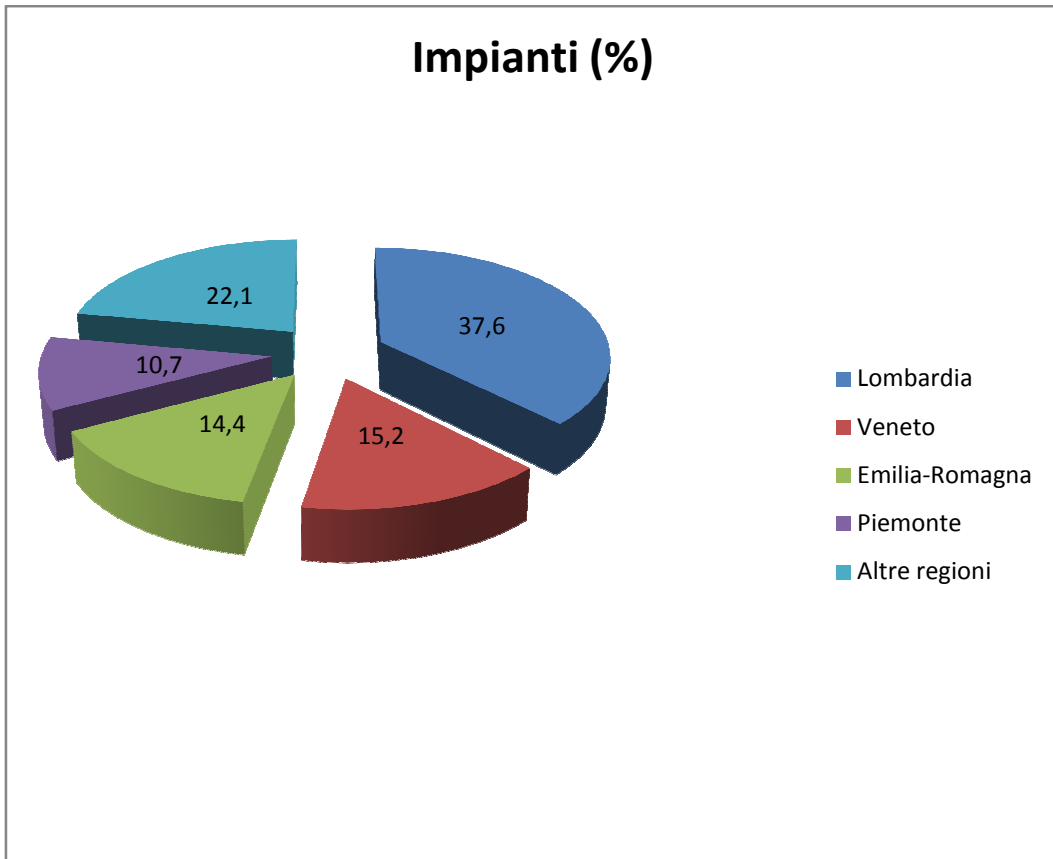


Grafico 1. Distribuzione geografica degli impianti di biogas nel 2011.

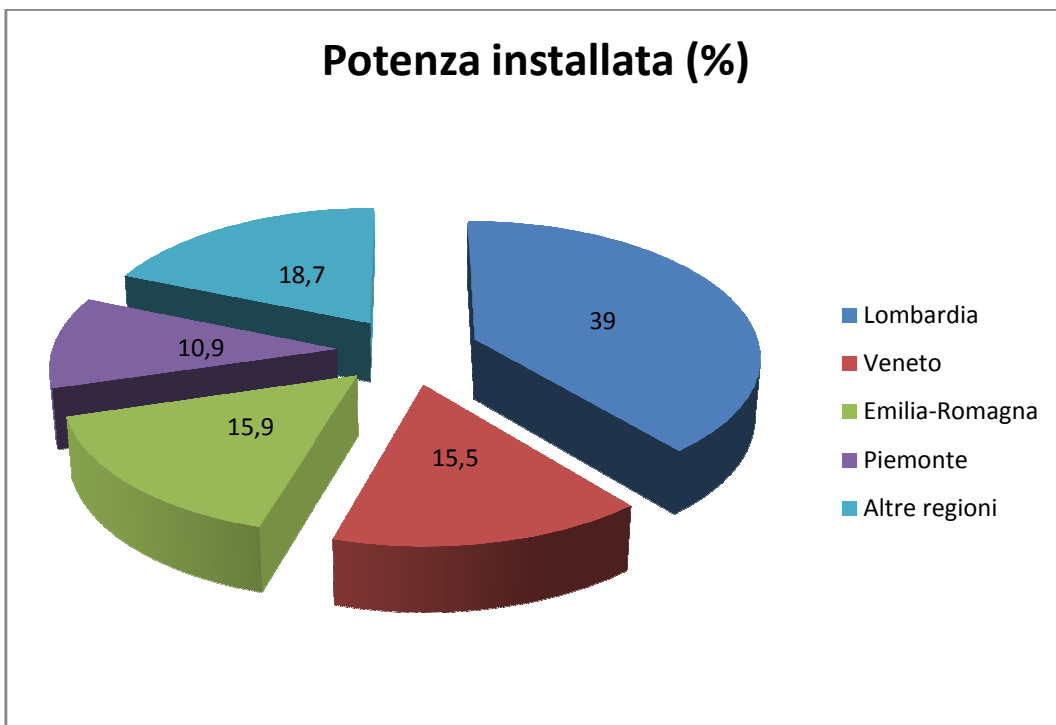


Grafico 2. Distribuzione geografica della potenza installata degli impianti di biogas nel 2011

## 2.6 Gli impianti di digestione anaerobica inseriti nell'azienda zootecnica

Nell'azienda agro-zootecnica la destinazione più razionale per il digestato è l'utilizzo agronomico, ma oggi in molte aree della Pianura Padana (sede della zootecnia più avanzata e tecnologicamente aggiornata) questa soluzione si sta rivelando problematica: nel 1991 l'Unione Europea con la Direttiva Nitrati ha imposto un equilibrio tra l'azoto distribuito con i reflui zootecnici e la superficie coltivata pari a 170 kg N/ha per anno nelle aree vulnerabili. Questo limite in molte zone è difficile da rispettare ed è proprio per questo motivo che si stanno cercando diverse soluzioni con lo scopo di mantenere competitiva la zootecnia: si stanno proponendo trattamenti fisici o biologici per la riduzione del carico di azoto dei reflui e per una gestione semplificata dei reflui stessi (Bonazzi, 2009; Fabbri et al., 2008; Navarotto et al., 2007). Il problema principale di queste soluzioni è, però, l'elevato costo dal punto di vista energetico, ma questo "ostacolo" può venire superato nelle aziende dotate di un impianto di digestione anaerobica che può coprire la spesa energetica (Piccinini et al., 2007; Navarotto et al., 2007; Bonazzi et al., 2007).

È ovvio che il trattamento dei liquami zootecnici, al fine di ridurre il carico di azoto, deve avvenire rispettando due condizioni: l'immissione in atmosfera dell'azoto eccedente in forma prevalentemente molecolare (l'unica forma non inquinante) e il contenimento dei costi energetici (Bonazzi et al., 2007).



### **3.LE TECNOLOGIE PER LA RIDUZIONE, GESTIONE E VALORIZZAZIONE DELL'AZOTO CONTENUTO NEGLI EFFLUENTI DIGESTATI.**

Le principali tecniche per la gestione del contenuto di azoto nel digestato sono: la separazione liquido-solido, la nitrificazione-denitrificazione biologica, il processo anammox, la concentrazione per filtrazione su membrana o per evaporazione, lo stripping dell'ammoniaca con produzione di solfato d'ammonio, il compostaggio ed infine, l'essiccazione.

#### **4.1 La separazione liquido-solido**

La separazione liquido-solido è un trattamento fisico che permette di ottenere una frazione liquida con un minore contenuto di solidi totali ed una frazione solida quasi sempre palabile. Il trattamento è vantaggioso in quanto consente una maggiore facilità di miscelazione e di pompaggio della frazione liquida, con inferiore spesa energetica e l'utilizzo della stessa per la fertirrigazione agronomica (Piccinini *et al.*, 2005); si riduce inoltre il contenuto di fosforo e azoto nella frazione liquida potendo così aumentare i volumi distribuibili nei campi. Infine, si ottiene una riduzione della sedimentazione e della flottazione dei solidi, evitando la formazione del crostone superficiale nelle vasche di stoccaggio. Con questa tecnologia, quindi, una parte dell'azoto, seppur minima, rimane nella frazione solida, che è più facile da gestire e può essere destinata per gli appezzamenti di terreno più distanti dall'azienda, con costi e tempi di trasporto minori rispetto al liquame tal quale (Bonazzi *et al.*, 2007; Bonazzi, 2009; Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007). È importante sottolineare che attraverso la separazione liquido-solido non c'è alcuna diminuzione dell'azoto totale, ma solo una diversa ripartizione tra la fase solida e quella liquida; la separazione, però, risulta indispensabile prima di un trattamento per l'abbattimento dell'azoto.

Diverse sono le attrezzature che possono essere utilizzate per questo processo:

- vagli (statici, vibranti, rotativi, a rulli pressori)
- separatori a compressione elicoidale
- sedimentatori
- centrifughe
- nastropresse
- filtropresse

Il *vaglio statico* (figura 9) è l'attrezzatura più semplice di questa categoria ed è costituito da una superficie grigliata inclinata sulla quale viene fatto scorrere il liquame. La frazione solida scivola sulla superficie, mentre quella liquida la attraversa per semplice gravità. Il consumo energetico è basso in quanto l'unica spesa è data dalla pompa di sollevamento del liquame. L'inconveniente risulta essere la facile occlusione della superficie grigliata e questo fa abbassare l'efficacia di separazione. Una soluzione può essere il *vibro-vaglio*: è un vaglio statico dotato di un meccanismo collegato ad un motore elettrico che fa vibrare la superficie grigliata; le prestazioni diventano così paragonabili a quelle dei vagli rotativi, ma la spesa energetica risulta maggiore rispetto a quella del vaglio statico.

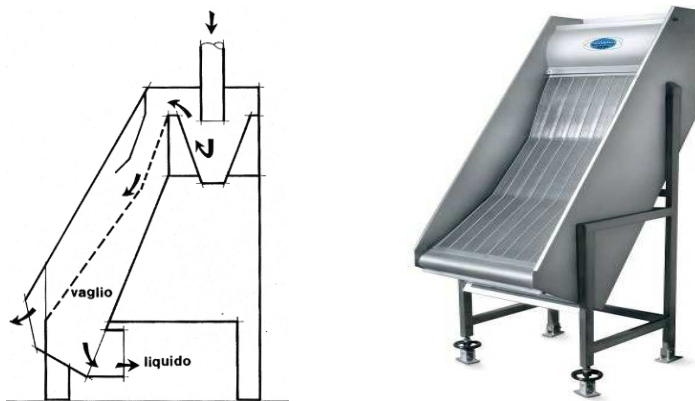


Figura 9: schema funzionale e foto di vaglio statico (fonte: Vibrowest)

Nel *vaglio a tamburo rotante* la superficie di separazione è costituita da un tamburo che viene mantenuto costantemente in lenta rotazione, inoltre sul tamburo sono presenti delle spazzole raschianti che consentono di limitare l'inconveniente che si presenta con il vaglio statico. Il liquame da trattare viene introdotto all'interno del tamburo, i solidi vengono raccolti nell'altra estremità del vaglio, mentre i liquidi escono dalla parte più bassa (figura 10).

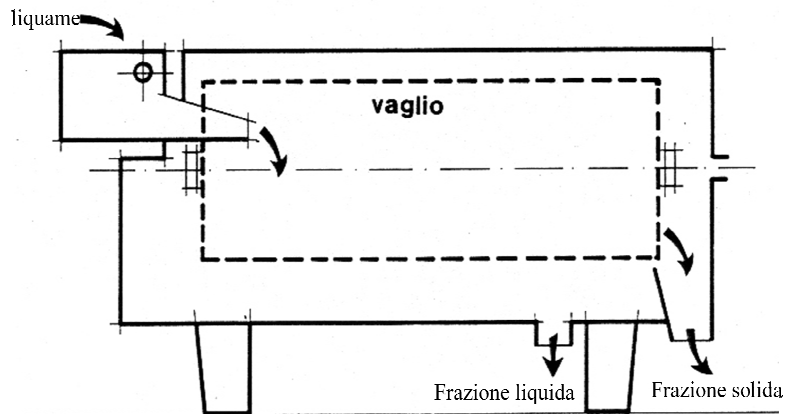


Figura 10: schema funzionale di un vaglio a tamburo rotante

Il *vaglio a rulli pressori* (figura 11) è una delle attrezzature più utilizzate nel settore zootecnico. Il liquame da separare rimane esterno al tamburo rotante, in tal modo la frazione solida aderisce alle pareti e attraversa una serie di rulli controrotanti a coppia che permettono di separare ulteriormente la frazione liquida. Alla fine una lama raschiante stacca la frazione solida dal tamburo rotante. All'interno della superficie vagliante è presente una spazzola rotante di pulizia, con lo scopo di mantenere sempre pulita la superficie vagliante. La frazione liquida scende per gravità nella parte interna del tamburo e, attraversando il vaglio nella parte inferiore, effettua una ulteriore pulizia della superficie.

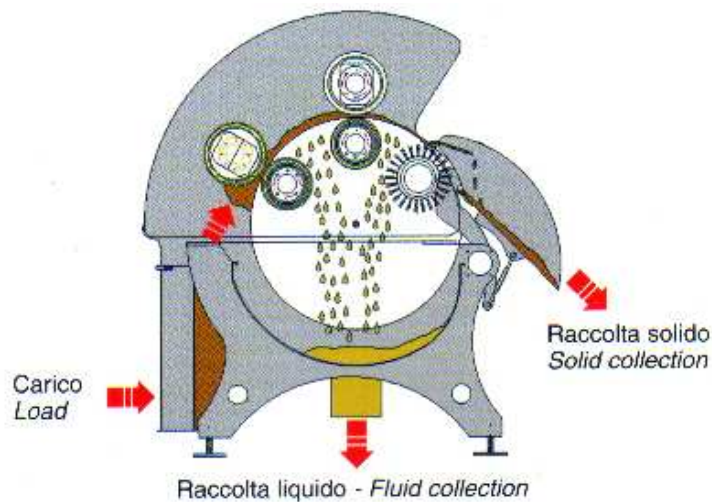


Figura 11: vaglio a rulli pressori

Il principio di funzionamento del *separator a compressione elicoidale* è analogo a quello del vaglio a tamburo, con la differenza che in questo caso il tamburo non ruota, ma è fisso.

Una coclea rotante, in asse con il tamburo, comprime il liquame contro la superficie grigliata del tamburo e fa avanzare la frazione solida verso la zona di scarico, la parte liquida passa attraverso le fessure del tamburo e viene raccolta dalla parte inferiore del separatore (vedere la figura 12).

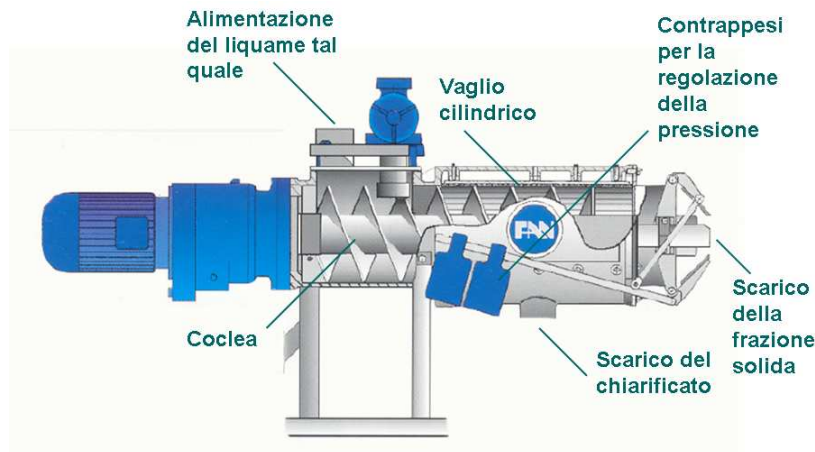


Figura 12: separatore elicoidale (Fonte: FAN)

Tra i *sedimentatori* i bacini semplici rappresentano il sistema più semplice di separazione, sono costituiti da una vasca nella quale il fluido entra da una parte ed esce dall'altra. Al fine di ottenere una discreta separazione, la velocità del flusso nel bacino deve essere inferiore alla velocità di sedimentazione, in modo da permettere la decantazione sul fondo delle particelle in sospensione (figura 13).

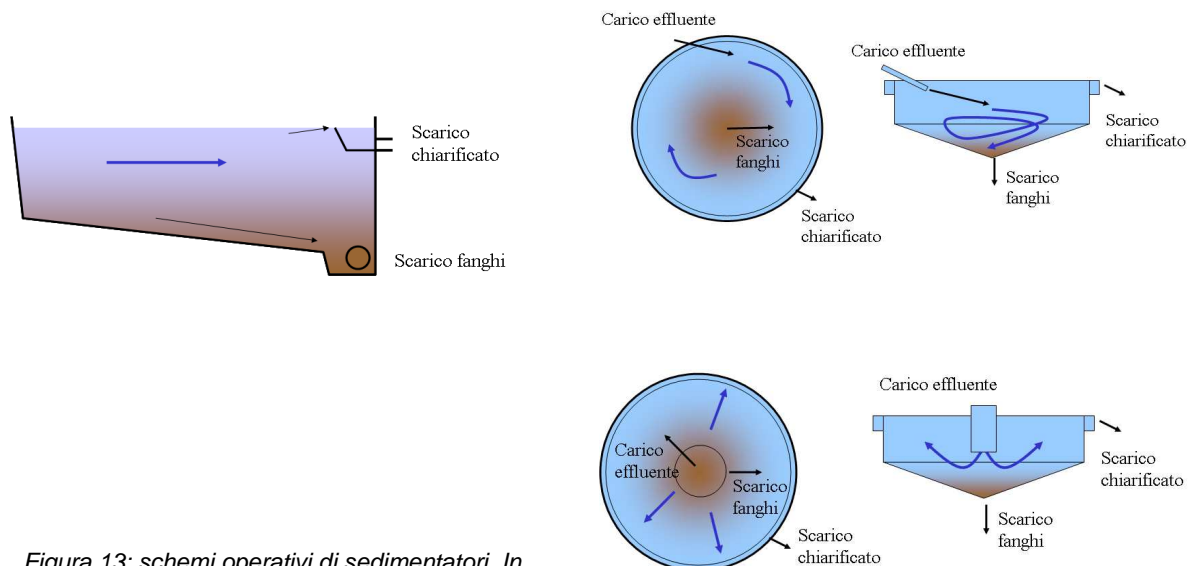


Figura 13: schemi operativi di sedimentatori. In alto: bacino semplice a flusso orizzontale; in alto a destra: vasca a flusso circolare; in basso: vasca circolare a flusso radiale.

Nelle *centrifughe* la separazione avviene per forza centrifuga, grazie ad un tamburo cilindrico o conico in cui è inserito un rotore a coclea. Le due frazioni separate, solida e

liquida, vengono allontanate dalle parti opposte del tamburo. L'efficienza di separazione è maggiore, ma risultano aumentati anche i costi energetici. Il trattamento può arrivare a trasferire nei solidi fino al 30% dell'azoto (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007; Piccinini *et al.*, 2007). Le centrifughe forniscono le maggiori efficienze di separazione perché consentono di trattenere anche le particelle più fini (Malpei *et al.*, 2008).

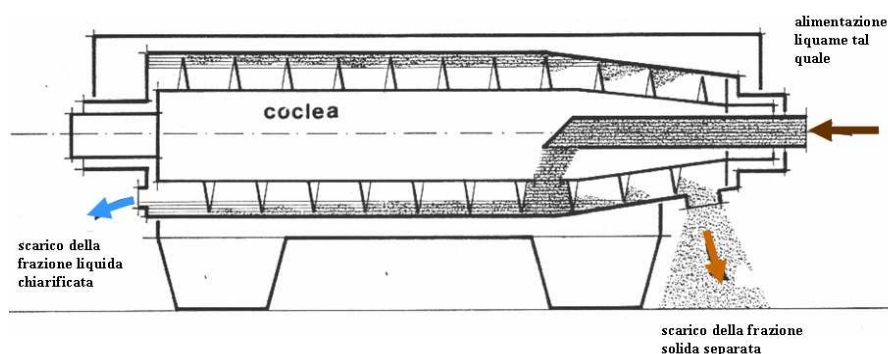


Figura 14: schema funzionale di una centrifuga "decanter" orizzontale.

Le *filtr presse* funzionano secondo il principio della filtrazione: la presenza di tele filtranti blocca le particelle più grossolane presenti nel liquame e forma un "pre-pannello", che permette di trattenere anche le particelle solide più piccole aumentando così l'efficienza di separazione. La filtrazione non avviene per gravità, ma viene sempre applicata una pressione e il ciclo di lavorazione risulta essere discontinuo.

Anche le *nastro presse* funzionano seguendo il meccanismo della filtrazione e svolgono un ciclo di lavorazione di tipo continuo, il liquame è obbligato a seguire un percorso tra rulli controrotanti. La frazione liquida viene raccolta per gravità nella parte inferiore nella nastro pressa, mentre il solido separato viene raccolto nell'estremità opposta all'alimentazione.

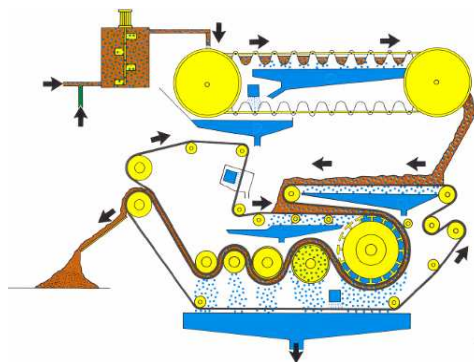


Figura 15: esempio di nastro pressa e relativo schema funzionale (fonte: Moreschini).

## 4.2 Il processo di nitrificazione-denitrificazione

Il processo di nitrificazione-denitrificazione biologica risulta essere l'unico metodo conosciuto che porta ad una riduzione del 70% dell'azoto dei reflui zootecnici, è particolarmente adatto per i liquami molto diluiti come quelli delle porcilaie e degli allevamenti di vitelli a carne bianca (Bonazzi et al., 2007; Navarotto et al., 2007). Lo svantaggio, però, è l'elevata spesa economica legata al funzionamento del sistema di aerazione dei liquami necessario a fornire ai batteri un'adeguata quantità di ossigeno disciolto (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007; Chiumenti et al., 2009). Tale problema può essere ridotto se a monte di questo processo si ha una digestione anaerobica che consente di fornire energia per la gestione dell'impianto di nitro-denitro. L'utilizzo a valle di un impianto di biogas, tuttavia, è più difficoltoso per la perdita di carbonio dai liquami per effetto della metanazione: nel caso di trattamento di digestato, quindi, è necessario ricorrere a fonti di carbonio esterne per consentire l'attività dei batteri denitrificanti. Gli impianti di nitrificazione-denitrificazione biologica sono costituiti da una singola vasca (processo SBR) o più vasche in serie (processo in continuo), nelle quali avvengono le reazioni biologiche di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione. Il processo continuo è senza dubbio preferibile a quello discontinuo (in cui le fasi di nitrificazione-denitrificazione avvengono nella stessa vasca) per la sua maggiore facilità di controllo e anche per la gestione dei fanghi (Chiumenti et al., 2008; Piccinini et al., 2007). La prima fase del processo è la più importante e da essa dipende larga parte della spesa energetica; questa fase di nitrificazione è caratterizzata dall'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti e successivamente l'ossidazione dei nitriti a nitrati. Queste due reazioni avvengono in ambiente aerobico, ecco perché è importante che ci sia un'adeguata presenza di ossigeno disciolto all'interno dei liquami. La seconda fase, la denitrificazione, avviene in condizioni anaerobiche e serve per ridurre l'azoto nitrico in azoto molecolare gassoso, che viene emesso in atmosfera. L'allontanamento dell'azoto dai liquami e la sua immissione in atmosfera senza impatto fanno sì che la nitro-denitro sia un processo "risolutivo" nell'ambito della gestione dell'azoto (Chiumenti et al. 2008, Chiumenti et al, 2007).

A valle del processo di nitro-denitro si può effettuare una sedimentazione e una centrifugazione al fine di ottenere un liquido chiarificato (che può essere scaricato in fognatura o in corpo idrico superficiale, a seconda del grado di depurazione ottenuto) e un fango (da destinarsi all'utilizzo agronomico) (Piccinini et al., 2007).

Una tecnologia innovativa del processo descritto sopra è la *nitrificazione-denitrificazione a biomassa adesa* che prevede l'uso di materiale sospeso o fisso all'interno della vasca al quale aderiscono i batteri, favorendo un maggiore contatto tra il substrato da trattare e i batteri stessi; così facendo si possono ridurre le dimensioni delle vasche e quindi la spesa energetica. Lo svantaggio però sta nel costo del materiale da porre all'interno della vasca di trattamento.



Figura 16: vasca di ossidazione di un impianto di nitrificazione-denitrificazione, con in evidenza le turbine di aerazione (foto: Chiumenti).

### 4.3 Il processo Anammox

L'Anammox (acronimo di ANaerobic AMMonium OXidation) è un processo di ossidazione anossica dello ione ammonio che viene trasformato in azoto molecolare; è un processo biologico che avviene normalmente negli oceani per opera di microrganismi che operano in carenza di ossigeno (Malpei *et al.*, 2008). Il vantaggio è subito evidente: si ha un notevole risparmio energetico, rispetto al processo di nitrificazione-denitrificazione biologica, legato alla minore fabbisogno di ossigeno per le attività biologiche. Altro vantaggio sostanziale è dovuto al fatto che il processo anammox è operato da batteri autotrofi, che non risentono, quindi, della carenza di carbonio tipica dei digestati. Come per la nitro-denitro, infine, l'azoto viene allontanato dai liquami ed immesso in atmosfera senza impatto, così che anche l'anammox possa essere considerato un processo "risolutivo" nell'ambito della gestione dell'azoto. L'anammox, tuttavia, è un processo che deve ancora essere messo a punto per il settore zootecnico, quindi al momento non risulta ancora conveniente.

## 4.4 I processi a membrana

Gli impianti di concentrazione per filtrazione su membrana sono sistemi avanzati che si basano sullo sfruttamento dei fenomeni fisici di filtrazione e diffusione molecolare (microfiltrazione, ultrafiltrazione, osmosi inversa in serie). Si tratta di soluzioni tecnologiche derivate da altri settori: ad oggi sono presenti sul mercato internazionale solo poche unità a scala reale, cosicché questa tecnologia può essere considerata in fase sperimentale.

Questi impianti prevedono fasi di pretrattamento, seguite da un trattamento a membrane avente il compito di concentrare progressivamente il liquame, che precedentemente è stato sottoposto ad una separazione.

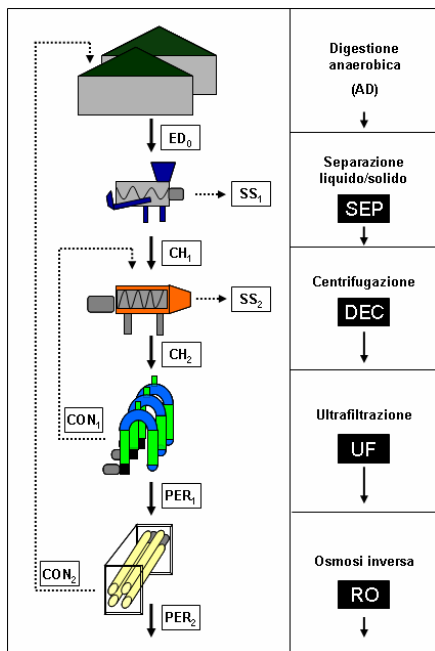


Figura 17: schema funzionale di un impianto di trattamento con stadio di separazione e filtrazione a membrana: SEP – separazione liquido/solido, DEC – centrifugazione con decanter, UF – ultrafiltrazione, RO – osmosi inversa, CH<sub>1</sub> e CH<sub>2</sub> – frazione liquida chiarificata dalle fasi di separazione, PER<sub>1</sub> e PER<sub>2</sub> – frazioni liquide permeate dalle fasi di filtrazione, SS<sub>1</sub> e SS<sub>2</sub> – frazioni solide separate dalle fasi di separazione, CON<sub>1</sub> e CON<sub>2</sub> – frazioni concentrate dalle fasi di filtrazione.

A monte di un impianto a membrane, come evidenziato dallo schema, è opportuno effettuare una separazione liquido/solido abbastanza spinta combinando, ad esempio, un separatore a compressione elicoidale con una successiva fase di trattamento di centrifugazione, il prodotto così ottenuto contiene circa il 40% dell'azoto e la quasi totalità del fosforo degli effluenti.

Dallo schema di processo si nota che i prodotti ottenuti sono: il refluo concentrato, che differisce dal refluo tal quale per la concentrazione di nutrienti e per il contenuto di sostanza secca (che dopo il trattamento può arrivare al 10-15%), e il liquido permeato, che può essere utilizzato come acqua di diluizione o di lavaggio o, in alcuni casi, scaricato in un corpo idrico superficiale o in una fognatura (a seconda dei livelli qualitativi raggiunti). Il



liquido di controlavaggio, invece, contiene tensioattivi, soda e ipoclorito, oltre ai residui rimossi: per tale motivo non ha un utilizzo agronomico. Questo processo ha il vantaggio di concentrare il liquame in quantitativi ridotti di prodotti ad elevato contenuto di nutrienti, rendendo così maggiormente sostenibile i costi di trasporto; il permeato prodotto può venire riutilizzato in azienda come acqua di diluizione o di lavaggio, riducendo, quindi, la necessità di approvvigionamento di acqua. Il processo a membrane, tuttavia, ha lo svantaggio di essere complesso dal punto di vista tecnologico e di presentare elevati costi di gestione. Si ritiene perciò che attualmente questa tecnologia non sia applicabile alla realtà zootecnica con costi accettabili, almeno che non sia adottata a valle di impianto di digestione anaerobica, in modo da ammortizzare i costi con le entrate legate alla produzione di energia. Va evidenziato, inoltre, il fatto che non c'è alcuna diminuzione dell'azoto totale prodotto in azienda, ma solo una sua ripartizione in diversi flussi. Nell'ambito della concentrazione per filtrazione su membrana la linea di trattamento che appare più promettente è quella che combina in serie l'ultrafiltrazione e osmosi inversa.



Figura 18: impianto di osmosi inversa (fonte: Envitec A3)

#### 4.5 I processi di evaporazione

Anche gli impianti di concentrazione per evaporazione consentono di ottenere il vantaggio di concentrare il liquame con conseguente riduzione del costo di trasporto. Le tipologie principali sono rappresentate dal processo isoentalpico e da quello sotto vuoto. La prima soluzione consiste nell'ottenere l'evaporazione dei liquami spruzzati su pannelli attraversati da un flusso d'aria ambientale, senza la necessità di utilizzare calore. Esistono

vari impianti operanti su liquami zootecnici, tuttavia, per evitare di immettere in atmosfera ammoniacca ed odori molesti questa tecnologia può essere adottata soltanto a valle di un processo di stabilizzazione biologica (nitro-denitro).



*Figura 19: batteria di evaporazione posta a valle di un impianto biologico di nitro-denitro (fonte: Chiumenti)*

L'evaporazione sotto vuoto, invece, è ancora in fase di studio sperimentale. Gli impianti di concentrazione per evaporazione sotto vuoto sono costituiti da reattori tradizionali in acciaio inox che permettono un progressivo concentramento del liquame tramite stadi successivi di evaporazione. I prodotti di tale processo sono: un refluo concentrato e un vapore ricco di azoto ammoniacale e di alcuni composti organici volatili. Il vapore può essere sottoposto a condensazione e in seguito subire un trattamento per la riduzione dei composti organici. Questo tipo di processo è meno complesso di altre tecnologie, quali la filtrazione a membrane, ma richiede, tuttavia di un approvvigionamento di calore, facendo sì che a monte ci debba comunque essere un processo di digestione anaerobica, in modo da ammortizzare la spesa energetica. Nonostante tutto, però, risultano necessari ulteriori approfondimenti sperimentali.



Figura 20: impianto pilota di evaporazione sotto vuoto (fonte: Chiumenti)

#### 4.6 Lo stripping dell'ammoniaca

Lo stripping dell'ammoniaca con produzione di solfato d'ammonio è un processo che deve tener conto di due parametri: pH (deve essere superiore a 10) e temperatura (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007; Chiumenti et al., 2008; Chiumenti et al., 2009; Piccinini *et al.*, 2007). Gli impianti di stripping sono costituiti da dei reattori, nei quali viene insufflata aria all'interno del refluo da trattare, in modo da estrarre la componente ammoniacale, riducendo fino al 50% l'azoto presente nei reflui zootecnici. Segue poi uno *scrubbing* in cui l'acqua acidificata con acido solforico intrappola l'ammoniaca e la trasforma in solfato d'ammonio, che può essere impiegato come fertilizzante (Bonazzi et al., 2007). Anche in questo caso, dunque, non si ha un processo risolutivo ai fini della riduzione dell'azoto nei liquami zootecnici. Sebbene i costi energetici siano inferiori rispetto a quelli legati ai processi di concentrazione su membrana o di evaporazione, si ha un notevole consumo di sostanze chimiche legate alla correzione del pH dei liquami e allo scrubber acido. La necessità di apportare calore fa sì che questo processo non sia applicabile se non a valle di un impianto di biogas. Attualmente questa tipologia di impianto è adottata nel settore industriale, ma non ha ancora trovato applicazione in scala reale nella realtà zootecnica.



Figura 21: impianto di strippaggio dell'ammoniaca dal digestato (fonte: Chiumenti).

## 4.7 Il compostaggio dei liquami

Il compostaggio dei liquami zootecnici non è una tecnologia molto diffusa, anche se è da molto tempo che si cerca di proporla agli allevatori. Questa tecnologia non riduce più di tanto il contenuto di azoto nel prodotto finale, in quanto ne volatilizza soltanto una quota in aria (aria che deve essere poi opportunamente trattata) ma ne migliora la gestione: il compost non risulta più essere un "effluente di allevamento" bensì rientra tra i materiali che fanno riferimento alla normativa sui fertilizzanti.

Il compostaggio è sostanzialmente un trattamento aerobico di degradazione della sostanza organica da parte di alcuni microrganismi; il processo alla base del compostaggio avviene naturalmente, ma in impianti realizzati ad hoc è possibile ottimizzarne la gestione: l'ottenimento delle condizioni ottimali dei diversi parametri di processo consente di ottenere un ambiente ideale per l'attività dei batteri. Per ottenere una matrice ideale per il compostaggio è necessario ottenere un adeguato rapporto carbonio/azoto ed una adeguata umidità. Nel caso del compostaggio dei liquami, in particolare, è necessario utilizzare una matrice ad alto contenuto di carbonio, quale paglia o trucioli, sulla quale cospargere i liquami in modo da bilanciare il rapporto carbonio/azoto, sfavorevole in molte tipologie di reflui zootecnici, ed ottenendo una matrice palabile. Queste sostanze, infatti, assorbono acqua, aumentano la porosità, riducono la compattazione (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2002; Chiumenti et al., 2005). Il prodotto caricato nell'impianto viene periodicamente rivoltato mediante apposite attrezzature per apportare l'ossigeno necessario all'attività batterica.

Affinché il compostaggio venga considerato Bat (Best available technique – Migliore tecnica disponibile) è necessario che venga catturata l'ammoniaca prodotta dal processo, in modo da non disperderla in atmosfera. Per far questo bisogna convogliare l'aria esausta a sistemi di trattamento, rappresentati da unità di lavaggio con acqua acidificata. Questa è una delle problematiche maggiori legate a questa tecnologia.

Il prodotto finale solido può essere, quindi pellettato e venduto come fertilizzante, anche se non sempre è facile trovare un mercato a cui destinare questo prodotto.

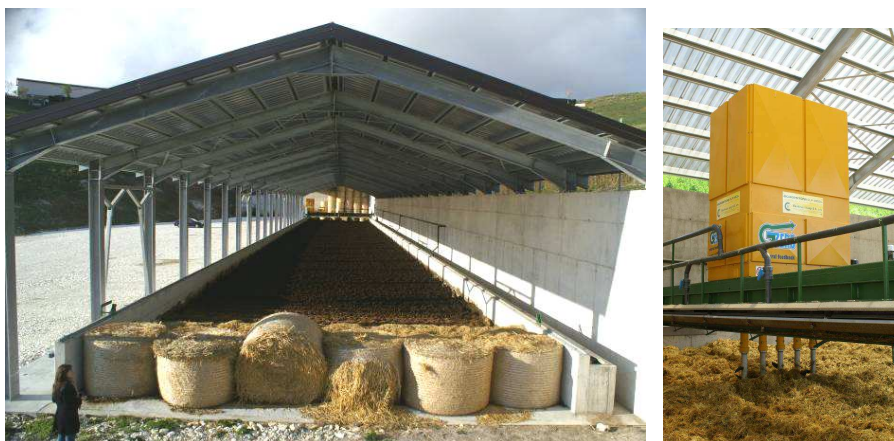


Figura 22: impianto di compostaggio dei liquami e particolare del sistema di rivoltamento-aerazione del materiale compostato (fonte: Chiumenti)

#### 4.8 L'essiccazione

L'essiccazione rappresenta un'innovativa soluzione al problema dello spandimento dei liquami e permette una valorizzazione dell'azoto contenuto negli effluenti digestati. Il processo di essiccazione consiste nell'allontanare una parte dell'acqua contenuta nei liquami sfruttando un flusso di aria calda. Il processo di essiccazione richiede calore e risulta, quindi, economicamente vantaggioso se posto a valle di un processo di digestione anaerobica, in modo da sfruttare il calore in eccesso, normalmente dissipato in atmosfera, per trattare i materiali in uscita dai fermentatori.

I prodotti in uscita dall'impianto di essiccazione sono l'aria esausta, il solido essiccato e il solfato d'ammonio. L'aria essendo carica di ammoniaca deve essere trattata con un sistema di lavaggio acido (per esempio con acido solforico che trasforma l'ammoniaca in solfato d'ammonio); il solido essiccato e il solfato d'ammonio presentano entrambi una potenzialità come fertilizzanti, tali da renderli interessanti per un'eventuale commercializzazione che consentirebbe di incrementare ulteriormente il reddito aziendale.

Un altro vantaggio che merita di essere sottolineato è che l'essiccazione consente di eliminare la frazione liquida risparmiando così molti ettari di terreno che sarebbero stati necessari per lo spandimento dei liquami, questo vantaggio è ancor più importante se ci si trova in zone vulnerabili dove il limite del carico di azoto per lo spandimento dei liquami è di 170 kg di azoto per ettaro.

Come per altre tecnologie citate si tratta di una tecnologia impiantistica di recente introduzione nel settore zootecnico tanto che, attualmente, in Italia esiste un solo impianto di questo tipo.

Sono necessari approfondimenti sperimentali per valutare le effettive prestazioni e le problematiche legate al processo di essiccazione.



*Figura 23: impianto di essiccazione (foto A. Chiumenti)*

# PARTE SPERIMENTALE

## 4. OBIETTIVI DELLA TESI

La tesi si propone come obiettivo principale quello di analizzare le tecnologie di trattamento del digestato ritenute più promettenti, verificandone funzionalità e la fattibilità tecnico/ambientale.

Le diverse tecnologie sono state testate in **impianti a scala reale**, ritenuti particolarmente significativi perché consentono di verificare il processo in una dimensione industrializzabile, in modo da poterne verificare in modo più rappresentativo vantaggi e svantaggi. In alcuni casi le prove sono state effettuate in impianti commerciali, in altri casi mediante unità **pilota**, sempre a scala reale: molte delle tecnologie monitorate erano ritenute emergenti nel settore dei trattamenti del digestato agricolo-zootecnico e per questo motivo sono stati utilizzati degli impianti sperimentali-dimostrativi che consentissero di mettere a punto il processo.

I processi sottoposti ad analisi sono rappresentati da :

- separazione liquido/solido del digestato (a scala reale)
- trattamento del digestato con ultrafiltrazione e osmosi inversa (a scala reale)
- compostaggio di digestato o liquami (a scala reale)
- essiccazione del digestato in impianto a nastri (a scala reale)
- essiccazione del digestato in impianto pilota a dischi sovrapposti (a scala reale)

Tutti gli impianti sono stati sottoposti a verifica operativa per poter valutare innanzitutto la maturità tecnologica del processo e, in generale, la sua efficienza.

Essendo derivati da altri settori alcune delle tecnologie studiate presentavano molti punti interrogativi sulla possibile implementazione nel nostro settore.

Era di particolare importanza la verifica della capacità di trattamento di ciascun processo, individuando tutti gli input ed output, per poter comprendere quali ed in che quantità fossero i prodotti da gestire a fine trattamento.

Ci si è posti come obiettivo anche quello di verificare la ripartizione dell'azoto nei differenti output derivanti dai processi monitorati, in modo da colmare la carenza di informazioni legata alla novità rappresentata da molti di questi trattamenti: quello che effettivamente accade all'azoto nei trattamento è fondamentale per valutare la ricaduta strategica della tecnologia.

Non si poteva prescindere dalla valutazione delle tecnologie da un punto di vista ambientale considerando le emissioni in atmosfera soprattutto quelle legate all'ammoniaca ed agli odori.



## **5. PROVE SPERIMENTALI DI SEPARAZIONE**

### **LIQUIDO/SOLIDO DEL DIGESTATO**

La separazione solido/liquido (S/L) viene normalmente proposta come trattamento preliminare in sistemi di trattamento più completi di abbattimento o concentrazione dell'azoto (trattamento biologico, ultrafiltrazione e osmosi inversa). Durante il dottorato sono state monitorate alcune tipologie di impianto di separazione S/L applicate a digestati di diversa natura (originati da liquami bovini, suini ed avicoli), utilizzate singolarmente o in serie. L'obiettivo è stato verificare il livello di separazione operato da diverse tipologie di attrezzature presenti sul mercato, sia su digestato originato da liquami bovini che da liquami suinicoli ed avicoli. In particolare l'attenzione è stata rivolta alla valutazione dell'efficienza di separazione e alla ripartizione dell'azoto e del fosforo (dato che a breve termine la UE imporrà dei limiti quantitativi anche per questo elemento) tra la frazione solida e quella chiarificata .

Particolare attenzione è stata dedicata all'analisi della funzionalità di separatori di diverso tipo posti in serie.

#### **5.1 MATERIALI E METODI**

Le prove, ripetute in diversi periodi dell'anno, sono state impostate in modo da determinare l'efficienza delle attrezzature e della ripartizione dei nutrienti (azoto e fosforo).

##### **5.1.1 Gli impianti monitorati**

###### **Impianto di Lastrup, Germania**

L'impianto oggetto di monitoraggio è localizzato a Lastrup, in Bassa Sassonia, Germania. L'impianto nel suo insieme è costituito da una prima fase di digestione anaerobica (AD) con annesso impianto di trattamento fisico avanzato del digestato. L'impianto di biogas è di tipo mesofilo (35-38°C), ed è alimentato da una miscela di biomasse solide (deiezioni avicole, insilato di mais) e liquide (liquame suino). Il carico giornaliero ammonta a circa 90t.

Il biogas alimenta il gruppo motore-cogeneratore caratterizzato da una potenza elettrica di 836 kWe. Il trattamento del digestato proveniente dall'impianto di digestione anaerobica viene effettuato in un impianto di trattamento fisico avanzato (figura 26) costituito da stadi successivi di separazione liquido/solido (SEP), centrifugazione (DEC), ultrafiltrazione (UF) ed osmosi (RO).



*Figura 24: L'impianto di digestione anaerobica sede delle prove sperimentali, sito presso Lastrup, Germania (Foto A. Chiumenti)*

La fase di separazione rappresenta uno stadio di pre-trattamento per la rimozione dei solidi grossolani dal digestato da inviare al trattamento a membrane.

Il primo stadio di separazione è attuato per mezzo di un vaglio cilindrico con coclea di compressione dei solidi (FAN), il quale opera direttamente sul digestato (ED0) per una prima separazione dei solidi più grossolani (SS1).

La frazione liquida chiarificata (CH1) viene inviata allo stadio di centrifugazione, operata con un decanter a tamburo cilindro-conico ad asse di rotazione orizzontale (Pieralisi). La frazione solida separata dal decanter (SS2) viene accumulata in una platea coperta, assieme ai solidi provenienti dal vaglio, mentre il liquido chiarificato (CH2) alimenta i successivi stadi di filtrazione spinta.



Figura 25: particolare degli output solidi dell'impianto: separato solido ottenuto dal separatore S/L a compressione elicoidale (a sinistra) e frazione solida separata da centrifuga (a destra) .

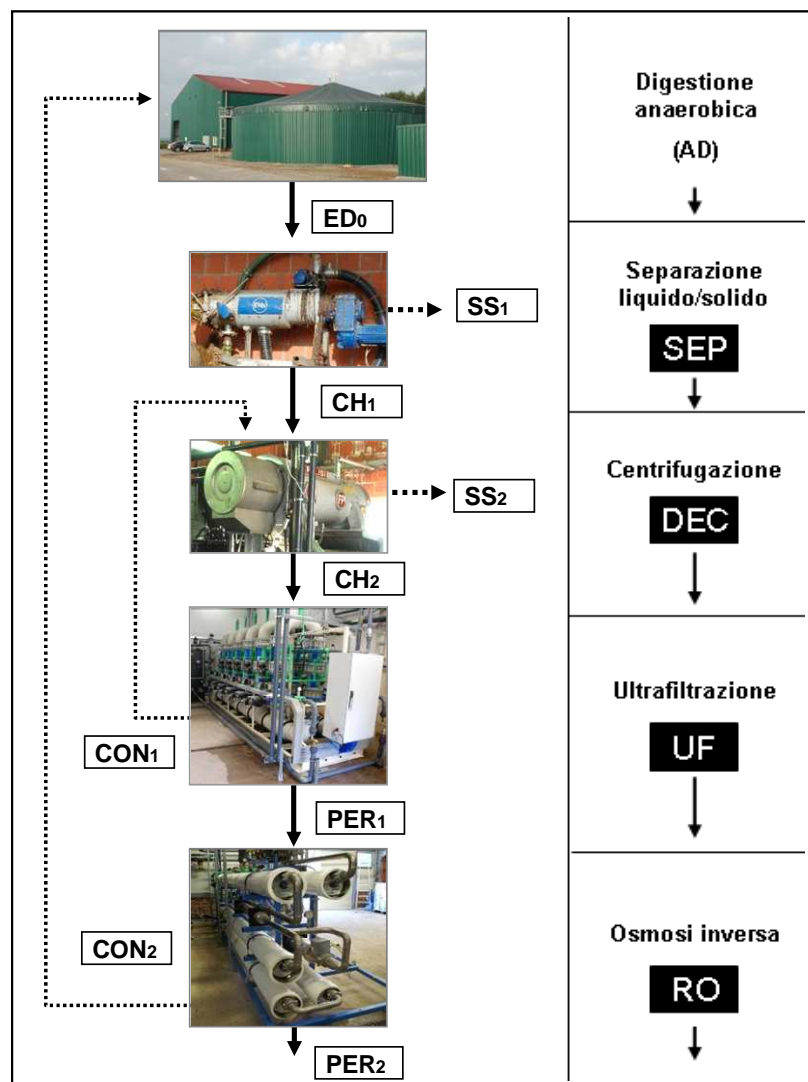


Figura 26: layout dell'impianto di trattamento del digestato: SEP – separazione liquido/solido, DEC – centrifugazione con decanter, UF – ultrafiltrazione, RO – osmosi inversa, CH<sub>1</sub> e CH<sub>2</sub> – frazione liquida chiarificata dalle fasi di separazione, PER<sub>1</sub> e PER<sub>2</sub> – frazioni liquide permeate dalle fasi di filtrazione, SS<sub>1</sub> e SS<sub>2</sub> – frazioni solide separate dalle fasi di separazione, CON<sub>1</sub> e CON<sub>2</sub> – frazioni concentrate dalle fasi di filtrazione.

## Impianto di Terrassa Padovana (PD)

L'impianto monitorato è localizzato a Terrassa Padovana, in Provincia di Padova.



*Figura 27: panoramica aerea dell'azienda (foto: A. Chiumenti).*

L'azienda ospite è dedicata all'allevamento di bovini da carne, ed è dotato di impianto di biogas della potenzialità di 1MWe, di tipologia bi-stadio, alimentato con liquami bovini e biomasse vegetali.



*Figura 28: primo piano di un capannone zootecnico (Foto A. Chiumenti).*



*Figura 29: primo piano dell'impianto di biogas (Foto A. Chiumenti)..*

Le prove sono state effettuate sul sistema di separazione liquido solido posto a valle dell'impianto di biogas. Il separatore utilizzato è della tipologia a compressione elicoidale, ovvero a coclea, realizzato dalla ditta CRI-MAN.

Il separatore è caratterizzato da una potenza installata di 5,5 kWe ed utilizza un tamburo a superficie forata con luci da 0,75 mm. La matrice soggetta a trattamento è digestato proveniente dall'impianto di codigestione alimentato a liquami bovini ed insilato.



*Figura 30: separatore a compressione elicoidale installato a Terrassa Padovana.*

### **Impianto di Marcon (VE)**

Le prove di separazione sono state condotte presso una azienda agricola localizzata a San Liberale di Marcon (VE) che alleva bovini da carne. I capi mediamente presenti in azienda sono circa 670 bovini di razza Charolais e Limousine, per una produzione totale di 1500 capi all'anno.

L'azienda dispone di un impianto di biogas con potenza di 800 kWe, alimentato con liquami bovini ed altre biomasse. Si tratta di un impianto di tipologia tradizionale, essendo caratterizzato da processo mesofilo, ad umido, con reattori completamente miscelati operanti in continuo. Il processo, inoltre, è a due stadi.



*Figura 31: particolari dell'impianto di digestione anaerobica con in evidenza un fermentatore ed i gruppi di cogenerazione.*

Il digestato prodotto dall'impianto di biogas viene sottoposto a separazione liquido solido mediante attrezzatura della tipologia a vaglio a tamburo rotante con rulli prementi, realizzata dalla ditta Doda. Il separatore ha una superficie vagliante con fori a luci libere di 2 mm ed un motore elettrico della potenza elettrica installata di 18 kW.



*Figura 32: particolari del separatore a rulli installato nell'impianto.*

### **Impianto di Castel Gabbiano (CR)**

L'impianto oggetto di monitoraggio è installato presso un allevamento di bovine da latte situato a Castel Gabbiano (CR). Il separatore opera sul digestato di un impianto di digestione anaerobica dotato di un co-generatore della potenzialità di 250 kWe, alimentato principalmente con liquami bovini ed in parte minore con insilato di mais (5t/giorno). L'impianto è di tipo bi-stadio ed opera a regime mesofilo; i digestori sono realizzati in pannelli pre-fabbricati di cemento armato e sono dotati di calotta di accumulo pressostatico del biogas. In questa azienda parte della frazione solida separata viene utilizzata come materiale di riempimento per le cuccette delle bovine; la frazione di solido eccedente questo fabbisogno viene utilizzata come substrato in un impianto di compostaggio, al quale viene inviata anche la frazione chiarificata. Il separatore utilizzato è del tipo a coclea, della ditta WAM, è caratterizzato da una potenza installata di 5,5 kWe ed utilizza un tamburo forato aventi luci da 0,7 - 0,9 mm.



*Figura 33: panoramica dei digestori, del gruppo di cogenerazione containerizzato e del separatore.*

### **Impianto di Teglio Veneto (VE)**

L'azienda che ha ospitato le prove di separazione è localizzata a Teglio Veneto (VE). Nell'insediamento zootecnico vengono allevate 200.000 galline ovaiole in batterie, in quattro capannoni distinti. Le deiezioni prodotte dagli avicoli, oltre a liquami bovini, insilato di mais ed altre biomasse, vanno ad alimentare un impianto di biogas della potenza di 1 MWe.



Figura 34: foto aerea dell'allevamento e dell'impianto di biogas (foto: A. Chiumenti).

L'impianto di separazione a compressione elicoidale realizzato dalla ditta CRI-MAN e caratterizzato da una potenza installata di 4,0 kWe con un tamburo vagliante forato con luci da 0,25 mm.

Sono stati effettuati campionamenti delle matrici di input e output del separatore, ossia digestato in ingresso al separatore (input), frazione solida e chiarificato (frazione liquida) in uscita dal separatore (output). I campioni sono stati sottoposti a determinazioni analitiche per la loro caratterizzazione, ponendo particolare attenzione alla determinazione del contenuto di azoto e fosforo.



Figura 35: separatore a compressione elicoidale dell'impianto di Teglio Veneto (Foto A. Chiumenti).

### 5.1.2 Bilancio di massa

La determinazione dei flussi di massa di input e output dall'impianto è stata effettuata utilizzando, dove possibile, flussimetri per la determinazione del flusso del digestato e del chiarificato. Nelle situazioni in cui non fossero rilevabili strumentalmente, i dati di flusso



sono stati quantificati mediante determinazione ponderale o volumetrica del prodotto alimentato e scaricato in un determinato periodo di tempo.

### 5.1.3 Spesa energetica

La spesa energetica del processo è stata rilevata direttamente dal contatore quando possibile, o mediante pinza amperometrica che consente di determinare i consumi (di energia elettrica) differenziati delle diverse attrezzature. Con riferimento al periodo di utilizzo è stata quindi determinata la spesa energetica (kWh).

### 5.2.4 Parametri chimico-fisici

Le frazioni in ingresso ed in uscita dalle macchine sono state sottoposte alla determinazione di parametri chimico-fisici, al fine di ottenere una loro completa caratterizzazione.

In particolare, si sono determinati per le due frazioni liquide (chiarificato e digestato) e per quella palabile:

- pH;
- Sostanza secca (ST);
- Sostanza organica (SV);
- Azoto totale ed ammoniacale;
- Fosforo totale.

Per le prove all'estero, per effettuare analisi tempestive, si è provveduto a trasferire nella sede di prova alcune delle attrezzature (essiccatore, muffola, bilancia di precisione, analizzatore gas, analizzatore Hatch ecc.).

Per le prove negli impianti italiani le analisi chimico-fisiche a carico dei substrati liquidi e solidi sono state effettuate presso il "Laboratorio di analisi chimico-fisiche" del Consorzio Interuniversitario INCA di Treviso che ha sede presso il depuratore comunale di Treviso.

I parametri analizzati per il controllo del processo di trattamento sono:

- solidi totali (TS);
- solidi totali volatili (TVS);
- azoto totale (TKN);
- azoto ammoniacale ( $\text{N-NH}_4^+$ );
- fosforo totale (P);
- pH.

### Solidi totali (TS)

I solidi totali (TS) sono stati determinati secondo la metodologia prevista dai protocolli standard: il campione viene raccolto in contenitori resistenti alle alte temperature preventivamente pesati. Successivamente si annota il peso lordo e si mette in stufa a 105°C per un giorno, in modo da disidratare il campione. Dopo averlo lasciato raffreddare lo si pesa e si determinano i solidi totali facendo il rapporto tra il peso netto finale e il peso netto iniziale (che può essere espresso anche in percentuale).

### Solidi totali volatili (TVS)

Lo stesso campione viene poi posto in muffola a 600°C per 24 ore. In questo modo rimarrà solamente la frazione inorganica, mentre quella organica (TVS) verrà bruciata; in questo modo si determina un altro parametro importante: i solidi totali volatili (TVS).

Nel caso in cui il campione sia liquido (come ad esempio il digestato) la procedura è leggermente diversa, in quanto è necessario filtrare un volume noto di campione. Innanzitutto si deve tarare un filtro mettendolo in stufa per 24 ore, poi per 10 minuti in essiccatore ed infine pesarlo. Si agita bene il campione in modo da renderlo omogeneo, si filtra un volume noto e si pone il filtro in stufa per 24 ore; il giorno dopo pesando si riesce a determinare il contenuto di solidi totali. Lo stesso filtro viene poi messo in un crogiolo (precedentemente tarato) e posto in muffola a 600°C per 24 ore, terminate le quali si pesa il tutto per determinare i solidi totali volatili (TVS).

### TKN (Total Kjeldahl Nitrogen)

Come misura del contenuto di azoto è stato determinato il TKN (total Kjeldahl nitrogen) seguendo la metodologia prevista dai protocolli standard: in un provettone vengono posti 50 ml di campione. La digestione si effettua con 7g di solfato di potassio  $K_2SO_4$ , necessario ad innalzare la temperatura di ebollizione, 0,35 g di ossido di mercurio HgO (catalizzatore) e 10 ml di acido solforico concentrato. Si mette quindi il campione in fornello (VELP), si alza la temperatura gradualmente attraverso tre step (160°C, 230°C, 300°C) di circa 30 minuti ciascuno; si mantiene alla temperatura di 370°C per due ore. Il campione terminata la digestione diventa bianco e solidifica raffreddandosi. L'azoto organico legato alle proteine, trovandosi in un ambiente fortemente acido, passerà a ione ammonio. Si procede dunque con la distillazione dosando 50 ml di idrossido di sodio NaOH al 35% per innalzare il pH ad un valore maggiore di 8, valore in cui l'ammoniaca è in forma libera. Il distillato viene raccolto in una beuta (fino ad un volume di circa 200 ml)

nella quale sono stati precedentemente posti 50 ml di acido borico  $H_3BO_3$ ; si trasferisce il tutto in un matraccio da 250 ml e si porta a volume. Si preleva un'aliquota da questo matraccio e la si ripone in un matraccino da 50 ml operando delle diluizioni. La determinazione viene condotta per via colorimetrica utilizzando uno spettrofotometro per misure nel campo del visibile. Dev'essere preparato un bianco con 50 ml di acqua distillata ed aggiungendo 2 ml di reattivo di Nessler. Il reattivo va aggiunto anche ai campioni e si attendono dieci minuti per misurare poi l'assorbanza a 420 nm.

Nel caso in cui il campione non sia liquido il procedimento iniziale è leggermente diverso: si mette il campione in una ciotola e lo si pone in stufa per 48 ore a 105°C, successivamente lo si trasferisce in essiccatore per farlo raffreddare e poi lo si tritura. Per la digestione si pesano 0,1 – 0,15 g (circa) di campione al quale si aggiungono 7 g di solfato di potassio  $K_2SO_4$ , 0,35 g di ossido di mercurio  $HgO$ , 40 ml di acqua distillata e 10 ml di acido solforico concentrato. Da qui in poi si procede come per i campioni liquidi.

#### Azoto ammoniacale

Un altro parametro importante è il contenuto in azoto ammoniacale. Per determinarlo è stata seguita la metodologia prevista dai protocolli standard: si filtra il campione con un filtro fascia nera (i fanghi vanno centrifugati e poi si filtra la parte liquida). In un provettone si versano 50 ml di campione e 25 ml di soluzione tampone, si procede poi distillando e raccogliendo circa 200ml di campione in una beuta, la quale contiene già 50 ml di acido borico  $H_3BO_3$ . Si trasferisce il distillato in un matraccio da 250 ml e si porta a volume, si trasferisce nuovamente il distillato in un matraccio da 50 ml e se è necessario si possono effettuare delle diluizioni. Va preparato un bianco versando in un matraccio da 50 ml solo acqua distillata, servirà per tarare lo zero dello spettrofotometro. Si aggiungono 2 ml di reagente di Nessler in ogni matraccio e si attendono 10 minuti. Infine si misura l'assorbanza con un spettrofotometro a 410 nm.

#### Fosforo totale (P<sub>tot</sub>)

Il fosforo totale (P<sub>tot</sub>) è stato determinato secondo la metodologia prevista dai protocolli standard: si diluisce opportunamente il campione, si prelevano 50 ml e si mettono in una beuta con il tappo a vite nella quale si aggiungono 0,4 g di persolfato di potassio e 1 ml di acido solforico 10M. Si chiude la beuta e si mette per 2h in stufa a 105°C. Dopo aver lasciato raffreddare il tutto si aggiungono 2-3 gocce di fenolftaleina (indicatore) e idrossido di sodio NaOH 12N (goccia a goccia fino a far virare il colore a rosa). Il campione va poi

versato, aiutandosi con un imbuto, in un matraccio da 100 ml e portato a volume. Va preparato un bianco con 100 ml di acqua distillata. Successivamente si rimette il campione e il bianco nelle beute, si aggiungono 10 ml di reagente misto (per ottenerlo basta mescolare 10 ml della soluzione di molibdato di ammonio con 25 ml di acido solforico, 10 ml di acido ascorbico e 5 ml di tartrato) in ogni beuta e si attende 10 minuti. Nel frattempo si tara lo spettrofotometro a 710 nm per poter leggere l'assorbanza del campione.

Per i campioni che non sono liquidi si determina la percentuale di fosforo presente, la procedura è la seguente: si fa essiccare il campione in una ciotola in stufa per 24 ore e poi lo si trasferisce in essiccatore per 20 min. Si raschia il campione omogeneizzato (0,1 – 0,2 g) in una beuta, si aggiungono 25 ml di miscela 3:1 di acido nitrico e perclorico. Successivamente si porta gradualmente alla temperatura di 350°C e si lascia lì il campione fino alla comparsa di fumi bianchi, poi si raffredda e si aggiungono 25 ml di acido solforico 2,5 M. Si porta a volume di circa 50 ml, e si raggiunge la temperatura di 350°C fino a dimezzamento del suo volume. Poi si mette il tutto (o una aliquota di campione) in un matraccio da 100 ml, si aggiunge fenolftaleina (indicatore) e si neutralizza con idrossido di sodio 12 N (viraggio rosa). Si porta poi a volume e si aggiungono 10 ml di reagente misto. Si attendono 10 min e poi si legge il campione con il colorimetro, impostandolo ad una lunghezza d'onda pari a 690 nm.

### pH

Per rilevare il pH lo strumento utilizzato è lo Steiel SHP 02, uno strumento portatile che permette la misura delle grandezze di interesse in tempo reale. Lo strumento è provvisto di una sonda di temperatura per poter calibrare e successivamente misurare correttamente in funzione della temperatura ambientale o del materiale oggetto di analisi.



Figura 36: primo piano dello strumento portatile per la misura del pH.

## 5.2 RISULTATI

### 5.2.1 Caratteristiche delle matrici

#### Impianto di Lastrup, Germania

La concentrazione dei principali parametri chimici negli effluenti chiarificati e nelle frazioni solide permeate dopo i successivi stadi di separazione è riportata in tabella 3.

In particolare, il contenuto di solidi totali è sceso dai 71 g/l iniziali a 59 g/l del chiarificato del separatore a coclea; una ben più evidente riduzione è sortita dalla della centrifuga, che determina una riduzione dei solidi totali da 59,2 g/l a 24,4 g/l (riduzione pari al 58,8%).

Il contenuto di azoto totale, partendo da un valore medio nel digestato iniziale di 4,96 g/l, ha subito una lieve riduzione nelle prime fasi di separazione, passando da 4,78 g/l a 3,75 g/l rispettivamente in seguito a vagliatura (SEP) e centrifugazione (DEC).

Tabella 3: caratteristiche delle matrici di input e output del separatore e della centrifuga.

	ST (%)	SV (%)	SV (%ST)	pH	TKN (mg/kg)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/kg)	P (mg/kg)
<b>Digestato</b>	7,1	5,3	74,8	7,9	4.960	2.280	2.250
Fase 1 – Separazione a compressione elicoidale							
<b>Separato chiarificato (CH<sub>1</sub>)</b>	5,9	4,2	70,8	7,8	4.780	2.270	2.000
<b>Separato solido (SS<sub>1</sub>)</b>	19,8	17,8	89,9	n.d.	6.660	1.840	5.160
Fase 2 – Separazione mediante centrifuga							
<b>Separato chiarificato (CH<sub>2</sub>)</b>	2,4	1,5	60,0	8,1	3.750	2.130	275
<b>Separato solido (SS<sub>2</sub>)</b>	15,9	12,1	75,9	n.d.	10.075	2.170	7.330

#### Impianto di Terrassa Padovana (PD)

Il monitoraggio ha previsto il campionamento delle matrici di input e output del separatore, ossia digestato in ingresso al separatore (input), frazione solida e chiarificato (frazione liquida) in uscita dal separatore (output).

Il digestato tal quale è risultato caratterizzato da un tenore di solidi del 6,9%, ridotto a 5,8% nel chiarificato da separazione. La frazione solida ottenuta è risultata caratterizzata da un contenuto di sostanza secca pari al 22,7%.



Figura 37: particolare del separato solido ottenuto.

Tabella 4: dati medi ottenuti dalla caratterizzazione delle matrici di input e output del separatore.

	ST (%)	SV (%ST)	TKN (mg/kg)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/kg)	P (mg/kg)
Digestato	6,9	84,0	4.550	3.000	150
Separato chiarificato	5,8	82,0	4.420	2.275	117
Separato solido	22,7	83,0	6.250	n.d.	690

### Impianto di Marcon (VE)

Il monitoraggio è stato eseguito attraverso numerosi campionamenti delle matrici di input e output del separatore, ossia digestato in ingresso al separatore (input), frazione solida e chiarificato (frazione liquida) in uscita dal separatore (output). I campioni sono stati sottoposti a determinazioni analitiche per la loro caratterizzazione in termini di sostanza secca, sostanza organica, contenuto di azoto e fosforo (tabella 5).

Tabella 5: dati medi ottenuti dalla caratterizzazione delle matrici di input e output del separatore

	ST (%)	SV (%ST)	TKN (mg/kg)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/kg)	P (mg/kg)
Digestato	7,9	70,9	7.950	7.310	215
Separato chiarificato	6,1	68,1	7.650	n.d.	145
Separato solido	22,5	85,8	9.450	n.d.	778



Figura 38: il carro rimorchio utilizzato per raccogliere la frazione solida prodotta dal separatore l/s.



Figura 39: particolare del nastro trasportatore che convoglia all'esterno il separato solido, e particolare di quest'ultimo.

### Impianto di Castel Gabbiano (CR)

Nella tabella che segue vengono riassunti i principali risultati relativi alla caratterizzazione chimico-fisica.

Tabella 6: dati medi ottenuti dalla caratterizzazione delle matrici di input e output del separatore.

	ST (%)	SV (%ST)	TKN (mg/kg)	N-NH4 + (mg/kg)	P (mg/kg)
Digestato	7,5	79,3	3.575	2.350	145
Separato chiarificato	4,1	75,6	3.390	1.325	95
Separato solido	29,5	74,0	4.700	n.d.	460

## Impianto di Teglio Veneto (VE)

Nella tabella che segue vengono riassunti i principali risultati relativi alla caratterizzazione chimico-fisica.

Tabella 7: dati medi ottenuti dalla caratterizzazione delle matrici di input e output del separatore.

	ST (%)	SV(%ST)	TKN (mg/kg)	N-NH4+ (mg/kg)	P (mg/kg)
Digestato	7,1	63,4	7.490	4.625	150
Separato chiarificato	4,7	56,9	7.450	4.410	96
Separato solido	30,1	76,7	7.570	n.d.	645

### 5.2.2 Bilancio di massa

#### Impianto di Lastrup, Germania

L'effluente dell'impianto di digestione anaerobica è risultato pari a 3,600 t/h e l'impianto di trattamento è stato alimentato con tale flusso orario.

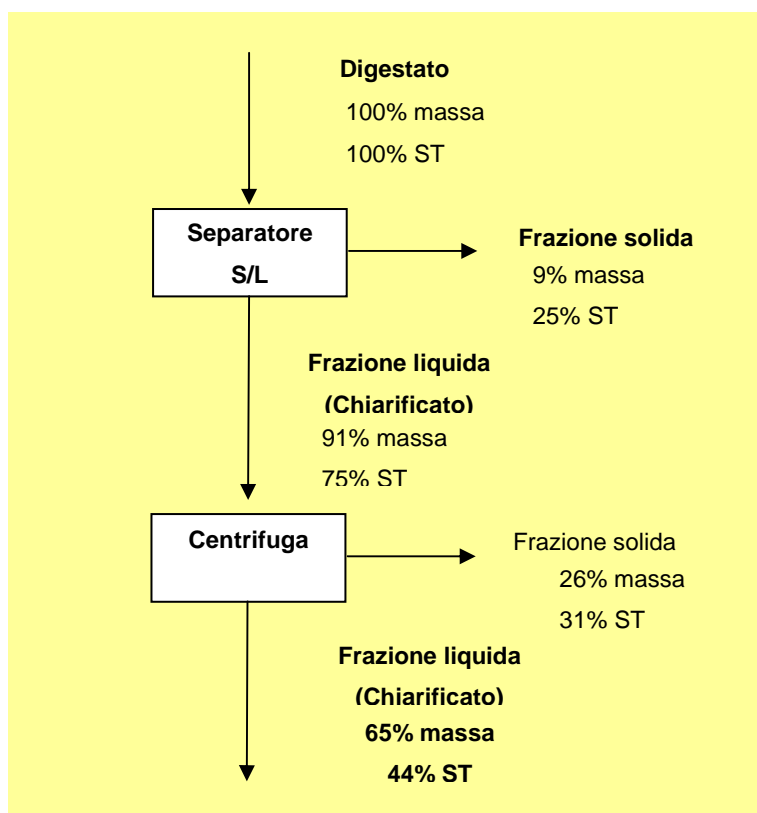


Figura 40: diagramma del flusso di massa e di sostanza secca.



Il separatore liquido/solido ha prodotto un flusso di chiarificato pari a 3,275 t/h. Tale quantità è stata sottoposta a centrifugazione dopo essere stata miscelata al residuo concentrato proveniente dallo stadio di ultrafiltrazione. La quantità oraria di frazione solida separata dal separatore è risultata 0,325 t/h, pari al 9% della quantità totale lavorata. La centrifuga ha prodotto una quantità oraria di 4,018 t/h di chiarificato e di 0,945 t/h di frazione solida, quest'ultima pari al 26% del prodotto totale lavorato. In termini di flusso di sostanza secca, il 25% ed il 31% sono contenuti rispettivamente nelle frazioni solide prodotte dal separatore a coclea e dalla centrifuga.

### Impianto di Terrassa Padovana (PD)

Sono state effettuate prove per la determinazione dei flussi di massa, che hanno visto la misura delle portate in ingresso ed uscita dal separatore in un lasso di tempo definito. Per la determinazione della portata degli output si sono utilizzati un rimorchio per raccogliere i solidi ed un carrobotte per raccogliere la frazione liquida.

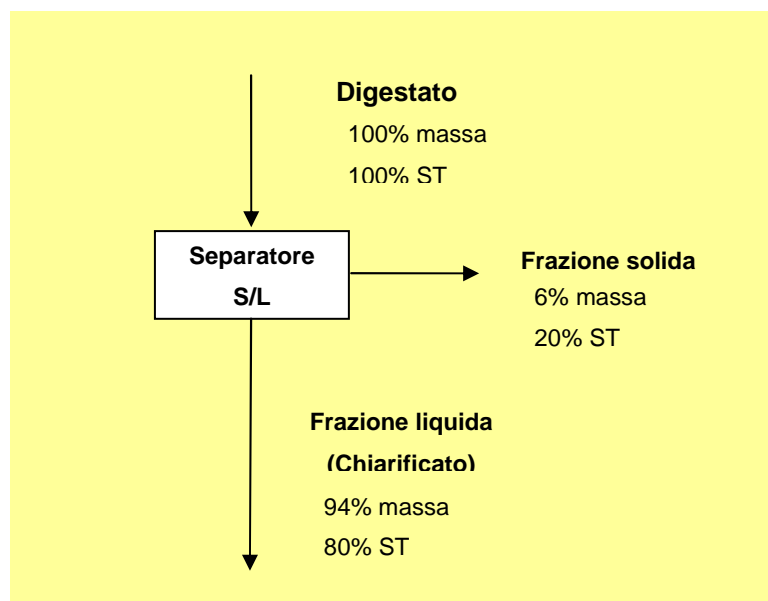


Figura 41: diagramma del flusso di massa e di sostanza secca.

Il risultato è schematizzato in figura 36 dalla quale si evince che il 94% della massa in output dal processo di separazione è rappresentato dalla frazione chiarificata, mentre solamente il 6% è costituito dal separato solido. Il separatore è in grado di lavorare circa 17,1 t/ora con un consumo orario pari a 5,5 kWh. La portata della frazione solida è risultata di circa 0,9-1,0 t/ora, mentre quella del chiarificato di circa 16,1 t/ora. La spesa energetica è risultata di 0,3 kWh/m<sup>3</sup>.



Figura 42: particolari delle fasi di determinazione del flusso di massa.

Il tempo di funzionamento giornaliero equivale mediamente a 3 ore, per consentire alla macchina di lavorare la produzione di digestato, pari a circa 50 m<sup>3</sup> di digestato/giorno.

### Impianto di Marcon (VE)

Per quanto riguarda i flussi di massa è emerso che l'89% della massa in output dal processo è rappresentata dalla frazione chiarificata, mentre solamente l'11% dalla frazione solida. In termini di portata si ha un flusso di digestato tal quale di 14,6 t/ora, di chiarificato di 13,0 t/ora e di solido separato di 1,6 t/ora.

L'energia utilizzata dal separatore è risultata mediamente pari a circa 1,1 kWh/m<sup>3</sup> trattato.

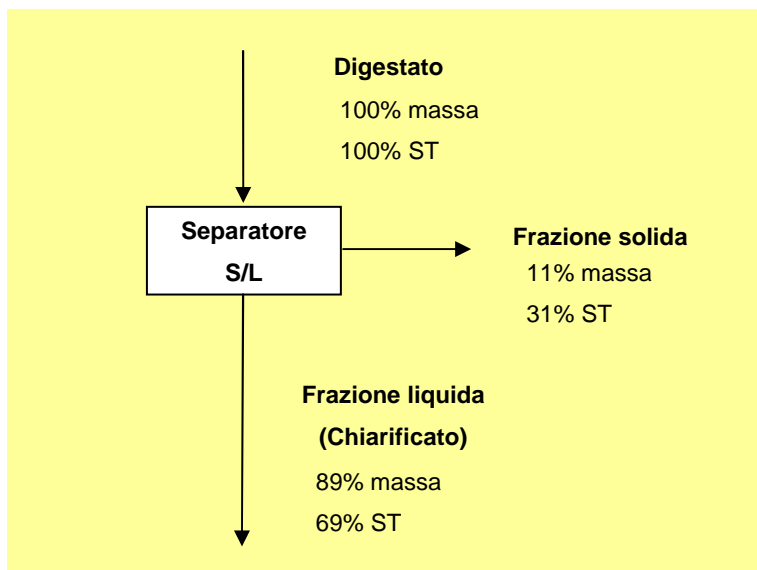


Figura 43: diagramma del flusso di massa e di sostanza secca.

### Impianto di Castel Gabbiano (CR)

La portata in ingresso al separatore è risultata di circa 25,0 t/ora, la produzione di chiarificato è risultata pari a 21,5 t/ora, mentre la produzione di solidi pari a 3,5 t/ora. Tali valori corrispondono in termini percentuali all'86% della massa in output dal processo di

separazione come frazione chiarificata, mentre il 14% come separato solido. In termini di sostanza secca, inoltre, nella frazione solida è contenuto circa il 55% della sostanza secca in input, mentre nella frazione chiarificata è presente il rimanente 45% della sostanza secca. Il consumo energetico specifico è risultato mediamente pari a circa 0,22 kWh/m<sup>3</sup>.

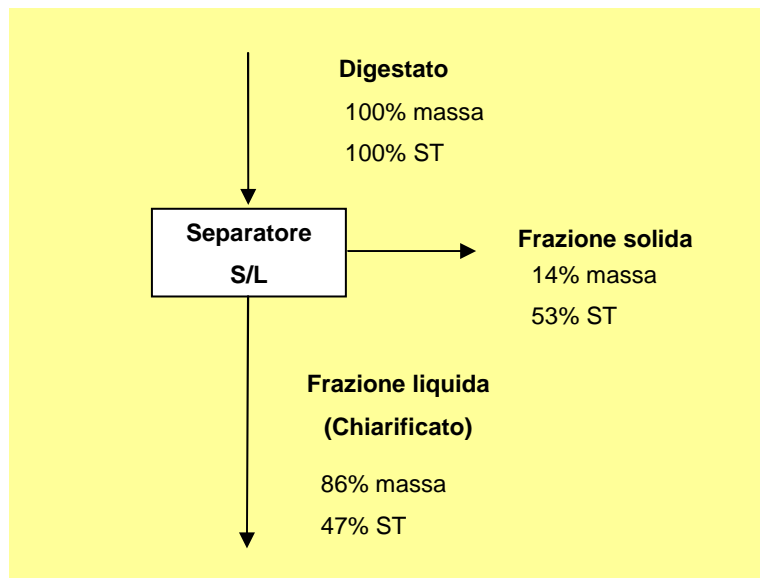


Figura 44: diagramma del flusso di massa e di sostanza secca.

### Impianto di Teglio Veneto (VE)

Sono state eseguite prove per la determinazione dei flussi di massa, che hanno visto la misura delle portate in ingresso ed uscita dal separatore in un lasso di tempo definito.

La portata in ingresso al separatore è risultata di 16,5 t/ora, quella del chiarificato di 15,5 t/ora, mentre quella del solido di 1,6 t/ora circa. Il quantitativo di digestato trattato giornalmente è paria circa 110 t, per un tempo di funzionamento pari a 6,7 ore/giorno. Il fabbisogno energetico è risultato pari a circa 0,24 kWh/m<sup>3</sup> trattato.

Dal flusso di massa, in termini di percentuale, si evince che il 90% della massa in output dal processo di separazione è rappresentato dalla frazione chiarificata, mentre il restante 10% è costituito dal separato solido.

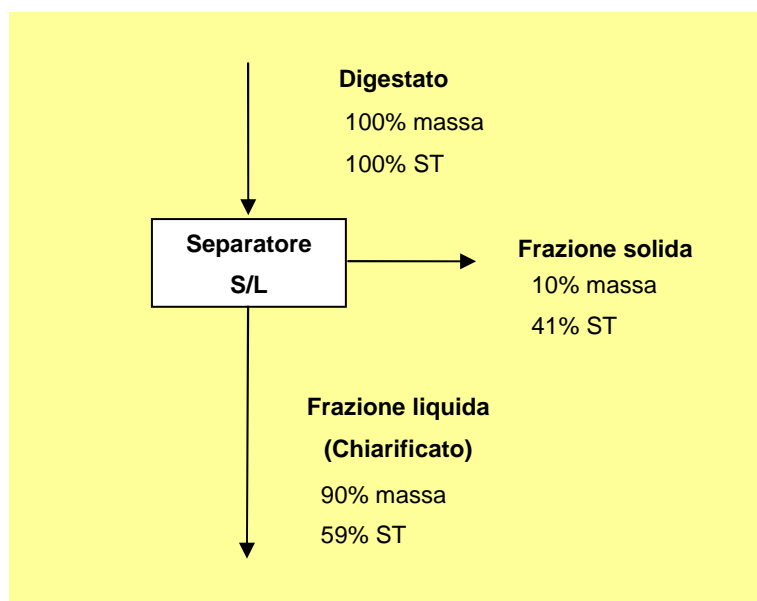


Figura 45: diagramma dei flussi di massa e di sostanza secca.

In relazione alla sostanza secca, il 41% viene distribuito nei solidi ed il restante 59% nel chiarificato.

### 5.2.3 Bilancio dei nutrienti

#### Impianto di Lastrup, Germania

La determinazione del flusso di massa nell'impianto unitamente alle analisi chimiche eseguite sui campioni prelevati dai diversi stadi di trattamento ha permesso di calcolare il flusso di elementi, in particolare di azoto e di fosforo. Tali risultati permettono di verificare il bilancio degli elementi considerati espresso su base oraria.

Per quanto riguarda l'azoto, il flusso di alimentazione all'impianto di trattamento è risultato pari a 17,9 kg N/h. La separazione liquido/solido con vaglio rotante (SEP) ha evidenziato una esigua efficienza di abbattimento dell'azoto, quantificata da un flusso di azoto nella frazione solida separata pari 1,9-2,3 kg N/h e corrispondente al 12+1% del flusso in ingresso. Il secondo stadio di separazione con centrifuga decanter (DEC), invece, ha dimostrato prestazioni più elevate, con la rimozione di 10,2-11,0 kg/h di azoto, pari, nel bilancio complessivo, al 59+2% dell'azoto

Il flusso di alimentazione del fosforo è risultato pari a 8,6 kg/h. Per questo elemento, le prime fasi di separazione meccanica (SEP + DEC) hanno evidenziato prestazioni elevate, quantificate in flussi rispettivamente di circa 1,7 kg/h e 6,8-7,0 kg/h e corrispondenti ad indici di abbattimento rispettivamente pari al 19-20% e al 79-81%.

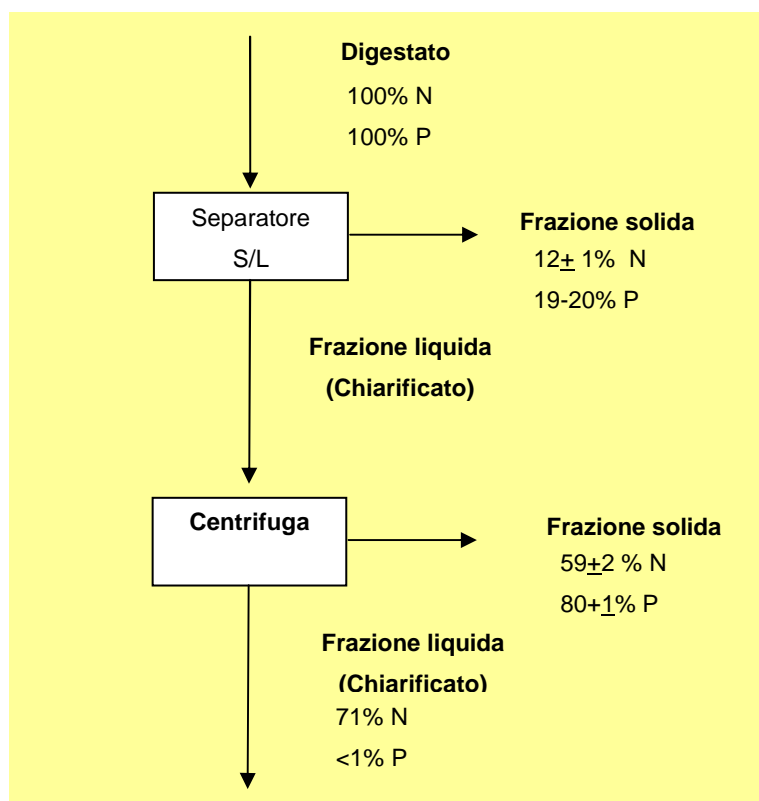


Figura 46: diagramma del flusso di azoto e fosforo.

Le rese di abbattimento ottenute con la combinazione di separatore a coclea e centrifuga sono sicuramente di rilievo, con una separazione di circa il 70% dell'azoto totale e quasi la totalità del fosforo nelle frazioni solide ottenute.

Resta da evidenziare come l'effetto principale sia stato determinato dalla centrifuga, sia per l'utilizzo di flocculanti che, in parte, per il ricircolo apportato dalle fasi successive di trattamento.

### **Impianto di Terrassa Padovana (PD)**

Per quanto riguarda la distribuzione dei nutrienti nelle varie frazioni, i risultati ottenuti mostrano come nella frazione liquida sia presente il 92% dell'azoto totale, mentre la rimanente parte, l' 8 %, è contenuto nel separato solido.

Il fosforo è presente per il 73 % nel chiarificato e per il 27 % nella frazione solida.

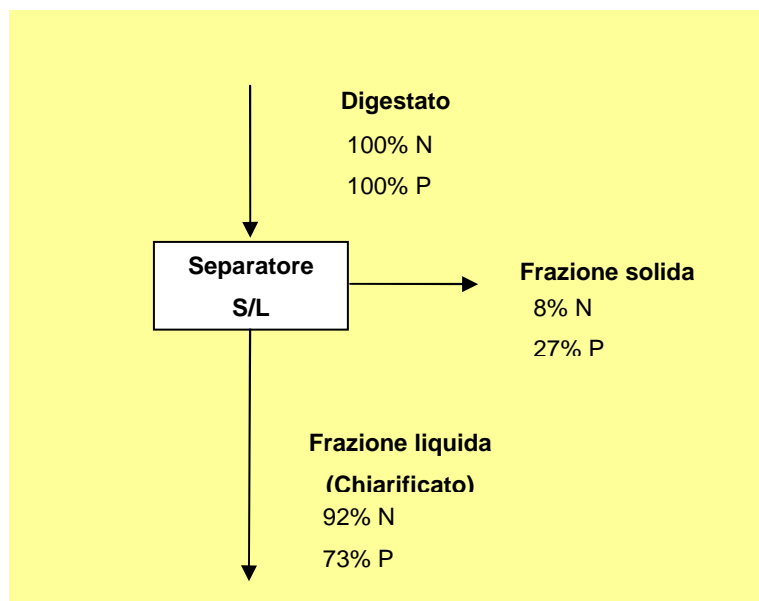


Figura 47: diagramma del flusso di azoto e fosforo.

### Impianto di Marcon (VE)

In termini di ripartizione dei nutrienti circa l'87% dell'azoto totale risulta, presente nella frazione liquida, mentre il restante 13% è contenuto nel solido (figura 48).

Per il fosforo, infine, si ha il 60% circa nel chiarificato ed il restante 40% nella frazione solida.

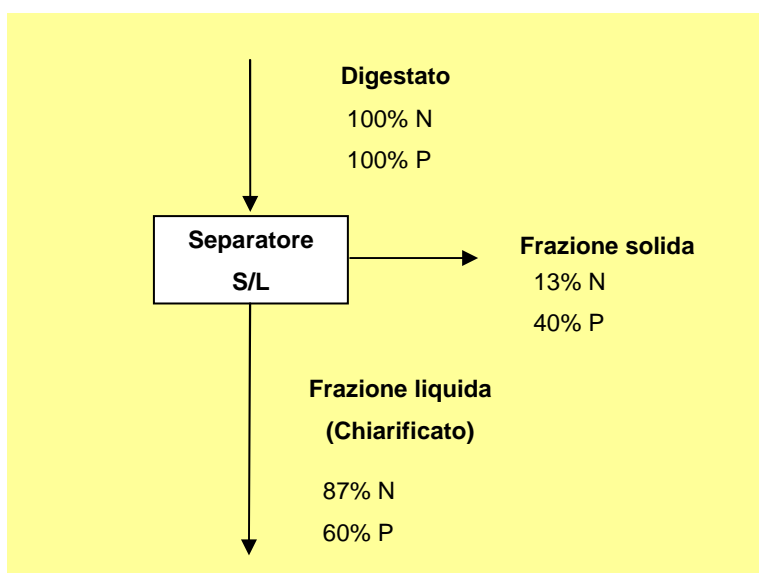
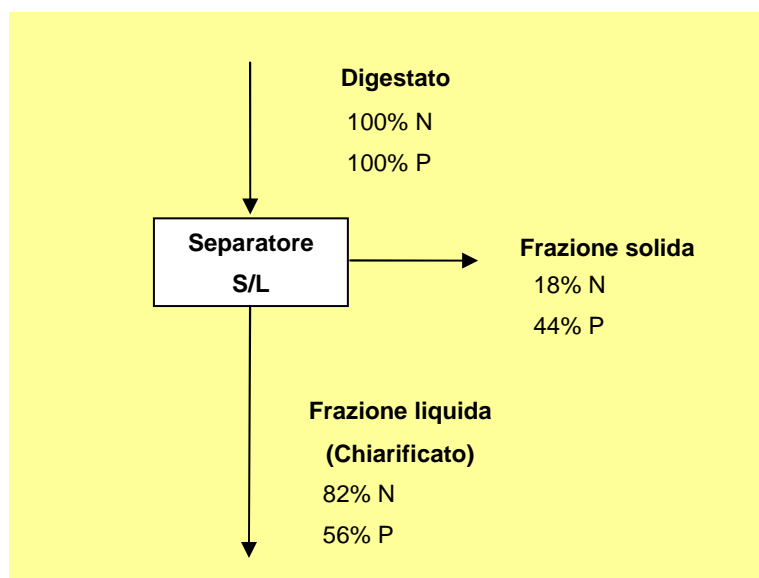


Figura 48: diagramma del flusso di azoto e fosforo.

### **Impianto di Castel Gabbiano (CR)**

In termini di flussi di nutrienti, insieme alla frazione solida si ha una separazione del 18% circa dell'azoto in ingresso alla macchina, mentre il restante 82% rimane nel digestato chiarificato.

La resa di separazione del fosforo risulta maggiore, tanto che ben il 44% di questo elemento viene allontanato con il solido, mentre il restante 56% è presente nel chiarificato.



*Figura 49: diagramma del flusso di azoto e fosforo.*

### **Impianto di Teglio Veneto (VE)**

In relazione alla distribuzione dei nutrienti nelle varie frazioni, i risultati ottenuti mostrano come nella frazione liquida sia presente il 90% dell'azoto totale, mentre la rimanente parte, il 10%, è contenuto nel separato solido.

Il fosforo è presente per il 68 % nel chiarificato e per il 42 % nella frazione solida.

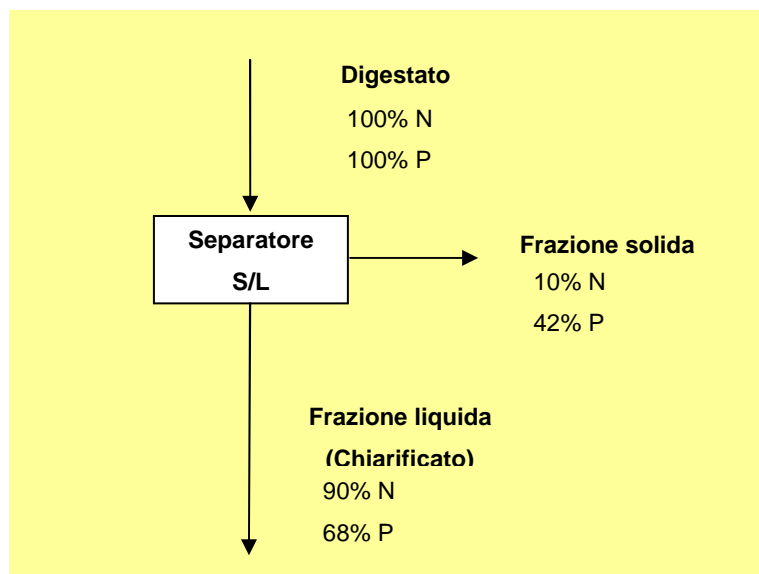


Figura 50: diagramma del flusso di azoto e fosforo.

### 5.3 CONCLUSIONI

La separazione liquido solido si conferma come una tecnologia di semplice gestione in grado di effettuare, però, una blanda separazione dell'azoto dal liquame tal quale o dal digestato.

Le rese di separazione variano notevolmente in base alla tipologia di attrezzatura utilizzata, soprattutto in relazione alla modalità di funzionamento per vagliatura (separazione dimensionale) o per centrifugazione (separazione per differenza di peso specifico). Infatti, se, da un lato, il separatore a compressione elicoidale e separatore a tamburo rotante con rulli hanno dimostrato una efficienza di separazione simile, la centrifuga ha dimostrato prestazioni migliori.

In termini di flusso di massa con i separatori a compressione elicoidale è stata ottenuta una produzione di solidi pari al 6-14% del flusso di prodotto in ingresso e con il separatore a rulli si è ottenuta una produzione di frazione solida pari all'11% dell'input.

La centrifuga, invece, ha determinato una produzione di frazione solida pari al 26% del digestato affluente.

In termini di separazione dell'azoto è stato possibile verificare ulteriormente come le macchine appartenenti alle due categorie funzionali siano contraddistinte da diverse prestazioni operative. In particolare, mentre con la separazione per differenza dimensionale l'azoto è stato separato nella frazione solida tra l'8 e il 18% con compressione elicoidale e per il 13% con il separatore a rulli, con la separazione per



centrifugazione è stato possibile arrivare ad una separazione dell'azoto nella frazione solida mediamente pari al 59%.

In termini di separazione del fosforo, inoltre, le attrezzature a compressione elicoidale hanno determinato un livello di separazione compreso in un range piuttosto ampio, precisamente tra il 19 ed il 44%; per il separatore a rulli si è ottenuta una capacità di separazione del fosforo pari al 40%. Anche in questo caso la centrifuga ha dimostrato una resa notevolmente superiore, con una separazione fino all'80% del fosforo in input.

Un primo aspetto da evidenziare è la notevole variabilità delle rese di separazione, dovute sia alla tipologia di attrezzatura utilizzata, ma anche alla sua configurazione (luci del tamburo) e alle caratteristiche dei reflui trattati. La variabilità delle caratteristiche fisico-chimiche dei reflui riscontrate da impianto ad impianto è stata tale da determinare differenze di risultato utilizzando macchine della stessa tipologia.

I risultati particolarmente positivi ottenuti con l'utilizzo delle centrifughe vanno valutati, comunque, tenendo presente che tale attrezzatura era inserita in un complesso schema di trattamento, operando a valle del separatore a coclea e a monte del processo di filtrazione a membrane. Le elevate rese di separazione ottenute vanno sicuramente ricondotte all'utilizzo di flocculanti ed, in parte, al flusso di ricircolo proveniente dalla fase di ultrafiltrazione.

In questo schema di trattamento, in termini di trasferimento dell'azoto alla frazione solida, il separatore a compressione elicoidale ha consentito di rimuovere circa l'11% dell'azoto contenuto nel digestato, mentre la centrifuga ha portato ad una separazione complessiva del 60% dell'azoto contenuto nel digestato, prestazione sicuramente notevole.

In relazione al fosforo, la prima fase di separazione ha determinato la rimozione dal digestato tal quale del 20% del fosforo in ingresso, mentre la seconda fase ha determinato la rimozione della quasi totalità del restante 80%.

In alcuni casi, dunque, un sistema multi-stadio di separazione può dare notevoli risultati in termini di separazione di nutrienti: va sempre considerato, però, che la separazione rappresenta un trattamento conservativo e non determina una effettiva riduzione dell'azoto, ma solamente una sua separazione nelle due fasi liquida e solida, cosicché, in caso di surplus di azoto, la frazione in eccesso deve essere trasferita al di fuori dell'azienda.

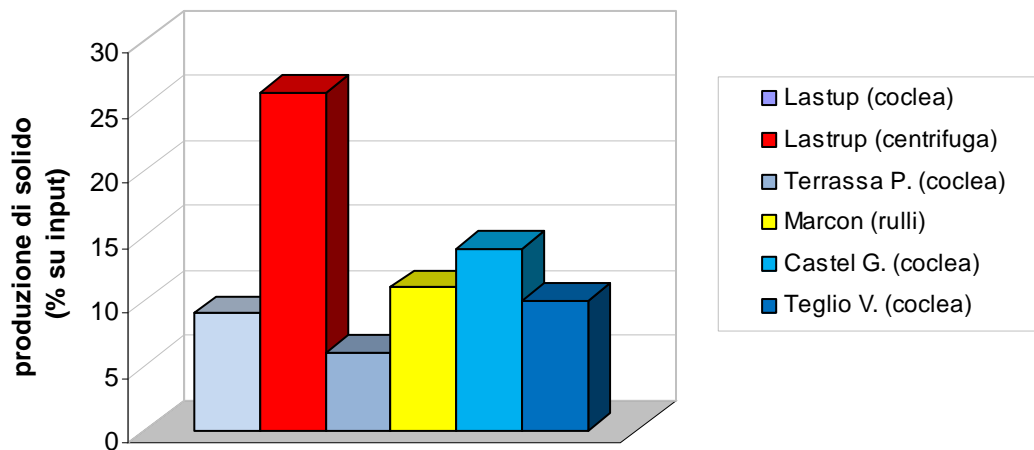


Grafico 3: diagramma della resa di separazione in termini di percentuale sul flusso in input.

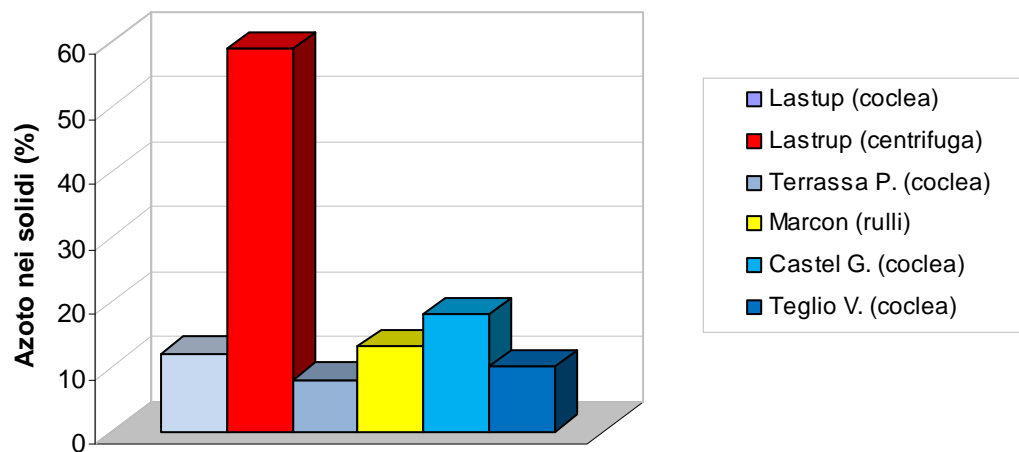


Grafico 4: diagramma della resa di separazione dell'azoto in termini di percentuale sul flusso in input.

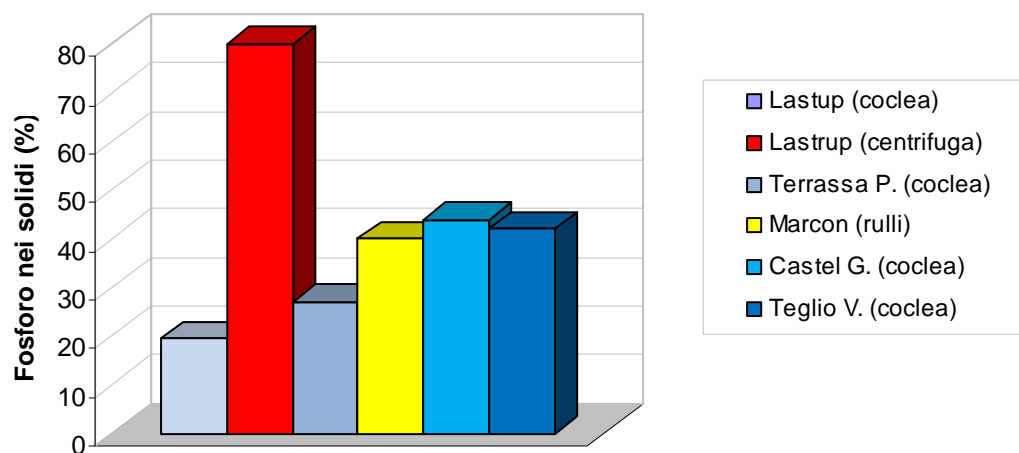


Grafico5: diagramma della resa di separazione del fosforo in termini di percentuale sul flusso in input.

Tabella 8: schematizzazione dei risultati ottenuti dal monitoraggio

Impianto	Tecnologia di separazione	RIPARTIZIONE NELLA FRAZIONE SOLIDA (%)			
		Massa t.q. (%)	ST (%)	N (%)	P (%)
Lastrup (DE)	Separazione meccanica digestato con vaglio cilindrico con coclea di compressione dei solidi (FAN)	9	25	11-13	19-20
	centrifugazione con decanter a tamburo cilindrico conico ad asse di rotazione orizzontale (PIERALISI)	26	31	57-61	79-81
Terassa Padovana (PD)	Separazione meccanica digestato con separatore a compressione elicoidale (CRIMAN)	6	20	8	27
Marcon (VE)	Separazione meccanica digestato con separatore a cilindri rotanti [DODA]	11	31	13	40
Castel Gabbiano (CR)	Separazione meccanica digestato con separatore a compressione elicoidale (WAM)	14	53	18	44
Teglio Veneto (VE)	Separazione meccanica digestato con separatore a compressione elicoidale (CRIMAN)	10	41	10	42

La separazione liquido/solido, inoltre, si è dimostrata uno step essenziale di pretrattamento a monte di sistemi più complessi, come la nitrificazione-denitrificazione, i trattamenti a membrane e l'evaporazione sottovuoto. Nel caso di compostaggio di effluenti liquidi o di essiccazione, invece, può essere non necessario ricorrere ad un pretrattamento di separazione per la rimozione dei solidi grossolani.

## **6. MONITORAGGIO DI IMPIANTI DI**

### **TRATTAMENTO DEL DIGESTATO CON**

### **ULTRAFILTRAZIONE E OSMOSI INVERSA**

Gli impianti di filtrazione a membrane sono impianti complessi, la cui applicazione al trattamento dei liquami zootecnici o del digestato da impianti di biogas richiede approfonditi studi di progettazione nonché sperimentazioni sul campo. Il monitoraggio è stato finalizzato, quindi, alla verifica della funzionalità di impianti realizzati in una situazione produttiva a scala reale di medio-grande dimensione: sono stati sottoposti a monitoraggio due impianti, uno a Lastrup, Germania ed uno a Castelleone (CR). In particolare lo studio è stato indirizzato alla valutazione delle caratteristiche qualitative dei vari output ed alla determinazione del bilancio dei flussi di input/output, sia in termini di massa che di N e P. È apparso fondamentale, dunque, determinare anche le caratteristiche qualitative dei vari output, anche in funzione della loro destinazione finale. Nel verificare il funzionamento del sistema sono stati valutati anche i consumi di energia e di sostanze chimiche.

#### **6.1 MATERIALI E METODI**

##### **6.1.1 Gli impianti monitorati**

###### **Impianto di Lastrup, Germania**

###### **Descrizione dell'impianto di digestione anaerobica**

L'impianto di digestione anaerobica (AD) con annesso impianto di trattamento fisico avanzato del digestato è sito presso Lastrup, Bassa Sassonia, Germania, ed è operativo dalla fine del 2003. È caratterizzato da 2 digestori (2.200 m<sup>3</sup> ciascuno) operanti in regime termico mesofilo (35-38°C), realizzati in calcestruzzo, isolati con pannelli di poliuretano e rivestiti in lamiera d'acciaio, a pianta circolare e sistema di copertura a doppio telo plastico (figura 51). Una vasca coperta, non riscaldata, né isolata, funge da accumulo del digestato e permette un ulteriore recupero di biogas. La miscela di biomasse da caricare nell'impianto viene preparata dosando le componenti solide (deiezioni avicole, insilato di

mais) e quelle liquide (liquame suino) in una apposita vasca miscelata e termostata. Il carico giornaliero ammonta a circa 87 t/giorno di massa totale, mentre il rapporto ponderale di carico viene mantenuto mediamente pari a 1:4:5, rispettivamente per deiezioni avicole, liquame suino ed insilato di mais.

Il biogas alimenta il gruppo motore-cogeneratore caratterizzato da una potenza elettrica di 836 kWe. L'energia elettrica prodotta è riversata nella rete pubblica, mentre l'energia termica viene riutilizzata per il riscaldamento del digestore e per le altre utenze aziendali.



Figura 51: l'impianto di digestione anaerobica sede delle prove sperimentali, sito presso Lastrup, Germania (Foto: A. Chiumenti).

### L'impianto di trattamento del digestato

Il trattamento del digestato proveniente dall'impianto di digestione anaerobica viene effettuato in un impianto di trattamento fisico avanzato (figura 53) costituito da stadi successivi di separazione liquido/solido (SEP), centrifugazione (DEC), ultrafiltrazione (UF) ed osmosi (RO).



Figura 52: particolare del locale destinato al trattamento del digestato: si possono notare i cumuli dei solidi prodotti dal separatore e della centrifuga (Foto: A. Chiumenti).

Facendo riferimento allo schema di figura 53, le attrezzature utilizzate vengono di seguito descritte più nel dettaglio.



Figura 53: i quattro principali stadi di trattamento: 1 - separazione liquido/solido con separatore a compressione elicoidale, 2 - separazione con centrifuga decanter, 3 - ultrafiltrazione, 4 - osmosi inversa.

Il primo stadio di separazione è attuato per mezzo di un vaglio cilindrico con coclea di compressione dei solidi, il quale opera direttamente sul digestato (ED0) per una prima separazione dei solidi più grossolani (SS1).

La frazione liquida chiarificata (CH1) viene inviata allo stadio di centrifugazione, operata con un decanter a tamburo cilindro-conico ad asse di rotazione orizzontale. La frazione solida separata dal decanter (SS2) viene accumulata in una platea coperta, assieme ai



## Impianto di Castelleone (CR)

### Descrizione dell'impianto di digestione anaerobica

L'impianto biogas Green Power di Castelleone (CR): è un impianto termofilo con gruppo di co-generazione della potenza nominale di 800 kWe, a due stadi, con pretrattamento delle biomasse vegetali che lo alimentano con sistema Mewa.



Figura55: panoramica dell'impianto di biogas (Foto: Chiumenti).

### L'impianto di trattamento del digestato

L'impianto di trattamento del digestato monitorato è costituito da più processi di chiarificazione progressivi:

- prima fase: separazione con separatore a compressione elicoidale;
- seconda fase: separazione con centrifuga;
- terza fase: flottazione;
- quarta fase: ultrafiltrazione;
- quinta fase: osmosi inversa.



Figura 56: a destra il separatore a compressione elicoidale(prima fase), a sinistra la centrifuga (seconda fase) (Foto: Chiumenti)





Figura 57: il flottatore della terza fase (Foto:Chiumenti).



Figura 58: a sinistra l'impianto di ultrafiltrazione (quarta fase), a destra quello di osmosi inversa (quinta fase) (Foto:Chiumenti).

L'impianto di trattamento a membrane è costituito da:

- impianto di ultrafiltrazione: è costituito da due batterie operanti in parallelo a fasi alternate per garantire operatività e pulizia delle membrane. Da questa fase si ottengono: il "concentrato", riciclato all'impianto di biogas ed il "permeato", che viene inviato all'osmosi inversa. Le condizioni operative sono: pH 4, pressione 0,48 bar e pressione intra-membrana -0.24 bar.
- impianto di osmosi inversa è costituito da n. 4 unità di trattamento che operano ad una pressione media di 27 bar. Il "permeato" viene utilizzato per la preparazione dei polielettroliti (e, quindi, riciclato nel processo di trattamento del digestato) ed il "concentrato" è destinato all'uso agronomico. Il secondo stadio di osmosi inversa permette il trattamento del permeato di primo stadio per garantire i valori inferiori alla tabella per gli scarichi in acque di superficie.

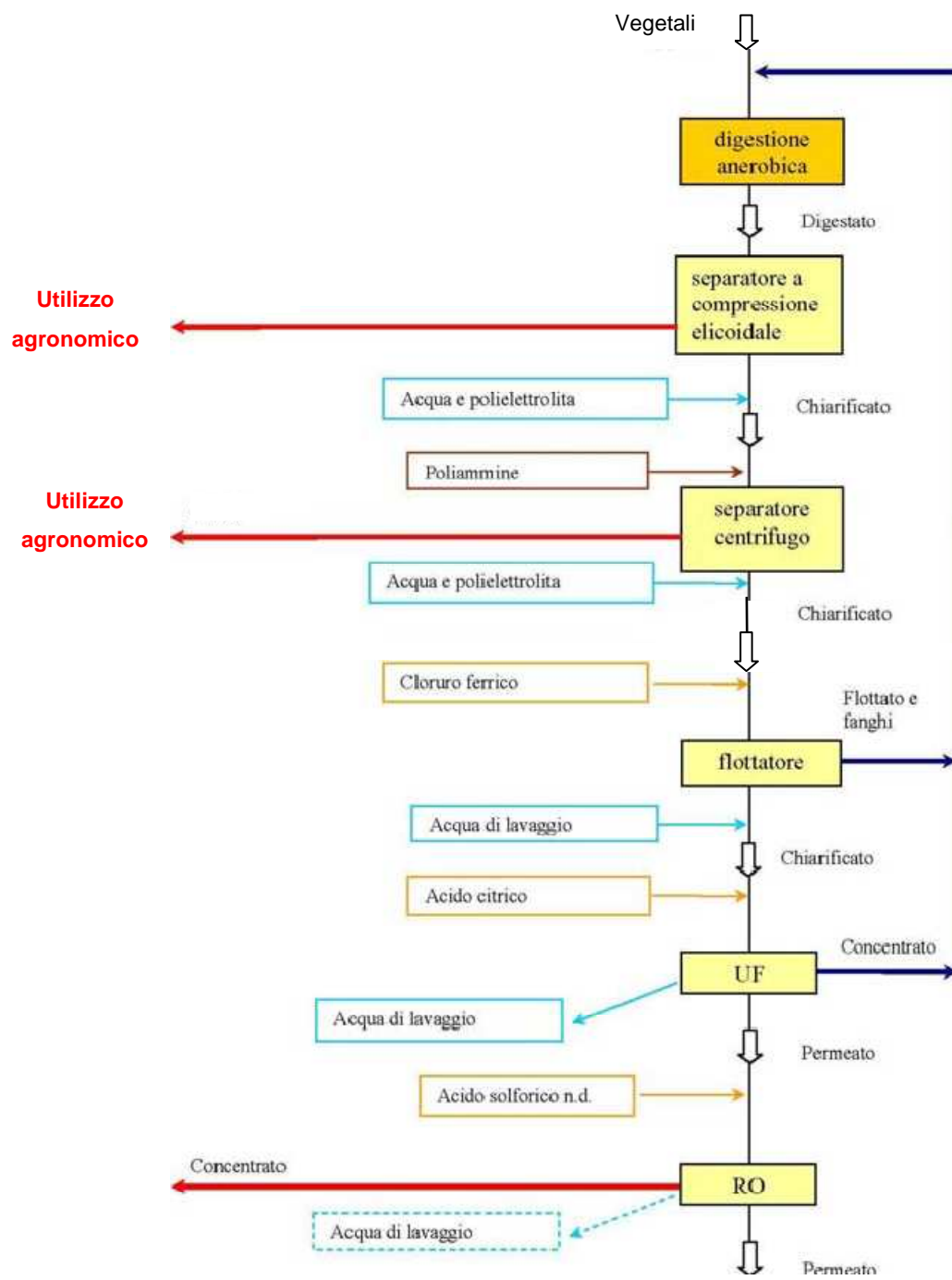


Figura 59: schema a blocchi di trattamento dell'impianto

## 6.1.2 Bilancio di massa

### Impianto di Lastrup

I flussi di materia dai diversi stadi di trattamento sono stati rilevati attraverso la misura del flusso volumetrico e la stima della massa volumica dei diversi prodotti, per mezzo di flussimetri, ove possibile, o di recipienti a volume noto e di pesa meccanica.

Tali rilevazioni sono state effettuate sia sulle frazioni liquide (ED0, CH1, CH2, PER1, PER2, con riferimento alla figura 54) che sulle frazioni solide o concentrate (SS1, SS2, CON2).



Figura 60: determinazione dei flussi di massa utilizzando metodi gravimetrici e volumetrici.

### Impianto di Castelleone (CR)

Modalità di determinazione dei flussi di massa

Per la determinazione dei flussi di massa si è operato con due modalità distinte, ovvero determinando gli input e gli output di ogni singola macchina, in modalità discontinua, o dall'intero processo, in modalità continua. Per determinare i flussi sono state monitorate le vasche di carico e scarico di ogni singola macchina e, ove non possibile, si sono deviati i flussi in vasche predisposte ad hoc.

## 6.1.3 Parametri chimico-fisici

### Impianto di Lastrup

Le frazioni liquide, solide e concentrate sono state sottoposte ad analisi chimiche, campionandole ad intervalli di tempo regolari nell'arco di ciascuna giornata di monitoraggio. In particolare, sono stati determinati i seguenti parametri chimici:

- pH;
- sostanza secca (Total Solids, TS);
- sostanza organica (Volatile Solids, VS);

- domanda chimica d'ossigeno (COD);
- azoto totale (N-T); - azoto ammoniacale (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>);
- fosforo totale (P); potassio totale (K);
- nitriti e nitrati (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>), solo nelle frazioni liquide;
- conducibilità elettrica (CE), solo nelle frazioni liquide;
- potenziale redox (REDOX), solo nelle frazioni liquide.

I principali parametri chimici (TS, VS, COD, TKN, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, P, K, Mg, Ca, S, Cu) sono stati determinati seguendo le metodiche standard (IRSA-CNR, Metodi per l'analisi delle acque). La presenza di nitriti e nitrati è stata rilevata con kit analitico Quantofix. La conducibilità elettrica ed il potenziale redox sono stati rilevati con strumenti elettronici dotati di sonde elettrochimiche certificate.

Le analisi sono state condotte in parte in loco, in parte all'Università di Udine ed in parte presso un laboratorio locale.

Per poter effettuare alcune analisi sul campo è stato allestito un laboratorio all'interno del locale trattamenti.



Figura 61: particolari del laboratorio realizzato in loco.

Per le metodologie analitiche relative a TS, VS, TKN, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, P rivedere quelle indicate nel capitolo 5, paragrafo 5.2.4.

Di seguito viene riportata la metodica standard (IRSA-CNR, Metodi per l'analisi delle acque) per la determinazione del COD.

### Chemical Oxygen Demand (COD)

Un altro parametro chimico molto importante è il COD: la domanda chimica di ossigeno, è la quantità di ossigeno necessaria ad ossidare la sostanza organica. Il COD ci permette quindi di stimare il contenuto di sostanza organica del campione e si esegue così: si mettono 10 ml di campione in un provettone, si aggiunge una punta di spatola di solfato d'argento e una di solfato di mercurio. Si aggiungono 5 ml di bicromato di potassio 0,025 N, si inserisce nel provettone il tubo refrigerante e si aggiungono 15 ml di acido solforico concentrato. Oltre al campione devono essere preparati un titolo ed un bianco. Il bianco serve a verificare se vi siano impurità nei reagenti impiegati e si prepara allo stesso modo dei campioni in esame sostituendo il campione con acqua distillata; il titolo, necessario a correggere la Normalità del bicromato, si prepara nello stesso modo del bianco senza aggiungere i sali. Il campione e il bianco vengono riscaldati nell'apposito fornello (VELP) alla temperatura di 150°C per 120 minuti. Dopo averli fatti raffreddare si aggiungono 2-3 gocce di ferroina (indicatore) e si procede alla retrotitolazione con il FAS (ferroammoniosolfato esaidrato) della stessa normalità del bicromato usato, fino al viraggio del colore da verde a rosso.

Nel caso in cui il campione non sia liquido (come ad esempio il solido separato e l'essiccato) la procedura da seguire per determinare il COD è la seguente: il campione va posto in stufa per 48 ore a 105°C, poi va trasferito in essiccatore. Una volta raffreddato, il campione va tritato e si pesa un'aliquota pari a 0,2 – 0,3 g, che successivamente viene posta in un provettone col bordo smerigliato nel quale si aggiunge una punta di spatola di solfato d'argento, 20 ml di bicromato di potassio 2N, si collega il tubo refrigerante e si versano 20 ml di acido solforico concentrato. Anche in questo caso, per gli stessi motivi precedentemente descritti, si prepara il bianco con i sali e il titolo senza sali. Si scalda in fornello per 30 min a 160°C, poi si lascia raffreddare e si aggiunge acqua distillata. In seguito si lascia sedimentare per poi filtrare il surnatante in un matraccio da 250 ml e portare a volume. Si prelevano 10 ml della soluzione e si rimettono nel provettone nel quale si aggiungono 25 ml di FAS 0,125 N, 2 ml di miscela fosfosolforica, 2 – 3 gocce di fenantrolina. Si titola con soluzione di bicromato 0,125 N fino a viraggio da rosso-bruno a blu-verde, in questo caso il viraggio è difficile da osservare.

### **Impianto di Castelleone (CR)**

Per la verifica dell'efficienza del processo nelle condizioni operative si è proceduto al campionamento di tutte le matrici in input ed output da ciascuna macchina e sono state

sottoposte a determinazioni analitiche sia in loco, mediante kit portatili di analisi, sia in laboratorio: oltre ai flussi di massa i principali parametri monitorati sono ST, SV, pH, alcalinità, acidità, conducibilità elettrica, azoto totale, azoto ammoniacale, COD.

## 6.2 RISULTATI

### 6.2.1 Bilancio di massa

#### Impianto di Lastrup, Germania

L'effluente dell'impianto di digestione anaerobica è risultato pari a 3,600 Kg/h e l'impianto di trattamento è stato alimentato con tale flusso orario.

Il separatore liquido/solido ha prodotto un flusso di chiarificato pari a 3,275 Kg/h. Tale quantità è stata sottoposta a centrifugazione dopo essere stata miscelata al residuo concentrato proveniente dallo stadio di ultrafiltrazione. La quantità oraria di frazione solida separata dal separatore è risultata 325 Kg/h, pari al 9% della quantità totale lavorata. La centrifuga ha prodotto una quantità oraria di 4,018 Kg/h di chiarificato e di 0,945 Kg/h di frazione solida, quest'ultima pari al 26% del prodotto totale lavorato.

La capacità operativa dello stadio di ultrafiltrazione è risultata pari a 4,018 Kg/h, ripartite in 2,330 Kg/h di permeato e 1,688 Kg/h di concentrato.

Il doppio stadio di osmosi inversa è stato alimentato con il permeato dall'ultrafiltrazione ed ha prodotto 620 Kg/h di concentrato, pari al 17% del flusso entrante nell'impianto di trattamento e 1,710 Kg/h di permeato, ovvero di acqua depurata come scarico finale dell'impianto.

In definitiva, dunque, l'intero impianto di trattamento del digestato ha prodotto il 48% di acqua depurata, il 35% di frazioni solide accumulabili in platea ed il 17% di frazioni concentrate gestibili separatamente o riciclabili nell'impianto di digestione anaerobica.



Figura 62: particolare degli output liquidi delle diverse fasi di trattamento, rispettivamente, da sinistra: effluente dal separatore, chiarificato centrifuga, permeato ultra-filtrazione, permeato osmosi.

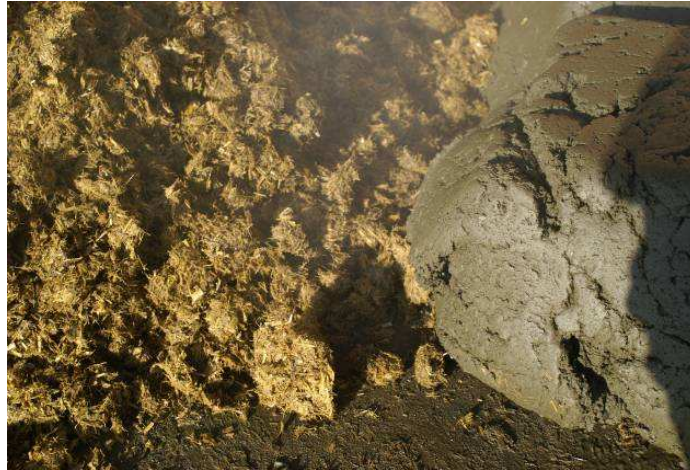


Figura 63: particolare degli output solidi dell'impianto: separato solido ottenuto dal separatore S/L a compressione elicoidale (a sinistra) e frazione solida separata da centrifuga (a destra) .

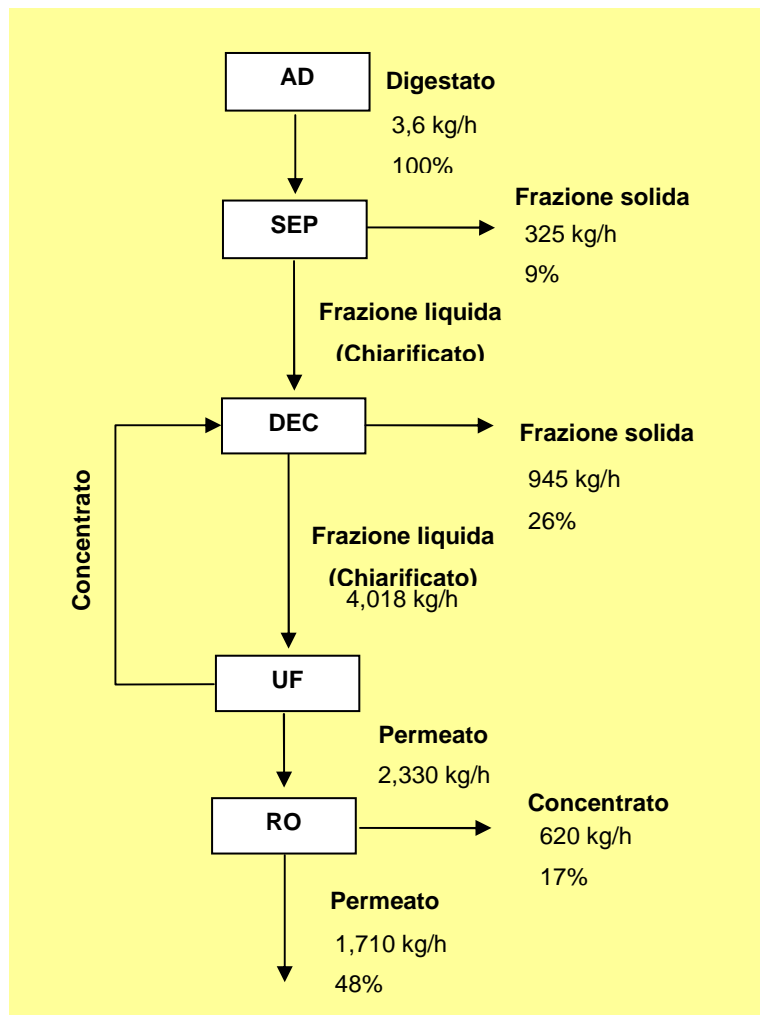


Figura 64: flusso di massa attraverso l'impianto di trattamento del digestato: AD – digestione anaerobica, SEP – separazione liquido/solido, DEC – centrifugazione con decanter, UF – ultrafiltrazione, RO – osmosi inversa.

## **Impianto di Castelleone (CR)**

Nel periodo di prova è stato possibile determinare i flussi di massa delle singole macchine della linea di trattamento. Si è inizialmente proceduto alle misure facendo funzionare singolarmente ogni macchina, anche perché le vasche di scarico delle varie unità fungono, nella maggior parte dei casi, da vasche di alimentazione per le unità successive. La capacità di trattamento giornaliera si è attestata sui 50 m<sup>3</sup>/giorno.

La produzione di solidi da separatore e centrifuga è risultata significativamente influenzata dalle caratteristiche del digestato, risultate non costanti, per effetto delle variazioni nell'alimentazione dell'impianto di biogas e dalle caratteristiche del digestato proveniente dallo stoccaggio, risultato con contenuti di ST di ampia variabilità.

### **6.2.2 Parametri chimico-fisici**

#### **Impianto di Lastrup, Germania**

La concentrazione dei principali parametri chimici negli effluenti chiarificati e nelle frazioni permeate dopo i successivi stadi di trattamento ha manifestato un evidente andamento decrescente.

In particolare, il contenuto di solidi totali è sceso dai 71 g/l iniziali a 1,3 g/l dello scarico finale, manifestando una sensibile riduzione soprattutto per effetto della fase di centrifugazione (DEC), nel corso della quale è sceso da 59,2 g/l a 24,4 g/l (riduzione pari al 58,8%).

Il contenuto di solidi volatili (frazione organica) è sceso da 53,1 g/l nel digestato a 2,5 g/l con lo stadio di ultrafiltrazione (UF). In particolare la frazione organica, che rappresentava quasi il 75% dei solidi totali nel digestato, è stata ridotta al 32% dei solidi totali con lo stadio di filtrazione. Un analogo andamento potrebbe essere evidenziato a carico del COD, che rappresenta una stima del contenuto di sostanza organica, per il quale la riduzione è stata pari al 91,8% con lo stadio di ultrafiltrazione.

Il contenuto di azoto totale, partendo da un valore medio nel digestato iniziale di 4,96 g/l, ha subito una lieve riduzione nelle prime fasi di separazione, passando da 4,78 g/l a 3,75 g/l rispettivamente in seguito a vagliatura (SEP) e centrifugazione (DEC). In seguito alla filtrazione, invece, la riduzione è stata molto più evidente, con un contenuto di azoto che è passato da 1,93 g/l nello stadio di ultrafiltrazione (UF) a 0,085 g/l dopo lo stadio finale di osmosi inversa (RO). L'azoto totale nel corso dell'intero processo di trattamento ha manifestato una riduzione superiore al 98%.



Tabella 9: concentrazione dei principali parametri chimici nel digestato e nelle frazioni liquide effluenti dai diversi stadi di trattamento.

Tipo di effluente (*)	pH	Solidi Totali TS (g/l)	Solidi Volatili VS (g/l)	Rapporto VS/TS	COD (mg/l)
ED	7,9	71,0	53,1	74,8	56500
CH1	7,8	59,2	41,9	70,8	57000
CH2	8,1	24,4	14,6	59,8	16200
PER1	7,8	7,7	2,5	32,5	4660
PER2	8,1	1,3	-	-	

(\*) con riferimento alla figura x

Tabella 10: concentrazione di elementi nutritivi, conducibilità e potenziale redox nel digestato e nelle frazioni liquide effluenti dai diversi stadi di trattamento.

Tipo di effluente(*)	Azoto totale N (g/l)	Azoto ammoniacale N-NH4+ (g/l)	Rapporto N-NH4+/N	Fosforo totale P (g/l)	Potassio totale K (g/l)	Conducibilità (mS/cm)	Potenziale Redox (mV)
ED	4,960	2,280	0,46	2,205	5,355	21,6	-411,5
CH1	4,780	2,270	0,47	2,000	5,485	25,3	-412,7
CH2	3,750	2,130	0,57	0,275	4,255	21,5	-77,3
PER1	1,930	1,590	0,82	0,050	2,740	19,0	-153,3
PER2	0,085	0,025	0,29	-	0,045	0,3	-101,5

(\*) con riferimento alla figura x

Tabella 11: concentrazione dei principali parametri chimici e degli elementi nutritivi nelle frazioni solide o concentrate ottenute dai diversi stadi di trattamento.

Tipo di effluente (*)	Solidi Totali TS (%)	Solidi Volatili VS (%)	Rapporto VS/TS (%)	Azoto totale N (%)	Azoto ammoniacale N-NH4+ (%)	Rapporto N-NH4+/N	Fosforo totale P (%)	Potassio totale K (%)
SS1	19,8	17,8	89,9	0,666	0,184	0,276	0,516	0,521
SS2	15,9	12,1	76,1	1,075	0,217	0,202	0,733	0,470
CON1	2,9	2,1	72,4	0,446	0,221	0,496	0,045	0,413
CON2	2,9	0,7	24,1	0,692	0,543	0,819	0,008	0,997

(\*) con riferimento alla figura x

L'andamento del contenuto di azoto ammoniacale ha reso evidente in modo ancor più marcato come nelle prime fasi di separazione la riduzione sia limitata, passando da 2,28 g/l (ED) a 1,59 g/l (UF), mentre si riduca a 0,025 g/l con lo stadio finale di filtrazione ad osmosi inversa (RO).

L'andamento della concentrazione di fosforo e di potassio nel corso dei diversi stadi di trattamento è risultato differenziato: il fosforo è stato ridotto da 2,205 g/l fino a 0,275 g/l già

con le prime fasi di separazione (SEP + DEC), mentre il potassio ha manifestato una riduzione più sensibile nell'ultimo stadio di filtrazione (RO), passando da 2,740 g/l a 0,045 g/l nell'effluente finale.

I valori di conducibilità elettrica, compresi tra 19,0 e 25,3 mS/cm nei diversi stadi di trattamento fino all'ultrafiltrazione, sono stati ridotti a 0,3 mS/cm con lo stadio finale di osmosi inversa (RO).

Il potenziale redox iniziale pari a -411,5 mV si è stabilizzato nello scarico finale a -101,5 mV.

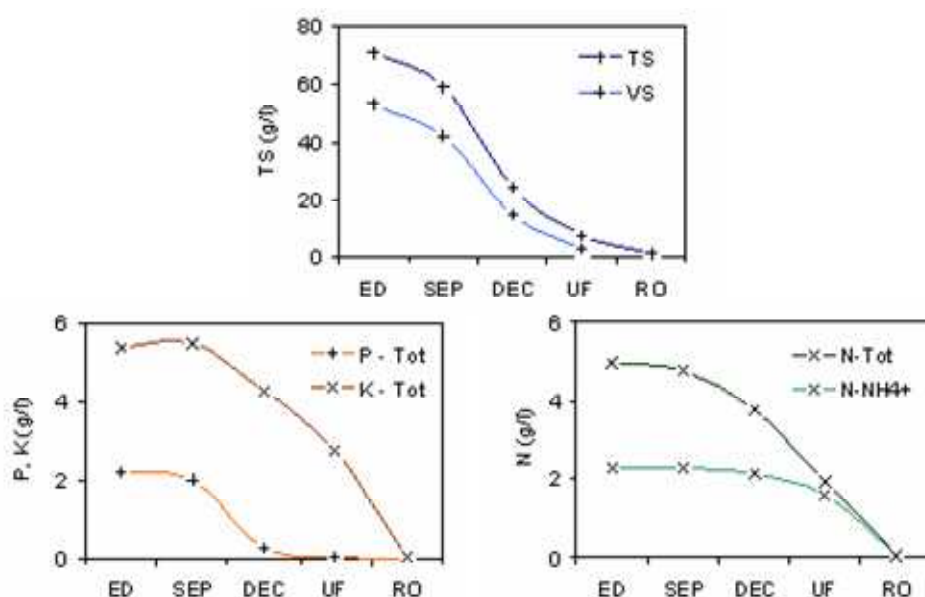


Figura 65: concentrazione dei principali parametri chimici nel digestato iniziale e nella frazione liquida chiarificata dai diversi stadi di trattamento: ED – effluente dal digestore, SEP – separazione liquido/solido, DEC – centrifugazione, UF – ultrafiltrazione, RO – osmosi inversa.

Per quanto riguarda le frazioni solide separate e la frazione concentrata deve essere ricordato come i solidi separati dal vaglio e dalla centrifuga (SS1-SEP e SS2-DEC), insieme al residuo concentrato dell'ultimo stadio di trattamento (CON2-RO), rappresentino lo scarico finale “solido” dell'impianto, mentre il residuo concentrato dall'ultrafiltrazione (CON1-UF) venga continuamente ricircolato in testa allo stadio di centrifugazione (DEC) e non rappresenti dunque uno scarico dell'impianto.

Il contenuto di solidi totali della frazione solida separata è risultato 19,8% e 15,9%, rispettivamente per il vaglio e la centrifuga. In queste frazioni il contenuto organico è elevato, infatti il contenuto dei solidi volatili è rappresentato dal 75,9 all'89,9% rispetto al contenuto di solidi totali (rispettivamente per i fanghi di centrifugazione e la frazione solida di vagliatura).

Il contenuto di azoto totale è risultato mediamente pari a 0,666% e 1,075% nella frazione solida da vagliatura e centrifugazione, rispettivamente. In queste frazioni, il contenuto di

azoto ammoniacale è risultato meno rappresentato, compreso tra 0,184% e 0,217% (rapporto N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/N-Tot pari a circa 0,2-0,3). La frazione concentrata ottenuta dall'osmosi inversa risulta caratterizzata da un contenuto di solidi del 2,9%, con un contenuto limitato di SV, pari allo 0,7% sul tal quale. Il contenuto di azoto totale risulta relativamente elevato, pari a 0,692% (6,92 g/kg), con una prevalenza della forma ammoniacale 0,543% (5,43 g/kg). Il contenuto di fosforo in questa frazione è molto limitato (0,008%).

### **Impianto di Castelleone (CR)**

Nel mese di marzo l'impianto di trattamento è stato alimentato con digestato il cui contenuto di azoto totale è risultato moderato, pari a 3,3 g/l, mentre il rapporto FOS/TAC è risultato pari a 0,47 e il COD pari a 57.000 mg/l .



*Figura 66: nell'ordine da sinistra: chiarificato dalla centrifuga, dalla flottazione, permeato e concentrato dall'ultrafiltrazione, permeato e concentrato dall'osmosi (Foto: Chiumenti).*

### **6.2.3 Bilancio di azoto e fosforo**

La determinazione del flusso di massa nell'impianto unitamente alle analisi chimiche eseguite sui campioni prelevati dai diversi stadi di trattamento ha permesso di calcolare il flusso di elementi, in particolare di azoto e di fosforo. Tali risultati permettono di verificare il bilancio degli elementi considerati espresso su base oraria.

Per quanto riguarda l'azoto, il flusso di alimentazione all'impianto di trattamento è risultato pari a 17,9 kg N/h. La separazione liquido/solido con vaglio rotante (SEP) ha evidenziato una esigua efficienza di abbattimento dell'azoto, quantificata da un flusso di azoto nella frazione solida separata pari 1,9-2,3 kg N/h e corrispondente al 12+1% del flusso in ingresso. Il secondo stadio di separazione con centrifuga decanter (DEC), invece, ha dimostrato prestazioni più elevate, con la rimozione di 10,2-11,0 kg/h di azoto, pari, nel bilancio complessivo, al 59+2% dell'azoto. Infine, la quota rimanente di azoto è stata

rimossa dall'ultimo stadio di filtrazione (UF+RO), la cui frazione condensata ha permesso di separare 4,3-5,2 kg/h di azoto, corrispondenti al 26+2% del flusso in ingresso. Il flusso di azoto nell'acqua depurata in uscita è risultato, quindi, trascurabile (<0,1 kg/h). Il flusso di alimentazione del fosforo è risultato pari a 8,6 kg/h. Per questo elemento, le prime fasi di separazione meccanica (SEP + DEC) hanno evidenziato prestazioni elevate, quantificate in flussi rispettivamente di circa 1,7 kg/h e 6,8-7,0 kg/h e corrispondenti ad indici di abbattimento rispettivamente pari al 19-20% e al 79-81%. La quota rimanente di fosforo (circa 1%) è stata separata nella fase finale di filtrazione (UF + RO), cosicché il flusso in uscita è risultato praticamente trascurabile.

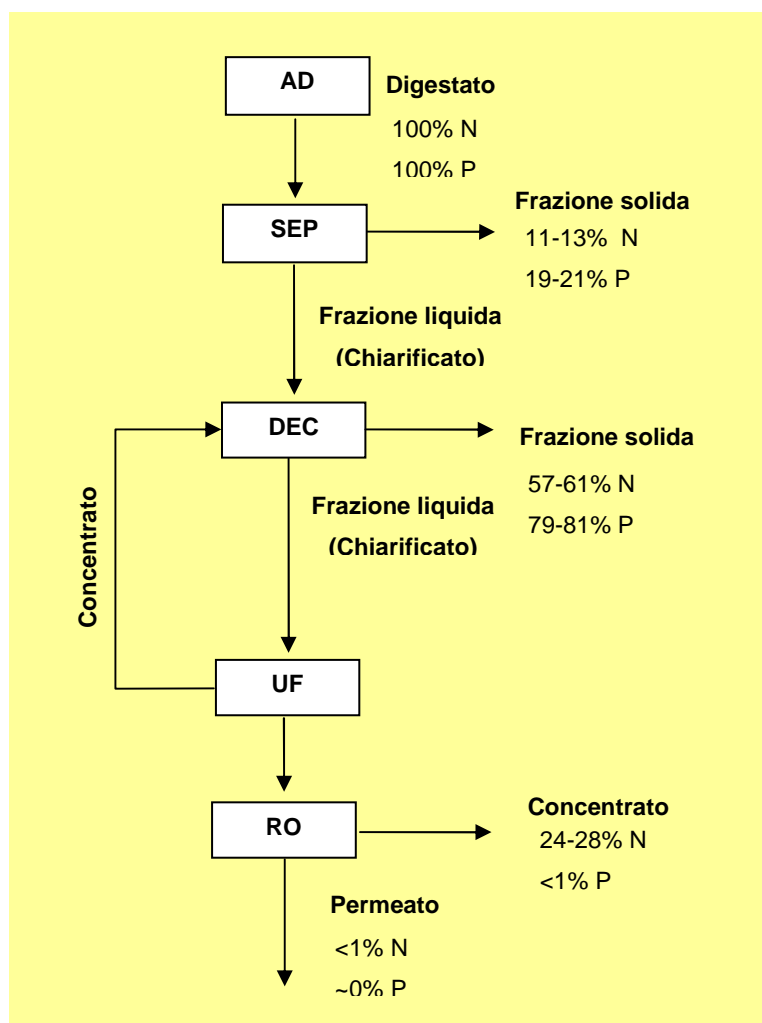


Figura 67: flusso di azoto totale e di fosforo totale attraverso l'impianto di trattamento del digestato: AD – digestione anaerobica, SEP – separazione liquido/solido, DEC – centrifugazione con decanter, UF – ultrafiltrazione, RO – osmosi inversa.

## **Impianto di Castelleone (CR)**

Dell'azoto immesso nell'impianto di trattamento:

- il 14% è risultato nei solidi del separatore a compressione elicoidale (6,7 gN/kg),
- il 18% nei solidi della centrifuga (5,7 gN/kg),
- il 31% nei fanghi+flottato (2,2 gN/kg),
- il 7% nel concentrato da UF (2,4 gN/kg)
- il 28% è nel concentrato da RO (3,6 gN/kg)
- < 1% nel permeato dall'osmosi inversa (70 mgN/l).

L'azoto mancante va riferito alle emissioni in atmosfera.

Gli output dell'impianto, materiale palabile e concentrato RO, sono risultati avere complessivamente il 60% dell'azoto, mentre la restante quantità di azoto è stata riportata in alimentazione dei digestori.

### **6.2.4 Spesa energetica**

Nell' Impianto di Castelleone è stato possibile determinare anche la spesa energetica, che risulta essere pari a 8,6 kWh/m<sup>3</sup>, cui corrisponde un costo di 1,28 euro/m<sup>3</sup> (a 0,15 euro/kWh).

Il costo complessivo di prodotti chimici è risultato pari a 4,5 euro/m<sup>3</sup>. Il costo complessivo del trattamento del digestato è risultato pari di 5,8 euro/m<sup>3</sup>

## **6.3 CONCLUSIONI**

L'impianto di Lastrup è di tipologia avanzata e prevede stadi successivi di separazione liquido/solido, centrifugazione, ultrafiltrazione ed osmosi inversa.

I risultati ottenuti nel corso dei monitoraggi confermano una certa uniformità di prestazioni ed un certa standardizzazione nell'impostazione progettuale.

Facendo riferimento all'impianto di Lastrup, la massa di prodotto trattata è stata trasformata per il 48% in acqua di scarico caratterizzata da un ridotto contenuto di solidi (1,3 g/l) e azoto (0,085 g/l): la possibilità di scaricare tale effluente in acque superficiali o fognatura è da verificare, visto che i parametri monitorati rappresentano solo una parte della lunga lista prevista dalla normativa; sicuramente si potrà optare per un suo impiego aziendale, come acqua di lavaggio, di irrigazione o per la diluizione delle biomasse destinate all'impianto di digestione anaerobica.

Complessivamente il processo si è dimostrato particolarmente efficiente sia nella rimozione dell'azoto che del fosforo: per entrambi i nutrienti si ha una rimozione quasi totale dall'effluente liquido.

In termini di rimozione dell'azoto, la fase di pre-trattamento (separazione + centrifugazione) ha dato risultati notevoli, evidenziando circa il 70% di abbattimento: tale risultato non è ascrivibile solo al separatore (12% di abbattimento), ma soprattutto alla centrifuga (59% di abbattimento), grazie anche all'utilizzo di flocculanti. La frazione restante dell'azoto (circa il 26%) viene separata dalla fase finale dell'osmosi inversa sotto forma di concentrato. L'efficienza complessiva di rimozione è, dunque, prossima al 100%. Per quanto riguarda il fosforo, la spiccata tendenza alla sua separazione nella frazione solida era un risultato atteso, ma è apparsa tuttavia rilevante l'efficienza di abbattimento dell'impianto, prossima al 100%.

Con le sole prime fasi di trattamento (separazione con vagliatura e centrifugazione) l'abbattimento di azoto e fosforo potrebbe essere più che soddisfacente e la frazione solida ottenuta potrebbe trovare destinazione extra-aziendale con minori difficoltà di gestione, stoccaggio e trasporto.

Va evidenziato, infine, come il processo esaminato rappresenti una soluzione "conservativa" che non determina una effettiva riduzione dell'azoto, a meno di una dislocazione delle matrici di output, o di una loro parte, al di fuori dell'azienda; si ottiene, piuttosto, una valorizzazione dei nutrienti concentrati in masse limitate.

Le fasi di pretrattamento risultano essere fondamentali per la riuscita del trattamento: l'intasamento delle membrane, infatti, può rappresentare un aspetto cruciale per il funzionamento del sistema. Un altro requisito importante è la costanza delle caratteristiche del prodotto da trattare. La messa a punto di questi impianti è una fase particolarmente delicata e va effettuata ad hoc sulla matrice da trattare.

I consumi energetici risultano approssimativamente dell'ordine di 25 kWh/t di digestato trattato, mentre il costo complessivo del trattamento si aggira attorno a 10 euro/t: si tratta di costi elevati da verificare nella loro sostenibilità economica.

Le emissioni in atmosfera da questo tipo di processo si limitano alle fasi di pretrattamento e possono essere ritenute irrilevanti considerando che le fasi di trattamento a membrane avvengono in moduli confinati. In conclusione, dal monitoraggio è emerso che impianti di trattamento ad ultrafiltrazione ed osmosi inversa dell'effluente digerito possono rappresentare una valida opportunità per la gestione e valorizzazione di azoto e fosforo di origine zootecnica ed agricola, pur presentando una messa a punto ed una gestione da

personale qualificato: le difficoltà tecniche sono molte ed è necessaria una efficiente separazione delle frazioni grossolane per ottenere una filtrazione efficiente ed evitare intasamento delle membrane. I costi del trattamento non sono da trascurare, potendosi raggiungere i 10 euro/t.

Per quanto riguarda l' Impianto di Castelleone, dal monitoraggio emerge una buona flessibilità dell'impianto, in grado di far fronte alle variazioni delle caratteristiche del digestato e alle variazioni di portata, una buona funzionalità ed affidabilità ed una contenuta richiesta di energia. La spesa di energia è risultata, infatti, compresa tra 8 e 10 kWh/m<sup>3</sup> di digestato trattato: si tratta di valori sicuramente interessanti se comparati con quelli rilevati in altri impianti di UF+OI operanti a valle di impianti biogas alimentati da analoghe biomasse, essendo pari a circa la metà, anche come potenza installata; ciò è attribuibile essenzialmente all'inserimento nel processo del flottatore.

Il processo di trattamento del digestato monitorato, già valutabile positivamente, potrebbe migliorare nel "giudizio ambientale" integrandolo con un impianto di essiccazione della frazione solida prodotta, garantendo, in questo modo non solo una più facile gestione agronomica della biomassa, ma anche il raggiungimento della qualifica di impianto biogas a co-generazione ad alto rendimento. Si potrebbero, così, avere gli incentivi aggiuntivi alla tariffa base previsti per gli impianti biogas dal nuovo decreto sulle energie alternative (co-generazione ad alto rendimento e trattamento del digestato).

## **6.4 Full-Scale Membrane Filtration System For The Treatment Of Digestate From A Co-Digestion Plant**

Di seguito viene riportato l'articolo relativo all'impianto a membrane monitorato.



# FULL-SCALE MEMBRANE FILTRATION SYSTEM FOR THE TREATMENT OF DIGESTATE FROM A CO-DIGESTION PLANT

A. Chiumentì, F. da Borso, F. Teri, R. Chiumentì, B. Piaia

**ABSTRACT.** Recently, membrane filtration systems have been proposed for the treatment of animal manure and digestate to concentrate nutrients, especially nitrogen, in liquid and solid fractions. A full-scale plant, adopting ultrafiltration (UF) and reverse osmosis (RO) after mechanical screening and centrifugation, was monitored in order to assess the effectiveness of the system. The total flow rate of the plant was 3,600 kg/h of digestate from a biogas plant, which was fed with swine and poultry manure and corn silage. Digestate was characterized by Total Solids (TS) content of 71.0 g L<sup>-1</sup>, Volatile Solids (VS) content of 53.1 g L<sup>-1</sup>, and Total Nitrogen (TN) content of 4.96 g L<sup>-1</sup>. Mechanical screening, centrifugation and reverse osmosis produced solid fractions and concentrate representing 9%, 26%, and 17% of input mass, respectively. The permeate from RO represented the final clean water output, which amounted to 48% of digestate. The first treatment stage separated 11% to 12% of TN, referred to input digestate, in the solid phase. The centrifugation was better by reducing 57% to 61% of TN. The membrane stages (UF and RO) separated 24% to 28% of TN. Significant phosphorus (P) reduction was achieved (>99% of input P) with centrifugation and UF phases. RO removed the remaining 1% of P. The permeate met the criteria imposed by Italian regulation for discharge into surface water (D. Lgs. 152/2006) for pH (pH = 8.1, allowable range 5.5-9.5) and for COD (COD < 10 mg/L, limit 160 mg/L). However NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, exceeded the limit (NH<sub>4</sub><sup>+</sup> = 25 mg/L, allowable limit 15 mg/L). This fraction could be used to dilute solid biomasses feeding the digesters or as cleaning water for livestock facilities. A further removal of NH<sub>4</sub><sup>+</sup> could also be achieved with zeolites.

**Keywords:** Anaerobic digestion, Digestate, Membrane filtration, Nitrogen removal, Reverse osmosis, Ultrafiltration.

The environmental impact of livestock manure has raised many concerns over the years in areas characterized by high concentration of intensive livestock farms. A serious problem is created by high concentration of nutrients, such as nitrogen (N) and phosphorus (P) in manure. These nutrients, if distributed on agricultural land in excess of plant requirements, may cause nitrate pollution of groundwater and eutrophication of surface water. The "Nitrates" Directive of the European Council (91/676/EEC) does not allow livestock manure to be spread on agricultural land exceeding a nitrogen load of 170 kg ha<sup>-1</sup> year<sup>-1</sup> in Nitrate Vulnerable Zones (NVZ) and 340 kg ha<sup>-1</sup> year<sup>-1</sup> in ordinary zones. The difficulty of finding available land for manure spreading is forcing livestock farmers to look for possible treatment solutions to manage manure. Concentrating nutrients in a smaller volume than the original manure, makes them more easily manageable and transportable and could represent a valid option.

Membrane separation is a process that concentrates nutrient. This technology, well established in fields such as water reclamation and industrial applications, has been recently proposed for the treatment of livestock manure (Darbi et al., 2003; Hillie and Hlophe, 2007; Van der Bruggen et al., 2008).

Among the different membrane-based systems, much attention has been focused on ultra-filtration (UF) and reverse osmosis (RO). UF uses membranes with a pore diameter between 0.001 and 0.1 μm, which work at low flow pressure, retaining almost all suspended solids (SS) and bacteria (Zitomer et al., 2005); UF has also been proven to be very effective in removing P, the element mainly linked to suspended particles (Fugère et al., 2005), whereas an effective retention of other nutrients such as N, Ca, Mg, Na, F, Cl requires a further step represented by nanofiltration (NF) or RO (Powell and Black, 1990; Masse et al., 2007) depending on the target nutrients.

RO uses membranes with pore diameters smaller than 0.001 μm; theoretically it can retain all dissolved salt and organic molecules with a molecular weight higher than 100. RO systems have achieved removal rates of dissolved salts higher than 95%, in some cases exceeding 99% (Masse et al., 2007). The application of RO membranes must be preceded by treatments capable of removing suspended solids, which otherwise would cause clogging or fouling of the membranes; coupling UF with subsequent RO is a suitable solution in multi-stage manure treatment systems. Pretreatment steps capable of removing the larger solids are also needed upstream of ultrafiltration. Tests at

Submitted for review in January 2013 as manuscript number SE 10117; approved for publication by the Structures & Environment Division of ASABE in August 2013.

The authors are Alessandro Chiumentì, ASABE Member, Researcher, Francesco da Borso, Associate Professor, Francesco Teri, graduated Ph.D. student, and Roberto Chiumentì, Full Professor, Barbara Piaia, Ph.D. student, Department of Agricultural and Environmental Sciences (DESA), University of Udine, Udine, Italy. Corresponding author: Alessandro Chiumentì, University of Udine, DESA dept., via delle scienze 206, 33100, Italy; phone +390432559650; e-mail: achiumentì@atoutmail.com.

both laboratory and pilot scale were carried out by applying RO to animal manure preceded by various types of pretreatment, including sedimentation, solid liquid separation, centrifugation, and UF. UF and RO performed well in the removal of total solids (TS) from pig slurry, obtaining a liquid fraction with a TS content from 0 mg L<sup>-1</sup> (Pieters et al., 1999) to 1164 mg L<sup>-1</sup> (Mondor et al., 2008).

Other authors demonstrated that the removal of IAN (Total Ammoniacal Nitrogen) and total nitrogen (TN) could reach such levels, but depended on pH: the lower the pH, the higher the retention rate of IAN (Bilstad et al., 1992; Pieters et al., 1999; Thorneby et al., 1999; Masse et al., 2008; Mondor et al., 2008). Conversely, lowering pH slightly worsened the retention of COD (Bilstad et al., 1992). This phenomenon was explained considering that retention was influenced not only by molecular weight, but also by electrical charge: low charged ions or un-ionized molecules were more difficult to retain (Powell and Black, 1990). Lowering pH shifted the equilibrium of TAN from NH<sub>3</sub> to NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, and made organic acids (elements of COD) more un-ionized. It was demonstrated that NH<sub>4</sub><sup>+</sup> tends to be more easily retained in the concentrate than NH<sub>3</sub>, which is subject to volatilization so NH<sub>3</sub> formation should be controlled (Masse et al., 2007).

There is a lack of scientific information about the performance of farm-scale membrane filtration plants treating digested manure and it is not precisely known the number of plants operating in this sector at farm scale. The aim of this research was to evaluate the operating efficiency of a full-scale plant treating digested manure through a multi-stage process consisting of screw press separation, centrifugation, UF, and RO. This evaluation included the chemical characterization of input and output streams at each stage of the process in order to perform an accurate mass and nutrient balance analyses. The attention was focused on anaerobically digested manure since biogas plant's profits, in Europe, could cover the costs related to the post-treatment.

## MATERIALS AND METHODS

The anaerobic digester (AD) with the membrane separation system was located in Lastrup, Germany, and has been operating since 2003. The biogas plant was composed of two high rate CSTR digesters (2,200 m<sup>3</sup> each), operating at a mesophilic regime (35°C-38°C). The plant was fed with poultry manure, swine manure, and corn silage, in a ratio of 1:4:5 on a mass basis. The biogas produced powered a 836 kW, Combined Heat and Power (CHP) unit.

The digester effluent (ED), about 87 t/day, was treated by a multi-stage physical separation process, consisting of liquid/solid separation (SP), centrifugation (DEC), ultra-filtration (UF), and reverse osmosis (RO). SP was performed by means of a screw-press, which operated on the raw digestate (ED<sub>0</sub>) separating the coarser solids (SS<sub>0</sub>). The resulting liquid (CH<sub>0</sub>), with the addition of mineral-polymeric flocculants (dosage 4 kg/m<sup>3</sup>), was fed to a horizontal centrifuge which separated another solid fraction

(SS<sub>1</sub>) from the resulting liquid fraction (CH<sub>1</sub>). CH<sub>1</sub> fed the membrane filtration stages (UF and RO). The UF system was composed of six units, working in parallel. Each unit was composed by n.4 modules of ceramic membranes, with pore diameter of 0.1 µm. Each module was characterized by 20 m<sup>2</sup> of filtering surface. The UF unit, furthermore, was characterized by a cross flow velocity of 2 m/s, to obtain a laminar flow, and by a pressure drop of 200 kPa (from 400 to 200 kPa). The UF produced a concentrate stream (CON<sub>1</sub>), recirculated to the centrifuge after the addition of flocculants, and of a permeate stream (PER<sub>1</sub>), which was filtered through reverse osmosis (RO). The RO unit was composed of two low pressure modules (900 kPa) followed by two high pressure modules (3,900 kPa) in order to have a progressive filtration and higher stability of flows. The modules worked in series. The concentrated fraction from RO (CON<sub>2</sub>) was stored in a tank and used for land spreading, while the permeate represented the final water output. The equipment used in the system is shown in figure 1, while figure 2 shows the liquid outputs of the different stages of the treatment.

Digested manure and the outputs of each filtration stage were sampled during four monitoring weeks, for a total of 144 samples. Chemical analyses were performed to determine the pH, Total Solids (TS), Volatile Solids (VS),



Figure 1. Details of the main stages of treatment: (1) screw-press liquid/solid separator, (2) decanter horizontal centrifuge, (3) ultra-filtration, (4) reverse osmosis.



Figure 2. Liquid outputs of the different stages of the process: from the left, liquid output of the screw-press, liquid output of the centrifuge, permeate from UF, and permeate from RO.

Chemical Oxygen Demand (COD), Total Nitrogen (TN),  $N-NH_4^+$ , Total Phosphorus (P), and Total Potassium (K) (IRSA-CNR, Metodi per l'analisi delle acque, DIN 38414, ISO 11261, ISO 11732, ISO 11885). Nitrite and nitrate ( $NO_2^-$ ,  $NO_3^-$ ) of liquid fractions were determined by Quantofix analytic kit (Macherey-Nagel<sup>®</sup>, Germany). Electrical Conductivity (EC) and Redox potential (REDOX) of liquid fractions were determined by portable instruments equipped with electrochemical probes (Hanna Instruments<sup>®</sup>, Italy).

The mass flows through subsequent filtration stages were determined by gravimetric methods (determination by scale of mass produced in precise periods of time) and flow meters (electro-magnetic induction type), where available, both on the liquid fractions ( $ED_0$ ,  $CH_1$ ,  $CH_2$ ,  $PER_1$ ,  $PER_2$ ) and on the solid-concentrated fractions ( $SS_1$ ,  $SS_2$ ,  $CON_2$ ). These measurements allowed the determination of the mass balance of the entire process, calculated as  $kg\ h^{-1}$  and referred to as mass, N and P.

## RESULTS AND DISCUSSION

### MASS BALANCE

The mean loading rate of the treatment plant resulted in  $3,600\ kg\ h^{-1}$  of digestate. SP with an output of  $3,275\ kg\ h^{-1}$  of clarified liquid fraction and of  $325\ kg\ h^{-1}$  of solids, corresponding to 91% and to 9% of digested manure mass flow, respectively (Fig. 3). The flow entering the DEC was  $4,963\ kg\ h^{-1}$  ( $3,275\ kg\ h^{-1}$  coming from SP and  $1,688\ kg\ h^{-1}$  recycled from UF). The DEC produced  $4,018\ kg\ h^{-1}$  of clarified liquid fraction and  $945\ kg\ h^{-1}$  of solid fraction, corresponding to 26% of digested manure. The flow rate for each of the *n* 6 UF units resulted of  $670\ kg\ h^{-1}$ . The permeate from UF resulted in  $2,330\ kg\ h^{-1}$ . The RO stage produced  $620\ kg\ h^{-1}$  of concentrate (17% of the digested manure) and  $1,710\ kg\ h^{-1}$  of permeate. RO permeate represented the only liquid output of the treatment plant.

Therefore, in terms of mass flow, the entire treatment process produced 48% filtered water, 35% solid fractions, and 17% concentrated fractions.

### CHEMICAL CHARACTERISTICS

The concentration of all parameters in the clarified fractions decreased during each step of filtration (table 1). Total solids decreased from  $71.0\ g\ L^{-1}$  (digestate effluent  $ED_0$ ) to  $1.3\ g\ L^{-1}$  in the final output (RO permeate), with a total reduction in concentration of 98.2% (Fig. 3). The centrifuge (DEC) reduced the TS the most, from  $59.2$  to  $24.4\ g\ L^{-1}$  (a reduction of 58.8%).

The complete removal of Volatile Solids (VS) in the process was achieved. In particular, the concentration of VS decreased from  $53.1\ g\ L^{-1}$  of digestate to  $2.5\ g\ L^{-1}$  in UF permeate (removal of 95.3%). The percentage of VS decreased from 75% of the TS in unfiltered manure to 31% of TS after UF. Chemical Oxygen Demand (COD) was reduced to  $4.66\ g\ L^{-1}$  after UF (a reduction of 91.7%), and resulted in less than  $0.015\ g\ COD\ L^{-1}$  in RO permeate.

The nitrogen concentration of digestate was  $4,960\ g\ TN\ L^{-1}$  and  $2,280\ g\ N-NH_4^+\ L^{-1}$ . The first separation stage (SP) produced a liquid fraction characterized by  $4,780\ g\ TN\ L^{-1}$  and  $2,270\ g\ N-NH_4^+\ L^{-1}$ , a concentration reduction of 3.6% for TN and of 0.4% for  $N-NH_4^+$ . This was the input to the centrifuge. The second stage (DEC) reduced TN to  $3,750\ g\ TN\ L^{-1}$  and  $N-NH_4^+$  to  $2,130\ g\ N-NH_4^+\ L^{-1}$ , a reduction of 21.5% for TN and of 6.2% for  $N-NH_4^+$ . The digestate of the first two stages reduced the concentration to 24.4% for TN and 6.6% for  $N-NH_4^+$ . The TN and  $N-NH_4^+$  in UF permeate was  $1,930$  and  $1,590\ g\ L^{-1}$ , respectively. These concentrations were reduced by 61.1% and 30.3% compared to the digestate, and 48.5% and 25.4% compared to UF input. UF reduced the concentration of  $NH_4^+$  despite the solubility of this compound since  $NH_4^+$  could be contained in solution as part of the moisture in UF concentrate.

The final liquid output had only  $0.085\ g\ TN\ L^{-1}$  and  $0.025\ g\ N-NH_4^+\ L^{-1}$  (a reduction of 98.3% and 98.9%, respectively, compared to the digestate, and 95.6% and 98.5% compared to RO input). The first two stages (SP + DEC) reduced phosphorus concentration more than nitrogen concentration in the liquid phase. In fact, P concentration was  $2,250\ g\ L^{-1}$  in digestate ( $ED_0$ ) and  $0.275\ g\ L^{-1}$  in centrifuge liquid output ( $CH_2$ ), a reduction of

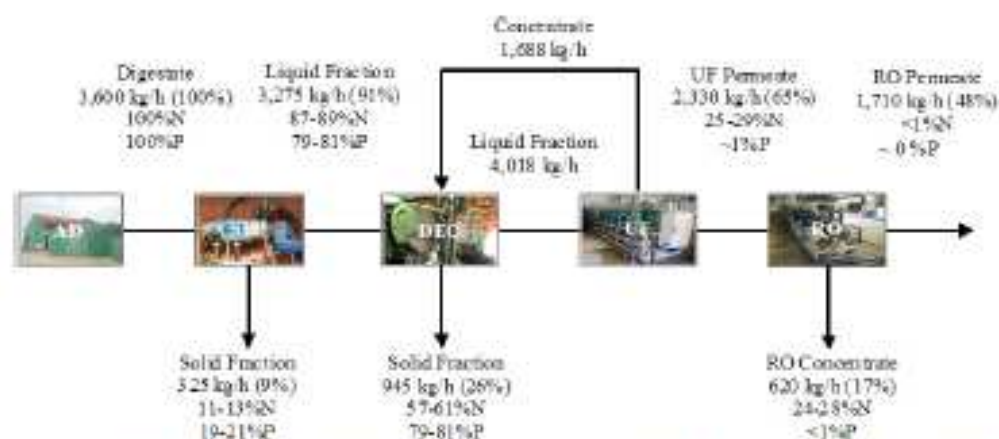


Figure 3. Mass and nutrients flows at the different treatment stages. AD = anaerobic digestion, SP = separation by screw press, DEC = centrifugation, UF = ultrafiltration, RO = reverse osmosis.

Table 1. Characteristics of digestate and liquid effluents of the process.<sup>86</sup>

	FD <sub>2</sub>	CH <sub>1</sub>	CH <sub>2</sub>	PER <sub>1</sub>	PER <sub>2</sub>
pH	7.9 ± 0.14	7.8 ± 0.10	8.1 ± 0.10	7.8 ± 0.20	8.1 ± 0.10
TS (g l <sup>-1</sup> )	71.0 ± 4.1	59.2 ± 6.7	34.4 ± 5.8	3.7 ± 0.3	1.3 ± 0.1
VS (g l <sup>-1</sup> )	53.1 ± 4.9	41.9 ± 0.4	14.6 ± 1.4	2.5 ± 0.7	-
VS/TS (%)	74.8	70.8	59.8	32.5	-
COD (g l <sup>-1</sup> )	56.5 ± 2.1	57.0 ± 0.8	16.2 ± 2.4	4.7 ± 0.1	<0.01 [-]
Conductivity (mS cm <sup>-1</sup> )	21.6 ± 1.7	25.3 ± 1.1	21.3 ± 1.1	19.0 ± 3.9	0.3 ± 0.02
TN (g l <sup>-1</sup> )	4.960 ± 0.07	4.780 ± 0.25	1.750 ± 0.35	1.93 ± 0.13	0.085 [-]
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (g l <sup>-1</sup> )	2.280 ± 0.04	2.270 ± 0.1	2.150 ± 0.1	1.59 ± 0.2	0.025 [-]
P (g l <sup>-1</sup> )	2.21 ± 0.06	2.00 ± 0.07	0.28 ± 0.02	0.05 [-]	-
K (g l <sup>-1</sup> )	5.36 ± 0.12	5.49 ± 0.14	4.26 ± 0.06	2.74 ± 0.14	0.05 [-]

<sup>86</sup> Mean values ± standard deviations, FD<sub>2</sub> = effluent from digester, CH<sub>1</sub> = clarified fraction from separator, CH<sub>2</sub> = clarified fraction from centrifuge, PER<sub>1</sub> = permeate fraction from ultrafiltration, PER<sub>2</sub> = permeate fraction from reverse osmosis.

87.5%. The final stage of RO removed P completely from the final liquid output. Potassium (K) concentration was reduced mainly in the last filtering stages. UF reduced K from 4.260 to 2.740 g L<sup>-1</sup> despite the small size and high solubility of this element: this effect is explained since UF filtration removes solids and the liquid fraction containing K. RO reduced K from 2.740 g L<sup>-1</sup> in UF permeate to 0.045 g L<sup>-1</sup> in the final liquid output. Conductivity decreased from 25.3 mS cm<sup>-1</sup> for CH<sub>1</sub> to 19.0 mS cm<sup>-1</sup> for PER<sub>1</sub>, while the final liquid output had a conductivity as low as 0.3 mS cm<sup>-1</sup>.

The solid fraction from the screw-press, the solid cake from the centrifuge and the concentrate from RO had a TS content of 19.8%, 15.9%, and 2.9%, respectively (table 2). These fractions represented the solid/concentrated outputs of the entire treatment process. The concentrate from UF was continuously recirculated to the centrifuge. The organic fraction of total solids (VS/TS) was 89.9% in the solid fraction from SP and 75.9% in the solid cake from DEC. TN was 0.666% in the solid fraction from SP and 1.075% in the solid cake from DEC, while the concentration of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> was 0.184% and 0.217%, respectively.

The concentrate from RO contained 1.3 g L<sup>-1</sup> of TS, 0.085 g TN L<sup>-1</sup>, 0.025 g N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> L<sup>-1</sup>, and 0.045 g K L<sup>-1</sup>.

The amount of TS in the RO permeate (1.3 g L<sup>-1</sup>) had a high measured ionic content (0.125 g L<sup>-1</sup> considering the amount of TN and K in the permeate). The composition of the solid fraction was not determined: other elements could be present (S, Ca, Mg, Cu, and Zn) but additional research would be needed to specifically characterize it.

#### NUTRIENT BALANCE

From 92% to ~99% of the TN flowing through the treatment system was recovered in the solid and

Table 2. Characteristics of solid/concentrated outputs from the different stages of the process.

	SS <sub>1</sub>	SS <sub>2</sub>	CON <sub>1</sub>	CON <sub>2</sub>
pH	- [-]	- [-]	8.1 ± 0.07	7.9 ± 0.07
TS (%)	19.8 ± 0.98	15.9 ± 0.79	2.9 [-]	2.9 ± 0.5
VS (%)	17.8 ± 1.3	12.1 ± 2.05	2.1 [-]	0.7 ± 0.09
VS/TS (%)	89.9	76.1	72.4	24.1
TN (%)	0.67 ± 0.1	1.06 ± 0.01	0.45 [-]	0.69 ± 0.08
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (%)	0.18 [-]	0.22 [-]	0.22 [-]	0.54 ± 0.07
P (%)	0.52 ± 0.09	0.74 ± 0.03	0.05 [-]	0.01 ± 0.001
K (%)	0.52 ± 0.08	0.47 ± 0.03	0.41 [-]	1.00 ± 0.1

<sup>86</sup> Mean values ± standard deviations, SS<sub>1</sub> = solid fraction from separator, SS<sub>2</sub> = solid fraction from centrifuge, CON<sub>1</sub> = concentrated fraction from ultrafiltration, CON<sub>2</sub> = concentrated fraction from reverse osmosis.

concentrated fractions: specifically, 11-13% of TN in the solid fraction from SP, 57% to 61% of TN in the solid fraction from DEC and 24% to 28% in the concentrate from RO (fig. 3). The final water output contained less than 1% of input TN.

In the P balance, the solid-liquid separation stages had the most significant effect. The solid fraction from the screw-press contained 19% to 21% of input P, while 79% to 81% of P was removed by the centrifuge. The remaining amount of phosphorous (~1%), was removed with the concentrate during RO. The significant concentration of phosphorus in the solid phase was an expected result (Figueroa et al., 2005).

#### CONCLUSION

Nitrogen reduction and/or its concentration in different fractions, smaller quantities that can be stored and transported easier, is becoming a key factor for land spreading livestock manure in many Nitrate Vulnerable Zones of Europe. In addition to nitrogen, phosphorus is becoming a key parameter in terms of environmental impact.

A complete filtration system (liquid-solid separation, centrifugation, UF, RO) was monitored on a farm scale plant in order to assess its effectiveness for the treatment of anaerobically digested animal manure and silage.

The mechanical pretreatment (SP and DEC) was capable of achieving a sufficient clarification of digestate to allow a regular operation of membrane unit, avoiding fouling problems.

The coarser separation using a screw-press and centrifuge had high removal efficiencies for TS, VS, organic N and especially P. The removal efficiencies for N and K had similar patterns during the subsequent stages of treatment. The highest removal efficiency of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> was obtained by means of RO.

Overall, the process produced two different solid fractions (325 kg/h from screw-press and 945 kg/h from decanter), representing 9% and 26% of input mass, and a concentrated liquid fraction representing about 17% (620 kg/h). The screw-press separated 11% to 13% of N and 19% to 21% of P in the solid fraction, while the centrifuge had a substantial separation of nutrients in the solid fraction (57-61 for N, 79-81 for P). RO separated 24% to 28% of the nitrogen in the concentrate.

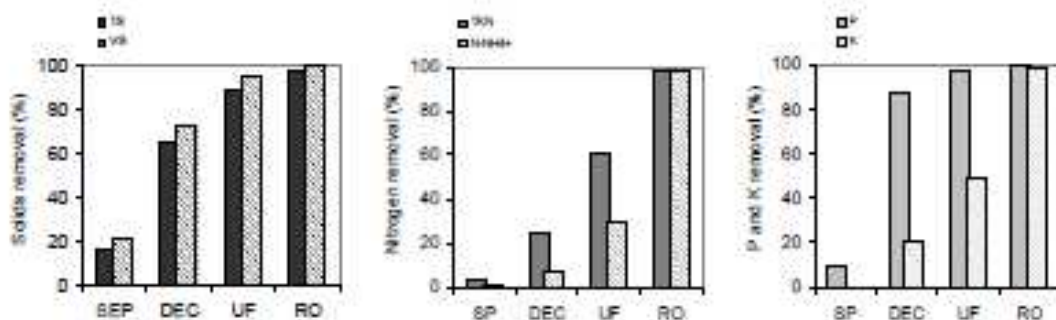


Figure 4. Solids and nutrients removal efficiencies of the subsequent treatment stages (SP = screw-press, DEC = decanter, UF = ultrafiltration, RO = reverse osmosis).

The final water output, the permeate, represented 48% of treated digestate. Permeate met the limits imposed by Italian regulation for discharge into surface water (D. Lgs. 152/2006) for pH (pH = 8.1, allowable range 5.5-9.5) and for COD (COD=10 mg/l, limit 160 mg/l). However  $\text{NH}_4^+$  exceeded the limit ( $\text{NH}_4^+$ = 25 mg/L, limit 15 mg/L). This fraction could be used to dilute solid biomass used as input in the digesters or as cleaning water for livestock facilities. Test with different pH should be performed to improve the removal of  $\text{NH}_4^+$ , in particular, lowering pH could improve the results. A further removal of  $\text{NH}_4^+$  could also be achieved with zeolites.

Membrane filtration did not reduce nutrients, but concentrated them in smaller quantities for a reduction of transportation costs.

The actual feasibility of membrane filtration at a commercial scale is influenced by the capital cost of the equipment, approximately 0.8 million euros, and requires further studies focused on the long-term evaluation of performances and reliability of the equipment. The membrane lifespan replacement cost, and cleaning operations are some of the factors affecting the treatment costs. Energy consumption of the monitored treatment plant was 20 to 25 kWh/m<sup>3</sup> of digestate: 4% was required by SP, 26% by DEC, 27% by UF, and 26% by RO, while the remaining energy was required by other pumps and by flocculants tank mixers. At these conditions the treatment, therefore, could be economically sustainable in farms that use biogas for co-generation.

#### ACKNOWLEDGEMENTS

This Research was performed as part of the RiduCaRefni Project, funded by Veneto Region and coordinated by Veneto Agricoltura (RiduCaRefni Project, <http://riducarefni.venetoagricoltura.org>). The treatment facilities were kindly provided by A3 Water Solutions GmbH and EnviTec Biogas Italia srl. The authors would like to thank: Eng. Gabriele Versolato, Mr. Larv Von Lehnden, Mr. Michiel Arnoldy, Mr. Ulrich Bräu, Mr. Jean Bischoff, and Mr. Grever for their kind and professional support.

#### REFERENCES

- Bilstad, T., M. Maffrand, E. Espedal, and P. H. Hansen. 1992. Membrane separation of raw and anaerobically digested pig manure. *Water Science & Technology* 25(10): 19-26.
- Daeb, A., T. Veenaghavan, R. Butler, and D. Cockal. 2003. Pilot-scale evaluation of select nitrate removal technologies. *J. of Environmental Science and Health A38(9)*: 1703-1715.
- Fugère, R., N. Maneri, J. E. Gallot, and Y. Comua. 2005. Treatment of pig farm effluents by ultrafiltration. *J. of Membrane Science* 255: 225-231.
- Hillie, T., and M. Hlophe. 2007. Nanotechnology and the challenge of clean water. *Nature Nanotechnology* 2(11): 663-664.
- Masse, L., D. I. Massé, and Y. Pellerin. 2007. The use of membranes for the treatment of manure: a critical literature review. *Biosystems Engineering* 98(4): 371-380.
- Masse, L., D. I. Massé, and Y. Pellerin. 2008. The effect of pH on the separation of manure nutrients with reverse osmosis membranes. *J. of Membrane Science* 325: 914-919.
- Mondor, M., L. Masse, D. Ippertiel, F. Laisarche, and D. I. Massé. 2008. Use of electrodialysis and reverse osmosis for the recovery and concentration of ammonia from swine manure. *Biorescience Technology* 99(15): 7363-7368.
- Peters, J. G., G. G. J. Nuijckmans, and M. B. A. Colanbeek. 1999. Farm-scale membrane filtration of raw slurry. *J. of Agricultural Engineering Research* 73(4): 403-409.
- Powell, G. M., and R. D. Black. 1990. Reverse osmosis. MF-884, Cooperative Extension Service, Kansas State University. Available at: <http://www.k-state.edu>.
- Thiébaut, L., K. Persson, and G. Trägårdh. 1999. Treatment of liquid effluents from dairy cattle and pigs using reverse osmosis. *J. of Agricultural Engineering Research* 73(2): 159-170.
- Van der Bruggen, B., M. Mänttä, and M. Nyström. 2008. Drawbacks of applying nanofiltration and how to avoid them. A review. *Separation and purification technology* 63(2): 251-263.
- Zhang, J., S. I. Palmisani, M. Fitch, B. Norddahl, L. Raskin, and E. Morgenroth. 2007. Influence of cleaning frequency and membrane history on fouling in an anaerobic membrane bioreactor. *Desalination* 207(1-3): 153-166.
- Zitomer, D. H., T. C. Bachman, and D. S. Vogel. 2005. Thermophilic anaerobic digester with ultrafilter for solids stabilization. *Water Science & Technology* 52(1-2): 525-530.

#### APPENDIX

- SEP liquid/solid separation by screw-press  
 DEC centrifugation

UF	ultra-filtration	CH <sub>1</sub>	liquid fraction from centrifuge
RO	reverse osmosis	CON <sub>1</sub>	ultra-filtration concentrate
ED <sub>0</sub>	untreated digestate	PER <sub>1</sub>	permeate from ultra-filtration
SS <sub>1</sub>	solid fraction from screw-press	CON <sub>2</sub>	concentrated fraction from RO
CH <sub>2</sub>	liquid fraction of digestate from screw-press	PER <sub>2</sub>	permeate from reverse osmosis
SS <sub>2</sub>	solid fraction from decanter		

***6.5 Poster - Monitoraggio dell'impianto di trattamento del digestato per ultrafiltrazione e osmosi inversa dell'impianto di biogas Green Power di Castelleone (CR)***

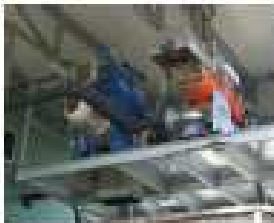
Di seguito viene riportato il poster relativo presentato durante Key Energy 2012 a Rimini.



MONITORAGGIO GENERALE DELLA FIDUCIA TRATTAMENTO DEL RIFIUTO PER  
PER ULTRAFILTRAZIONE E OSMOSI INVERSA  
DELL'IMPIANTO BIOGAS CAGGI POWER DI CASTELLONOVELE



L'impianto biogas Caggi Power di Castellonovele (UD) è un impianto integrato con scopo di recupero delle risorse energetiche e idriche e nel contempo, con produzione delle biomasse vegetali da coltivazione e uso umano.



**Descrizione generale**

Per la gestione dell'efficienza del processo nelle condizioni operative di funzionamento di un impianto di trattamento di tutti le acque in input al ciclo di estrazione metano e acido cloridrico e idrossido di sodio sono in linea, mediante 48 parolli di acqua, un reattore idrico fase di acqua i principali parametri monitorati sono: COD, BOD, pH, solidità, nitriti, nitrato, nitrito, ammonio, azoto, acido cloridrico, acido idrossido (CO2).

**Modalità di distribuzione dei flussi di acqua**

Per la distribuzione dei flussi di acqua si è optato per due modalità distinte, ovvero idrometriche ed idrometriche. Per idrometriche si fa riferimento alle modalità di controllo della qualità di acqua e acqua di ogni singola macchina e per idrometriche si fa riferimento alle modalità di controllo della qualità di acqua e acqua di ogni singola macchina e per idrometriche si fa riferimento alle modalità di controllo della qualità di acqua e acqua di ogni singola macchina.

**Modalità di monitoraggio**

Nel corso di tutto l'impianto di trattamento è stato installato un sistema di monitoraggio di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua, con un sistema di controllo di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua, con un sistema di controllo di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua.

La produzione di tutti le acque e acque di ogni singola macchina è stato monitorato attraverso il sistema di monitoraggio del processo, mediante un sistema di controllo di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua.

**Dati generali dell'impianto di trattamento**

- 0,12% di residuo sul totale del reattore e idrossido di sodio (0,7 g/l);
- 0,15% di residuo sul totale del reattore (1,2 g/l);
- 0,15% sul totale del reattore (1,2 g/l);
- 0,15% sul totale del reattore (1,2 g/l);
- 0,20% sul totale del reattore (1,2 g/l);
- 0,15% sul totale del reattore (1,2 g/l).

Il ciclo di trattamento di tutto il ciclo di trattamento è stato monitorato attraverso il sistema di monitoraggio del processo, mediante un sistema di controllo di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua.

**L'impianto di trattamento del digestore**

L'impianto di trattamento del digestore è costituito da più processi di distribuzione propri:

- prima fase: separazione con separazione e compressione idraulica
- seconda fase: separazione con separazione,
- terza fase: filtrazione
- quarta fase: ultrafiltrazione
- quinta fase: osmosi inversa

**L'impianto di trattamento e controllo di tutto il ciclo**

**Processo di ultrafiltrazione:** è costituito da due filtri operanti in parallelo e che servono per garantire operatività e pulizia della membrana. Da questa fase si collegano al "reattore", dotato di impianto di filtrazione di tutto il "reattore", che viene fornito all'uscita di tutto il "reattore" e dotato di un impianto di filtrazione di tutto il "reattore".

**Processo di osmosi inversa:** è costituito da un ciclo di trattamento che serve per la produzione di acqua potabile. Il processo di osmosi inversa è costituito da un ciclo di trattamento che serve per la produzione di acqua potabile. Il processo di osmosi inversa è costituito da un ciclo di trattamento che serve per la produzione di acqua potabile.



Confronto tra acqua trattata e acqua non trattata, prima e dopo il trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua.

**Conclusioni**

Da monitorare sempre con buona regolarità l'efficienza di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua, con un sistema di controllo di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua.

Il ciclo di trattamento di tutto il ciclo di trattamento è stato monitorato attraverso il sistema di monitoraggio del processo, mediante un sistema di controllo di tutto il ciclo di trattamento, per un totale di 48 parolli di acqua.





## **7. PROVE SPERIMENTALI DI COMPOSTAGGIO**

### **IN IMPIANTI A SCALA REALE**

Il compostaggio è una tecnologia che permette la trasformazione del surplus degli effluenti di allevamento in un prodotto finale palabile, stabilizzato e sanitizzato (Bernal et al., 2009) riducendo la massa e il volume del prodotto iniziale (Lorimor et al., 2006). Viene descritto in bibliografia come un processo di degradazione aerobica della materia organica da parte di microrganismi mesofili e termofili che ossidano il substrato organico producendo un prodotto finale stabilizzato, privo di fitotossicità e di patogeni e con determinate proprietà umiche (Lorimor et al., 2006; Zucconi e de Bertoldi, 1987).

Gli effluenti di allevamento che possono essere trattati con questa tecnologia sono i liquami e il digestato che vengono resi palabili attraverso l'utilizzo di materiale organico a basso contenuto di umidità come ad esempio paglia trinciata, truciolo di legno, segatura, stocchi di mais trinciati. L'aggiunta di questa tipologia di materiale organico è fondamentale poiché i liquami hanno normalmente un contenuto di umidità elevato e un basso rapporto C/N (Lorimor et al., 2006).

Il rapporto C/N definisce il bilancio dei nutrienti: i microrganismi richiedono una fonte di energia (carbonio organico degradabile) e azoto per il loro sviluppo e la loro attività. Alti rapporti C/N rallentano notevolmente il processo e si ha un eccesso di substrato degradabile da parte dei microorganismi, mentre con un basso rapporto C/N si ha un eccesso di N per ogni C degradabile e viene prodotto un eccesso di N inorganico che può determinare un aumento delle emissioni di ammoniaca o la perdita di azoto per lisciviazione della biomassa. Pertanto un basso rapporto di C/N dev'essere corretto aggiungendo substrati alla massa per fornire carbonio organico degradabile, per assorbire acqua ed incrementare la porosità (Bernal et al., 2009; Lorimor et al., 2006).

Il compostaggio non può essere considerato una nuova tecnologia a livello mondiale, in Cina viene visto come un trattamento "environmental friendly" e come un metodo economico alternativo per trattare il liquame suino prodotto dagli allevamenti intensivi (Wei et al., 2010), la stessa cosa avviene in Canada con i liquami bovini (Hao et al., 2005).

Sicuramente si può affermare che è momentaneamente poco diffuso in Italia, ma sta riscontrando sempre più interesse grazie ai vantaggi economici e ambientali che offre: l'eliminazione o la riduzione del rischio di diffondere patogeni, parassiti e sementi di piante

infestanti, rischio che si corre durante la fase di spandimento agronomico dei liquami talquali (Bernal et al., 2009; Hao et al., 2001; Lorimor et al., 2006; Wei et al., 2010); minori emissioni di odori molesti nella fase di uso agronomico del prodotto finale (Hao et al., 2001; Wei et al., 2010); l'ottenimento di un prodotto finale che può essere utilizzato per incrementare e mantenere la qualità e la fertilità del suolo (Larney e Hao, 2007; Lorimor et al., 2006); la possibilità di creare uno stoccaggio temporaneo del solido compostato nei periodi in cui non è possibile realizzare lo spandimento agronomico dei liquami (Hao et al., 2001; Lorimor et al., 2006; Wei et al., 2010).

Come tutte le tecnologie il compostaggio presenta comunque degli svantaggi: costi per le analisi di laboratorio, richiesta di spazi per la realizzazione dell'impianto e lo stoccaggio dei materiali, il rischio di avere una minor resa nei periodi invernali caratterizzati da temperature basse e umidità elevata (Lorimor et al., 2006).

## 7.1 MATERIALI E METODI

### 7.1.1 Gli impianti di compostaggio monitorati

#### **Impianto di Bosco Chiesanuova (VR)**

Il primo impianto di compostaggio monitorato tratta liquami zootecnici tal quali, non ci sono infatti trattamenti al fine di abbattere l'azoto. L'azienda ospite ha sede nel comune di Bosco Chiesanuova (VR), a 1200 m s.l.m.. l'orientamento produttivo dell'azienda è caratterizzato da suini da riproduzione a ciclo aperto (vendita dei suinetti a 25-30 kg). Il moderno centro per la produzione di lattinzoli destinati ai centri di ingrasso permette di avere mediamente in azienda 1000 scrofe.

L'impianto di compostaggio è lungo 77 metri e largo 110 metri ed è in grado di trattare, in due o tre cicli annui, tutti i liquami prodotti (circa 8.000 m<sup>3</sup>).





Figura 68: panoramica dell'allevamento: capannone a due piani nel quale vengono allevati i suini (a sinistra) (foto: Chiumenti)

L'azienda utilizza solo paglia sfibrata come materiale organico sul quale effettuare la distribuzione dei liquami.

I reflui zootecnici si presentano sottoforma di liquame e vengono stoccati all'interno di idonee vasche di stoccaggio. Da qui vengono successivamente prelevati attraverso un sistema di pompe e vengono inviati all'impianto di compostaggio.

L'impianto, come mostrano le foto sottostanti, è all'aperto, protetto da una tettoia e non prevede alcun trattamento dell'aria, trattamento non necessario come si evincerà dalle analisi delle emissioni.



Figura 69: l'impianto di compostaggio (foto: Chiumenti)

Ad inizio ciclo la trincea viene riempita con materiale di tipo ligno-cellulosico ad elevata capacità di assorbimento, quali paglia o stocchi di mais; un carro ponte poggia sulle pareti di contenimento della trincea e si muove su tutta la lunghezza della trincea più volte al giorno distribuendo i liquami suinicoli sul letto di riempimento. La paglia, acquistata

all'esterno dell'azienda viene stoccata sotto un apposita tettoia che è adiacente all'impianto di compostaggio.



Figura 70: carroponete per la distribuzione dei liquami sul letto di paglia. Su tale attrezzatura è installato anche l'apparato di rivoltamento/aerazione a coclee utilizzato per aerare il materiale compostato (foto: Chiumenti)

### **Impianto di Vescovato (CR)**

Un impianto analogo a quello appena descritto, si trova a Vescovato (CR) e tratta liquami suinicoli provenienti da un allevamento a ciclo chiuso. Le dimensioni dell'impianto sono 90 metri di lunghezza e 12,5 metri di larghezza, l'azienda in oggetto utilizza come biomassa truciolo di legno, stocchi trinciati e paglia.





Foto 71: in alto panoramica dell'allevamento; sotto l'impianto di compostaggio (foto: Chiumenti A.)



Figura 72: fasi di riempimento della trincea con paglia e stocchi di mais in preparazione del nuovo ciclo.

### **Impianto di Castel Gabbiano (CR)**

Un'altro impianto monitorato si trova in un allevamento di vacche da latte sito nel comune di Castel Gabbiano (CR). In questo caso viene trattato il digestato dell'impianto biogas della potenza di 250 kW.



Figura 73: particolare dell'allevamento e dell'impianto di biogas.

L'impianto di biogas è alimentato principalmente con liquami bovini, ai quali vengono aggiunti soltanto 5t/giorno di insilato di mais. L'impianto è di tipo bi-stadio, operante a regime mesofilo. I digestori sono realizzati in pannelli pre-fabbricati di cemento armato e sono dotati di calotta di accumulo pressostatico del biogas. Il digestato prodotto dall'impianto viene sottoposto a separazione liquido/solido, mediante separatore a coclea, con produzione di una frazione chiarificata che viene inviata all'impianto di compostaggio.



Figura 74: panoramica dei digestori e del gruppo di cogenerazione containerizzato.

L'impianto di compostaggio è un tipo impianto a trincea: si tratta di una corsia lunga 90 m e larga 10 m, sulla quale opera un carroponete dotato di sistema di distribuzione del digestato e di un sistema di rivoltamento/aerazione a coclee con insufflazione d'aria.

L'azienda utilizza come biomassa truciolo di legno, stocchi trinciati e il separato solido ottenuto nella separazione liquido/solido adottata anche per avere del materiale di lettiera per l'allevamento.



*Figura 75: primo piano del capannone di trattamento.*



*Figura 76: impianto di compostaggio della frazione liquida del digestato, su letto di separato e trucioli.*



Figura 77: fasi di distribuzione del digestato e di rivoltamento: il vapore sta ad indicare una fase di fermentazione termofila.

### Impianto di Montefalco (FG)

Il quarto impianto monitorato opera in un allevamento di suini in post-svezzamento nel Comune di Montefalco (FG) ed opera utilizzando digestato da liquami suinicoli.

L'impianto di biogas è un *plug-flow* modificato dotato di coibentazione, miscelazione ed accumulatore pressostatico. Il biogas viene utilizzato in un gruppo di cogenerazione da 50 kWe.

L'azienda utilizza come biomassa per il compostaggio truciolo di legno e paglia; le dimensioni dell'impianto sono 90 metri di lunghezza e 8,5 metri di larghezza.



Figura 78: a destra primo piano dell'impianto biogas di tipo plug-flow ; a sinistra vista del complesso zootecnico.





Figura 79: dettaglio dell'impianto di compostaggio (foto: Chiumenti A.)

### **7.1.2 Descrizione dell'impianto di compostaggio con tecnologia CLF MODIL CANDIRACCI**

All'inizio di ogni ciclo, il materiale assorbente viene caricato all'interno di una vasca di trattamento in calcestruzzo, che è lunga fino a 120 m, larga fino a 20 m e le pareti laterali di contenimento del materiale da trattare sono alte fino a 1,6 m.

L'impianto normalmente prevede soltanto una tettoia di copertura per la protezione dalle acque piovane senza tamponamento delle pareti.

Sul carroponete è installata un'attrezzatura meccanica che, con un sistema di binari, percorre giornalmente l'impianto effettuando dapprima la distribuzione in superficie del liquame e/o digestato e successivamente la movimentazione e l'ossigenazione della biomassa. Queste fasi sono entrambe programmabili dal quadro di controllo installato sull'attrezzatura stessa e prevedono entrambe una fase di andata e una di ritorno per ogni fase di lavorazione. È a discrezione dell'allevatore decidere il numero di spandimenti ed il numero di fasi di movimentazioni nell'arco della giornata, ovviamente basandosi sulla qualità della biomassa trattata.

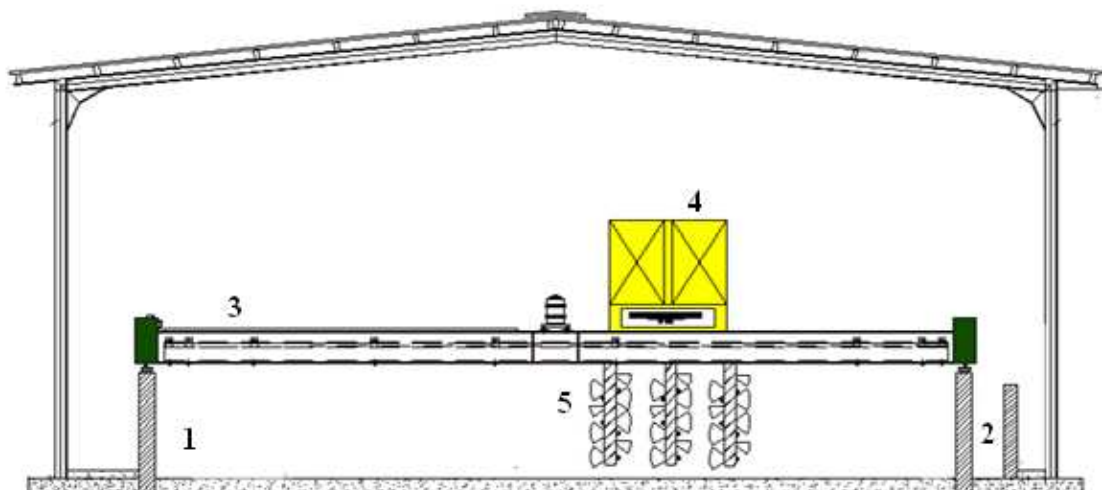


Figura 80: schema dell'impianto con in evidenza: 1. la "vasca" di trattamento, 2. la canaletta di carico dei liquami, 3. il carroponete di distribuzione e ossigenazione della massa, 4. l'unità di autodislocamento, azionamento dei rivolta tori (5) e insufflazione dell'aria.

I liquami (o digestato) vengono prelevati dalla canaletta perimetrale con una pompa trituratrice, in grado di prelevare anche liquami con materiale organico in sospensione. La distribuzione nel caso di liquami molto liquidi, come ad esempio quelli suinicoli e il digestato di impianti di digestione anaerobica dopo separazione liquido/solido, viene effettuata per tracimazione da una canaletta posizionata anteriormente al carroponete. Nel caso in cui i liquami da trattare abbiano un contenuto di sostanza secca superiore al 5-6% si utilizza il carico con distributore centrifugo, con una serie di tubazioni che distribuiscono più uniformemente il liquame.



Figura 81: distribuzione dei liquami: in evidenza a sinistra l'apparato di distribuzione a canaletta di tipo centrifugo; a destra l'apparato normale con la classica canaletta. (foto: Chiumenti A.)

La fase di movimentazione della massa è affidata ad un sistema di coclee installate sul carroponete. Poiché il compostaggio è un processo biologico spontaneo di decomposizione

della materia organica che avviene in un ambiente prevalentemente aerobico (Bernal et al., 2009), durante questa fase, per opera di un compressore, viene insufflata aria sul fondo della vasca attraverso le cavità presenti nelle 5 coclee.

Questa ossigenazione della massa rappresenta il punto di forza del processo, in quanto si creano delle condizioni di aerobiosi che vanno a determinare l'instaurarsi di reazioni esotermiche nella massa: i composti organici semplici di carbonio vengono facilmente mineralizzati e metabolizzati dai microorganismi, producendo  $\text{CO}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , acidi organici e calore (Bernal et al., 2009). Questo accumulo di calore fa innalzare la temperatura della massa fino ad arrivare ai  $60^\circ\text{C}$ , con conseguente evaporazione dell'acqua presente nei liquami. Temperature così elevate consentono la distruzione delle sementi infestanti e dei microorganismi patogeni (Bernal et al., 2009).



*Figura 82: l'unità di dislocamento (a sinistra) e l'apparato di rivoltamento e delle coclee aventi la duplice funzione di movimentare il prodotto e di aerazione (a destra) (Foto A. Chiumenti).*

L'intero ciclo di trattamento dura mediamente 4-5 mesi e permette di ottenere un prodotto palabile con un'umidità pari a circa 70-80%, con i livelli più alti con cicli più lunghi e con maggiori dosaggi di liquami. Per ciascun ciclo la quantità di materiale assorbente è pari a circa  $180 \text{ kg/m}^3$ .

La quantità di liquami o di digestato distribuibile giornalmente nell'impianto è di 18-20 litri/ $\text{m}^3$ .



Figura 83: fase di rimescolamento – ossigenazione cocleare in impianti con substrato in truciolo di legno (sinistra) e paglia (destra). (foto: Chiumenti A.)

Per garantire l'efficienza del processo al fine di ottenere un prodotto finale di alta qualità, è necessario controllare alcuni parametri per evitare fastidiosi problemi come odori e polvere e anche per ottenere un prodotto di qualità dal punto di vista agronomico (Bernal et al., 2009). Durante l'ultimo decennio le ricerche si sono focalizzate sullo studio delle complesse interazioni fisiche, chimiche e biologiche che si instaurano durante il processo di compostaggio. Il controllo di parametri come densità della massa, porosità, contenuto di nutrienti, rapporto C/N, temperatura, pH, umidità e ossigeno si è dimostrato essere la chiave per l'ottimizzazione del processo di compostaggio, poiché essi determinano le condizioni ottimali per lo sviluppo microbico e sulla degradazione della materia organica (Agnew and Leonard, 2003; Bernal et al., 2009; Das and Keener, 1997; de Bertoldi et al., 1983; Haug, 1993; Miller, 1992, Richard et al., 2002).

Considerando quanto descritto in letteratura, per ciascuno dei cicli di monitoraggio si sono effettuati:

- pesatura di tutto il materiale di riempimento delle “vasche” e di quello immesso durante il ciclo;
- pesatura a fine ciclo del materiale in uscita dalle “vasche”;
- controllo della quantità di liquami caricata nel ciclo (con misuratore di portata);
- definizione delle caratteristiche dei liquami caricati (SS, SV, COD, pH, NH<sub>3</sub>, TKN);
- definizione delle caratteristiche dell'effluente palabile ottenuto (SS, SV, pH, NH<sub>3</sub>, TKN, indice di umificazione);
- monitoraggio emissioni;
- monitoraggio parametri di processo (ossigeno, Redox, temperatura);
- definizione della spesa energetica.

Il monitoraggio delle emissioni, in particolar modo quelle riguardanti l'ammoniaca, sono molto importanti non solo per i problemi ambientali che esse generano, ma anche perché

fungono indirettamente da indicatore per valutare l'efficienza di compostaggio al fine di garantire la presenza di nutrienti nel prodotto solido finale (Wei et al., 2010).

### 7.1.3 Metodologie analitiche per le emissioni

Per la determinazione delle emissioni di  $\text{NH}_3$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ,  $\text{CH}_4$ , Metilmercaptani si è rilevata l'emissività specifica della superficie emittente ( $\text{mg GAS}/\text{m}^2 \text{ ora}$ ) secondo la metodica della "camera statica". Le emissioni di tali gas sono state monitorate in continuo fino a raggiungimento della saturazione utilizzando l'analizzatore foto-acustico Bruel&Kjaer 1302.

Le prove sono state ripetute settimanalmente in più punti della "vasca" e durante le diverse fasi: prima del rivoltamento, dopo lo spandimento dei liquami e dopo il rivoltamento della massa in fermentazione.

Il metodo della camera chiusa o statica (closed or static chamber or enclosure) si basa sulla determinazione della velocità di incremento della concentrazione ( $dC/dt$ ) all'interno di una camera chiusa posizionata sulla superficie emittente (Chiumenti R. e Chiumenti A., 2007). Il flusso di gas viene misurato per mezzo della seguente relazione:

$$F_{gas} \left[ \frac{mg}{h \cdot m^2} \right] = \frac{dC \left[ \frac{mg}{m^3} \right]}{dt [h]} \cdot \frac{V [m^3]}{A [m^2]}$$

dove  $V$  è il volume interno della camera chiusa utilizzata ed  $A$  è la sua superficie di intercettazione, mentre  $dC$  è la variazione di concentrazione del gas nell'intervallo di tempo  $dt$ .

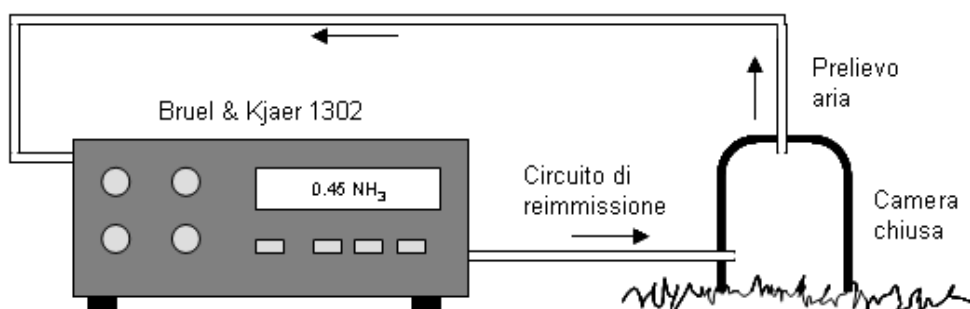


Figura 84: schema del collegamento del sistema a camera chiusa all'analizzatore multigas

Di seguito viene riportato un esempio delle rette di regressione per la determinazione del coefficiente di emissività.

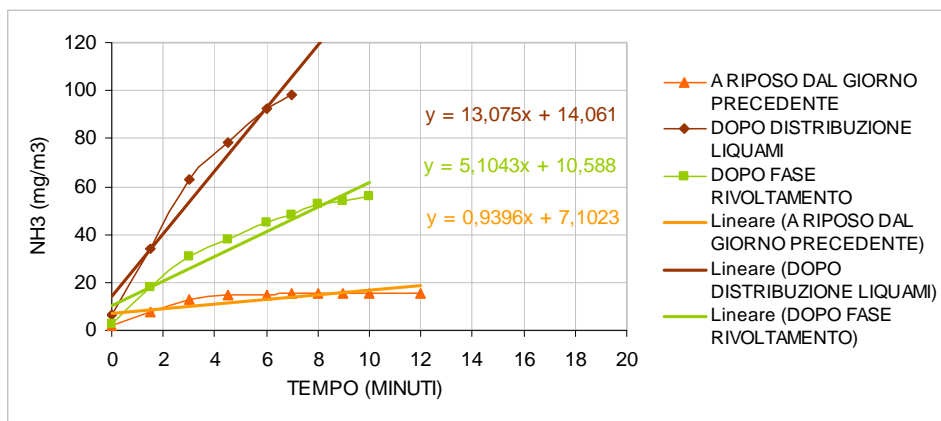


Figura 85: esempio delle rette di regressione per la determinazione del coefficiente di emissività.

Le prove sono state ripetute indicativamente una volta alla settimana in più punti della “vasca” prima del rivoltamento, dopo lo spandimento dei liquami e dopo il rivoltamento della massa in fermentazione.



Figura 86: primo piano del multi-gas monitor in fase di monitoraggio ambientale.



Figura 87: primo piano della “camera statica” utilizzata sia sulla superficie del prodotto che sul pelo libero dello stoccaggio.

Per quanto riguarda le emissioni di H<sub>2</sub>S si sono effettuate misure di concentrazione nelle diverse fasi di gestione mediante strumento KD Engineering Air Boxx Monitor.

Per quanto concerne le emissioni odorose sono state fatte alcune determinazioni olfattometriche con Olfattometro dinamico Mannebeck a quattro postazioni.

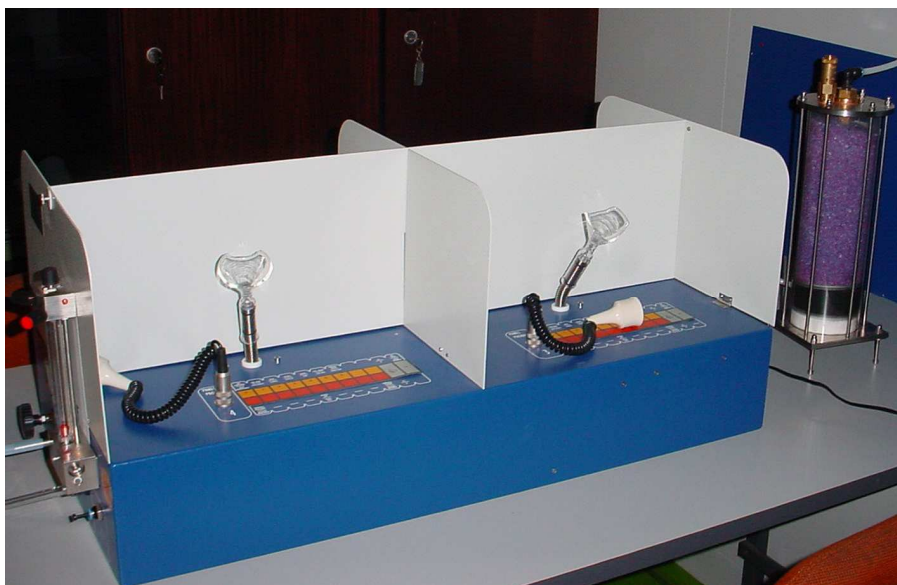


Figura 88: olfattometro dinamico MANNEBECK TA7 a quattro postazioni.

L'olfattometro dinamico Mannebeck, a quattro postazioni, utilizza per la determinazione del livello di "odore" di un campione di aria "sporca" un panel di quattro persone cui viene inviato in sequenza una miscela di aria "sporca" e aria "pulita con concentrazioni crescenti finché l'odore viene percepito. La misura termina nel momento in cui tutti i pannellisti percepiscono l'odore.

I risultati ottenuti vengono poi registrati su computer, via MS DOS, il quale controlla tutto il sistema, esclusa la diluizione del campione che viene regolata manualmente direttamente sullo strumento tramite delle valvole.

I campioni da analizzare vengono prelevati mediante un cilindro in materiale plastica provvisto di pompa aspirante. All'interno del cilindro viene posto un sacchetto in Nalophan della capacità di circa 8 litri che con l'attivazione del sistema aspirante si riempie con l'aria campione. Il materiale dei sacchetti non interferisce con la qualità del campione.

La soglia di percezione viene definita come la diluizione del campione che porta alla percezione dell'odore con una probabilità del 50%, ossia per la quale la risposta positiva viene data dal 50% degli analisti.

La concentrazione di odore viene definita numero di diluizioni per raggiungere il valore soglia di apprezzabilità.

#### 7.1.4 Monitoraggio dei quantitativi in input e output

Il quantitativo di substrato solido utilizzato in ogni ciclo è stato determinato pesando il prodotto utilizzato ad inizio ciclo ed i quantitativi di reintegro, aggiunti durante lo svolgimento del processo.

Il monitoraggio del quantitativo di liquami/digestato caricati è stato effettuato utilizzando il flussimetro/contatore installato sul ponte di distribuzione/rivoltamento.

La determinazione del quantitativo di prodotto a fine ciclo è stata effettuata pesando ogni camion di prodotto prelevato dalla trincea.



Figura 89: particolare del contatore dei liquami installato sul carroponete di distribuzione/rivoltamento.

#### 7.1.5 Monitoraggio dell'ossigeno

La presenza di ossigeno nella matrice è ritenuto parametro fondamentale nella valutazione delle condizioni di processo: valutando la concentrazione di ossigeno si è in grado di valutare se le condizioni nella biomassa sono adatte all'attività dei batteri aerobi.

Per verificare tali condizioni si sono effettuate misure dirette dell'ossigeno interstiziale sia con il materiale a riposo dal giorno precedente che successivamente alle operazioni di rivoltamento.





Figura 90: ossimetro, sonda di temperatura, puntale e data logger: strumenti utilizzati per monitorare la percentuale di ossigeno interstiziale nella biomassa.

### 7.1.6 Monitoraggio della temperatura

Il monitoraggio in continuo della temperatura di processo non è stato possibile per la peculiarità del processo: non esiste la possibilità, infatti, di posizionare stabilmente delle sonde nel letto di materiale in fermentazione a causa del periodico rivoltamento meccanico. Tuttavia, si sono effettuate misure spot in occasione di ogni sopralluogo.

Tali misurazioni sono state effettuate mediante sonda PT100 portatile e mediante fotocamera termica a infrarossi FLIR.



Figura 91: fotocamera termica a infrarossi FLIR.

### 7.1.7 Analisi chimico-fisiche

Le analisi chimico-fisiche a carico dei substrati liquidi e solidi sono state effettuate presso il “Laboratorio di analisi chimico-fisiche” del Consorzio Interuniversitario INCA di Treviso che ha sede presso il depuratore comunale di Treviso.

I parametri analizzati per il controllo del processo di trattamento sono:

- solidi totali (TS);
- solidi totali volatili (TVS);
- COD;
- azoto totale (TKN);
- azoto ammoniacale ( $\text{N-NH}_4^+$ );
- fosforo totale (P);
- pH.

#### Solidi totali (TS)

I solidi totali (TS) sono stati determinati secondo la metodologia prevista dai protocolli standard: il campione viene raccolto in contenitori resistenti alle alte temperature preventivamente pesati. Successivamente si annota il peso lordo e si mette in stufa a 105°C per un giorno, in modo da disidratare il campione. Dopo averlo lasciato raffreddare lo si pesa e si determinano i solidi totali facendo il rapporto tra il peso netto finale e il peso netto iniziale (che può essere espresso anche in percentuale).

#### Solidi totali volatili (TVS)

Lo stesso campione viene poi posto in muffola a 600°C per 24 ore. In questo modo rimarrà solamente la frazione inorganica, mentre quella organica (TVS) verrà bruciata; in questo modo si determina un altro parametro importante: i solidi totali volatili (TVS).

Nel caso in cui il campione sia liquido (come ad esempio il digestato) la procedura è leggermente diversa, in quanto è necessario filtrare un volume noto di campione. Innanzitutto si deve tarare un filtro mettendolo in stufa per 24 ore, poi per 10 minuti in essiccatore ed infine pesarlo. Si agita bene il campione in modo da renderlo omogeneo, si filtra un volume noto e si pone il filtro in stufa per 24 ore; il giorno dopo pesando si riesce a determinare il contenuto di solidi totali. Lo stesso filtro viene poi messo in un crogiolo (precedentemente tarato) e posto in muffola a 600°C per 24 ore, terminate le quali si pesa il tutto per determinare i solidi totali volatili (TVS).

### Chemical Oxygen Demand (COD)

Un altro parametro chimico molto importante è il COD: la domanda chimica di ossigeno, è la quantità di ossigeno necessaria ad ossidare la sostanza organica. Il COD ci permette quindi di stimare il contenuto di sostanza organica del campione e si esegue così: si mettono 10 ml di campione in un provettone, si aggiunge una punta di spatola di solfato d'argento e una di solfato di mercurio. Si aggiungono 5 ml di bicromato di potassio 0,025 N, si inserisce nel provettone il tubo refrigerante e si aggiungono 15 ml di acido solforico concentrato. Oltre al campione devono essere preparati un titolo ed un bianco. Il bianco serve a verificare se vi siano impurità nei reagenti impiegati e si prepara allo stesso modo dei campioni in esame sostituendo il campione con acqua distillata; il titolo, necessario a correggere la Normalità del bicromato, si prepara nello stesso modo del bianco senza aggiungere i sali. Il campione e il bianco vengono riscaldati nell'apposito fornello (VELP) alla temperatura di 150°C per 120 minuti. Dopo averli fatti raffreddare si aggiungono 2-3 gocce di ferroina (indicatore) e si procede alla retrotitolazione con il FAS (ferroammoniosolfato esaidrato) della stessa normalità del bicromato usato, fino al viraggio del colore da verde a rosso.

Nel caso in cui il campione non sia liquido (come ad esempio il solido separato e l'essiccato) la procedura da seguire per determinare il COD è la seguente: il campione va posto in stufa per 48 ore a 105°C, poi va trasferito in essiccatore. Una volta raffreddato, il campione va tritato e si pesa un'aliquota pari a 0,2 – 0,3 g, che successivamente viene posta in un provettone col bordo smerigliato nel quale si aggiunge una punta di spatola di solfato d'argento, 20 ml di bicromato di potassio 2N, si collega il tubo refrigerante e si versano 20 ml di acido solforico concentrato. Anche in questo caso, per gli stessi motivi precedentemente descritti, si prepara il bianco con i sali e il titolo senza sali. Si scalda in fornello per 30 min a 160°C, poi si lascia raffreddare e si aggiunge acqua distillata. In seguito si lascia sedimentare per poi filtrare il surnatante in un matraccio da 250 ml e portare a volume. Si prelevano 10 ml della soluzione e si rimettono nel provettone nel quale si aggiungono 25 ml di FAS 0,125 N, 2 ml di miscela fosfosolforica, 2 – 3 gocce di fenantrolina. Si titola con soluzione di bicromato 0,125 N fino a viraggio da rosso-bruno a blu-verde, in questo caso il viraggio è difficile da osservare.

### TKN (Total Kjeldahl Nitrogen)

Come misura del contenuto di azoto è stato determinato il TKN (total Kjeldahl nitrogen) seguendo la metodologia prevista dai protocolli standard: in un provettone vengono posti 50 ml di campione. La digestione si effettua con 7g di solfato di potassio  $K_2SO_4$ , necessario ad innalzare la temperatura di ebollizione, 0,35 g di ossido di mercurio HgO (catalizzatore) e 10 ml di acido solforico concentrato. Si mette quindi il campione in fornello (VELP), si alza la temperatura gradualmente attraverso tre step (160°C, 230°C, 300°C) di circa 30 minuti ciascuno; si mantiene alla temperatura di 370°C per due ore. Il campione terminata la digestione diventa bianco e solidifica raffreddandosi. L'azoto organico legato alle proteine, trovandosi in un ambiente fortemente acido, passerà a ione ammonio. Si procede dunque con la distillazione dosando 50 ml di idrossido di sodio NaOH al 35% per innalzare il pH ad un valore maggiore di 8, valore in cui l'ammoniaca è in forma libera. Il distillato viene raccolto in una beuta (fino ad un volume di circa 200 ml) nella quale sono stati precedentemente posti 50 ml di acido borico  $H_3BO_3$ ; si trasferisce il tutto in un matraccio da 250 ml e si porta a volume. Si preleva un'aliquota da questo matraccio e la si ripone in un matraccino da 50 ml operando delle diluizioni. La determinazione viene condotta per via colorimetrica utilizzando uno spettrofotometro per misure nel campo del visibile. Dev'essere preparato un bianco con 50 ml di acqua distillata ed aggiungendo 2 ml di reattivo di Nessler. Il reattivo va aggiunto anche ai campioni e si attendono dieci minuti per misurare poi l'assorbanza a 420 nm.

Nel caso in cui il campione non sia liquido il procedimento iniziale è leggermente diverso: si mette il campione in una ciotola e lo si pone in stufa per 48 ore a 105°C, successivamente lo si trasferisce in essiccatore per farlo raffreddare e poi lo si tritura. Per la digestione si pesano 0,1 – 0,15 g (circa) di campione al quale si aggiungono 7 g di solfato di potassio  $K_2SO_4$ , 0,35 g di ossido di mercurio HgO, 40 ml di acqua distillata e 10 ml di acido solforico concentrato. Da qui in poi si procede come per i campioni liquidi.

### Azoto ammoniacale

Un altro parametro importante è il contenuto in azoto ammoniacale. Per determinarlo è stata seguita la metodologia prevista dai protocolli standard: si filtra il campione con un filtro fascia nera (i fanghi vanno centrifugati e poi si filtra la parte liquida). In un provettone si versano 50 ml di campione e 25 ml di soluzione tampone, si procede poi distillando e raccogliendo circa 200ml di campione in una beuta, la quale contiene già 50 ml di acido borico  $H_3BO_3$ . Si trasferisce il distillato in un matraccio da 250 ml e si porta a volume, si

trasferisce nuovamente il distillato in un matraccio da 50 ml e se è necessario si possono effettuare delle diluizioni. Va preparato un bianco versando in un matraccio da 50 ml solo acqua distillata, servirà per tarare lo zero dello spettrofotometro. Si aggiungono 2 ml di reagente di Nessler in ogni matraccio e si attendono 10 minuti. Infine si misura l'assorbanza con un spettrofotometro a 410 nm.

### Fosforo totale (P<sub>tot</sub>)

Il fosforo totale (P<sub>tot</sub>) è stato determinato secondo la metodologia prevista dai protocolli standard: si diluisce opportunamente il campione, si prelevano 50 ml e si mettono in una beuta con il tappo a vite nella quale si aggiungono 0,4 g di persolfato di potassio e 1 ml di acido solforico 10M. Si chiude la beuta e si mette per 2h in stufa a 105°C. Dopo aver lasciato raffreddare il tutto si aggiungono 2-3 gocce di fenolftaleina (indicatore) e idrossido di sodio NaOH 12N (goccia a goccia fino a far virare il colore a rosa). Il campione va poi versato, aiutandosi con un imbuto, in un matraccio da 100 ml e portato a volume. Va preparato un bianco con 100 ml di acqua distillata. Successivamente si rimette il campione e il bianco nelle beute, si aggiungono 10 ml di reagente misto (per ottenerlo basta mescolare 10 ml della soluzione di molibdato di ammonio con 25 ml di acido solforico, 10 ml di acido ascorbico e 5 ml di tartrato) in ogni beuta e si attende 10 minuti. Nel frattempo si tara lo spettrofotometro a 710 nm per poter leggere l'assorbanza del campione.

Per i campioni che non sono liquidi si determina la percentuale di fosforo presente, la procedura è la seguente: si fa essiccare il campione in una ciotola in stufa per 24 ore e poi lo si trasferisce in essiccatore per 20 min. Si raschia il campione omogeneizzato (0,1 – 0,2 g) in una beuta, si aggiungono 25 ml di miscela 3:1 di acido nitrico e perclorico. Successivamente si porta gradualmente alla temperatura di 350°C e si lascia lì il campione fino alla comparsa di fumi bianchi, poi si raffredda e si aggiungono 25 ml di acido solforico 2,5 M. Si porta a volume di circa 50 ml, e si raggiunge la temperatura di 350°C fino a dimezzamento del suo volume. Poi si mette il tutto (o una aliquota di campione) in un matraccio da 100 ml, si aggiunge fenolftaleina (indicatore) e si neutralizza con idrossido di sodio 12 N (viraggio rosa). Si porta poi a volume e si aggiungono 10 ml di reagente misto. Si attendono 10 min e poi si legge il campione con il colorimetro, impostandolo ad una lunghezza d'onda pari a 690 nm.

## pH

Per rilevare il pH lo strumento utilizzato è lo Steiel SHP 02, uno strumento portatile che permette la misura delle grandezze di interesse in tempo reale. Lo strumento è provvisto di una sonda di temperatura per poter calibrare e successivamente misurare correttamente in funzione della temperatura ambientale o del materiale oggetto di analisi.



*Figura 92: primo piano dello strumento portatile per la misura del pH.*

## 7.2 RISULTATI E DISCUSSIONE

I fattori da considerare durante il compostaggio possono essere divisi in due gruppi: quelli che dipendono dalla composizione della massa iniziale, come il bilancio dei nutrienti, pH, la dimensione delle particelle, porosità e umidità; e quelli che dipendono dalla gestione del processo, come la concentrazione di ossigeno, la temperatura e il contenuto di acqua (Agnew e Leonard, 2003; Das e Keener, 1997; de Bertoldi et al., 1983; Haug, 1993; Lorimor et al., 2006; Miller, 1992; Richard et al., 2002). Il bilancio dei nutrienti è definito principalmente dal rapporto C/N. I microorganismi richiedono una fonte di energia (carbonio organico degradabile) e azoto per il loro sviluppo e la loro attività. Il rapporto C/N più adeguato per il compostaggio sta nel range di 25-35, perchè viene considerato che i microorganismi richiedano 30 parti di C per unità di N (Bishop e Godfrey, 1983).

### 7.2.1 Ossigeno e redox

C'è un'ampia variabilità che caratterizza i valori rilevati di ossigeno e redox nell'impianto di Bosco Chiesanuova. Le motivazioni sono principalmente due: hanno influito la quantità e l'umidità della biomassa presente e hanno inciso anche i momenti in cui sono stati rilevati i dati. I valori di questi due parametri erano ovviamente massimi subito dopo la fase di rivoltamento con conseguente insufflazione di aria, si sono registrati valori pari al 75% di saturazione.

La concentrazione ottimale di O<sub>2</sub> è tra il 15% e il 20% (Miller, 1992). Un'aerazione controllata permette di mantenere temperature attorno ai 60-65°C, che assicurano un'adeguata concentrazione di O<sub>2</sub> (Finstein e Miller, 1985).

Dai rilievi effettuati è emerso che nella biomassa c'è un'alternanza di zone aerate e zone anossiche: in alcune fasi della gestione le zone anossiche sono risultate prevalenti, con valori redox prossimi a quelli dei liquami (anche attorno a - 320 mV), mentre dopo le fasi di rivoltamento si sono riscontrati incrementi del redox fino a +40 mV.

Sull'andamento del processo di abbattimento dell'azoto sono in corso approfondimenti in collaborazione con il Dipartimento di microbiologia dell'Università degli studi di Verona e si stanno avviando una nuova collaborazione con il Dipartimento di Chimica dell'Università di Perugia, che sta seguendo già da due anni un impianto operante su digestato da reflui suinicoli.

## 7.2.2 Andamento della temperatura

Nel primo ciclo di monitoraggio la temperatura della biomassa ha avuto un andamento decrescente, con valori medi dell'ordine dei 50°C nei primi 15 giorni per poi scendere a valori dell'ordine di 30°C a 150 giorni (fine ciclo). Nelle zone con maggiore presenza di paglia le temperature si sono mantenute più alte raggiungendo i 60°C inizialmente e attestandosi sui 40°C a fine ciclo. Questo evidenzia, quindi, la necessità di disporre di una quantità di biomassa adeguatamente omogenea. Una media di 40°C è comunque da ritenersi buona, in quanto il range ottimale è tra 40-65°C (de Bertoldi et al., 1983); ideali sono le condizioni in cui sono stati raggiunti i 60°C, in quanto, avendo superato la soglia dei 55°C, sono stati eliminati tutti i microrganismi patogeni (Bernal et al., 2009).

Nel primo ciclo monitorato è stata utilizzata paglia sfibrata che consente di avvicinarsi ai valori ottimali di 180 kg/m<sup>3</sup> di biomassa; tuttavia, si è dimostrato molto utile il rabbocco con nuova paglia durante il ciclo. Infatti i valori più elevati della temperatura si sono ottenuti proprio in queste aree.

Nel secondo ciclo si è utilizzata paglia non sfibrata, caratterizzata da una minore massa volumica ad inizio ciclo, con una conseguente riduzione del quantitativo utilizzato: in questo caso risulta maggiore la necessità di reintegro e minore la capacità assorbente della paglia.

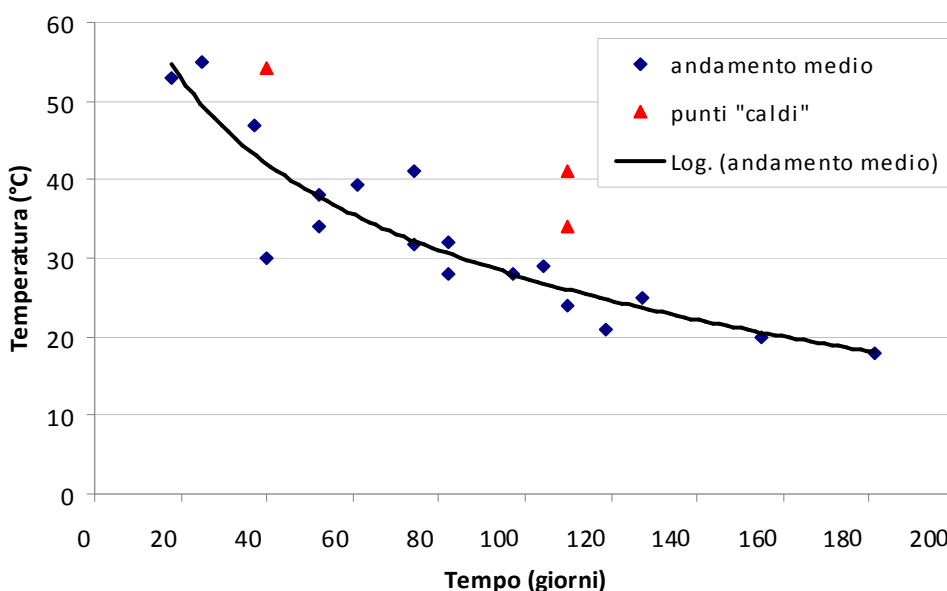


Grafico 6: andamento delle temperature in un ciclo di Bosco Chiesanuova: un andamento simile è stato riscontrato anche per gli altri impianti.

Per quanto concerne le temperature le rilevazioni in superficie, effettuate mediante fotocamera ad infrarossi, hanno evidenziato di non rispecchiare necessariamente quelle sotto-superficiali, ma di consentire di avere una buona rappresentazione dei fenomeni



fermentativi. Le differenze massime tra superficie e interno della biomassa sono risultate inferiori ai 10°C. Tale strumento, inoltre consente di avere indicazioni accurate soprattutto in fase di rivoltamento della biomassa.

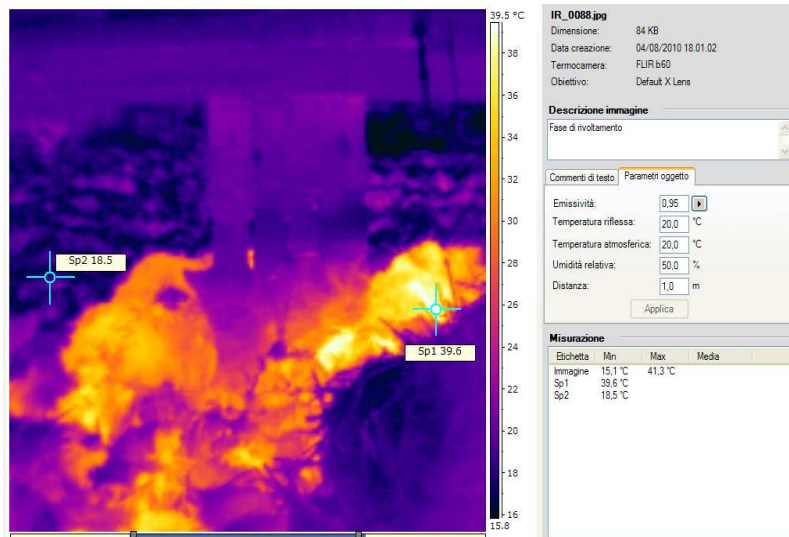


Figura 93: foto termica della trincea: si può notare l'effetto sortito dal rivoltamento e l'affioramento di prodotto a 39°C.

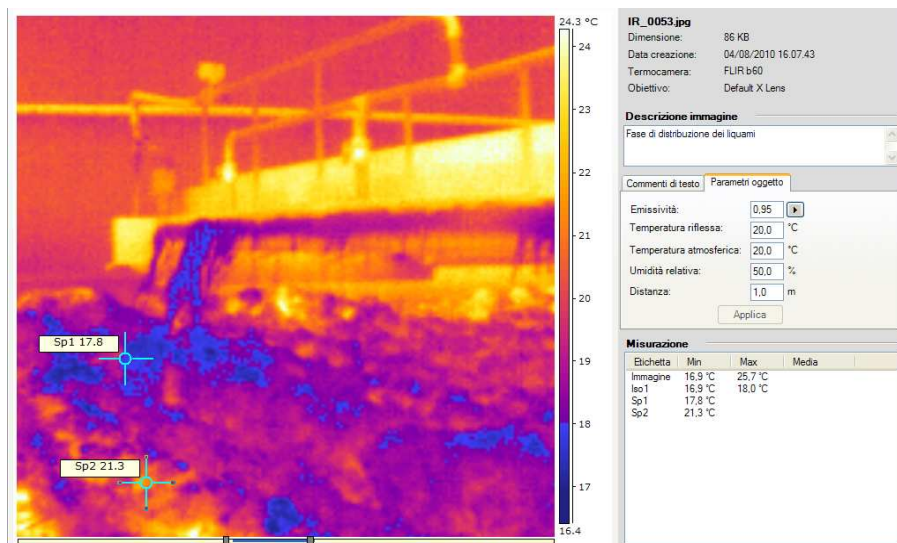


Figura 94: foto termica della trincea durante la fase di spandimento dei liquami

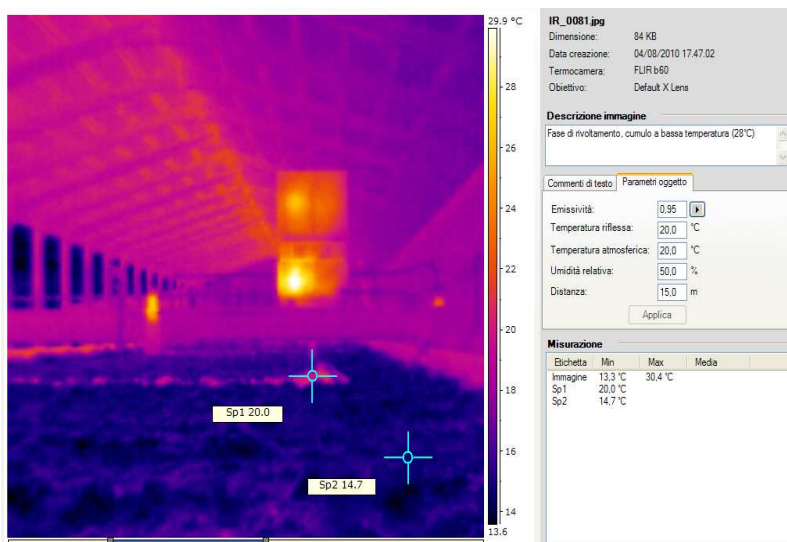


Figura 95: foto termica della trincea: si può notare una fascia a temperatura maggiore corrispondente al percorso delle coclee.

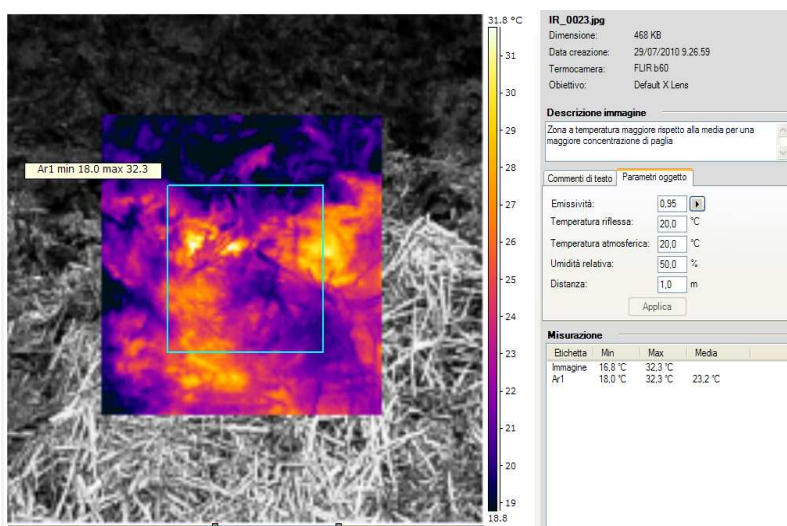


Foto 96: foto termica di una zona del cumulo a maggior concentrazione di paglia: si può notare una maggiore temperatura corrispondente.

Condizioni particolari sono state rilevate nel corso del monitoraggio del ciclo invernale di Bosco Chiesanuova: il ciclo è stato caratterizzato da rigide temperature ambientali: si sono verificate varie difficoltà, tra le quali l'impossibilità di raggiungere l'impianto per alcune settimane a causa della neve caduta nella zona, oltre a temporanei fenomeni di formazione di ghiaccio nelle tubazioni dei liquami. Per alcune settimane non è stato possibile distribuire i liquami sul prodotto.



Figura 97: panoramiche dell'impianto nel corso dei mesi invernali.

Le temperature del materiale in trincea hanno subito oscillazioni tra i 4°C ed i 25 °C: il processo si è mantenuto entro livelli di regime psicrofilo, con temperature medie attorno ai 10°C, con punte di 25°C riscontrate in alcune zone del cumulo, a fine ciclo.

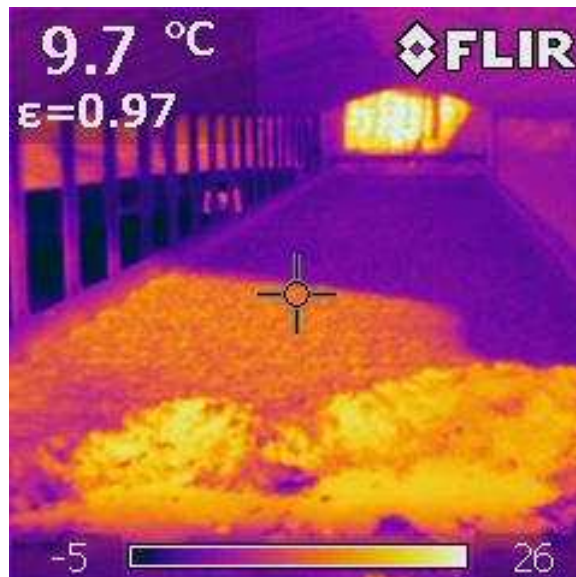


Figura 98: immagini termiche dell'impianto in fase di svuotamento: è evidente il fronte di taglio con valori di temperatura interni di circa 24°C (foto: Chiumenti)

### 7.2.3 Il bilancio di massa

#### Bosco Chiesanuova - primo ciclo

Nel primo ciclo di monitoraggio si è ottenuta una notevole riduzione della massa, principalmente per effetto dell'evaporazione di acqua: il prodotto finale, infatti, rappresenta circa il 7,8% rispetto alla massa in ingresso, con una conseguente riduzione di ben 92,2% della massa. Di questa percentuale, il 3,4% rappresenta la perdita di sostanza secca

dovuta a degradazione della sostanza organica, mentre il restante 88,8% è dovuto all'evaporazione.

Tabella 12: bilancio di massa del primo ciclo monitorato

	Qtà caricata	Qtà a fine ciclo		Riduzione di massa	
		t	%	t	%
<i>liquami</i>	4.541				
<i>paglia</i>	225				
<b>totale</b>	<b>4.766</b>	<b>370</b>	<b>7,76</b>	<b>4.396</b>	<b>92,24</b>

Tabella 13: caratteristiche delle matrici in input e del prodotto finito (primo ciclo).

	SS	SV	pH	TKN	C organico	C/N	HI
	%	% ST		g/kg	g/kg		
<i>liquami</i>	1,5	45	8,3	3,5	3,9	1,1	n.d.
<i>paglia</i>	77	n.d.	n.d.	4,5	n.d.	n.d.	n.d.
<b>prodotto finale</b>	21	74,5	8,5	15,7	90,7	5,8	0,32

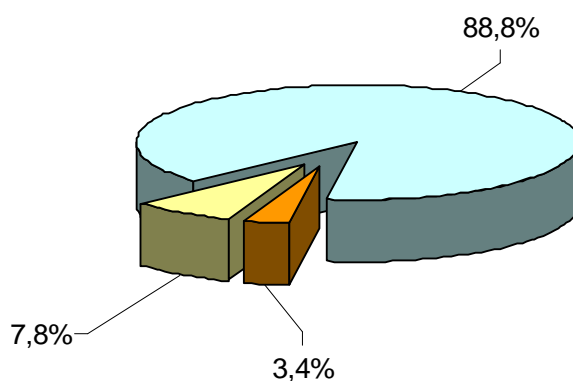


Figura 99: ripartizione della massa in output dal primo ciclo.

### Bosco Chiesanuova - secondo ciclo

Nonostante il secondo ciclo si sia svolto in periodo invernale, con punte di -18°C di temperatura ambientale, si è ottenuta una buona riduzione di massa, anche se leggermente inferiore al ciclo precedente: la perdita di massa è risultata dell'86,1%, di cui 2,3% per emissione di gas per degradazione di sostanza secca, ed il restante 83,8% per evaporazione.

Le cause di questa resa inferiore che ha caratterizzato il secondo ciclo vanno attribuite anche ad una gestione dell'impianto non ottimale: la quantità di paglia caricata è risultata inferiore rispetto al primo ciclo, con un rapporto ponderale liquami/paglia pari a 26 contro i 20 del ciclo precedente. Queste due variabili hanno contribuito a mantenere la temperatura della massa su livelli inferiori a 35°C e ad ottenere del prodotto a fine ciclo una umidità media dell'88%, contro il 77% del primo ciclo.

Si è evidenziato quindi come sia fondamentale una gestione corretta e costante dell'impianto, anche Bernal et al. (2009) evidenziano come siano necessarie condizioni iniziali adeguate del substrato e come sia importante mantenerle tali durante il processo di compostaggio, al fine di ottenere un prodotto finale di alta qualità.

Tabella 14: bilancio di massa del secondo ciclo monitorato

	Qtà caricata	Qtà a fine ciclo		Riduzione di massa	
	t	t	%	t	%
<i>liquami</i>	3205,40				
<i>paglia</i>	125,00				
<b>totale</b>	<b>3330,40</b>	<b>463,20</b>	<b>13,91</b>	<b>2867,20</b>	<b>86,09</b>

Tabella 15: caratteristiche delle matrici in input e del prodotto finito (secondo ciclo).

	SS	SV	pH	TKN	C	C/N	HI
	%	% ST		g/kg	organico g/kg		
<i>liquami</i>	1,1	45,0	8,5	3,1	1,97	0,64	n.d.
<i>paglia</i>	78,0	75,0	n.d.	4,5	339,33	75,41	n.d.
<b>prodotto finale</b>	12,0	83,0	8,2	6,1	57,77	9,17	0,58

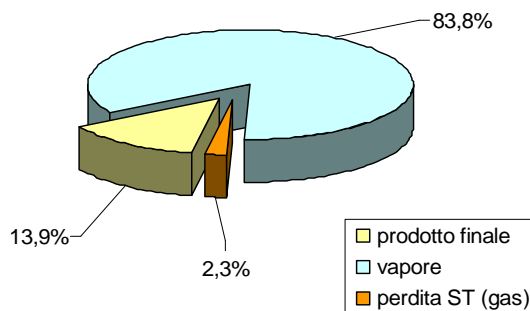


Figura 100: ripartizione della massa in output dal secondo ciclo.

## Vescovato

I cicli monitorati nell'impianto di Vescovato sono risultati due: il primo è stato caratterizzato da una evoluzione atipica a causa della necessità di effettuare modiche alla trincea, per cui non è stato preso in considerazione ai fini del bilancio di massa; il secondo ciclo è tuttora in corso anche se in fase di conclusione, per cui non è possibile effettuare un bilancio di massa del processo se non in modo approssimativo. Il ciclo è stato caratterizzato da un carico irregolare di liquami, con un progressivo aumento verso fine ciclo: questa peculiarità ha determinato un eccessivo aumento dell'umidità del prodotto, con un abbassamento di temperatura ed una riduzione dell'evaporazione. I dati ottenuti mostrano una riduzione di massa pari al 43%.

Tabella 16: bilancio di massa del secondo ciclo monitorato.

	Qtà caricata	Qtà a fine ciclo		Riduzione di massa	
	t	t	%	t	%
<i>digestato chiarificato</i>	932,00				
<i>matrici solide</i>	300,00				
<b>totale</b>	1232,00	700,00	56,82	532,00	43,18

Tabella 17: caratteristiche delle matrici in input e del prodotto finito (primo ciclo).

	SS	SV	pH	TKN	C organico	C/N	HI
	%	% ST		g/kg	g/kg		
<i>liquami</i>	1,1	56,0	7,9	2,4	32,48	13,53	n.d.
<i>Matrici solide</i>	53,3	69,0	n.d.	6,0	309,16	51,53	n.d.
<b>prodotto finale</b>	18,2	79,5	8,6	2,7	87,15	31,92	0,21

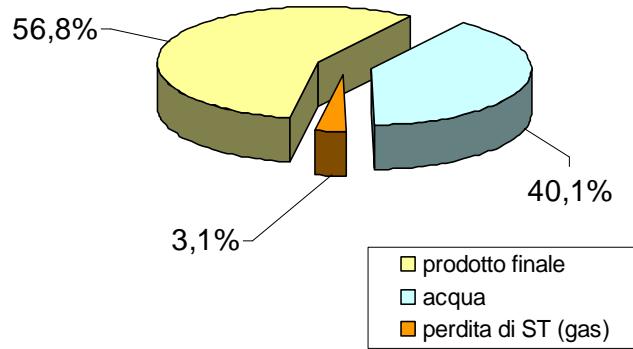


Figura 101: ripartizione della massa in output dal secondo ciclo

### Castel Gabbiano - primo ciclo

Il ciclo monitorato ha avuto una durata di 120 giorni. Il carico dell'impianto è stato caratterizzato da un rapporto 3:1 tra digestato chiarificato e matrici solide, rappresentate da separato solido e matrici cellulosiche. Dalle 4000 t caricate si è ottenuta una produzione di prodotto di 760 t, pari al 19% dell'input, con una riduzione di massa dell'81%. Il 74% della perdita di massa è dovuta all'evaporazione di acqua e solo per il 6% a perdita di sostanza secca. Il prodotto finale è risultato caratterizzato da un tenore di solidi pari al 31,7%.

Tabella 18: bilancio di massa del primo ciclo monitorato.

	Qtà caricata	Qtà a fine ciclo		Riduzione di massa	
	t	t	%	t	%
<i>digestato chiarificato</i>	3000,00				
<i>matrici solide</i>	1000,00				
<b>totale</b>	<b>4000,00</b>	760,00	19,00	3240,00	81,00

Tabella 19: caratteristiche delle matrici in input e del prodotto finito (primo ciclo).

	SS	SV	pH	TKN	C organico	C/N	HI
	%	% ST		g/kg	g/kg		
<i>digestato chiarificato</i>	5,4	71,0	7,7	3,4	41,18	12,11	n.d.
<i>matrici solide</i>	33,2	69,0	n.d.	3,5	192,58	55,02	n.d.
<b>prodotto finale</b>	31,7	73,0	8,5	5,6	134,23	23,97	0,12-0,26

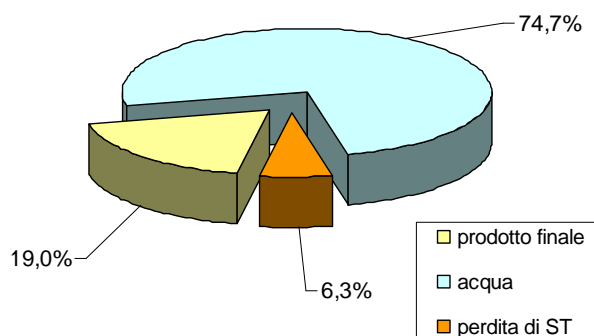


Figura 102: ripartizione della massa in output dal primo ciclo.

### Castel Gabbiano - secondo ciclo

Il ciclo monitorato ha avuto una durata di 132 giorni ed è stato gestito in modo sperimentale. Il processo, infatti, è stato gestito in modo differente dal ciclo precedente, con un carico costituito prevalentemente da separato solido: su un totale di 1660 t sono stati caricate 716 t di digestato e 944 t di separato solido. Tale scelta è stata dettata dall'esigenza di utilizzare parte del digestato nei terreni agricoli dell'azienda.

Si è ottenuta una produzione di prodotto di 647 t, pari al 39% dell'input, con una riduzione di massa dell'61%. Il 50% della perdita di massa è dovuta all'evaporazione di acqua ed il 10% circa corrisponde alla perdita di sostanza secca. Il prodotto finale è risultato caratterizzato da un tenore di solidi pari al 25,4%.



Figura 103: fase di svuotamento dell'impianto a fine ciclo.



Tabella 20: bilancio di massa del secondo ciclo monitorato.

	Qtà caricata	Qtà a fine ciclo		Riduzione di massa	
	t	t	%	t	%
<i>digestato chiarificato</i>	716,00				
<i>matrici solide</i>	944,00				
<b>totale</b>	<b>1660,00</b>	647,00	39,98	1013,00	61,02

Tabella 21: caratteristiche delle matrici in input e del prodotto finito (primo ciclo).

	SS	SV	pH	TKN	C organico	C/N	HI
	%	% ST		g/kg	g/kg		
<i>digestato chiarificato</i>	5,4	72,3	7,5	3,7	41,91	11,21	n.d.
<i>Separato solido</i>	31,5	82,5	n.d.	5,9	182,91	30,98	n.d.
<b>prodotto finale</b>	25,4	81,4	8,4	4,3	119,81	28,07	0,21

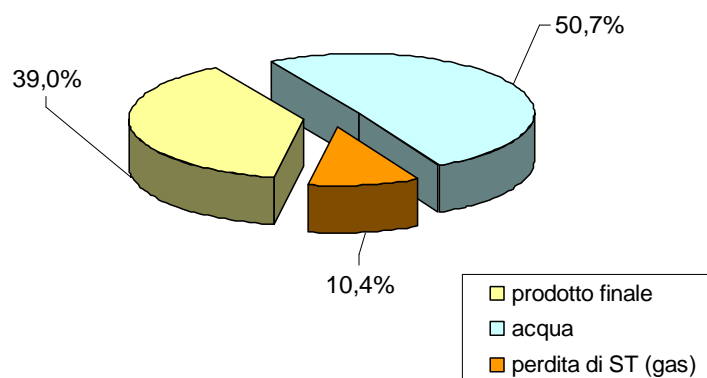


Figura 104: ripartizione della massa in output dal secondo ciclo.

#### 7.2.4 Le emissioni in atmosfera

Il monitoraggio delle emissioni condotto su gas ritenuti pericolosi per l'ambiente ha consentito di escludere la presenza di NO<sub>x</sub>, e di evidenziare che le altre emissioni di gas azotati rilevate (NH<sub>3</sub> e N<sub>2</sub>O) - riportate nelle tabelle seguenti – si attestano su valori di non significativa rilevanza.

I dati riportati nei seguenti grafici fanno riferimento a varie fasi di gestione del processo, nei differenti impianti ed in cicli diversi: come ovviamente prevedibile, ben diversa è risultata l'emissività del cumulo tra un ciclo di lavorazione e il successivo e nella fase attiva (indicativamente 1 ora per la distribuzione e 5 ore per il rivoltamento) contro le 18 ore di "riposo".

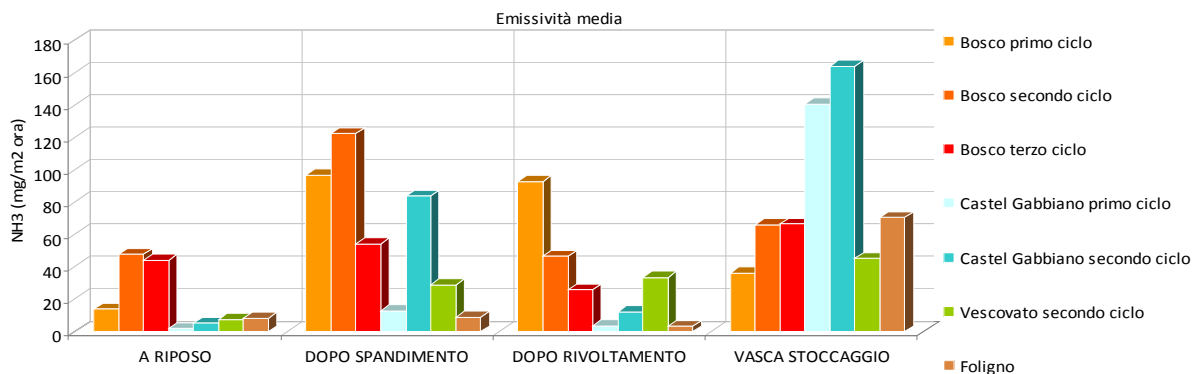


Grafico 7: grafico riassuntivo delle emissività di ammoniaca dei vari impianti nei diversi cicli.

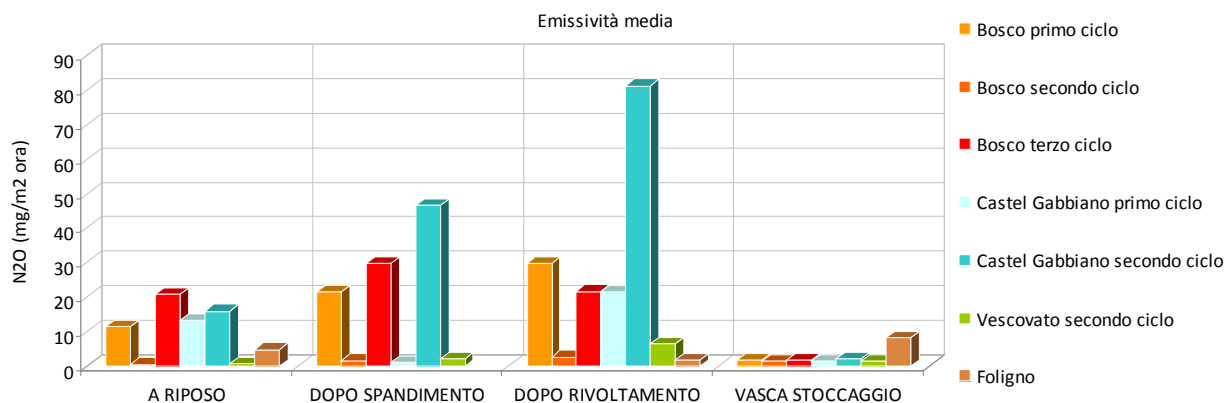


Grafico 8: grafico riassuntivo delle emissività di protossido di azoto dei vari impianti nei diversi cicli.

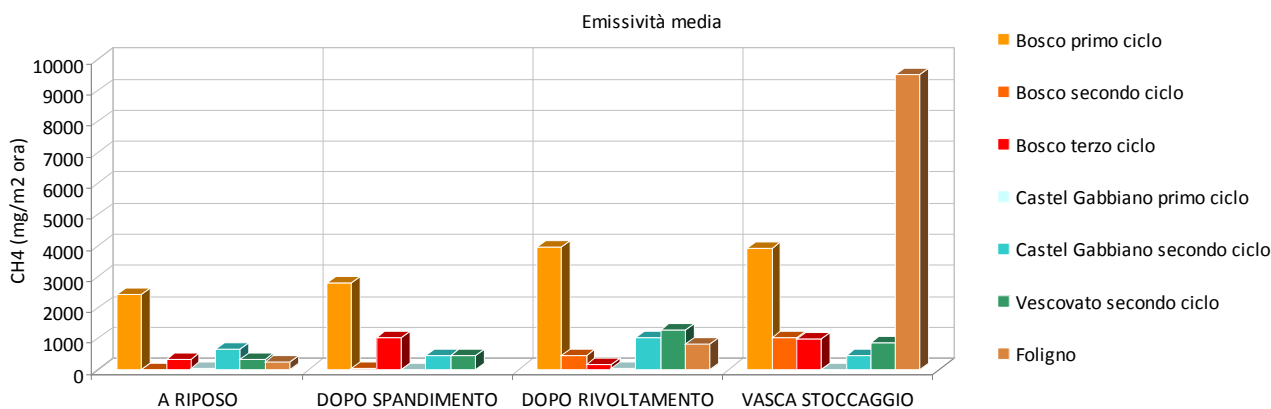


Grafico 9: grafico riassuntivo delle emissività di metano dei vari impianti nei diversi cicli.

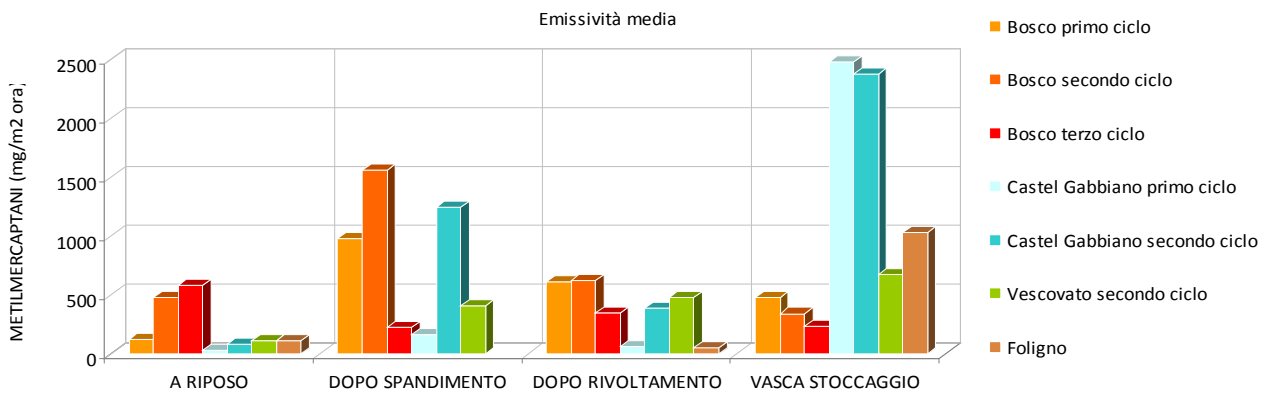


Grafico 10: grafico riassuntivo delle emissività di mercaptani dei vari impianti nei diversi cicli.

In generale, inoltre, si evince come le emissività di ammoniaca, mercaptani e metano dal cumulo a riposo siano prossime o inferiori a quelle determinate dalle vasche di stoccaggio dei vari impianti. Se si considera, inoltre, che l'effetto del rivoltamento è limitato sia in termini di durata nel tempo che in termini di superficie (la superficie interessata dall'azione delle coclee è di limitata entità rispetto alle dimensioni dell'impianto), si possono ritenere le emissioni dall'impianto paragonabili o inferiori a quelle dallo stoccaggio.

In bibliografia rilevanti sono i dati ottenuti da Zhao et al. (2008) riguardanti il monitoraggio in continuo della concentrazione di  $\text{NH}_3$  rilasciata dal compostaggio di liquame animale, in un allevamento negli USA. La media giornaliera di emissioni di  $\text{NH}_3$  è variata dai 231 kg/giorno durante la primavera ai 315 kg/giorno durante l'estate.

Per quanto concerne il protossido di azoto si hanno valori di emissività maggiori dall'impianto, pur attestandosi su livelli tali da non influire sostanzialmente sul bilancio di azoto: in termini di azoto emesso in tale forma, infatti, ci si attesta su valori inferiori all'1%. Il fatto che tale gas sia emesso dal prodotto può contribuire ad evidenziare che nella massa vi sono fenomeni di denitrificazione.

Da una analisi dell'evoluzione delle concentrazioni dei vari gas nel tempo è emerso chiaramente come si abbia una rapida riduzione delle emissività dal momento dello spandimento e del rivoltamento, ad evidenziare come l'effetto di sulle emissioni di tali operazioni sia, in realtà, limitato.

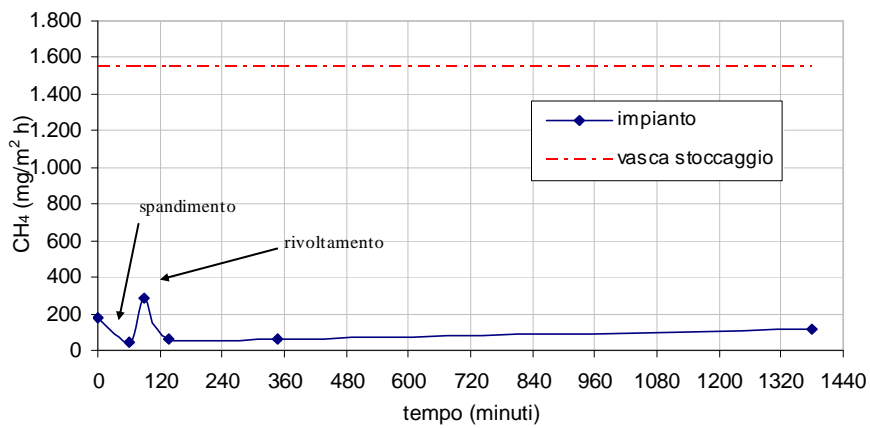
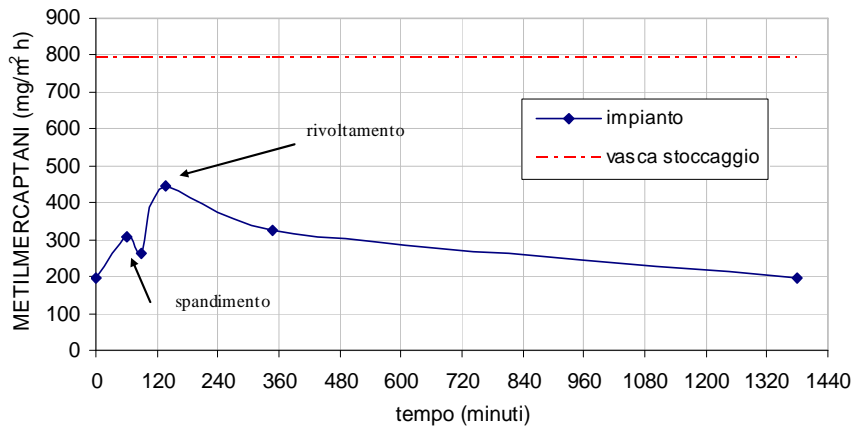
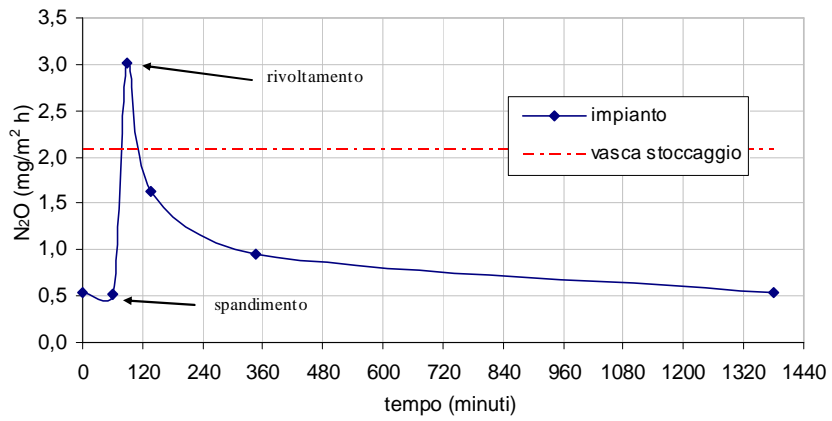
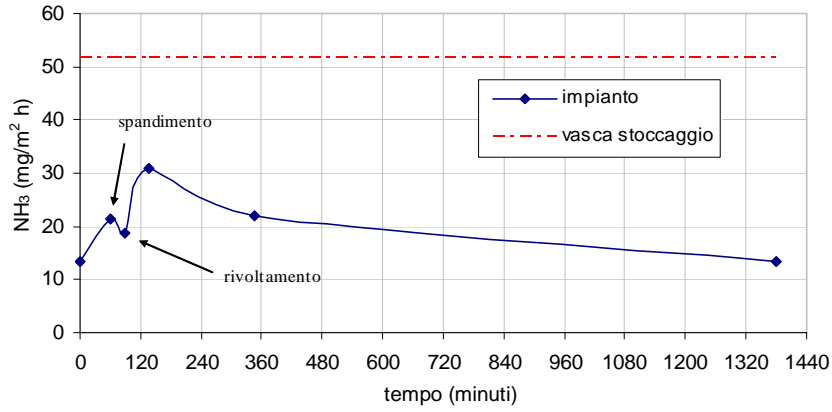


Grafico 11: andamento nel tempo dell'emissività determinato nell'impianto di Vescovato.

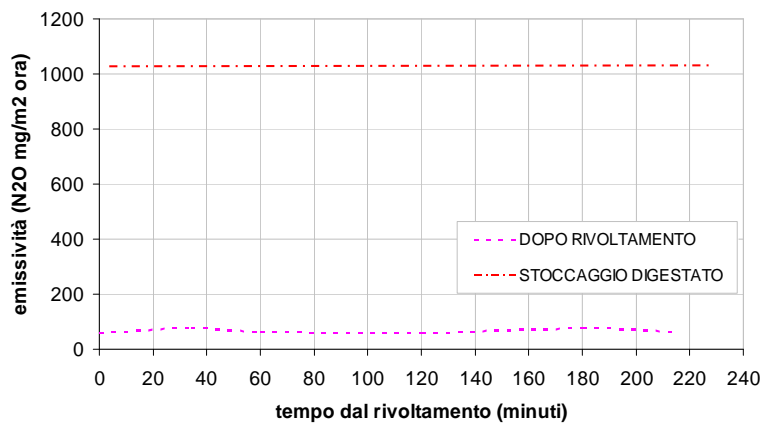
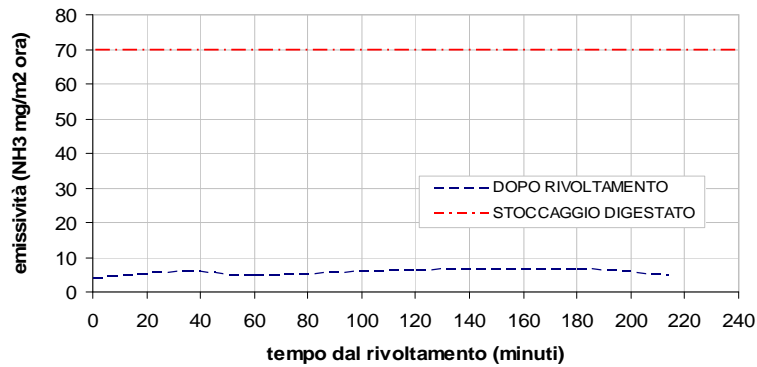
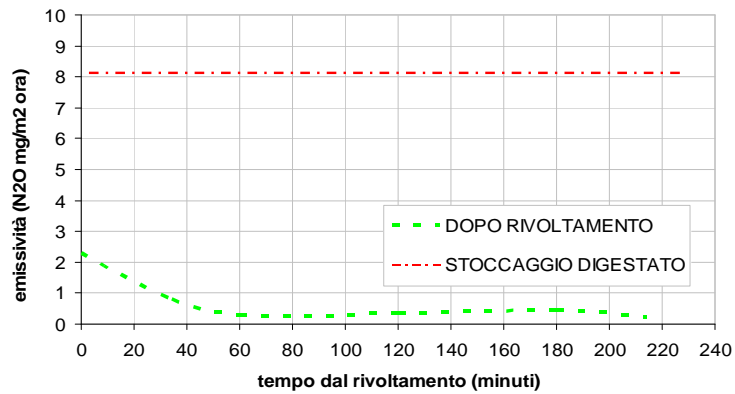
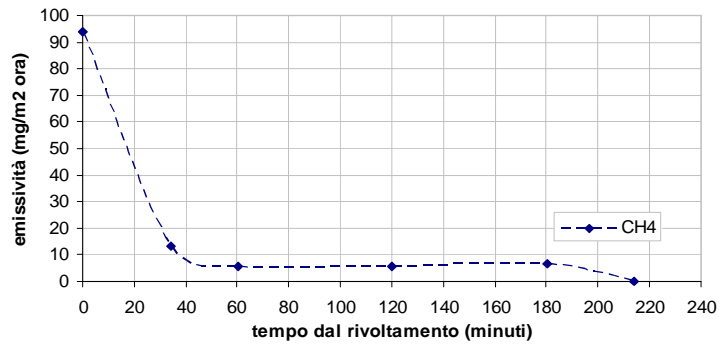


Grafico 12: andamento nel tempo dell'emissività, dal momento del rivoltamento, determinato nell'impianto di Foligno: non si riporta sul grafico il valore dell'emissività di metano dallo stoccaggio in quanto nettamente superiore (9500 mg/m<sup>2</sup> ora). Protossido di azoto e ammoniaca si mantengono costanti ma su valori irrilevanti, ed inferiori a quelli determinati nello stoccaggio del digestato.

In merito alle emissioni di H<sub>2</sub>S, le rilevazioni di concentrazione effettuate in tutte le fasi di gestione hanno evidenziato valori compresi tra 0,0 ppm e 0,2 ppm, con i valori più alti rilevati nelle fasi di rivoltamento e spandimento: si tratta di valori prossimi alla soglia minima dello strumento utilizzato.

Per tutti i gas monitorati si è, comunque, su valori di gran lunga inferiori a quelli definiti dal Decreto 152/2006 e s.m.i. sia in termini di valore delle emissioni, sia in termini di flusso di massa.

Da un confronto con l'emissività delle vasche di liquame aziendali emerge che, tenendo conto anche che le superfici delle vasche dei liquami e dell'impianto sono analoghe, che l'impianto non modifica sostanzialmente le emissioni in atmosfera

#### 7.2.4 Emissione di odori

In termini di impatto da odori molesti in nessuno dei quattro impianti in monitoraggio si sono evidenziati problemi di emissioni maleodoranti. Anche nei momenti di spandimento dei liquami non sono avvertibili odori a pochi metri dall'impianto.

Le prove olfattometriche effettuate hanno evidenziato:

- |  |     |     |
|--|-----|-----|
| - sull'impianto nella fase di "riposo"                             | max | 30  |
| UO/m <sup>3</sup>  |     |     |
| - sull'impianto durante la distribuzione dei liquami               | max | 100 |
| UO/m <sup>3</sup>  |     |     |
| - sulla vasca dei liquami una concentrazione di odore del campione | max | 190 |
| UO/m <sup>3</sup>  |     |     |

I dati riferiti all'impianto sono da considerarsi inferiori alla soglia di "odore significativo".

Non si sono ancora fatti rilievi sugli impianti con utilizzo di digestato; si presume di ottenere valori inferiori per la fase di distribuzione, data la stabilizzazione del liquame.

#### 7.2.5 Bilancio dell'azoto

##### **Bosco Chiesanuova**

Si è definito sulla base del contenuto di azoto totale contenuto nel liquame dell'allevamento. Sulla base delle analisi effettuate è risultato un apporto totale di azoto dall'allevamento pari a 15,7 t nei 180 giorni di durata del ciclo. Tale valore va considerato congruente con il numero di capi allevato e in linea anche con i valori di cui al Decreto 7 aprile 2006.

Considerato l'azoto presente nella biomassa a fine ciclo, risultante dal controllo ponderale di tutta la massa e dal controllo analitico, l'abbattimento dell'azoto è risultato del 65,42%. Nel secondo ciclo l'abbattimento di azoto è risultato leggermente superiore 73,09%. Nel terzo ciclo la riduzione dell'azoto è risultata la più alta, con un valore dell'85,81%.

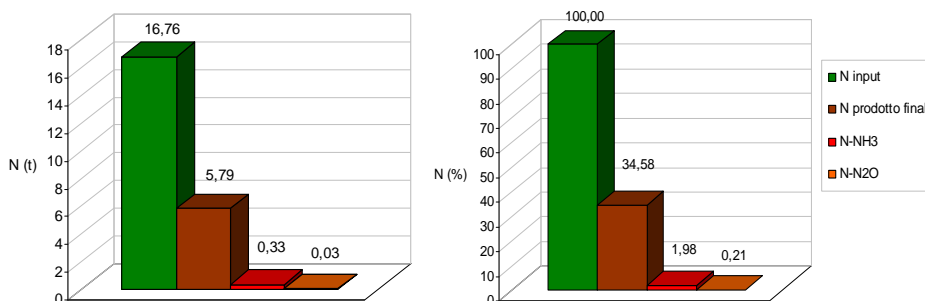


Grafico 13: bilancio dell'azoto nel primo ciclo di monitoraggio

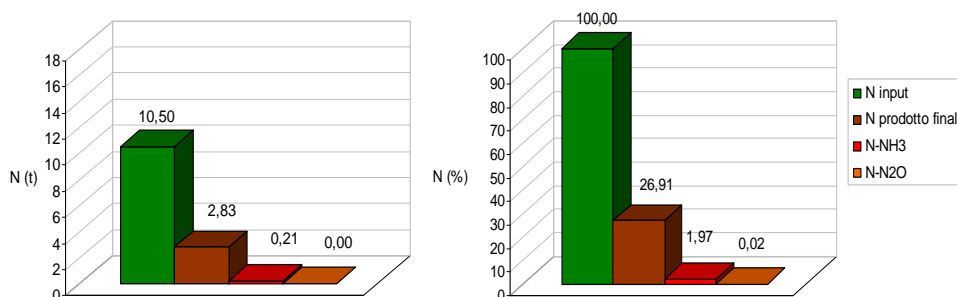


Grafico 14: bilancio dell'azoto nel secondo ciclo di monitoraggio

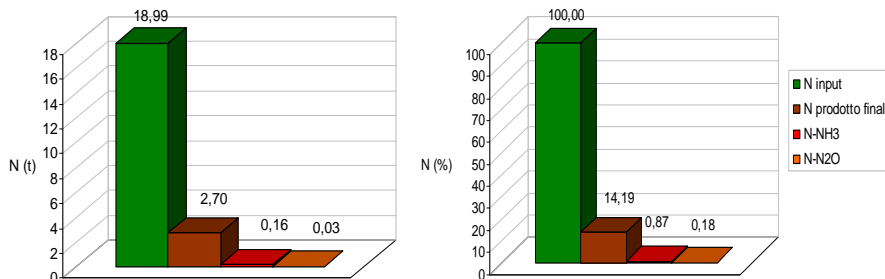


Grafico 15: bilancio dell'azoto nel terzo ciclo di monitoraggio

## Castel Gabbiano

I dati ottenuti a Castel Gabbiano confermano i risultati ottenuti nel primo impianto. Dal primo ciclo di trattamento si è ottenuto un abbattimento del 68,9% (rispetto all'input), con una limitata emissione di azoto sotto forma di ammoniaca (0,7% dell'input) e di protossido di azoto (0,2% dell'input).

Nonostante il secondo ciclo sia stato gestito in maniera differente, con un prevalente carico di matrici solide, il bilancio dell'azoto è risultato sostanzialmente invariato, con una

riduzione pari al 66,54% rispetto all'azoto caricato, con una emissione di azoto sotto forma di ammoniaca leggermente superiore al ciclo precedente ma sempre di limitata entità (pari al 2,17%); le emissioni di azoto come protossido è risultata pari allo 0,81%.

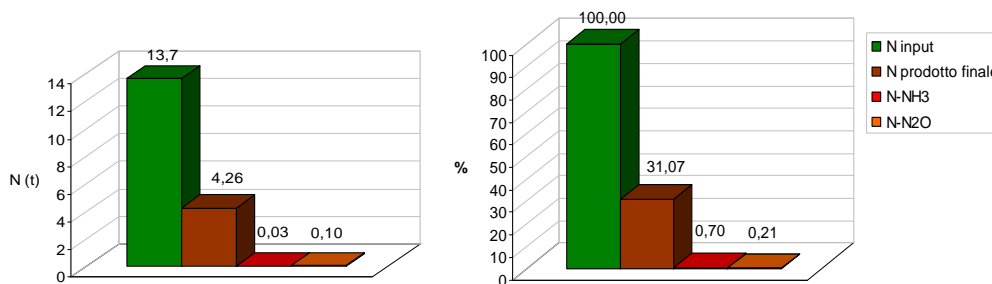


Grafico 16: bilancio dell'azoto nel primo di monitoraggio

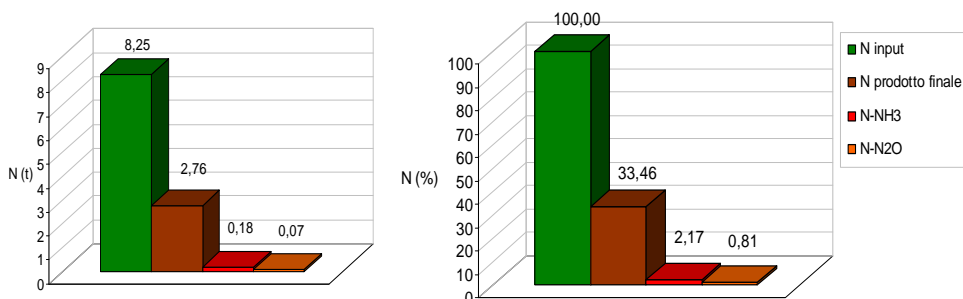


Grafico 17: bilancio dell'azoto nel secondo ciclo di monitoraggio

## Vescovato

Il bilancio dell'azoto dell'impianto di Vescovato, seppur con un abbattimento di minore entità, conferma quanto emerso dagli altri monitoraggi: si è ottenuta una riduzione di azoto, rispetto all'input, pari al , con evidenza una riduzione del 52,6%, con emissioni di azoto come ammoniaca e protossido pari a 2,35% e 0,16% rispettivamente.

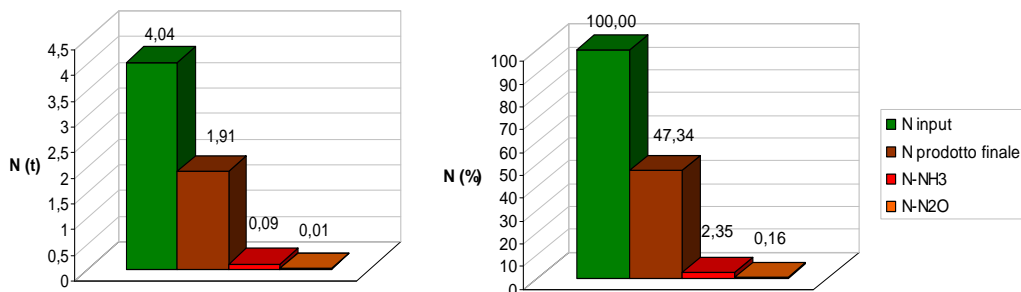


Grafico 18: bilancio dell'azoto nel secondo ciclo di monitoraggio



## 7.3 CONCLUSIONI

I monitoraggi condotti hanno evidenziato la compatibilità ambientale dell'impianto di trattamento CLF MODIL CANDIRACCI sia in termini di emissioni di gas serra e gas acidificanti, sia in termini di emissioni maleodoranti ed hanno messo in luce come non sia necessario ricorrere al confinamento dell'impianto e al trattamento dell'aria. Anzi, si ritiene che il loro funzionamento debba essere fatto in ambiente "aperto", contrariamente a quanto affermato anche dagli scriventi nel passato e in accordo con gli studi del 2006 condotti da Lorimor et al., che dimostrano che con una corretta gestione dell'impianto si riescono a ridurre le emissioni di ammoniaca e di odori molesti, evitando il trattamento dell'aria.

Infatti, contrariamente a quanto emerge nella pur scarsa bibliografia sull'impianto, la tecnologia si dimostra in grado di garantire una riduzione dell'azoto degli effluenti di allevamento e/o del digestato, in entità anche superiore al 70% (con valori medi rilevati del 68%), con una quota assai limitata di emissioni di ammoniaca e protossido di azoto e senza impatto olfattivo significativo.

Tabella 22: riepilogo dei risultati ottenuti nei vari cicli monitorati (percentuali riferite all'input).

Impianto	Ciclo	Perdita massa (%)	Perdita ST (%)	Perdita W(%)	Perdita N(%)	Emissione N-NH <sub>3</sub> (%)	Emissione N-N <sub>2</sub> O (%)
Bosco Chiesanuova	Ciclo 1	92,2	3,4	88,8	65,4	2,0	0,2
Bosco Chiesanuova	Ciclo 2	86,1	2,3	83,8	73,1	2,0	<0,1
Bosco Chiesanuova	Ciclo 3	92,8	2,7	90,1	85,8	0,9	0,2
Castel Gabbiano	Ciclo 1	81,0	6,3	74,7	68,9	0,7	0,2
Castel Gabbiano	Ciclo 2*	61,0	10,4	50,7	66,5	2,2	0,8
Vescovato	Ciclo 2*	43,2	3,1	40,1	52,6	2,4	0,2

\* cicli condotti in maniera sperimentale

A questo si aggiungono vantaggi ambientali per riduzione delle emissioni dagli stoccaggi e dall'utilizzo agronomico. Infatti, rilievi effettuati su vasche di stoccaggio del digestato hanno messo in evidenza emissioni di metano molto elevate che possono raggiungere valori di emissività più del doppio di quelle rilevate nell'impianto.

Con il trattamento in esame, invece, tali emissioni vengono praticamente azzerate, dato che il digestato viene gestito giornalmente e, in ogni, caso con stoccaggi di qualche giorno. Vengono ridotte drasticamente, inoltre, le emissioni in fase di distribuzione, visto che il prodotto finale risulta quasi privo di azoto ammoniacale e a bassa emissività di odore. Si tratta di un aspetto da non trascurare, visto che le emissioni nella distribuzione si attestano normalmente su valori molto alti, fino al 50% dell'ammoniaca a seconda delle modalità di distribuzione.

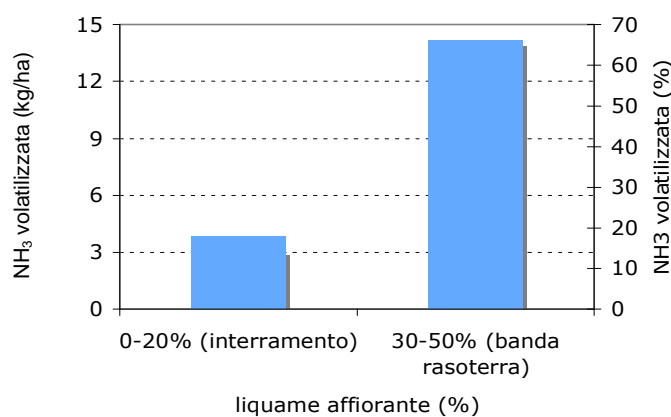


Grafico 19: bilancio dell'azoto nel secondo ciclo di monitoraggio

Considerato che non sempre è possibile ricorrere alla distribuzione per interrimento e che la tecnica di distribuzione ottimale è quella in copertura, si può comprendere come la tecnica in esame offra un significativo contributo alla riduzione delle emissioni.

Considerando, infatti, un valore del 10% di volatilizzazione dell'ammoniaca con la distribuzione di 1000 m<sup>3</sup> di liquami si ha una volatilizzazione di

$$1000 \text{ m}^3 \times 3,5 \text{ kg/m}^3 \text{ NH}_3 \times 0,10 = 350 \text{ kgNH}_3$$

Dall'impianto, per 1000 m<sup>3</sup> di liquami caricati, non si sono superati valori di 120 kg NH<sub>3</sub>.

L'altro aspetto degno di menzione è la qualità del materiale ottenuto che ha evidenziato valori dell'indice di umificazione mediamente pari a 0,27.

Hi = Humification index è un indice di stabilità definito dal rapporto tra la frazione non umificata e quella umificata di una matrice. Un buon livello di umificazione si ha con Hi = 0,5; valori più bassi dell'indice corrispondono a maggior livello di umificazione.

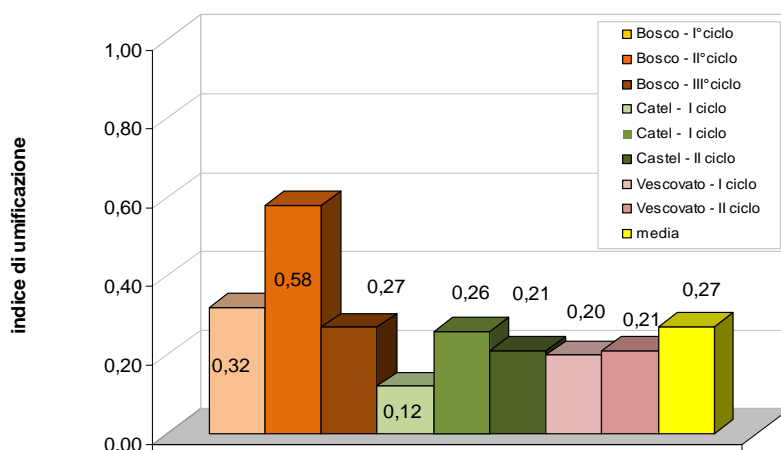


Grafico 20: indici di umificazione effettuati sul prodotto nei diversi impianti.

Nel monitoraggio dell'impianto di Bosco Chiesanuova si sono rilevati valori medi  $Hi = 0,32$  nel primo ciclo, di  $Hi = 0,58$  nel secondo ciclo (valore questo da considerarsi comunque positivamente considerando l'andamento non ottimale del processo per insufficiente uso di biomassa e per una distribuzione eccessiva di liquami nella seconda parte del ciclo) e di  $0,27$  nel terzo ciclo. L'  $Hi = 0,12$  (Castel Gabbiano) non ha bisogno di commento.

Altro aspetto da evidenziare è la quasi totale complessazione dell'azoto, che si presenta pressoché totalmente in forma organica (>95%).

Non si hanno ancora precise spiegazioni scientifiche su come in questi impianti avvenga il processo di trasformazione dell'azoto organico e ammoniacale in azoto molecolare.

È d'altra parte, ormai acquisito che oltre ai principali processi biologici coinvolti nel ciclo dell'azoto, rappresentati dalla fissazione dell'azoto, mineralizzazione, nitrificazione e denitrificazione, esistano processi non attribuibili all'azione di batteri ossidanti dell'ammoniaca e di batteri denitrificanti (Hayatsu et al, 2008). Recenti studi, hanno dimostrato e stanno dimostrando come in realtà molti altri microorganismi siano coinvolti, evidenziando la complessità di questo insieme di processi.

Oltre ai *batteri* è stato dimostrato come anche *Eukarya* ed *Archea* siano coinvolti nel ciclo dell'azoto (Hayatsu et al, 2008) ed è stato scoperto, inoltre, che la denitrificazione può essere operata anche da funghi (Shoun et al., 2006). La trasformazione dell'ammoniaca in azoto molecolare, inoltre, non necessariamente passa per le classiche fasi di nitrosazione, nitrificazione e denitrificazione, ma può avvenire anche secondo il processo Anammox attuato da *Brocadia*, *Kuenenia* e *Scalindua*, tutti caratterizzati da un simile metabolismo (Op den Camp et al., 2006): in questo processo di demolizione anaerobica l'ammoniaca

subisce processi di ossidazione in condizioni di anossia, con i nitriti come accettori di elettroni.

L'attività di questi batteri, attualmente in fase di studio in molti processi ambientali (depurazione biologica), appare caratterizzata da una notevole versatilità potendo indurre la trasformazione di composti dell'azoto fino ad ottenere azoto molecolare non solo utilizzando i nitriti come accettori di elettroni, ma anche utilizzando acidi organici, in caso di carenza di ammoniaca, per ridurre i nitrati in nitriti, i nitriti ad ammoniaca per poi arrivare alla produzione di azoto molecolare (Op den Camp et al., 2006).

Non a caso, i batteri Anammox, scoperti soltanto in tempi recenti (1995), sono stati identificati come responsabili dei processi di rilascio di azoto molecolare in atmosfera principalmente dagli oceani, raggiungendo anche il 50% di emissione di  $N_2$  rispetto al totale (Song et al., 2010); sono stati individuati in sedimenti lacustri, negli estuari dei fiumi e in diverse tipologie di suoli, anche caratterizzati da basse temperature, come il permafrost ed in prossimità di ghiacciai, oltre che in paludi, erbai e terreni agricoli (Humbert et al., 2010). Nei terreni è stata riscontrata una maggiore eterogeneità di generi rispetto a quella individuata negli ambienti marini.

Alcuni autori evidenziano come il processo Anammox possa essere ritenuto responsabile del 50% di emissione di  $N_2$  dai suoli agricoli della South Carolina ed andrebbero considerati come parte integrante del ciclo del suolo (Song et al., 2010) e come l'ambiente più indicato allo sviluppo di questi batteri sia rappresentato da interfacce anossiche/ossiche, tanto più se caratterizzate da alte concentrazioni di azoto minerale (Humbert et al., 2010).

In campioni di compost prelevati da uno degli impianti sono stati isolati  $10^7$  UFC/g di batteri coinvolti nel ciclo dell'azoto, in quattro colonie distinte, ad indicare l'elevata attività batterica in questi processi. Non è ancora del tutto chiaro se i batteri individuati siano legati a processi di denitrificazione o deammonificazione, nonostante le particolari condizioni di processo sembrano più favorevoli a questa seconda ipotesi.

Si tratta di una materia molto complessa, in fase di approfondimento.

Sui costi di gestione:

- spesa energetica: 2-3 kWh/m<sup>3</sup> di liquame affluente
- movimentazione della massa a fine ciclo con due spandiletame a disposizione e distribuzione entro un raggio di 3 km: tempo totale di movimentazione e carico spandiletame 18 ore (12 ore di tempo effettivo della pala aziendale): Con

riferimento al liquame caricato nell'impianto nel ciclo il costo di gestione risulta: 0,30 euro/m<sup>3</sup> per il lavoro conto terzi e 0,12 euro/m<sup>3</sup> per la pala aziendale.

- costo della biomassa: la quantificazione è più difficile, dipendendo dai materiali usati e dal loro prezzo di mercato. Se si considera il prezzo attuale della paglia, per un processo ben gestito il costo per m<sup>3</sup> di liquame affluente risulta dell'ordine di 4-5 euro; un valore più contenuto va accreditato a miscele di biomasse (paglia, truciolo, compost da "verde", ecc).



*Figura 105: fasi dello scarico e della distribuzione del prodotto finale.*

Tra i benefici del trattamento da valutarsi anche in termini economici ci sono:

- l'elevata riduzione della massa da gestire, con un quantitativo di prodotto che può essere indicato dell'ordine del 15-20%
- la trasformazione dei liquami in un prodotto palabile
- la notevole riduzione dell'azoto da gestire agronomicamente (60-70%) con conseguente riduzione dei costi per la "concessione di terreni" .

Per gli impianti a valle di un processo di digestione anaerobica oltre all'utilizzo agronomico del digestato compostato si ha anche la possibilità di essiccare tutto il digestato compostato sfruttando l'energia termica resa disponibile dal co-generatore.

Quanto al costo dell'impianto va menzionata la possibilità di ammortizzarlo con ricorso alla copertura con impianto fotovoltaico.

## **8. PROVE SPERIMENTALI DI ESSICCAZIONE**

### **DEL DIGESTATO IN UN IMPIANTO A NASTRI**

### **IN SCALA REALE**

La tecnologia di essiccazione del digestato, da qualche anno applicata in Germania e tuttora in fase di diffusione, rappresenta un'innovativa soluzione al problema dello spandimento dei liquami e permette una valorizzazione dell'azoto contenuto negli effluenti digestati. Il processo di essiccazione consiste nell'allontanare una parte dell'acqua contenuta nei liquami sfruttando un flusso di aria calda. Il processo richiede calore e risulta, quindi, economicamente vantaggioso se posto a valle di un processo di digestione anaerobica, in modo da sfruttare il calore in eccesso, normalmente dissipato in atmosfera, per trattare i materiali in uscita dai fermentatori.

In seguito all'emanazione del dm 6 luglio 2012 "sull'incentivazione della produzione di energia elettrica da impianti alimentati da biomasse, bioliquidi e biogas" l'essiccazione del digestato appare anche un'opportunità di guadagno aziendale: l'articolo 26 del decreto attribuisce infatti un incentivo integrativo a quello base per gli impianti di cogenerazione che utilizzino tecnologie avanzate e che siano ad alto rendimento, come definiti dal dm 5 settembre 2011 e specificati dalle linee guida del Gse "Guida alla cogenerazione ad alto rendimento" del marzo 2012.

Attraverso l'essiccazione viene sfruttata tutta l'energia termica recuperabile dall'impianto di cogenerazione e inoltre, se vengono utilizzati anche i fumi di scarico al fine di recuperare calore, si riesce a ottenere aria a temperature superiori ai 100°C. Questa temperatura elevata consente di poter collocare sul mercato i prodotti in uscita dall'impianto, in quanto è possibile garantirne la sanitizzazione, come previsto dal Regolamento CEE 1069/2009 che regola gli impianti che utilizzano effluenti da allevamento.

I prodotti in uscita dall'impianto di essiccazione sono l'aria esausta, il solido essiccato e il solfato d'ammonio. L'aria essendo carica di ammoniaca deve essere trattata con un sistema di lavaggio acido (per esempio con acido solforico che trasforma l'ammoniaca in solfato d'ammonio); il solido essiccato e il solfato d'ammonio presentano entrambi una potenzialità come fertilizzanti, tali da renderli pertanto interessanti per un'eventuale

commercializzazione che consentirebbe di incrementare ulteriormente il reddito aziendale. Un altro vantaggio che merita di essere sottolineato è che l'essiccazione consente di eliminare la frazione liquida risparmiando così molti ettari di terreno che sarebbero stati necessari per lo spandimento dei liquami, questo vantaggio è ancor più importante se ci si trova in zone vulnerabili dove il limite del carico di azoto per lo spandimento dei liquami è di 170 kg di azoto per ettaro.

Come per altre tecnologie citate si tratta di una tecnologia impiantistica di recente introduzione nel settore zootecnico tanto che, all'inizio del Dottorato, in Italia esisteva un solo impianto di questo tipo.

## 8.1 MATERIALI E METODI

### 8.1.1 L'azienda zootecnica sede delle prove

L'azienda agricola nella quale sono state effettuate le prove sperimentali è situata nella Regione Veneto, nel bacino scolante nella laguna veneta e quindi in zona vulnerabile. L'attività aziendale è dedicata all'allevamento di bovini da carne, in particolare, la produzione è mediamente pari a 1500 capi all'anno di razza Charolais e Limousine, mentre la presenza di capi è pari a 670 bovini all'ingrasso. L'allevamento è composto da 4 stalle, 3 con lettiera e una con grigliato, e da un'infermeria con lettiera.

L'azienda dispone di circa 86 ha di superficie agricola, dei quali 60 ha in proprietà e la rimanente quota in affitto. I terreni vengono coltivati a triticale e loietto, durante le stagioni autunno ed inverno, a mais e sorgo durante il periodo estivo.



*Figura 106: a sinistra stalla con vacche di razza Limousine, a destra le Charolaise.*



### 8.1.2 L'impianto di digestione anaerobica

L'azienda dispone di un impianto di biogas per la valorizzazione energetica dei reflui prodotti dall'allevamento, di altre biomasse vegetali e di sottoprodotti di origine agro-alimentare.

Il biogas ottenuto dalla fermentazione anaerobica viene utilizzato per produrre energia termica ed elettrica che in parte viene utilizzata dall'Azienda stessa e la rimanente viene ceduta alla rete pubblica.

L'impianto di biogas è stato realizzato in due step successivi: il primo progetto ha visto la realizzazione di un impianto da 300 kWe, dotato di un solo fermentatore, mentre successivamente l'impianto è stato ampliato in modo da incrementare la potenza elettrica nominale, che ha raggiunto i 1.046 kWe.

L'impianto di biogas è un tipico impianto completamente miscelato, a funzionamento di tipo continuo, operante a regime mesofilo (temperature comprese tra i 38 e 40°C).

La digestione anaerobica avviene in due stadi, il primo è rappresentato dai due fermentatori, il secondo dal post fermentatore. Tutti i digestori sono realizzati in cemento armato, sono termostatati ed isolati.

L'impianto è costituito dalle seguenti strutture:

- 1) pre-vasca
- 2) fermentatori (n. 2)
- 3) un post-fermentatore
- 4) uno stoccaggio (con copertura)

Fanno parte dell'impianto anche una tramoggia di carico per le biomasse solide, i container che alloggiavano i due gruppi di cogenerazione ed il locale di controllo.



Figura 107: particolari dell'impianto di digestione anaerobica con in evidenza i gruppi di cogenerazione e un fermentatore e lo stoccaggio (Foto A. Chiumenti).

## La biomassa immessa nell'impianto

Il processo analizzato è di tipo continuo, infatti i digestori costituenti il primo stadio vengono caricati quotidianamente con la biomassa da digerire; di conseguenza viene scaricato un volume pressoché analogo a quello caricato, che dal primo stadio passa al secondo e dal secondo stadio allo stoccaggio. Complessivamente vengono caricate circa 34,20 t di prodotto.



Figura 108: scarti dell'industria agro-alimentare (Foto: A. Chiumenti).

I reflui zootecnici rappresentano soltanto una frazione del carico giornaliero dell'impianto: per incrementare la produzione di biogas, infatti, vengono introdotti nell'impianto di digestione anaerobica anche sottoprodotti alimentari e biomasse di origine vegetale.



Figura 109: biomasse di origine vegetale: a sinistra silo mais, a destra marcomele (Foto: A. Chiumenti).

Il liquame viene stoccato nella pre-vasca, le biomasse solide si trovano in silos orizzontali e vengono prelevate con l'ausilio di pale meccaniche.



Figura 110: silos orizzontali per le biomasse (Foto: A. Chiumenti).

Le matrici solide vengono caricate direttamente nei due primi stadi mediante una tramoggia dosatrice: questa attrezzatura è realizzata in acciaio, è dotata di coperchio sul lato superiore (ad apertura automatica) ed è munita di un nastro trasportatore a raschiamento aggregato a tre frese cilindriche. La tramoggia è collocata su dodici celle di pesatura che misurano la quantità esatta di biomassa che entrerà nel digestore. La capienza totale della tramoggia è 35 m<sup>3</sup>. I co-fermenti solidi vengono caricati nella tramoggia mediante pala gommata; la tramoggia è dotata di fondo mobile che consente di far avanzare automaticamente il prodotto verso una fresa. Questa sminuzza e alleggerisce i solidi e li carica su un nastro trasportatore che li convoglia fino ad una tubazione di smistamento orizzontale montata tra i due fermentatori: da questa il prodotto viene inviato ai dispositivi di carico dei due digestori.

Questi ultimi sono rappresentati da una tubazione munita di una coclea che ha il compito di spingere le biomasse solide all'interno del substrato contenuto nel fermentatore.

Le attrezzature di miscelazione dei digestori consentono di amalgamare il materiale appena aggiunto a quello già presente.

La tramoggia di carico può venire caricata anche una volta al giorno, dopodiché questa provvede a dosare la razione giornaliera di alimentazione dell'impianto in più carichi distribuiti nell'arco della giornata. La presenza delle celle di carico consente di dosare con precisione le diverse matrici solide.



*Figura 111: tramoggia di carico a nastro trasportatore di fondo.*

Le frazioni pompabili (liquame), invece, vengono trasportate dalla pre-vasca al fermentatore attraverso un sistema di pompe completamente automatizzato.

## **Fermentatori**

I digestori rappresentano il cuore dell'impianto poiché al loro interno avvengono i processi di decomposizione biochimica: i batteri degradano la materia organica producendo così il biogas.

Nell'impianto analizzato i digestori sono rappresentati da vasche circolari in cemento armato, dotate di isolamento (con uno strato di polistirene estruso), sistema di termostatazione e copertura gasometrica.

I digestori sono reattori a miscelazione completa: all'interno di ogni digestore sono presenti due agitatori idraulici ad immersione che servono per garantire una maggiore omogeneità. Questa tipologia impiantistica ha lo svantaggio di essere più costosa delle altre sia dal punto di vista costruttivo sia per il maggior auto-consumo di energia elettrica, ma è considerata la migliore per quanto riguarda la produttività di biogas.

La miscelazione è molto importante in quanto favorisce il contatto tra i batteri e il substrato, mantiene omogenea la temperatura della biomassa, evita la decantazione delle frazioni più pesanti e il galleggiamento di quelle più leggere, ottimizza la resa di biogas.

Gli agitatori possono essere regolati orizzontalmente e verticalmente, al fine di garantire una miscelazione ottimale.

Le estremità superiori delle vasche sono dotate di intelaiature in acciaio INOX sulle quali viene montato un pozzo di servizio a tenuta ermetica di biogas che dà la possibilità di effettuare i lavori di manutenzione agli agitatori senza dover svuotare i fermentatori e senza dover entrare all'interno di essi: il blocco del miscelatore è agganciato a un cavo di acciaio inossidabile, tramite il quale si può estrarre l'agitatore per eseguire la manutenzione.

Al fine di garantire il raggiungimento della temperatura necessaria per il processo biochimico, sulle pareti dei fermentatori sono state montate delle serpentine di riscaldamento. Come fonte di energia termica si sfrutta il calore prodotto dai cogeneratori: si utilizza l'acqua calda proveniente dai motori per riscaldare la biomassa.

Il materiale fermentato viene scaricato dal digestore attraverso i tubi di prelievo situati nella parte inferiore della parete delle vasche utilizzando delle pompe e viene raccolto nel post-fermentatore. Le caratteristiche dei fermentatori sono riportate nella seguente tabella:

*Tabella 23: caratteristiche dei fermentatori*

<b>Fermentatore 1</b>	- Capacità (lorda) totale	1.884 m <sup>3</sup>
	- Capacità (lorda) effettiva	1.725 m <sup>3</sup>
	- altezza utile	5,50 m
	- Diametro (all'interno)	20,00 m
<b>Fermentatore 2</b>	- Capacità (lorda) effettiva	1.247 m <sup>3</sup>
	- altezza utile	5,50 m
	- Diametro (all'interno)	17,00 m
<b>Dotazione per ogni fermentatore</b>	- Agitatore idraulico ad immersione	22,0 kW
	- Quantità di agitatori	2
<b>Copertura</b>	- Telo gassometrico singolo	1

### **Post-fermentatore**

Il secondo stadio di digestione anaerobica è rappresentato dal post fermentatore, digestore circolare, realizzato in cemento armato.

La struttura di questa unità è del tutto analoga a quella dei fermentatori, ovvero il post-fermentatore è dotato di isolamento per minimizzare le dispersioni, di sistema di termostatazione e di copertura gasometrica. Quest'ultima consente il recupero del biogas prodotto, ed è in comunicazione con le coperture gasometriche dei primi stadi.

Anche questo digestore è a miscelazione completa, grazie all'utilizzo di due miscelatori aventi la funzione di movimentare il prodotto.

Le caratteristiche del post-fermentatore sono riportate nella tabella sottostante.

Tabella 24: caratteristiche del post fermentatore.

	Caratteristiche
<b>Post fermentatore</b>	
- Capacità (lorda) totale	4.239 m <sup>3</sup>
- Capacità (lorda) effettiva	3.884 m <sup>3</sup>
- Altezza utile	5,50 m
- Diametro (all'interno)	30,00 m
<b>Dotazione</b>	
- Agitatore idraulico ad immersione	22,0 kW
- Quantità di agitatori	2
<b>Copertura</b>	
- Doppia membrana	1

## Cogeneratore

Negli impianti di digestione anaerobica la produzione di energia elettrica avviene tramite l'utilizzo di gruppi di co-generazione, generalmente rappresentati da motori a ciclo otto alimentati con il biogas.

Ogni motore è collegato direttamente ad un generatore che ha la funzione di trasformare l'energia meccanica ottenuta in energia elettrica.

Una parte dell'energia elettrica prodotta viene utilizzata per l'autoconsumo aziendale che è circa pari al 7/8% (circa il 5% per le pompe, circa il 2% per i dissipatori di calore), mentre la restante parte viene ceduta alla rete pubblica.

È stato calcolato che l'energia elettrica lorda prodotta giornalmente sia di circa 21 MWh, quella annuale ammonta a circa 7 GWh.

L'energia termica prodotta dal motore viene utilizzata per il riscaldamento dei fermentatori e, se risulta essere eccessiva, può essere dissipata in atmosfera attraverso il sistema di raffreddamento di emergenza.

Giornalmente questo impianto è in grado di produrre energia termica lorda pari a circa 29 MWh, annualmente ne produce circa 8 GWh.

Questo impianto di biogas è in grado di erogare elettricità per circa 2.600 abitazioni medie e calore per circa 700 abitazioni medie.

Di seguito vengono riportate le tabelle riepilogative sulla produttività dell'impianto di biogas appena descritto:

*Tabella 25: tabella riepilogativa sulla produttività dell'impianto di biogas.*

<b>INPUT impianto biogas</b>	<b>OUTPUT impianto di biogas</b>
34,20 t/giorno	27,00 t/giorno
	8,5-8,9 % SS
	pH 7,7-8,0
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> 3,4 g/kg
	TKN 6,3 g/kg

Secondo la produttività stabilita su base progettuale, dunque, i residui liquidi da spandere sarebbero pari a 21.900 t/anno, senza l'impianto di essiccazione a valle (dati tecnici BTS, 2010).

### **8.1.3 L'impianto di essiccazione a nastri monitorato**

In Italia, il primo impianto di essiccazione è stato costruito dal Gruppo Dorset B. V. Italia ed è stato sviluppato appositamente per gli impianti di biogas, in quanto tratta il digestato sfruttando l'energia termica in eccesso prodotto dal sistema di co-generazione, calore che altrimenti verrebbe disperso nell'ambiente e recuperando i fumi di scarico dei co-generatori.

Il prodotto destinato all'impianto di essiccazione è rappresentato da digestato addensato, ottenuto miscelando una parte del digestato con la frazione solida prodotta da separazione solido/liquido. Questa operazione consente di ottenere, da un lato, digestato chiarificato da ricircolare in testa all'impianto di biogas, dall'altro, un digestato a maggior contenuto di sostanza secca da inviare all'essiccazione: i dati progettuali prevedono che la percentuale minima di sostanza secca sia non inferiore al 9% (dati tecnici BTS, 2010).

L'essiccatoio, realizzato in un apposito capannone che funge anche da stoccaggio della frazione solida essiccata, opera per ventilazione forzata all'interno di un tunnel in depressione.



*Figura 112: in alto il capannone che ospita l'essiccatoio, sotto l'impianto di essiccazione. In particolare, l'impianto è costituito da tappeti di essiccazione orizzontale, caratterizzati da due livelli di piastre d'acciaio forate di dimensioni 2m x 0,3m che, per la rotazione del tappeto stesso, avanzano in senso inverso e permettono un ottimale passaggio dell'aria. Il tappeto viene mosso tramite sistema di trascinamento a catenaria e la velocità di trasporto è regolabile in funzione alle esigenze e al materiale trattato. La lunghezza utile dell'impianto di essiccazione è pari a 18 m.*



*Figura 113: particolari della batteria di essiccazione (a sinistra) e della struttura di contenimento dell'aria esausta (a destra).*



Per ottenere un risultato ottimale il digestato addensato introdotto nell'essiccatoio viene miscelato con una parte del prodotto secco già trattato. Questa operazione avviene all'interno di una tubazione dotata di coclea per la miscelazione/avanzamento del prodotto, dove parte della frazione solida già essiccata viene introdotta assieme alla frazione liquida, dosata per mezzo di una pompa.

La frazione miscelata passa quindi a un piccolo nastro trasportatore, il quale ha la funzione di caricare l'impianto in modo uniforme ed omogeneo, ruotando in modo da interessare l'intera superficie del nastro di avanzamento del tunnel.

Una volta depositato sulle piastre superiori del nastro principale, il prodotto viene trasportato fino all'opposta estremità del tunnel di essiccazione; arrivato alla fine del tappeto il prodotto viene fatto cadere, attraverso la rotazione delle piastre superiori, sulle piastre inferiori che lo trasportano in senso opposto verso il settore in cui era avvenuto il carico.



*Figura 114: a sinistra primo piano della coclea che distribuisce uniformemente il solido sul nastro di essiccazione (a destra) (Foto A. Chiumenti).*

Alla fine del ciclo il prodotto essiccato confluisce in una vasca di ricezione, dalla quale viene successivamente estratto, per mezzo di una coclea, ed inviato in parte al mixer di carico ed in parte allo stoccaggio finale.



*Figura 115: a sinistra la platea di stoccaggio del solido e a destra primo piano del prodotto (Foto A. Chiumenti).*

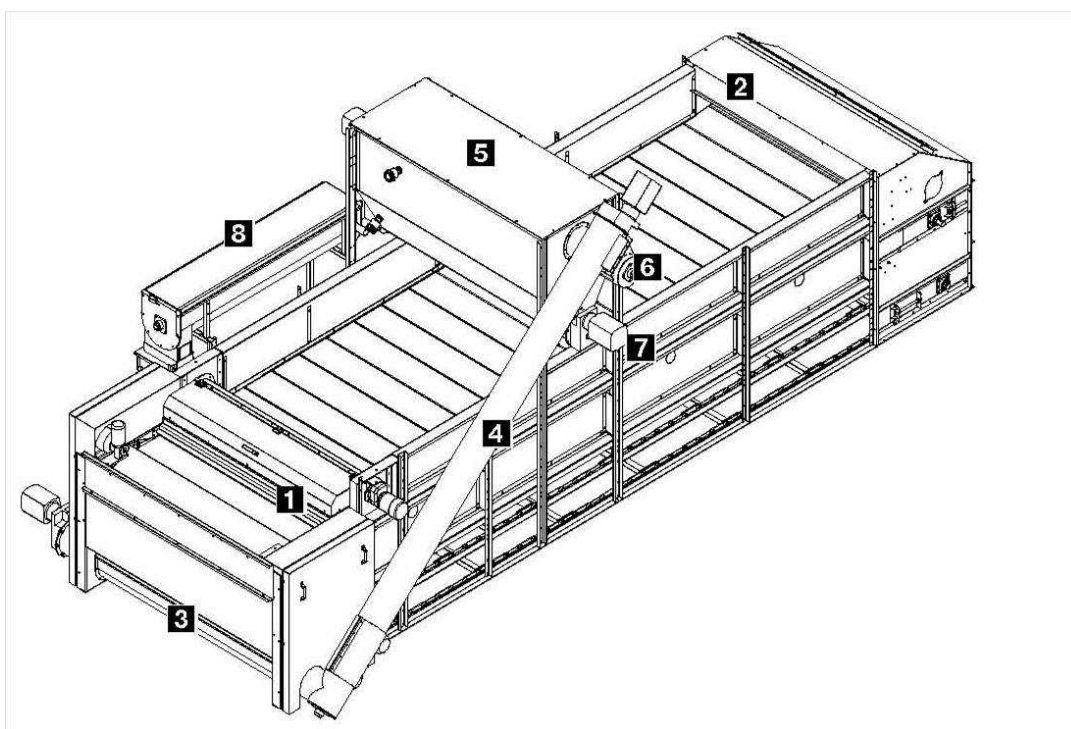


Figura 116: schema dell'impianto di essiccazione (Fonte: Dorset).

1)Coclea di distribuzione: serve per il caricamento omogeneo del nastro. 2)Alla fine del primo livello il materiale cade sul livello inferiore. 3)Giunto di nuovo al punto di partenza il materiale cade nella coclea di raccolta. 4)Una coclea inclinata, quindi, trasporta il prodotto essiccato nel serbatoio di raccolta. 5)Serbatoio per il materiale essiccato con misurazione di livello; il materiale in eccesso viene trasportato nella vasca di stoccaggio. 6)Una coclea preleva il materiale proveniente dalla coclea inclinata. 7)Una coclea carica il miscelatore n°8. 8)Nel miscelatore vengono miscelati il materiale essiccato ed il digestato.

L'aria essiccante viene convogliata all'impianto di essiccazione attraverso scambiatori di calore che circolano il liquido di raffreddamento dei motori e attraverso un sistema di recupero dei fumi di scarico dei cogeneratori. Questi ultimi vengono direttamente convogliati nell'impianto di essiccazione in modo da utilizzare anche il calore in essi contenuto per aumentare l'efficienza di evaporazione.

A tal proposito ci sono state due configurazioni di esercizio: nella prima si utilizzavano soltanto degli scambiatori di calore ad acqua calda attraversati dal flusso d'aria determinato dall'azione di ventilatori assiali. Tale sistema, da solo, non consentiva di ottenere condizioni costanti in quanto il calore disponibile per l'essiccazione dipende dalle condizioni climatiche e dall'andamento del processo di fermentazione (produzione di biogas). Nei mesi più freddi dell'anno, infatti, il fabbisogno di energia termica dei digestori aumenta notevolmente.

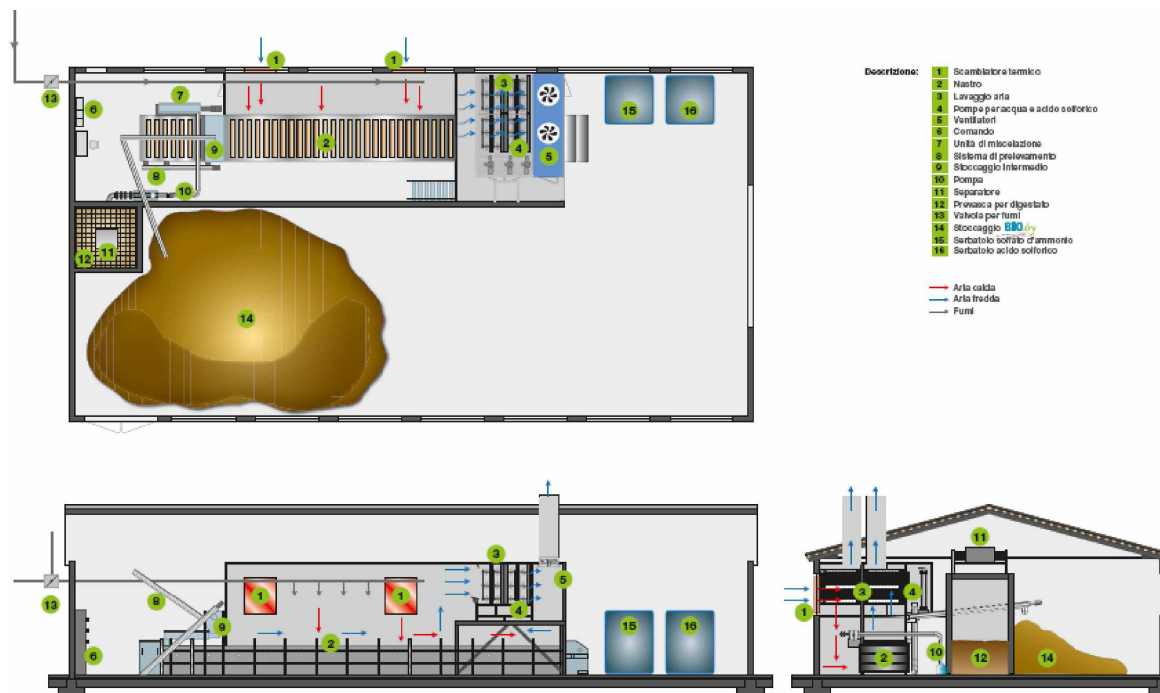


Figura 117 : schema dell'impianto di essiccazione (fonte BTS).

Per ottimizzare l'impianto è stato realizzato un sistema di recupero dei fumi di scarico dei cogeneratori (seconda configurazione di esercizio), che vengono direttamente convogliati nell'impianto di essiccazione, in modo da utilizzare anche il calore in essi contenuto per aumentare l'efficienza di evaporazione.

Il flusso d'aria riscaldata lambisce il materiale depositato sul nastro e quindi viene convogliata ad un sistema di trattamento per lavaggio con soluzione acidificata. Il sistema di nastri è, infatti, installato all'interno di una struttura di contenimento per evitare la dispersione incontrollata di emissioni ed odori.

In particolare, il trattamento dell'aria di essiccazione viene effettuato in tre fasi successive, durante le quali vengono rimossi polveri e gas, in particolare l'ammoniaca. Quest'ultima, infatti, viene complessata in solfato d'ammonio a seguito del lavaggio con soluzione acquosa di acido solforico.



*Figura 118 - Da sinistra: l'aria prelevata dall'esterno viene riscaldata mediante uno scambiatore ad acqua calda; l'aria esausta dal letto di essiccazione del digestato viene sottoposta a lavaggio a più fasi (acqua/acido/acqua) e poi viene scaricata mediante ventilatori estrattori installati sui camini (Foto A. Chiumenti).*

L'unità di lavaggio dell'aria è installata nello stesso ambiente nel quale sono installati i nastri.

Il trattamento prevede che l'aria attraversi pannelli in materiale plastico sui quali viene erogata la soluzione di acido solforico. Anche Ghaly and Mac Donald (2013) hanno usato questa tipologia di trattamento dell'aria esausta nel loro lavoro di sviluppo e sperimentazione di un sistema di rimozione dell'ammoniaca dai gas di scarico di un impianto di essiccazione.

L'aria trattata viene infine scaricata mediante ventilatori estrattori installati sui camini, i ventilatori collegati ad inverter e hanno una portata nominale è di 30000 m<sup>3</sup>/h.

La media della temperatura di essiccazione è di circa 80-100° C, la temperatura ottimale per la riduzione della maggior parte di popolazioni microbiche è di 60° C (Ghaly e MacDonald 2012a, 2012b; Ghaly e Alhattab 2013).

Il solfato di ammonio viene immagazzinato in un serbatoio e impiegato come concime per i terreni dell'azienda agricola; il solido separato, invece, viene stoccato nel capannone e viene utilizzato per l'infermeria e come fertilizzante.



*Figura 119: platea di stoccaggio del solido e primo piano del prodotto.*

Il monitoraggio dell'impianto di essiccazione a nastri ha previsto il campionamento nel corso delle diverse fasi del processo e a diversi livelli di trattamento. In particolare, nelle campagne sperimentali sono stati rilevati i seguenti parametri funzionali, operativi e chimico-analitici:

- Temperature e umidità di esercizio (Kestrell 3000, quadro di controllo impianto).
- Quantità giornaliera di digestato trattabile con l'impianto;
- Quantità di solfato ammonico ottenuto e titolo in azoto;
- Caratteristiche del prodotto secco ottenuto (sostanza secca, azoto, fosforo, ecc.);
- Qualità delle emissioni in atmosfera;
- Spesa energetica (essiccazione e lavaggio dell'aria);
- Materiali di consumo (acido solforico, acqua);
- Bilancio di massa;
- Bilancio dell'azoto.

Per poter fare il quadro della situazione sono stati scelti i punti di prelievo/analisi ritenuti più significativi.

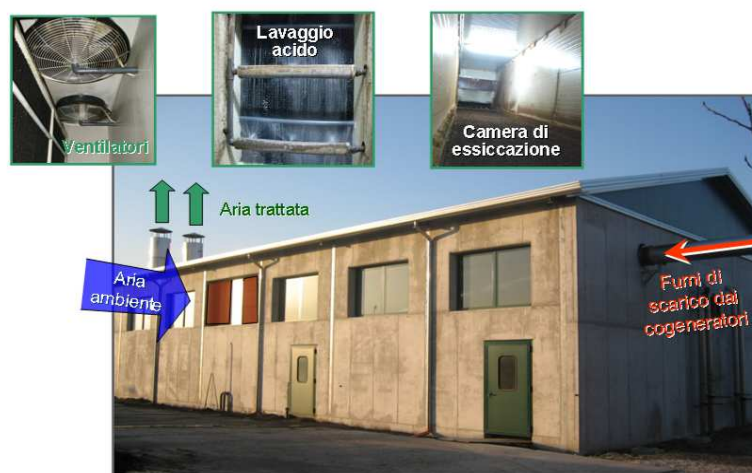


Figura 120: punti di prelievo.

In particolare sono stati scelti come punti di prelievo:

- camera di essiccazione;
- a valle del trattamento aria esausta (effettuato mediante lavaggio acido);
- dal camino, a valle dei ventilatori estrattori;
- punto di scarico in atmosfera, ovvero dal camino sul tetto dell'edificio.

Per determinare i flussi di massa si sono valutati i quantitativi di digestato trattabile dall'impianto, la quantità di solfato ammonico ottenibile, la quantità di prodotto secco.

Sono stati monitorati, inoltre, l'utilizzo di acqua e di composti chimici (acido solforico).

Per la determinazione dei flussi di massa delle frazioni liquide si sono utilizzati flussimetri e metodi gravimetrici e volumetrici.

Il flusso di massa in ingresso all'essiccatore è stato determinato attraverso un flussimetro che è collegato alla pompa di carico, la quale preleva una quantità prestabilita di materiale dalla vasca di carico dell'essiccatoio e la porta all'ingresso dell'essiccatoio. Per quanto riguarda la massa di solido essiccato e del solfato d'ammonio, la determinazione è stata gravimetrica: i vari prodotti sono stati pesati ad intervalli di tempo stabiliti.

Il range di temperatura e umidità sono stati determinati utilizzando il sistema del pannello di controllo (Kestrell 3000), mentre la spesa energetica era determinata dal software dell'impianto.

#### **8.1.4 Bilancio di massa**

Per determinare i flussi di massa si sono valutati i quantitativi di digestato trattabile dall'impianto, la quantità di solfato ammonico ottenibile, la quantità di prodotto secco.

Sono stati monitorati, inoltre, l'utilizzo di acqua e di composti chimici (acido solforico).

Per la determinazione dei flussi di massa delle frazioni liquide si sono utilizzati flussimetri e metodi gravimetrici e volumetrici.

Il flusso di massa in ingresso all'essiccatore è stato determinato attraverso un flussimetro che è collegato alla pompa di carico, la quale preleva una quantità prestabilita di materiale dalla vasca di carico dell'essiccatoio e la porta all'ingresso dell'essiccatoio.

Per quanto riguarda la massa di solido essiccato e del solfato d'ammonio, la determinazione è stata gravimetrica: i vari prodotti sono stati pesati ad intervalli di tempo stabiliti.

#### **8.1.5 Caratteristiche delle matrici**

Le analisi chimico-fisiche a carico dei substrati liquidi e solidi sono state effettuate con metodiche standard presso il "Laboratorio di analisi chimico-fisiche" del centro interuniversitario di Treviso che ha sede presso il depuratore comunale di Treviso.

I parametri analizzati per il controllo del processo di trattamento sono:

- solidi totali (ST);
- solidi totali volatili (SV);

- COD;
- azoto totale (TKN);
- azoto ammoniacale (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>);
- fosforo totale (P);
- pH.

Per le metodiche analitiche vedere il paragrafo 7.1.7 "Analisi chimico-fisiche".

### 8.1.6 Bilancio dell'azoto

Il bilancio dell'azoto è stato effettuato considerando la quantità giornaliera di materiale caricato dall'essiccatore e il suo contenuto in azoto e dei prodotti in uscita (solfato d'ammonio, prodotto essiccato, emissioni azotate in atmosfera). Finalità del bilancio dell'azoto è quella di poter valutare come l'N sia stato frazionato tra i tre prodotti in uscita (solfato d'ammonio, solido essiccato e aria trattata).

### 8.1.7 Metodologie analitiche per le emissioni

I gas sono stati misurati utilizzando un analizzatore foto acustico Multigas Monitor Bruel & Kjaer 1302, che ha il vantaggio di essere un analizzatore portatile. Questo strumento, controllato da un microprocessore, basa il suo metodo di misura sul principio della fotoacustica ad infrarossi, per cui può essere utilizzato per misurare qualsiasi gas in grado di assorbire la luce infrarossa. L'analizzatore aspira l'aria presente nell'ambiente tramite una pompa e, grazie ad un sistema di filtri, elimina l'aria che precedentemente è stata sottoposta all'analisi. Il nuovo campione quindi viene inviato alla cella d'analisi dove viene ermeticamente sigillato. Una sorgente ad infrarossi emana un fascio luminoso che viene riflesso su uno specchio e successivamente viene modulato da un sistema meccanico (una ventola), per poi essere trasmesso ad impulsi a uno dei filtri ottici del carosello di filtraggio. La luce trasmessa dal filtro ottico viene assorbita selettivamente dal gas analizzato e causa un innalzamento della sua temperatura. La temperatura aumenta e diminuisce e ciò comporta una variazione di pressione nella cella di analisi, che viene registrata da due microfoni montati sulle sue pareti; la pressione registrata è direttamente proporzionale alla concentrazione del gas presente nella cella. Il carosello poi gira presentando un altro filtro ottico per poter misurare la concentrazione del gas seguente. Questa operazione viene ripetuta per ogni gas da monitorare, quindi nel corso delle nostre prove sperimentali questo passaggio veniva effettuato cinque volte per campione. I risultati delle misure dei gas vengono resi disponibili sul monitor dello strumento in tempo reale. Il

Multigas Monitor è in grado di operare in continuo, prelevando e analizzando campioni di gas ad intervalli decisi dall'operatore, nel nostro caso si è deciso di far eseguire un campionamento ogni due minuti; nel momento del campionamento lo strumento aspira aria attraverso un tubo di teflon con forza proporzionale alla lunghezza del tubo stesso, per cui è importante impostare la macchina fornendo dati corretti relativi alla lunghezza del tubetto, in modo da avere una misura più accurata. Per ogni campionamento vengono calcolate le concentrazioni massima, minima e media per ognuno dei gas citati e i dati vengono contemporaneamente visualizzati sul monitor dello strumento e messi in memoria; è possibile scaricarli collegando un PC al campionatore.

Questo strumento può essere predisposto per misurare la concentrazione di al più sei gas, nel nostro caso sono stati analizzati CH<sub>4</sub>, NH<sub>3</sub>, N<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>.



Figura 121: particolare dell' analizzatore foto-acustico Bruel&Kjaer 1302 utilizzato per la determinazione delle emissioni.

Operativamente si è deciso di procedere secondo due diverse modalità:

- si sono effettuate misure campionando l'aria da analizzare direttamente mediante lo strumento;
- sono stati prelevati campioni di aria mediante apposito aspiratore (soprattutto per i prelievi effettuati dal camino), utilizzando sacchetti in Nalophan, successivamente collegati all'analizzatore. La particolarità di questo materiale è di non influire con la determinazione di gas e odori, in quanto inerte.

Il campionamento dell'aria è stato effettuato sia nell'ambiente di essiccazione, che a valle del sistema di abbattimento delle emissioni (lavaggio che avviene mediante acqua acidificata con acido solforico), per poter determinare quantitativamente l'abbattimento dell'azoto e poter rilevare le emissioni dei vari gas. L'analisi dell'aria esausta e di quella trattata sono state effettuate rilevando dati per mezzora o un'ora di seguito, sia mentre



l'essiccatore stava caricando materiale fresco in ingresso sia durante le fasi di carico dell'essiccatore, sia negli intervalli tra carichi successivi, intervalli durante i quali non c'è aggiunta di materiale fresco e l'unico processo in atto è l'essiccazione del materiale già presente.

I campionamenti dell'aria in uscita dal camino per ovvie ragioni gestionali sono stati effettuati utilizzando l'aspiratore.



Figura 122: prelievo di aria dall'uscita del camino utilizzando l'aspiratore (Foto: A. Chiumenti).

Per ogni campionamento vengono calcolate concentrazione massima, minima e media per ognuno dei gas citati e i dati vengono contemporaneamente visualizzati sul monitor dello strumento e messi in memoria; è possibile scaricarli collegando un PC al campionatore.

Operativamente si è deciso di procedere in due modalità distinte:

- effettuando misure campionando l'aria da analizzare direttamente mediante lo strumento;
- prelevando campioni di aria mediante apposito aspiratore, utilizzando sacchetti in Nalophan, successivamente collegati all'analizzatore. La particolarità di questo materiale è di non influire con la determinazione di gas e odori.

La seconda metodica viene adottata per prelevare campioni in condizioni proibitive per l'utilizzo diretto dello strumento, legate a posizioni particolari del punto di prelievo (camino sulla sommità di un capannone per esempio) o per evitare di sottoporre il Multigas Monitor al rischio di aspirare gocce d'acqua. Tale evento, infatti, sarebbe estremamente dannoso all'analizzatore.

### 8.1.8 Consumi energetici

La determinazione dei consumi energetici è stata effettuata utilizzando il contatore installato nel quadro elettrico principale dell'essiccatore. Tale strumento consente di

determinare i dati di consumo cumulato espressi in kWe: mettendo in relazione tali dati con il carico di digestato ottenuto dal flussimetro è stato possibile determinare il consumo specifico dell'impianto, espresso in kWe/m<sup>3</sup> di digestato.

## 8.2 RISULTATI E DISCUSSIONE

Nel corso del monitoraggio l'impianto oggetto di studio ha subito progressive modifiche impiantistiche e funzionali, con conseguenti variazioni in termini di prestazioni.

Nella prima configurazione impiantistica, infatti, si utilizzavano soltanto degli scambiatori di calore aria/acqua attraversati dal flusso d'aria in aspirazione all'impianto.

Per ottimizzare l'impianto è stato realizzato in un secondo momento un sistema di recupero dei fumi dei cogeneratori, che vengono direttamente convogliati nell'impianto di essiccazione, in modo da utilizzare anche il calore in essi contenuto per aumentare l'efficienza di evaporazione.

Come prima conseguenza, le prestazioni in termini di carico del prodotto hanno evidenziato una notevole variabilità.

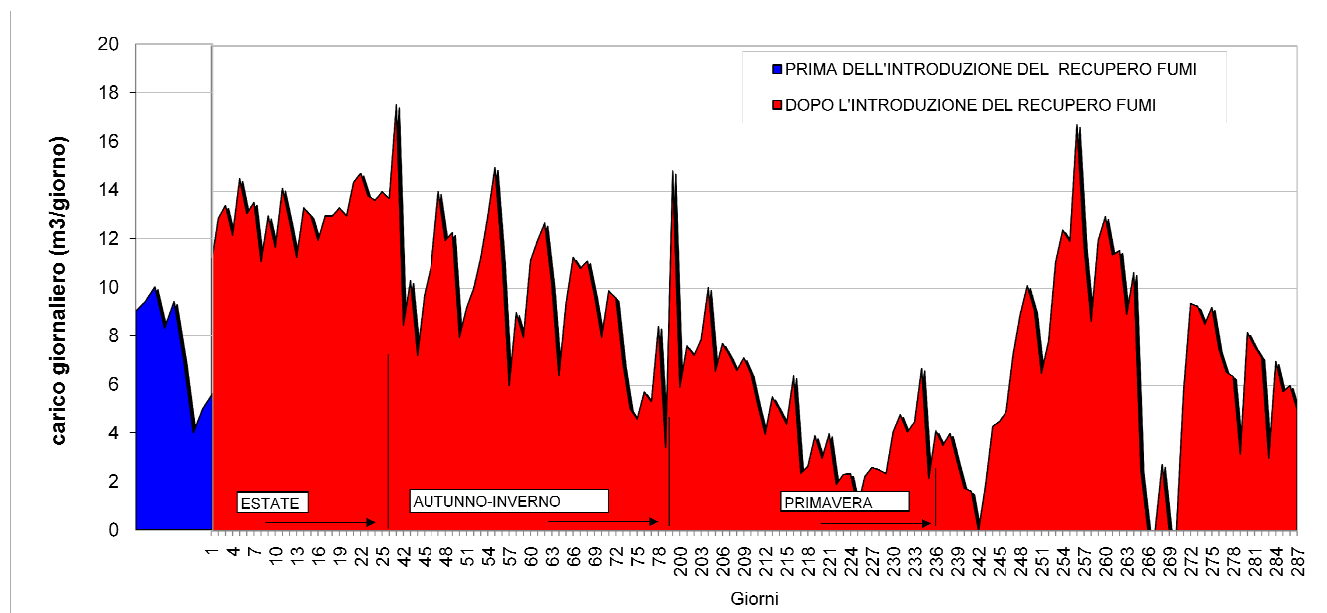


Grafico 21: produttività, in termini di digestato caricato, dell'impianto di essiccazione nei periodi pre-installazione recupero fumi (in blu) e post-installazione recupero fumi periodo (in rosso).

### Periodo pre-installazione recupero fumi

Il monitoraggio condotto nei mesi invernali precedentemente al recupero dei fumi vedeva l'impianto monitorato in funzione a regime ridotto per effetto di due fattori concomitanti.

Le rigide temperature riscontrate nei mesi invernali, infatti, e particolari condizioni della biologia della fermentazione hanno fatto sì che non vi fosse sufficiente calore a disposizione per essiccare i quantitativi di digestato previsti per la configurazione dell'impianto senza utilizzo dei fumi.

In quella fase, infatti, il trasferimento di calore all'impianto di essiccazione veniva effettuato utilizzando soltanto degli scambiatori di calore ad acqua calda attraversati dal flusso d'aria determinato dai ventilatori assiali dei camini. Tale sistema non consente di ottenere condizioni costanti in quanto il calore disponibile per l'essiccazione dipende dalle condizioni climatiche e dall'andamento del processo di fermentazione (produzione di biogas).

Il regime di temperatura dell'essiccatore, infatti, generalmente si aggirava attorno i 50-60 °C, ma in condizioni sfavorevoli la temperatura dell'aria in ingresso era di soli 40°C.

### **Periodo estivo con recupero dei fumi**

La modifica effettuata mediante l'introduzione di un collettore che convoglia direttamente i gas di scarico dei cogeneratori nell'impianto di essiccazione ha incrementato notevolmente il trasferimento di energia termica all'impianto, riducendo la dipendenza dal circuito dell'acqua calda. Questa modifica ha consentito di raggiungere temperature comprese tra i 95 ed i 110°C all'interno della macchina, con un incremento di capacità essiccante.

Come conseguenza si è registrato un aumento del quantitativo di digestato trattato, con valori compresi tra 11,00 t/giorno e 17,60 t/giorno. Quest'ultimo valore rappresenta un risultato particolarmente interessante, corrispondendo a circa il 65% del digestato prodotto.

Si tratta, tuttavia, di valori di punta: mediamente nel periodo primaverile-estivo sono state trattate 12,60 t/giorno di digestato, pari al 46,7% rispetto al digestato prodotto.

### **Periodo autunnale**

Nel corso del periodo autunnale l'impianto è stato caratterizzato da prestazioni oscillanti tra quelle quasi ottimali riscontrate nei mesi estivi e quelle a regime ridotto dei mesi invernali. Si sono registrati, infatti, picchi massimi di 15,0 t/giorno di digestato caricato, e valori minimi di 3,4 t/giorno: mediamente nel periodo autunnale sono state trattate 8,2 t/giorno di digestato. Tali variazioni sono legate ad esigenze di manutenzione dei gruppi di cogenerazione, oltre che a temporanee riduzioni nella produzione di biogas legate a

variazioni nelle prestazioni dei digestori. In alcune circostanze, infatti, è stata riscontrata una riduzione del funzionamento del gruppo di cogenerazione da 500 kW, sul quale è installato il sistema di recupero fumi: in caso di mancata operatività di tale unità il sistema di essiccazione, di fatto, viene ad operare a regime termico ridotto. È stata riscontrata, inoltre la possibilità di ottimizzare il recupero di calore dai fumi e dal circuito dell'acqua incrementando le superfici di scambio.

### **Periodo invernale**

Durante i mesi invernali l'impianto ha registrato un forte calo della produttività, in alcuni casi inferiore ai valori riscontrati durante l'inverno precedente, quando l'impianto era privo del recupero fumi dei cogeneratori.

Il valore medio di capacità di carico del trimestre è risultato di 3,8 t/giorno di digestato caricato con valori minimi e massimi rispettivamente di 1,0 t/giorno e di 6,7 t/giorno.

Questa netta diminuzione del carico di materiale lavorato è attribuibile principalmente al mancato funzionamento di uno scambiatore di calore che, in concomitanza con le basse temperature registrate nel periodo invernale, ha fatto sì che non vi fosse sufficiente calore a disposizione per essiccare i quantitativi di digestato previsti. Il calore disponibile, infatti, era rappresentato principalmente dai fumi di scarico mentre non si era in grado di recuperare sufficiente calore dal circuito dell'acqua dei cogeneratori. Il mancato funzionamento di uno scambiatore di calore ha determinato un notevole abbassamento della temperatura all'interno della camera di essiccazione: se nel trimestre precedente la temperatura media era di circa 71°C la temperatura del trimestre invernale si è assestata attorno ai 58°C.

### **Periodo primaverile**

Nel periodo primaverile l'impianto ha continuato a funzionare a regime ridotto per la mancanza del recupero di calore dal circuito acqua. Per scelte aziendali non è ancora stato riparato lo scambiatore acqua/acqua compromesso e l'impianto utilizza come unica fonte di calore i fumi di scarico del cogeneratore di taglia maggiore. A partire dal mese di marzo sino a quello di maggio, tuttavia, l'impianto ha avuto un notevole aumento di produzione rispetto al periodo invernale per effetto dell'andamento climatico. Il valore medio del trimestre è di 8,0 t/giorno di digestato caricato con un valore medio pari 3,1 t/g per marzo, 9,8 t/g per aprile e 11,7 t/g per maggio.

In particolare, dopo aver toccato i minimi di produzione (1 t/g di digestato lavorato dall'essiccatore) a metà di marzo, è stato registrato un aumento graduale di produttività sino a toccare il culmine nei primi giorni di maggio con 16,8 t di digestato essiccato.

Sicuramente il ritorno a livelli di produttività maggiori è imputabile all'assenza interventi di manutenzione dell'impianto e al miglioramento delle condizioni climatiche con temperature ben più alte rispetto al trimestre precedente.

Anche la temperatura media all'interno dell'essiccatore ha fatto registrare un aumento con un valore medio del trimestre di 67,5 °C: è da sottolineare la forte differenza tra la temperatura media di marzo (48,6°C) e quelle di aprile e maggio (rispettivamente 68,8°C e 85,3°C) indice di come l'arrivo della stagione primaverile abbia coinciso con la riduzione delle dispersioni e, quindi, con l'aumento della produttività.

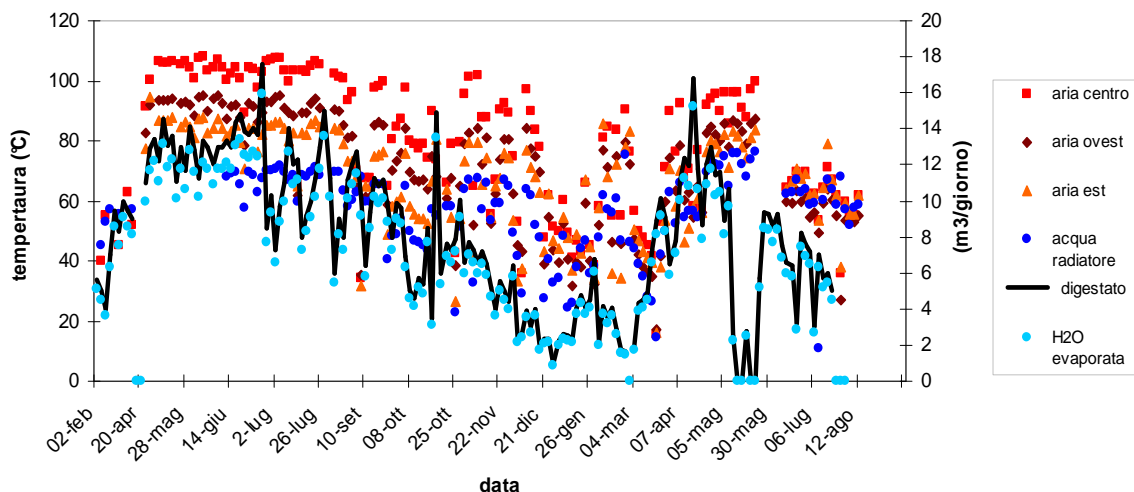


Grafico 22: produttività, in termini di digestato caricato, acqua evaporata e temperature registrate nell'impianto (aria) e nell'acqua degli scambiatori.

Analizzando l'andamento delle temperature dell'aria nell'essiccatore registrate dalle tre sonde fisse (est, centro, ovest) e dell'acqua del circuito di scambio termico appare evidente l'influenza sortita nella resa del processo. Come è ovvio aspettarsi vi è una relazione direttamente proporzionale tra temperatura dell'aria e capacità di essiccazione. Anche da questo grafico si evince come il periodo di maggiore stabilità sia quello della primavera-estate con recupero dei fumi.

### 8.2.1 Bilancio di massa

I bilanci di massa sono risultati particolarmente influenzati dalla configurazione dell'impianto e dalle condizioni di esercizio. Le variabili che entrano in gioco sono molte, dall'alimentazione dell'impianto di biogas, dalle condizioni climatiche e dalla configurazione dell'impianto.

Per semplicità si considerano i due periodi ritenuti più significativi. Il primo è il periodo invernale nel quale l'impianto era in funzione con il solo recupero di calore dal circuito acqua di raffreddamento del cogeneratore; il secondo è il periodo primaverile-estivo, successivo all'introduzione del recupero dei fumi di scarico. Quest'ultimo periodo è quello che meglio rappresenta l'impianto nella sua configurazione finale, sia in relazione alla stabilità ed alle prestazioni raggiunte.

In queste condizioni l'impianto è stato in grado di trattare quantitativi di digestato variabili da 5 a 10 m<sup>3</sup>/giorno: mediamente sono stati trattati 7,50 m<sup>3</sup>/giorno, circa 7,50 t/giorno, pari al 27,8% del digestato prodotto.

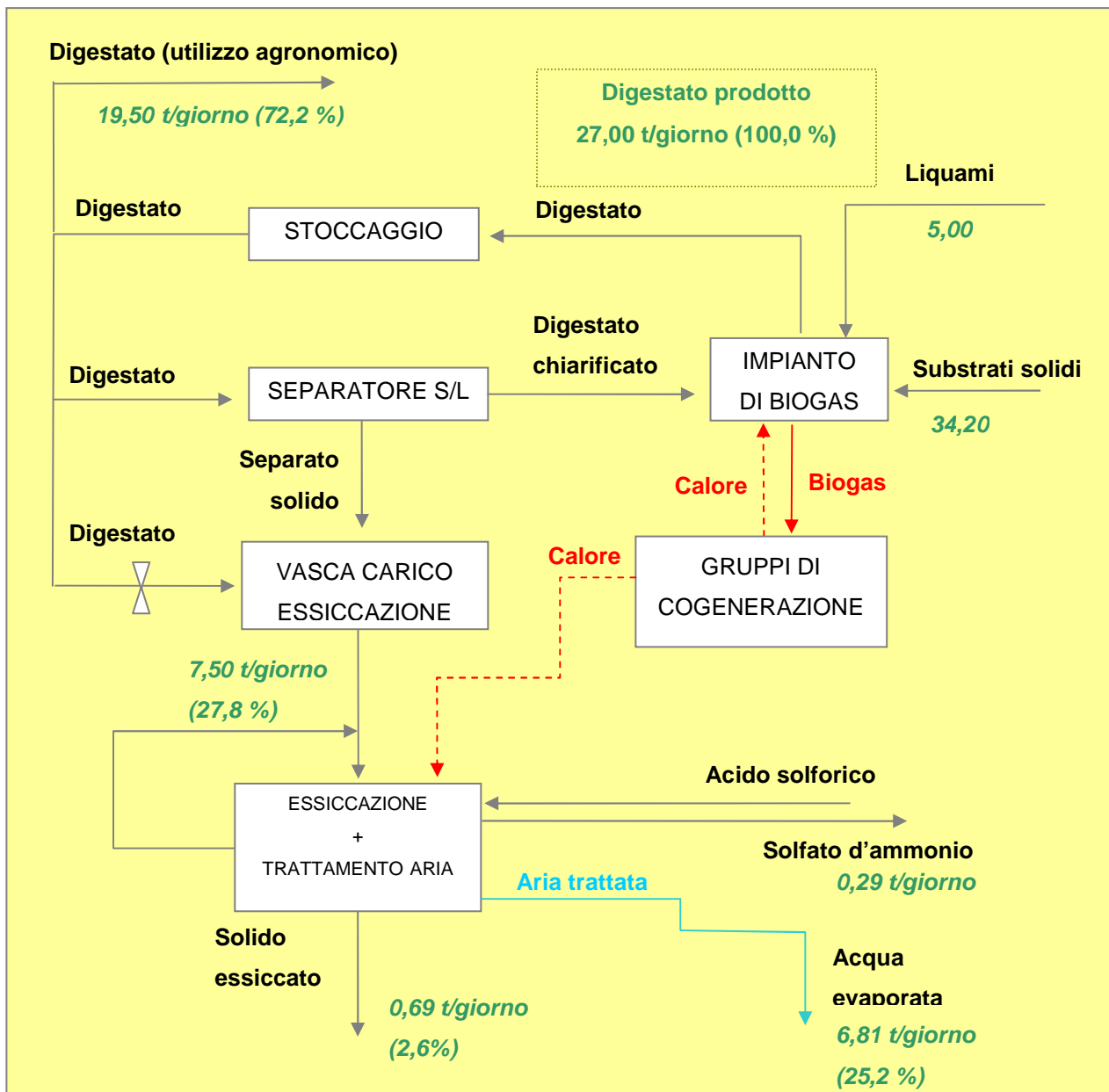


Figura 123: schematizzazione dei flussi di massa dell'impianto a regime di funzionamento ridotto (periodo invernale, senza recupero fumi).

Questa percentuale rappresenta la riduzione del quantitativo di digestato da gestire agronomicamente e la riduzione di azoto e fosforo, a patto di cedere al di fuori dell'azienda i prodotti dell'essiccazione, il solfato d'ammonio ed il prodotto essiccato.

In queste condizioni l'impianto produce una media di 0,69 t/giorno di prodotto secco al 93% di sostanza secca, oltre a 0,29 t/giorno di solfato d'ammonio. L'acqua vaporata ammonta a circa a 6,81 t/giorno.

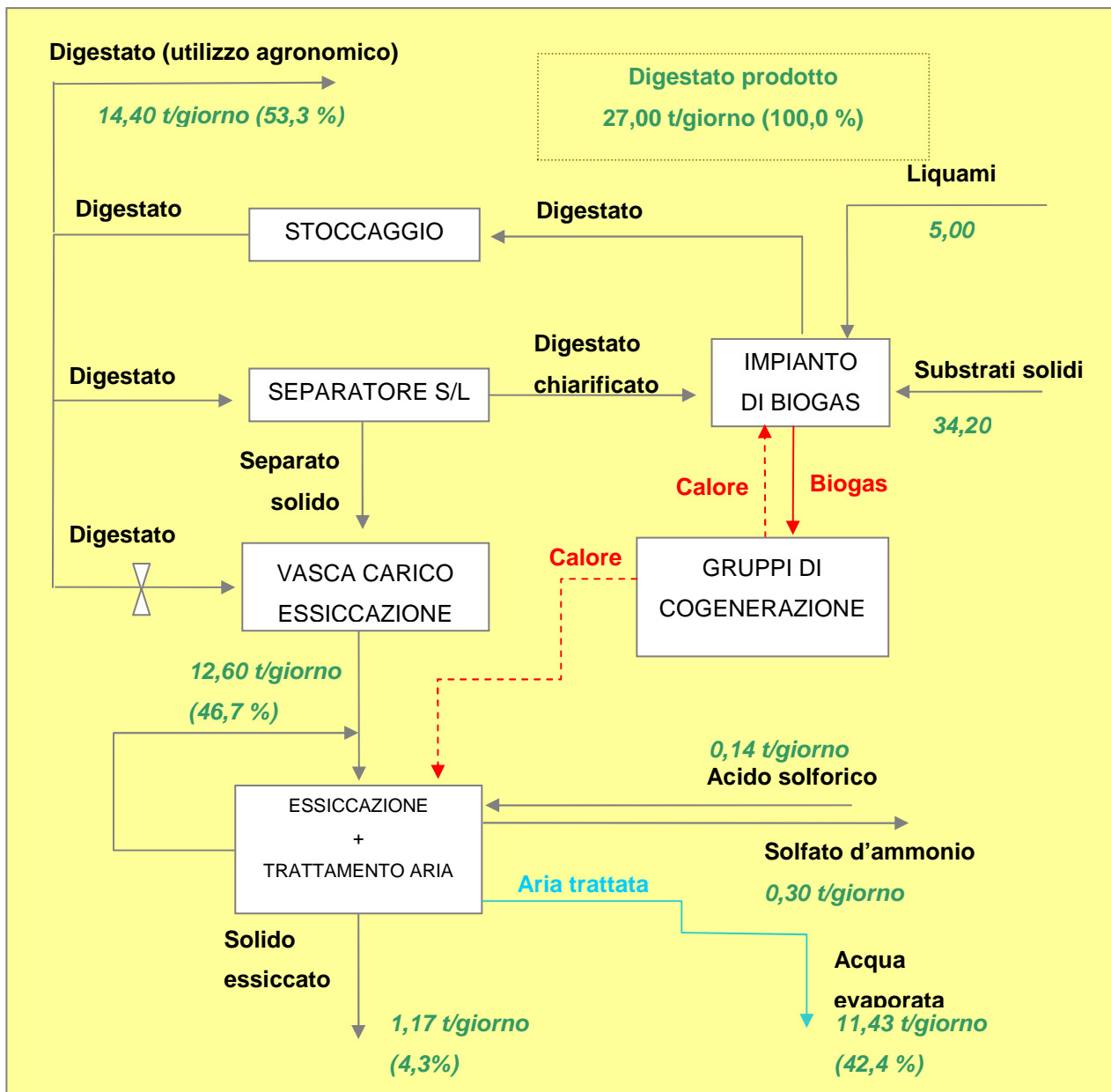


Figura 124: layout dell'impianto e schema dei flussi di massa dell'impianto dopo l'introduzione del recupero fumi.

Mediamente nel periodo primaverile-estivo sono state trattate 12,60 t/giorno di digestato, pari al 46,7% rispetto al digestato prodotto. Tale percentuale rappresenta la riduzione del quantitativo di digestato da gestire agronomicamente e la riduzione di azoto e fosforo, a patto di cedere al di fuori dell'azienda il solfato d'ammonio ed il prodotto essiccato.

L'impianto ha prodotto una media di 1,17 t/giorno di prodotto secco al 93% di sostanza secca, evaporando 11,43 t/giorno di acqua. Tale quantitativo è risultato pari al 4,3% rispetto alla massa di digestato prodotto dai digestori.

Le variazioni di gestione hanno reso necessaria l'ottimizzazione del sistema di trattamento dell'aria: dopo una prima fase di messa a punto si è raggiunta una certa stabilità nella



produzione del solfato d'ammonio, prodotto in quantità pari a 300 l/giorno, con consumi medi di H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> compresi tra 100 e 140 kg/giorno.

Si riportano i risultati ottenuti nei due periodi di monitoraggio più significativi, ovvero condizioni invernali senza recupero di fumi, e periodo successivo all'installazione del recupero dei fumi. Queste ultime, in definitiva, possono essere ritenute le condizioni di funzionamento ottimali.

Tabella 26: bilanci di massa emersi dal monitoraggio in due condizioni operative distinte.

	Senza recupero fumi		Con recupero fumi	
	(t/giorno)	Dati medi (t/giorno)	(t/giorno)	Dati medi (t/giorno)
Input essiccazione	5,00-11,0	7,50	11,00-17,60	12,60
Prodotto essiccato (ST 90%)	0,48-1,05	0,72	1,05-1,68	1,19
Prodotto essiccato (ST 93%)	0,46-1,02	0,69	1,02-1,34	1,17
Solfato d'ammonio	0,24	0,24	0,06-0,43	0,30

Non ci sono informazioni in letteratura di bilanci di massa di impianti che operano con questa configurazione e condizioni di funzionamento, il lavoro svolto è stato principalmente sulla pollina (Ghaly e Mac Donald, 2012a; Ghaly e Mac Donald, 2012b; Ghaly e Alhattab 2013, Kic e Aboltins, 2013).

### 8.2.2 Caratteristiche dei prodotti

Le caratteristiche delle matrici in input ed output dal processo sono soggette a variazioni: in tabella n.2 si riportano i valori determinati nel corso del monitoraggio.

Mediamente l'input dell'essiccatore era caratterizzato da un tenore di sostanza secca variabile tra 8,5-8,9 %, dato strettamente legato all'alimentazione del digestore, con un contenuto di azoto totale di 6,3 g/kg, ammoniacale di 3,4 g/kg ed un pH tra 7,7 e 8,0.

L'alto contenuto di azoto ammoniacale e l'elevato pH rappresentano condizioni favorevoli allo strippaggio di ammoniaca in fase di essiccazione.

Tabella 27: dati relativi alle caratteristiche delle matrici di input e output solfato d'ammonio

	ST (%)	SV (%ST)	pH	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (g/kg)	TKN (g/kg)	Massa volumica (kg/l)
Input essiccatore	8,5-8,9	80-89	7,7-8.0	3,4	6,3	1,0
Solido essiccato	89-96	77-80	n.d.	n.d.	26,0-31,0	0,3
Solfato d'ammonio	n.d.	n.d.	2,9-3,2	31,0-124,0	31,0-124,0	1,1-1,2

Il solido essiccato è caratterizzato da un tenore di sostanza secca molto elevato, 89-96%. Anche il contenuto di azoto, principalmente organico, risulta elevato, pari a 26-31 gN/kg di prodotto.

Il solfato d'ammonio risultante è in soluzione al 30% circa, con un pH attorno a 3 ed un notevole contenuto di azoto ammoniacale, pari a 31-124 g/kg.

Le caratteristiche del solfato d'ammonio sono strettamente legate alle modalità di gestione dell'impianto di lavaggio acido.

### 8.2.3 Bilancio dell'azoto

Il bilancio dell'azoto è stato eseguito considerando il bilancio di massa dell'impianto a pieno regime.

Il carico di azoto nell'impianto di essiccazione è risultato pari a 86,9 kN/giorno (6,9kgN/t), corrispondente al 46,7% dell'azoto prodotto giornalmente dall'impianto di biogas (ovvero 186 kgN/giorno).

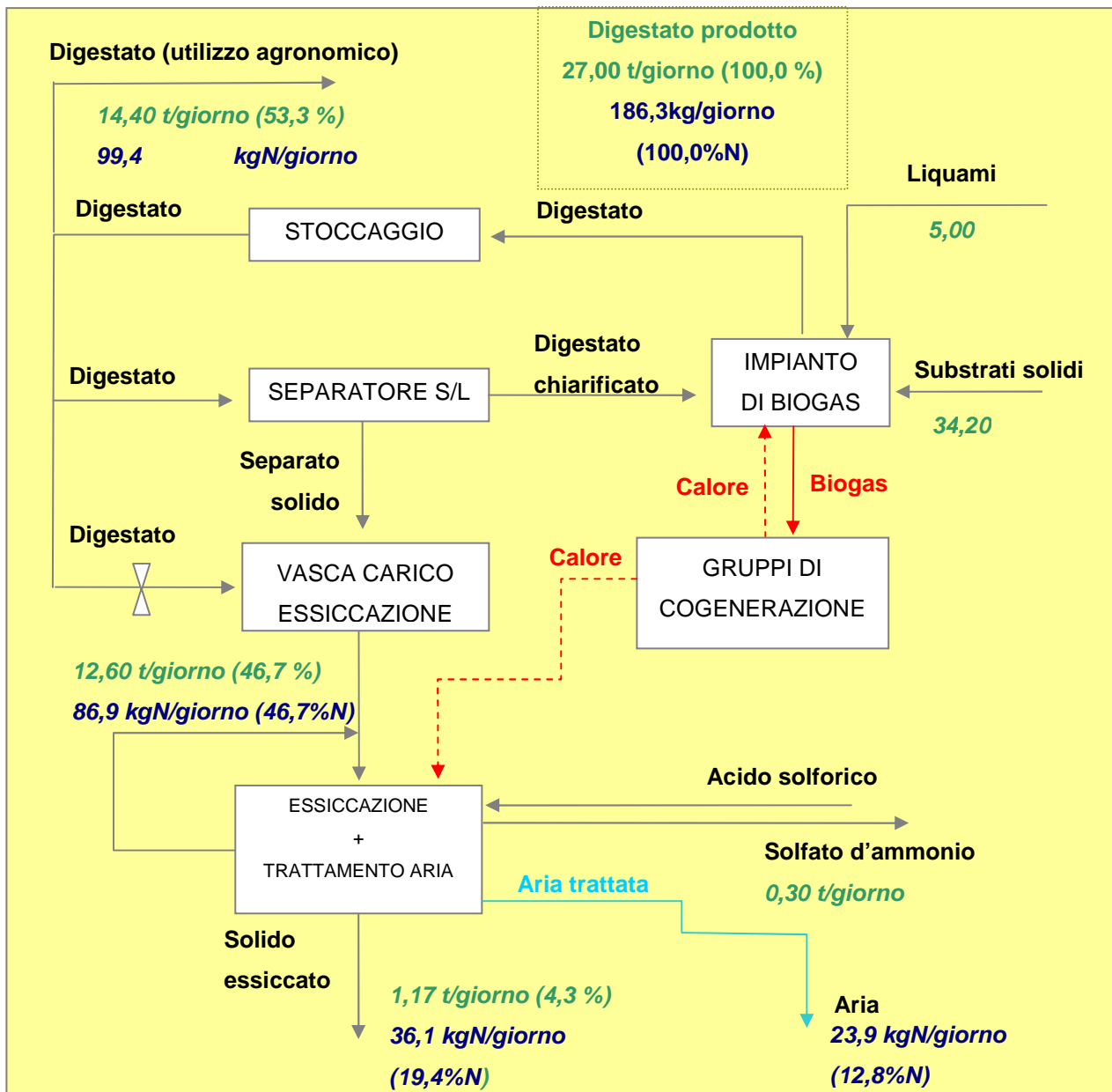


Figura 125: schematizzazione dei flussi di massa dell'impianto dopo l'introduzione del recupero fumi.

Considerando un contenuto medio di azoto nel prodotto essiccato pari a 31 kg N/t, l'azoto contenuto nel prodotto risulta pari a 36,1 kg N/giorno, pari al 19,4% dell'azoto iniziale.

L'azoto contenuto nel solfato d'ammonio risulta pari a 27,0 kg N/giorno, ovvero il 14,5% (considerando una concentrazione di 90 kg N/t).

Infine, considerando una portata d'aria media pari a 30.000 m<sup>3</sup>/ora e concentrazioni medie di ammoniaca e protossido di azoto nelle emissioni pari a 36 mg/m<sup>3</sup> e 11 mg/m<sup>3</sup>, rispettivamente, si stima che il rimanente 12,8% dell'azoto venga emesso in atmosfera. Tuttavia, questo risultato è variabile in funzione dei parametri operativi, in particolare del carico specifico e delle impostazioni dello scrubber.

In bibliografia pochi studi sono stati condotti sull'essiccazione del digestato, si tratta più che altro di ricerche sull'essiccazione della pollina: Ghaly e Alhattab (2013) hanno valutato la riduzione dell'azoto totale Kjeldahl durante l'essiccazione della pollina, hanno osservato che è stato perso quasi il 51% dell'azoto. Rebeiro *et al.* (2001) hanno riportato un aumento della perdita di azoto dal 8,8 al 11,9% nel pollina su aumenti di temperatura 55-100°C.

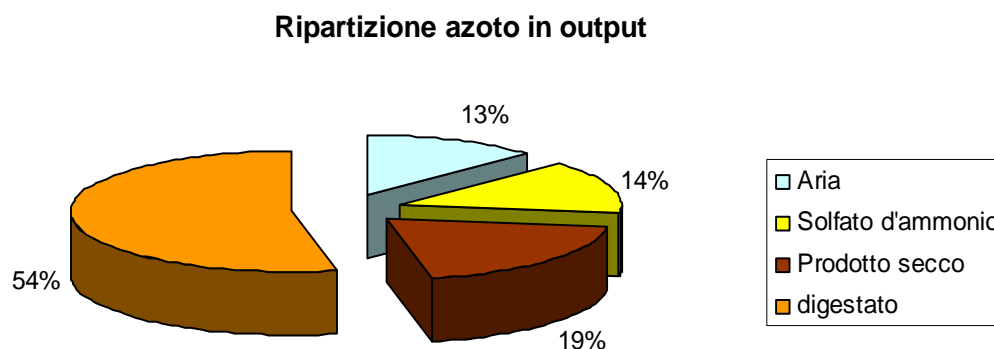


Figura 126: ripartizione dell'azoto nei vari output dell'impianto.

### 8.2.4 Consumi energetici

La spesa energetica risulta strettamente legata alle prestazioni dell'impianto in termini di recupero di calore e capacità di carico.

Nel corso del monitoraggio si sono verificate, come già evidenziato, condizioni operative variabili.

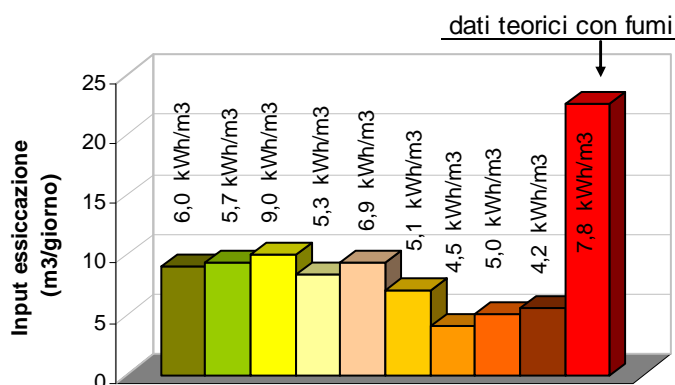


Grafico 23: produttività, in termini di digestato caricato, dell'impianto di essiccazione a regime ridotto (mesi invernali, senza recupero fumi) in relazione al consumo energetico. La barra rossa evidenzia i dati inizialmente ipotizzati dal costruttore con un pieno recupero di calore.

Nel primo periodo di monitoraggio invernale prima dell'introduzione del recupero dei fumi i consumi energetici sono oscillati tra 4,2 kWh/m<sup>3</sup> e 9,0 kWh/m<sup>3</sup>, con un consumo energetico medio di circa 5,7 kW<sub>e</sub>h/m<sup>3</sup> per un carico medio di circa 6,5 t/giorno.

A seguito dell'introduzione del recupero dei fumi, nella fase primaverile, si è riscontrato un leggero aumento della spesa energetica dovuto all'aumento del carico: i valori determinati in questa fase hanno subito oscillazioni tra 6,2 kWh/m<sup>3</sup> e 8,3 kWh/m<sup>3</sup> con una media di 7,1 kW<sub>e</sub>h/m<sup>3</sup> per trattare 12,6 t/giorno. Nelle condizioni più favorevoli, nonostante la produttività fosse superiore, con un carico di 17,6 m<sup>3</sup>/giorno, il consumo si è mantenuto pari a 7,1 kW<sub>e</sub> h/m<sup>3</sup>.

È da mettere in evidenza come, anche nel periodo estivo si siano riscontrate problematiche legate alle condizioni climatiche. Le eccessive temperature ambientali hanno messo in crisi l'impianto di raffreddamento dei cogeneratori, rendendo necessario interrompere momentaneamente il funzionamento di una delle due unità. In questo modo è venuto a mancare il calore legato al recupero dei fumi, si sono abbassate le temperature di essiccazione ed è calata la produttività.

Nel corso del periodo autunnale si sono riscontrate prestazioni oscillanti, in termini di carico, per effetto della discontinua disponibilità dei fumi. Mediamente si sono registrati consumi elettrici di 9,7 kWh/m<sup>3</sup> per una produttività media di 8,6 t/giorno.

Nel corso del periodo invernale la produttività è calata a 3,6 m<sup>3</sup>/giorno, con un consumo pari a 8,5 kW<sub>e</sub> h/m<sup>3</sup> per effetto della riduzione della capacità di recupero termico, come già descritto, a seguito del guasto ad uno scambiatore.

Nel corso del periodo primaverile la produttività è aumentata nuovamente a 8,0 m<sup>3</sup>/giorno, con un consumo pari a 10,9 kW<sub>e</sub> h/m<sup>3</sup> per effetto della diminuzione delle dispersioni termiche a seguito dell'innalzamento delle condizioni ambientali.

In definitiva, i dati rilevati nel corso dell'intero monitoraggio evidenziano un consumo energetico di circa 8,9 kW<sub>e</sub>h/m<sup>3</sup> per trattare un quantitativo di digestato pari a 8,1 t/giorno. Se si considerano le condizioni di regime stabile, tuttavia, riferiti al periodo primavera – estate del 2010, si ottengono valori pari a 7,1 kW<sub>e</sub>h/m<sup>3</sup> per trattare 12,6 t/giorno.

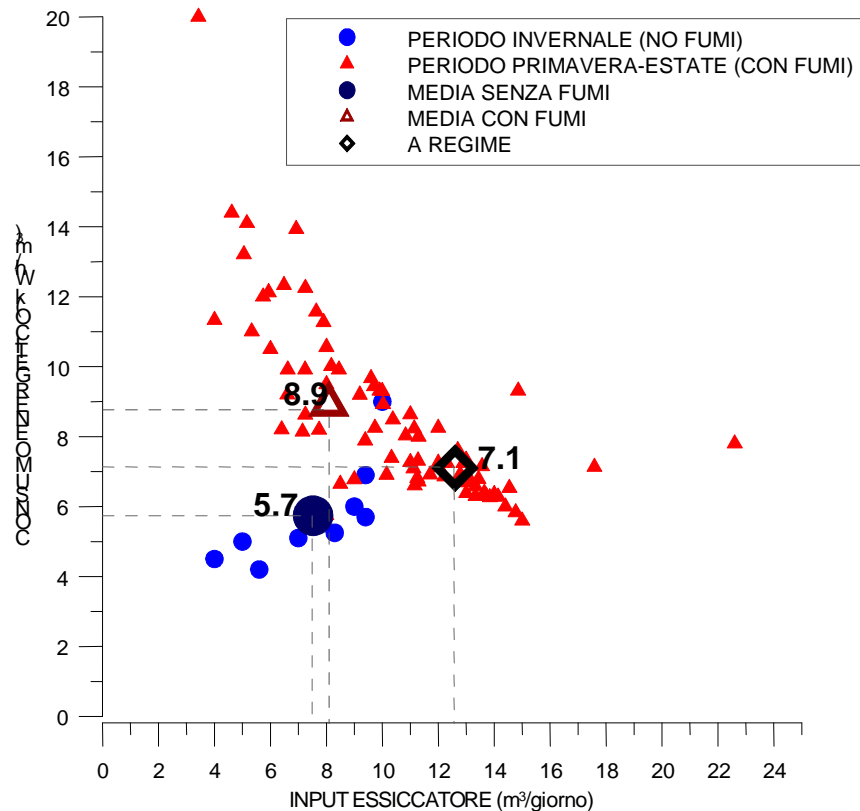


Grafico 24: produttività e consumo energetico dell'impianto, con o senza il recupero dei fumi.

### 8.2.5 Emissioni in atmosfera

Per poter fare il quadro della situazione sono stati scelti i punti di prelievo/analisi ritenuti più significativi, riportati nello schema di figura 17.

In particolare sono stati scelti come punti di prelievo:

- camera di essiccazione;
- a valle del trattamento aria esausta (effettuato mediante lavaggio acido);
- dal camino, a valle dei ventilatori estrattori;
- punto di scarico in atmosfera, ovvero dal camino sul tetto dell'edificio.

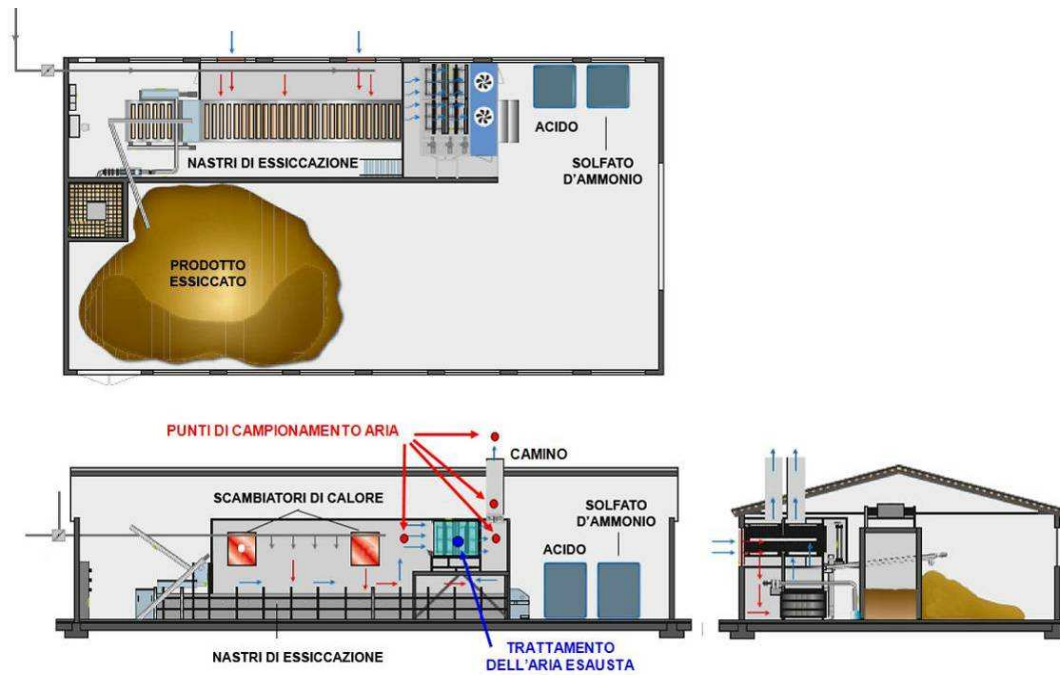


Figura 127: schema dell'impianto di essiccazione con in evidenza i punti di campionamento dell'aria esausta (immagine BTS modificata).

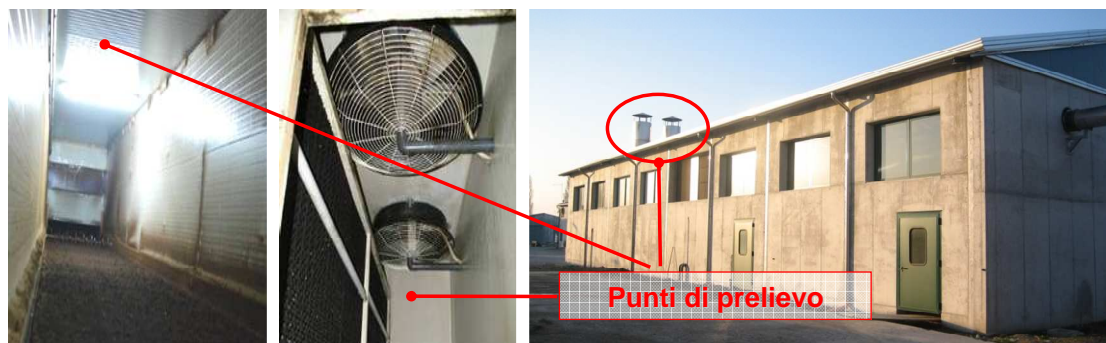


Figura 128: particolari della camera di essiccazione, dei ventilatori di estrazione posti a valle del trattamento dell'aria ed i camini di estrazione.



Figura 129: particolari dei campionamenti per la determinazione delle emissioni dall'essiccazione: si sono effettuati campionamenti con apposito aspiratore e sacchi di Nalophan e/o misure dirette con analizzatore Bruel & Kjaer .

Il monitoraggio dell'impianto è stato condotto in due fasi distinte di funzionamento dell'impianto:

- a regime ridotto, nel corso dei mesi invernali, quando l'impianto utilizzava soltanto il calore in surplus dal ciclo dell'acqua calda dei gruppi di cogenerazione dell'impianto di biogas;
- a regime, in seguito della realizzazione di un sistema di recupero dei fumi dei cogeneratori, modifica che consente di recuperare anche il calore in questi contenuto per aumentare l'efficienza del processo.

Si riportano alcuni dei risultati ottenuti dai primi mesi di monitoraggio ed i risultati ottenuti dopo l'introduzione del recupero dei fumi.



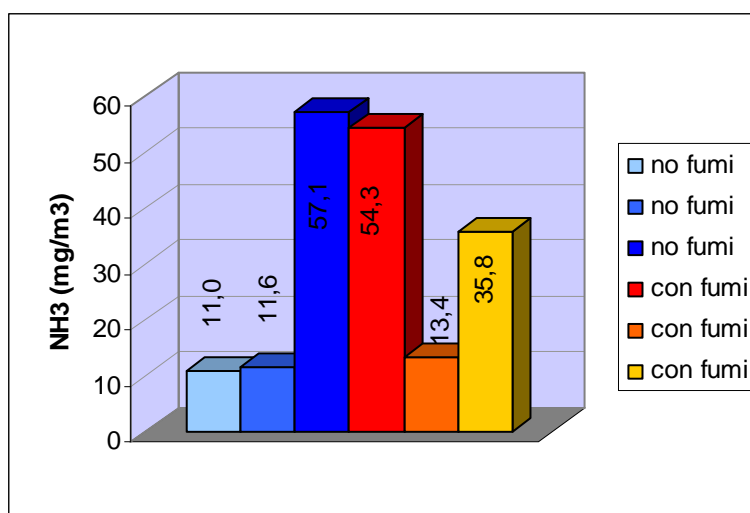


Grafico 25: risultati relativi alle emissioni di ammoniaca rilevate al camino.

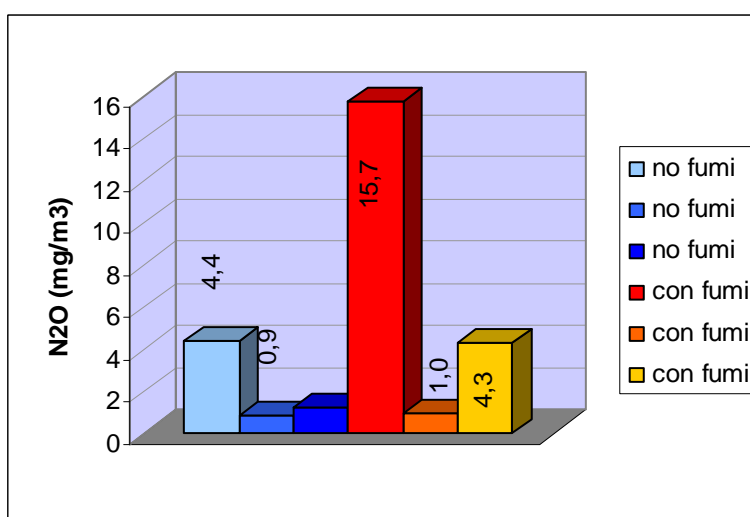


Grafico 26: risultati relativi alle emissioni di N2O rilevate al camino

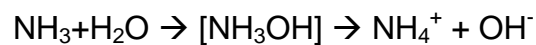
Dai rilievi effettuati la concentrazione di ammoniaca al camino è risultata compresa tra 11 mg/m<sup>3</sup> ed i 57 mg/m<sup>3</sup>, considerando sia il periodo di funzionamento senza i fumi (in azzurro-blu) che con i fumi (in rosso).

Tali concentrazioni risultano inferiori al limite di 250 mg/m<sup>3</sup> stabiliti dal DLgs. 152-06, Allegato I, Parte II, punto n.3.

Anche in termini di portata i primi dati ottenuti hanno evidenziato un valore di emissione inferiore ai 2000 g/h stabiliti dalla normativa, pur ricordando che il limite suddetto si riferisce a rilevazioni continuative (non di picco massimo) e che comunque il decreto in questione non sarebbe applicabile ad impianti non industriali asserviti all'azienda agricola.

Come già evidenziato, le concentrazioni di ammoniaca nell'aria esausta variano notevolmente in funzione del carico di digestato nell'impianto, del pH e della concentrazione di ammoniaca nello stesso. La concentrazione a valle dello scrubber, inoltre, varia a seconda del pH nel solfato e, quindi dell'utilizzo di acido nell'impianto.

Infatti la solubilità di ammoniaca in acqua dipende dal pH dell'acqua stessa. Il valore di pKa (il coefficiente di dissociazione) per l'ammoniaca è il pH a cui il composto è per il 50% sotto forma volatile ( $\text{NH}_3$ ) e 50% in forma ionica ( $\text{NH}_4^+$ ). Sotto un pH di 7,25 tutta l'ammoniaca presente nel gas in uscita può essere assorbita dall'acqua in forma ionica di  $\text{NH}_4^+$  (Ghaly e Mac Donald, 2013). L'acidificazione consente una maggior solubilità dell'ammoniaca in acqua attraverso la neutralizzazione della base debole creata dalla ionizzazione dell'ammoniaca ad ammonio, come mostrato in questa equazione :



Ghaly e Mac Donald (2013), hanno studiato e monitorato la rimozione di ammoniaca in un sistema di essiccazione della pollina. Essi hanno osservato che l'essiccazione ha comportato una grande perdita di azoto, si trattava prevalentemente di ammoniaca persa attraverso i gas in uscita dall'impianto. L'uso di uno scrubber che prevedeva l'utilizzo di acqua acidificata con acido solforico, ha determinato una rimozione di ammoniaca dai gas di scarico che si aggira attorno al 75-99%.

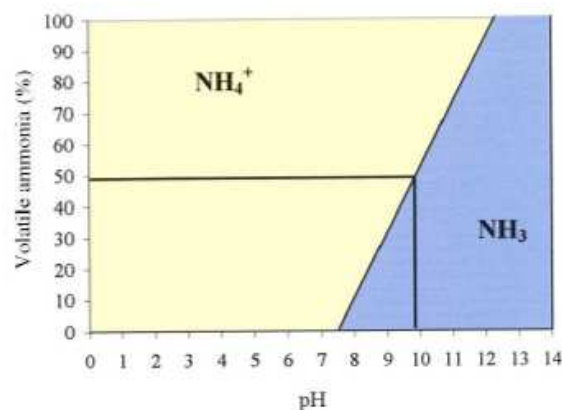


Figura 130: solubilità dell'ammoniaca in acqua a diversi valori di pH (fonte: Ghaly e Mac Donald, 2013).

Come dimostrato da Ghaly e Mac Donald (2012a, 2013), l'odore del letame essiccato non è offensivo. Hanno riscontrato che l'intensità degli odori è stata ridotta del 65% durante l'essiccazione.

### 8.3 CONCLUSIONI E PROPOSTE

L'impianto di essiccazione del digestato ha la finalità di gestire l'effluente finale prevalentemente sotto forma solida, recuperando l'azoto attraverso la complessazione dell'ammoniaca presente nell'aria in uscita dall'essiccatoio, con produzione finale di solfato d'ammonio. Il bilancio energetico risulta favorevole anche perché il calore prodotto dalla co-generazione non viene dissipato in atmosfera, ma viene recuperato e valorizzato nell'impianto di essiccazione.

Il monitoraggio sperimentale è stato condotto sull'impianto in diverse condizioni operative ed ambientali. Nelle fasi iniziali, infatti, l'impianto operava a regime ridotto utilizzando soltanto il calore recuperato dal circuito dell'acqua dei cogeneratori. Successivamente l'impianto è stato modificato introducendo il recupero dei fumi prodotti dal cogeneratore di taglia maggiore.

L'impianto, inoltre, è stato testato anche in condizioni ambientali critiche, come i periodi invernali quando le condizioni termo-igrometriche dell'aria atmosferica non risultavano ottimali né per il bilancio termico dei reattori anaerobici, né per il processo di essiccazione. Anche nel periodo successivo all'introduzione del recupero dei fumi si sono verificati periodi di funzionamento a regime ridotto per effetto di cause legate a manutenzione dei cogeneratori, danneggiamento di uno scambiatore di calore, modifiche all'impianto di biogas.

Per queste considerazioni, nel corso del periodo di monitoraggio è stato possibile individuare come periodo di funzionamento a regime soltanto il periodo primavera – estate, nel quale l'impianto ha raggiunto condizioni operative stabili, con una capacità di trattamento media di 12,6 t/giorno di digestato, condizioni corrispondenti a circa il 47% del digestato prodotto dall'impianto di biogas in quel periodo.

Complessivamente nell'intero periodo di monitoraggio l'impianto ha trattato mediamente un quantitativo di digestato pari a 8,1 t/giorno.

Le variazioni di gestione hanno reso necessaria l'ottimizzazione del sistema di trattamento dell'aria: dopo una prima fase di messa a punto si è raggiunta una certa stabilità nella

produzione del solfato d'ammonio, prodotto in quantità pari a 300 l/giorno. Il prodotto ottenuto ha caratteristiche variabili a seconda delle impostazioni del sistema di lavaggio e della qualità e quantità di digestato sottoposto ad essiccazione: mediamente si è ottenuta una soluzione al 30%-35% con un tenore di azoto pari a 31,0-124,0 gTKN/kg.

Il solido essiccato è risultato caratterizzato da un elevato contenuto di sostanza secca (TS >90%), prevalentemente di natura organica (VS/TS > 80%) e con un contenuto d'azoto quasi esclusivamente organico, mediamente pari a 31 g N/kg.



Figura 131: dettaglio del solfato d'ammonio e del prodotto essiccato.

La quantità totale di prodotto essiccato ottenuta è risultata mediamente pari a circa 1,2 t/giorno, corrispondente a circa il 10% del prodotto trattato e al 4,3% del digestato prodotto, mentre la perdita d'acqua per evaporazione è risultata pari a 20,3 t/giorno, corrispondente a quasi il 90% della biomassa trattata.

Si ha, in definitiva, una riduzione del quantitativo di materiale in output dall'intero processo, ma va evidenziato che la soluzione non determina una riduzione dell'azoto ma una sua valorizzazione per una più facile dislocazione extra aziendale.

Un punto critico del sistema di trattamento potrebbe essere rappresentato dalle emissioni in atmosfera che si generano dal flusso d'aria in uscita dall'essiccatoio. Per verificare questo aspetto è stato attuato un monitoraggio ambientale a livello dei camini di emissione. In particolare, è stato evidenziato come il sistema di trattamento dell'aria (tipo *scrubber* con soluzione acquosa di acido solforico) sia in grado di abbattere circa 110 kg di NH<sub>3</sub>/giorno, riducendo la concentrazione del gas in uscita e quindi portando il valore del flusso all'emissione su valori massimi di picco pari a 1.750 g NH<sub>3</sub>/h e su valori medi di 1.100 g NH<sub>3</sub>/h. I valori di emissione sono risultati, dunque, inferiori al valore limite di 2.000 g NH<sub>3</sub>/h indicato nel D. Lgs. 152/2006, pur ricordando che il limite suddetto si riferisce a rilevazioni continuative (non di picco).

Il processo di essiccazione presenta costi di gestione legati non solo al consumo di energia elettrica, ma anche alla necessità di approvvigionamento di acido solforico e di acqua, entrambi necessari alla fase di trattamento delle emissioni. Il consumo di acqua è stato stimato pari a 2,4 m<sup>3</sup>/giorno. Il consumo di energia elettrica è risultato mediamente di 8,9 kW<sub>e</sub>h/m<sup>3</sup> e di 7,1 kW<sub>e</sub>h/m<sup>3</sup> con l'impianto a regime. Il consumo medio di H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (al 96%) è risultato compreso tra 100 e 140 kg/giorno.

In conclusione, le considerazioni svolte sulla base dei rilievi sperimentali effettuati evidenziano l'interesse che la tecnologia di essiccazione del digestato con complessazione dell'azoto può avere nell'ambito dell'attività agro-zootecnica nelle zone classificate come vulnerabili dai nitrati di origine agricola.

Alcuni aspetti da approfondire sono rappresentati dalle reali potenzialità commerciali dei prodotti ottenuti, ovvero il prodotto essiccato ed il solfato ammonico. Per quest'ultimo, in particolare, è stato evidenziato come i valori di pH <4, rilevati in alcuni campioni, siano eccessivamente bassi: è, dunque, necessario ottimizzare il processo di trattamento dell'aria in modo da ottenere un prodotto dal pH più alto, senza influire negativamente sull'abbattimento dell'ammoniaca dalle emissioni.

#### 8.4 Poster "Digestate drying in a full scale plant"

Poster presentato al Convegno Internazionale *Managing livestock manure for sustainable agriculture*, Wageningen, Netherlands, 24 -25 Novembre 2010.



## DIGESTATE DRYING IN A FULL SCALE PLANT

*Chiumenti R., Chiumenti A., da Borso F., Piaia B.*

**Università degli Studi di Udine**  
**Dipartimento di Scienze Agrarie ed Ambientali**

### INTRODUCTION

In the frame of the "RiduCaReflui" research project, financed by the Veneto Region and coordinated by Veneto Agricoltura, several processes for the treatment of digestate and farming effluents are under evaluation, in the optic of complying with the Nitrates Directive.

Digestate drying is a solution that can be considered as one of the "conservative" processes, since nutrients are conserved in the outputs of the system, represented by a dry organic fraction and by a solution of ammonium-sulphate.

The first full-scale plant realized in Italy, equipped with exhaust air treatment, is subject to monitoring: the characteristics of inputs and outputs of the process are determined, mass flows and energy consumption are measured and exhaust emissions are monitored. The first results of the monitoring will be reported.

### THE DRYING SYSTEM

The plant subject to monitoring is installed in a farm equipped with a biogas plant of about 1 MWe. The plant is fed with bovine manure, corn silage and other feedstocks. The drying system processes liquid digestate to produce a dry solid output.



Digestate drying is performed by evaporating a portion of water contained in digestate, by means of hot air. The dedicated equipment features perforated metal belts, on which liquid digestate, mixed with dry product, is spread. These belts are crossed by a forced airflow.

The evaporation rate is improved by heating ambient air (to 80-110°C) by water/air exchangers and by mixing it with exhaust gases from CHP units. The drying capacity is determined mainly by the availability of thermal energy, which can be influenced by many factors, also by ambient temperatures.



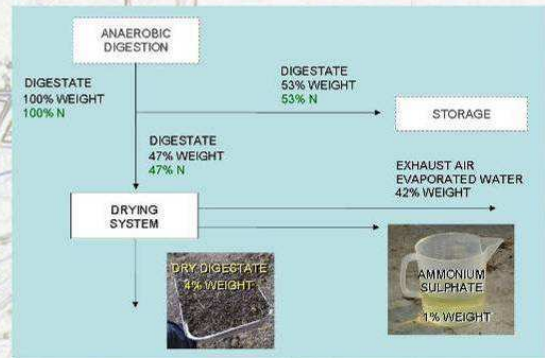
Exhaust air from drying is subject to water/acid scrubbing to control the emissions, with consequent production of ammonium-sulphate. The system is enclosed and maintained in negative pressure.

Emissions are monitored by means of Brüel&Kjaer 1302 photo-acoustic analyzer before and after the scrubber.



### RESULTS

The production of dry digestate is variable: the monitored drying equipment is capable of processing an average of 47% of digestate produced by the biogas plant, diverting from the main stream also 47% of nitrogen, that is contained both in dry digestate and in ammonium-sulphate. These materials are produced in small quantities and are characterized by high nutrients content.



The dried product is characterized by total solids content of about 90%, with a total nitrogen content of about 30 g/kg. Ammonium-sulphate is produced in a 35% solution with a pH that is around 3-4, and with an ammonium concentration that can exceed even 100 gNH<sub>3</sub>/kg.

	TS (%)	VS (%TS)	pH	N-NH <sub>3</sub> † (g/kg)	TKN (g/kg)	Bulk Density (kg/l)
Digestate (Drying input)	8.5-8.9	80-89	7.7-8.0	3.4	6.3	1.0
Dry Solid	89.0 - 96.0	77-80	n.d.	n.d.	26.0 - 31.0	0.3
Ammonium-sulphate	n.d.	n.d.	2.9-3.2	31.0-124.0	31.0-124.0	1.1 - 1.2

The mean energy consumption resulted of 7,1 kW<sub>e</sub>/h/m<sup>3</sup> for an average load of 12,6 t/day.

### CONCLUSIONS

Digestate drying is a process that determines a valorization of digestate. The process determines a reduction of output volumes, by transforming a portion of liquid digestate (about 50%) into small quantity of a dry product, rich of nutrients. The effectiveness of the exhaust air treating process is a key factor in this process. With proper setting and management of the treating system an effective removal of ammonia can be achieved and good emission standards can be achieved. A consequent output is represented by ammonium-sulphate (35% solution), with high nitrogen content.

The production of outputs with relevant content of nutrients does mean a significant potential for agricultural utilization of these products, but, also, that where an effective reduction of nitrogen load on agricultural land has to be achieved, a portion of these products (i.e. exceeding nitrogen) should be transported elsewhere or, eventually, sold. In Italy, at the moment, the potential market for this products is still uncertain.

### ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to thank Dorset, BTS Italia, Mr. Niederbacher and the Andretta Family for their kind and professional support.

### CONTACT:

**Alessandro Chiumenti**  
Università degli Studi di Udine  
Dipartimento di Scienze Agrarie ed Ambientali  
Via delle Scienze 208, 33100 Udine, ITALY  
Tel. +39 0432 3292311, 3306223062  
a.chiumenti@uniud.it



## **9. PROVE SPERIMENTALI DI ESSICCAZIONE**

### **DEL DIGESTATO IN UN IMPIANTO PILOTA A**

### **DISCHI SOVRAPPOSTI**

Nella quasi totalità dei trattamenti del digestato a valle della digestione anaerobica si dispone di materiale palabile con elevata umidità:

- nella separazione liquido/solido del digestato i solidi separati sono essenzialmente costituiti dalla frazione indigerita delle biomasse ed hanno una umidità dell'ordine del 70%: è materiale contenente percentuali molto elevate di fosforo e meno consistenti di azoto (<30%).
- nei processi di ultrafiltrazione e osmosi si hanno i solidi separati dai trattamenti primari con separatori a media-alta efficienza: si tratta di materiale contenente la quasi totalità del fosforo e quote molto elevate di azoto (<70%) e avente un'umidità del 70%.
- nel processo CLF MODIL, nel quale si ha la trasformazione del digestato tal quale in digestato palabile con un notevole abbattimento dell'azoto.

Solitamente la destinazione del materiale palabile ottenuto dai trattamenti qui sopra citati è l'utilizzo agronomico. In questo capitolo viene descritta una valida alternativa: la possibilità di igienizzarlo sfruttando l'energia termica dal co-generatore dell'impianto biogas ottenendo un prodotto con le caratteristiche dell'ammendante ed eliminando l'utilizzo agronomico diretto da parte dell'azienda.

Per realizzare questo, però, è necessario sviluppare un impianto di essiccazione innovativo: in grado di trattare matrici diverse dal digestato addensato, con una struttura più compatta e, se possibile, con una miglior efficienza di essiccazione.

Si è resa pertanto necessaria la realizzazione di un impianto di essiccazione pilota.



## 9.1 MATERIALI E METODI

L'impianto a dischi sovrapposti è caratterizzato da un miglior sfruttamento dell'energia termica disponibile, grazie all'utilizzo di un flusso d'aria più basso ma con temperatura più elevata, e da una miglior efficienza di essiccazione, data dalla struttura a dischi rotanti sovrapposti. Un grande vantaggio è quello di svilupparsi strutturalmente in verticale, rendendo l'impianto molto più compatto rispetto a quello a nastri.

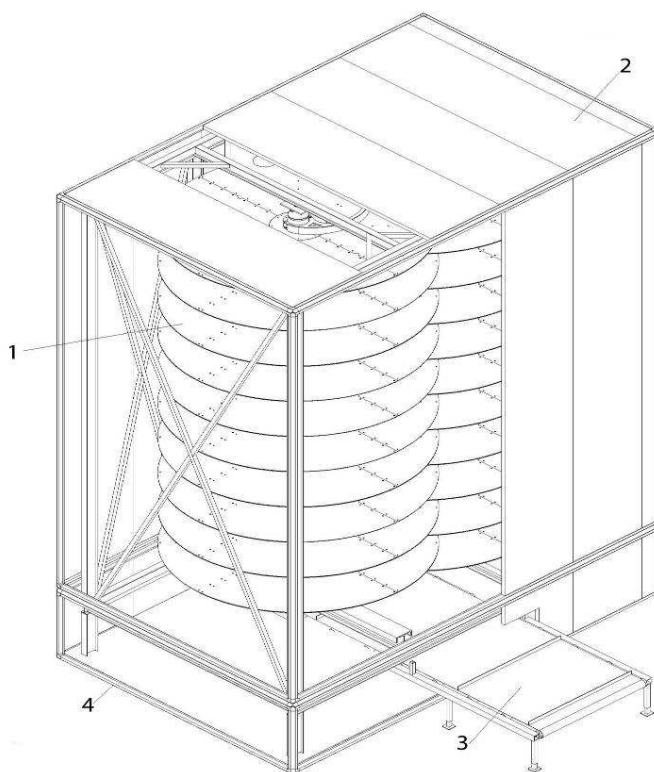


Figura 132: 1. Dischi controrotanti sovrapposti; 2. rivestimento in acciaio; 3. nastro trasportatore per scaricare il materiale essiccato; 4. pavimento isolato dell'impianto (fonte Dalpitech).

Come si nota dalla figura X, i dischi controrotanti sono sovrapposti l'uno all'altro e sono disposti in due colonne: la biomassa passa da un disco all'altro, dall'alto verso il basso, per essere scaricata all'esterno dell'impianto mediante un nastro trasportatore.

L'impianto pilota a scala reale utilizzato per le prove di essiccazione è stato realizzato dalla ditta INDEST srl di Velo d'Astico (VI) ed è ideato per un impianto biogas della potenza di 350 kWe . L'impianto si sviluppa in limitati spazi operativi: per un impianto di biogas della taglia di 1 MWe ha una pianta di 5m per 4 m e un'altezza di 6,5 m; per taglie inferiori la pianta resta la stessa e si riduce l'altezza, in quanto è sufficiente un numero inferiore di dischi sovrapposti.

L'impianto deve disporre anche dell'energia termica recuperata dai fumi del cogeneratore, ottenibile con acqua surriscaldata o olio diatermico, in quanto è stato progettato per la

sanitizzazione oltre che per l'essiccazione, e pertanto è necessario operare con temperature dell'aria in entrata superiori ai 100°C .

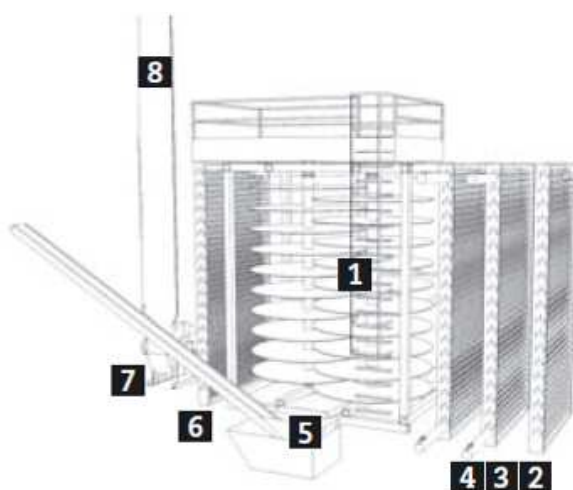


Figura 133: il sistema di essiccazione a dischi sovrapposti comprende la camera di essiccazione a dischi rotanti (1), gli scambiatori di calore acqua-aria nell'ordine da recupero dall'aria in uscita (2, 3, 4), dal motore, dai fumi (6), lo scarico (5), il ventilatore estrattore (7) e il camino (8). Foto Chiumenti; schema Dalpitech

Il materiale utilizzato come input non è il classico digestato addensato, ma è il prodotto in uscita dall'impianto di compostaggio, con tecnologia CLF MODIL, monitorato in precedenza e con sede a Castel Gabbiano (vedere capitolo 7). La motivazione dell'utilizzo del materiale compostato come input è riconducibile alla necessità di verificare la fattibilità tecnico/ambientale di questo nuovo layout di trattamento, con particolare attenzione alla valutazione dell'efficienza del sistema di abbattimento delle emissioni in atmosfera.



Figura 134: a sinistra l'impianto pilota in scala reale realizzato, a destra un dettaglio del nastro di carico.

Dato che gli obiettivi di queste prove sono verificare la funzionalità meccanica, le prestazioni dell'impianto pilota e valutare se è sostenibile dal punto di vista ambientale, ci si è concentrati (anche per una questione di costi) sul rilevamento delle emissioni, delle polveri e della sostanza secca.

Ad incidere in maniera significativa sui costi delle prove sono stati i due gruppi aerotermici a gasolio della potenza di 250 kW, con scambiatore di calore, per il recupero termico dall'aria espulsa dall'impianto, che sono serviti per alimentare l'impianto. Il consumo medio giornaliero è stato di circa 2000 litri di gasolio.

### 9.1.1 Caratteristiche dei prodotti

Per la determinazione della sostanza secca il procedimento è il medesimo descritto nel paragrafo 7.1.7 "Analisi chimico-fisiche".

### 9.1.2 Metodologie analitiche per le emissioni

Per le metodologie analitiche per il rilevamento delle emissioni sono state rispettate le stesse descritte nel paragrafo 8.1.7 relativo all'impianto di essiccazione a nastri.

Il punto di prelievo dell'aria esausta è stato il condotto di scarico, il prelievo è stato effettuato mediante aspirazione dell'aria.



*Figura 135: fase di campionamento dell'aria esausta.*

### 9.1.3 Metodologie analitiche per le polveri

L'analizzatore Polveri è della Zambelli e la misura è stata effettuata in modo isocinetico (velocità aspirazione pari alla velocità dell'aria)



Figura 136: analizzatore polveri (Foto: Chiumenti).

## 9.2 RISULTATI E DISCUSSIONE

### 9.2.1 Caratteristiche dei prodotti

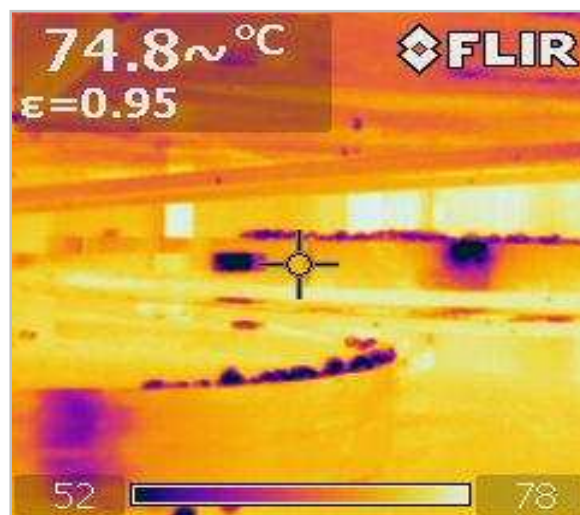
Tabella 28: caratteristiche dei prodotti in ingresso e uscita.

Umidità relativa media del prodotto in ingresso	Umidità relativa media del prodotto in uscita
75 %	45 %

L'umidità relativa del prodotto in uscita è pari a 45%, c'è stata quindi una riduzione pari a 30% grazie al processo di essiccazione a dischi sovrapposti.



*Figura 137: il prodotto finale essiccato*



*Figura 138: termografia dell'interno dell'essiccatoio.*

Dalla figura 138, foto scattata con la termocamera, si dimostra che la temperatura dei due dei dischi inquadrati in fase di essiccazione è pari a 74,8°C. Con un tempo di permanenza del prodotto nell'impianto di 2 ore si è avuta, quindi, una piena rispondenza ai requisiti di cui al Regolamento CEE 1069/2009.

L'impianto ha dimostrato una capacità di lavoro pari a 0,4 -0,7 t/ora.

## 9.2.2 Emissioni in atmosfera

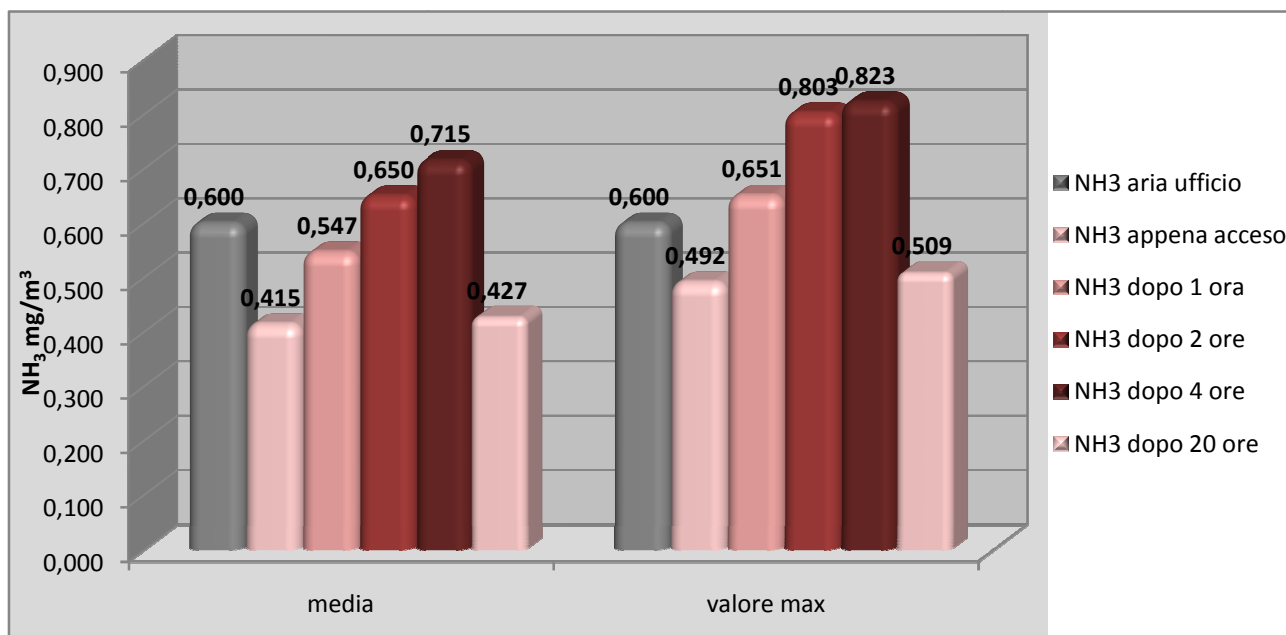


Grafico 27: andamento delle emissioni di NH<sub>3</sub> durante il monitoraggio

Dal grafico 27 si può valutare l'andamento dell'emissività di NH<sub>3</sub> durante il monitoraggio, si evince che la massima emissività, pari a 0,823 mg/m<sup>3</sup>, è stata rilevata dopo 4 ore dall'avvio delle prove. Si evidenzia, inoltre, che dopo 20 ore di funzionamento i livelli di NH<sub>3</sub> si assestano attorno al 0,427 mg/m<sup>3</sup>. Si può considerare più critica dal punto di vista delle emissioni di NH<sub>3</sub> l'emissività a 4 ore dall'inizio di funzionamento dell'impianto.

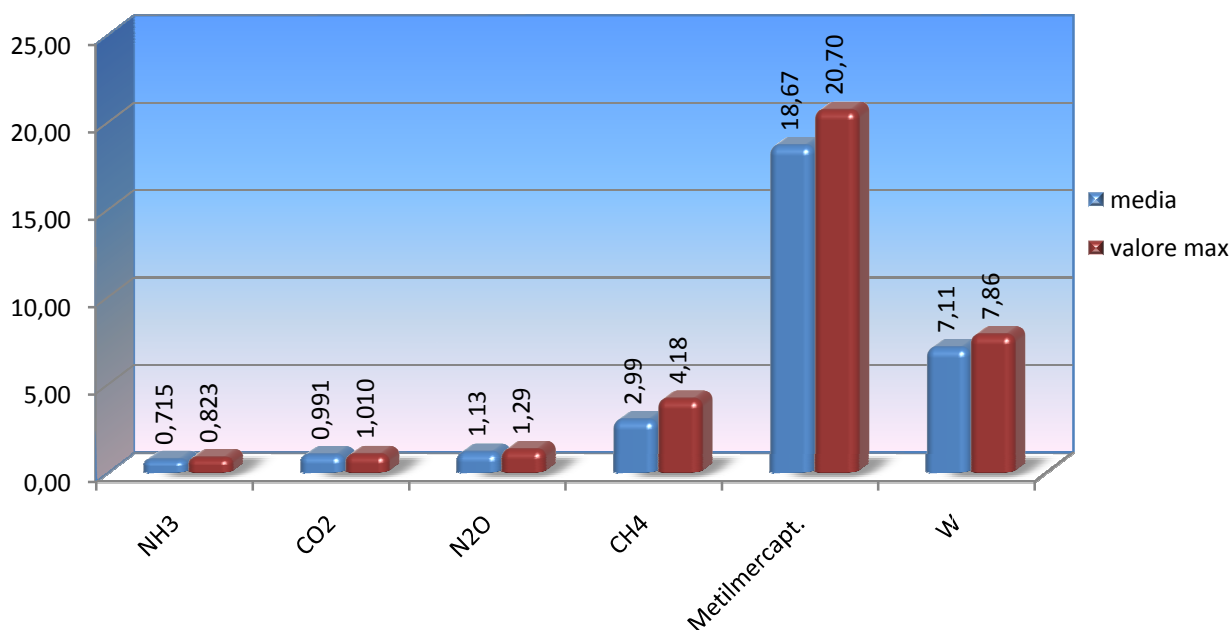


Grafico 28: emissività media e massima rilevata dopo 4 ore dall'avviamento.

Dal grafico 28 si possono notare sia il valore medio che quello massimo di emissività rilevati dopo 4 ore di funzionamento dell'impianto.

Oltre a bassi livelli di  $\text{NH}_3$ , sono stati rilevati anche bassi valori di  $\text{CO}_2$  (valore medio  $0,991 \text{ mg/m}^3$ , valore massimo  $1,010 \text{ mg/m}^3$ ) e  $\text{N}_2\text{O}$  (valore medio  $1,13 \text{ mg/m}^3$ , valore massimo  $1,29 \text{ mg/m}^3$ ). I valori di  $\text{CH}_4$  sono stati pari a una media di  $2,99 \text{ mg/m}^3$  e a un massimo di  $4,18 \text{ mg/m}^3$ ; per i metilmercaptani la media è stata pari a  $18,67 \text{ mg/m}^3$ , il valore massimo pari a  $20,70 \text{ mg/m}^3$ .

Si può concludere che in termini di emissioni di gas e odori non si sono rilevati valori apprezzabili. Ciò appare spiegabile con le seguenti motivazioni:

- il materiale caricato si presenta come un terriccio umido privo di odore, trattandosi di biomassa stabilizzata nel processo anaerobico prima e nel trattamento di trasformazione del digestato liquido in materiale palabile, poi;
- il livello di stabilizzazione raggiunto (indice di umificazione 0,27) è anch'esso elemento che evidenzia la maturazione del prodotto.

### 9.2.3 Polveri

Il monitoraggio delle polveri non ha evidenziato emissioni significative e ciò risultava prevedibile dai seguenti fatti:

- l'umidità del prodotto in uscita (40-45%) non raggiunge livelli ai quali si possono avere emissioni di polveri;
- all'interno dell'impianto la biomassa si sposta molto lentamente da disco a disco;
- l'aria in uscita dall'impianto arriva ad una camera di espansione e prima di arrivare al ventilatore, che mette in depressione l'impianto, viene filtrata e fatta passare attraverso uno scambiatore di calore.

## 9.3 CONCLUSIONI

Le prove con l'impianto di essiccazione a dischi hanno dimostrato che la macchina è in grado di lavorare in modo efficiente il prodotto utilizzato. Da un punto di vista meccanico non si sono riscontrati particolari problemi né nelle fasi di carico né di essiccazione vera e propria né in quella di scarico.

La capacità di lavoro si è dimostrata adeguata così come la capacità di essiccazione, che determinando una riduzione dell'umidità dal 75% al 45%.

Considerando che la temperatura di esercizio media è stata di 90°C, che il tempo di permanenza del prodotto all'interno dell'essiccatore è stato di 2 ore, secondo quanto previsto dal Regolamento CEE 1069/2009 (il prodotto dev'essere mantenuto per più di un'ora a temperature >70°C), il solido essiccato è da considerarsi igienizzato e può essere immesso sul mercato garantendo all'azienda un'utile economico. Questa affermazione trova riscontro anche in letteratura: la temperatura ottimale per la riduzione della maggior parte di popolazioni microbiche è di 60°C come si evince da diverse pubblicazioni scientifiche (Ghaly e MacDonald 2012a, 2012b; Ghaly e Alhattab 2013).

I maggiori vantaggi tecnico/ambientali del processo si hanno utilizzando come input per l'essiccazione il digestato reso palabile attraverso il processo CFL MODIL. L'essiccazione di un prodotto stabilizzato ed umificato non presenta problematiche in termini di emissioni, né di NH<sub>3</sub> né di odori.

Inoltre, operando in questo modo, tutto il digestato può essere trasformato attraverso l'essiccazione in ammendante, in virtù della sensibile riduzione di massa (80%): in questo caso non si hanno frazioni di digestato non palabile da gestire, ma un unico prodotto.

Questo monitoraggio ha fornito indicazioni positive sulla sostenibilità dell'intero processo, creando una valida alternativa all'utilizzo agronomico del materiale palabile tal quale, prodotto con tecnologia CLF MODIL. Esiste quindi la possibilità di igienizzarlo sfruttando l'energia termica dal co-generatore dell'impianto biogas (posto a monte dell'impianto di compostaggio), ottenendo un prodotto con le caratteristiche dell'ammendante ed eliminando l'utilizzo agronomico diretto da parte dell'azienda.



## 9.4 Poster "Essiccazione di digestato palabile"

Poster presentato a Fiera Agricola 2012

## ESSICCAZIONE DI DIGESTATO PALABILE

Chiumenti R., Chiumenti A., Pala B., Segantini P.

Università degli Studi di Udine

Dipartimento di Scienze Agrarie ed Ambientali

### INTRODUZIONE

Nella quasi totalità dei trattamenti del digestato a valle della digestione anaerobica si dispongono materiali palabile con elevata umidità:

- nella separazione liquido-solido del digestato i solidi separati sono essenzialmente costituiti dalla frazione indigerita della biomassa e ad hanno una umidità dell'ordine del 70% e materiale contenente percentuali molto elevate di fosforo e meno consistenti di azoto (>50%).
- nel processo di ultrafiltrazione e osmosi si hanno i solidi separati dai trattamenti primari con separatori a membrana efficienti al grado di materiale contenente la quasi totalità del fosforo e quote molto elevate di azoto (>70%) e avviene un'umidità del 70%.
- Nel processo CLF MODIL, nel quale si ha la trasformazione del digestato nel quale in digestato palabile con un notevole abbattimento dell'azoto.

In alternativa all'effetto anemico del materiale palabile nel quale, esiste la possibilità di inibimento e ritardo l'attività enzimica del co-compostaggio dell'impianto biogas ottenendo un prodotto con le caratteristiche dell'ammendante ad eliminando l'effetto agronomico diretto da parte dell'azienda. Il prodotto ligenizzato, mantenuto per più di un'ora a temperature > 70°C come previsto dal Regolamento CEE 1069/2009, può essere immesso sul mercato garantendo all'azienda un'utile economico.

Nel caso del trattamento del digestato con il processo CLF MODIL, tutto il digestato può essere trasformato in ammendante, in virtù della sensibile riduzione di massa (50%) in questo caso non si hanno frazioni di digestato non palabile da gestire, ma un unico prodotto.

### LE PROVE EFFETTUATE

Le prove sono state condotte su digestato neo palabile e stabilizzato mediante processo CLF MODIL, con l'obiettivo di verificare se fosse possibile operare senza particolari problematiche di gestione dell'aria in uscita dall'impianto.

#### TEST 1

In una prima fase si sono effettuate delle prove in laboratorio con materiale palabile proveniente da trattamento di liquami zootecnici del quale dell'impianto di Biogas Chiesanuova (VR).

Si è operato in un condotto isolato in flusso d'aria alla temperatura di 60°C, con controllo a valle delle emissioni. Difusori del condotto al sono rilevati il flusso d'aria, la temperatura in uscita, l'umidità e il processo di azoto con analizzatore in continuo BruelMikser.

Si è operato con materiale palabile con l'80% di umidità (secchezza del prodotto è risultata sufficientemente originale per assai del operato su matrice ricca di paglia. Per quanto riguarda le emissioni, il monitoraggio ha fornito indicazioni più che positive, dato che si sono rilevati valori misurabili di NH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, azoto glicidico e di polveri.



Fotografie dell'impianto di Biogas Chiesanuova che ha fornito il gas e la palia per il sistema Utisera per l'essiccazione.

#### TEST 2

Si sono effettuate prove di essiccazione del digestato neo palabile, sempre con tecnologia CLF MODIL, dall'impianto di Castel Gabbiano (CR) con un essiccatoio in scala mobile, realizzato per un impianto biogas della potenza di 300 kW dalla ditta HYGAT srl di Vale d'Aosta (VF).

L'impianto ha una configurazione verticale (cascata) con flusso del materiale da essiccare dall'alto verso il basso con flusso in cascata dal piano superiore, dove avviene il carico del prodotto, a quelli sottostanti. Di più peculiare è quella di operare a temperature > 70°C con un tempo di permanenza del materiale nell'impianto > 1 ora, garantendo l'igienizzazione della biomassa.

Le prove sono state condotte per verificarne la funzionalità meccanica e la prestazioni e per una conferma della sostenibilità ambientale.

### CONCLUSIONI

Il monitoraggio delle polveri non ha evidenziato emissioni significative e ciò risulta agevole dai seguenti fatti:

- l'umidità del prodotto in uscita (40-50%) non raggiunge livelli ai quali si possono avere emissioni di polveri;
- l'affinamento dell'impianto la biomassa è agitata molto lentamente da disco a disco;
- l'aria in uscita dall'impianto arriva ad una camera di espansione e prima di arrivare all'ventilatore, che mata in degnazione l'impianto, viene filtrata e fatta passare attraverso una scambio di calore.

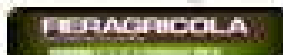
In termini di emissioni di gas e odori non si sono rilevati valori apprezzabili (0,7 mg NH<sub>4</sub> m<sup>3</sup>, 1,7 mg H<sub>2</sub>O m<sup>3</sup>). Ciò appare spiegabile con le seguenti motivazioni:

- il materiale caricato si presenta come un morbido unido grigi odore, trattandosi di biomassa stabilizzata nel processo anaerobico prima e nel trattamento di trasformazione del digestato liquido in materiale palabile; poi;
- il livello di stabilizzazione raggiunto (indice di umificazione 0,27) è un avanzato elemento che avvalorza la maturazione del prodotto.

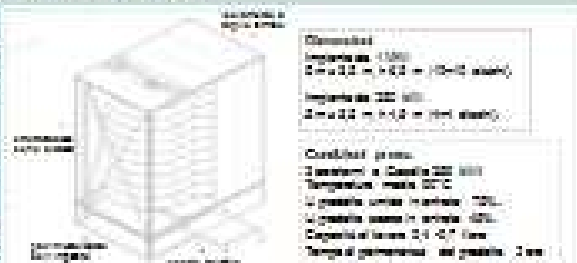
Questo monitoraggio ha fornito indicazioni positive sulla sostenibilità dell'intero processo a valle della digestione anaerobica anche sotto l'aspetto ambientale.

### AGRAZIE

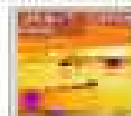
Di aver ingaggiato la sua firma, il Sig. del P.a. e il Sig. Pizzani per la loro disponibilità e competenza.



Milano: Olcese  
conosciamo ogni tipo di caso  
operiamo in tutto il mondo  
con alta tecnologia e competenza  
per una soluzione ad ogni caso  
[www.olcese.it](http://www.olcese.it)



Temperatura all'interno dell'essiccatoio e umidità e azoto in uscita e a valle di ogni stadio dell'impianto con il materiale. Con un tempo di permanenza del prodotto nell'impianto di 1 ora si ottiene un prodotto di qualità e al Regolamento CEE 1069/2009.



Nella configurazione di prova l'impianto era alimentato da due gruppi aerocombusti a gasolio della potenza di 600 kW, con scambio di calore per il recupero termico dall'aria di uscita dall'impianto.

## 10. CONCLUSIONI

Il primo processo sottoposto ad analisi è stata la separazione liquido/solido: questa tecnologia si è dimostrata di semplice gestione ed in grado di effettuare una blanda separazione dell'azoto dal liquame tal quale o dal digestato. Le prestazioni di separazione variano notevolmente al variare del tipo di attrezzatura utilizzata ma sono influenzate anche dalle caratteristiche del substrato da trattare. Va considerato che la separazione liquido/solido è un processo di tipo conservativo: non determina un'effettiva riduzione dell'azoto ma una sua diversa ripartizione nelle fasi liquida e solida. Per questi motivi la tecnologia va vista nell'ottica di essere inserita in un sistema multi-stadio, dove può dare notevoli risultati in termini di separazione di nutrienti.

Il trattamento del digestato con ultrafiltrazione e osmosi inversa è da ritenersi una valida opportunità per la gestione e la valorizzazione di azoto e fosforo di origine zootecnica ed agricola, in quanto si ha la rimozione quasi totale di questi due elementi dall'effluente liquido. Un altro vantaggio è rappresentato dal poter considerare irrilevanti le emissioni in atmosfera durante il processo. Ci sono però anche degli svantaggi: la messa a punto del trattamento è di fondamentale importanza e va effettuata da personale qualificato, inoltre, importante è la costanza delle caratteristiche del prodotto da trattare, pena difficoltà tecniche di gestione dell'impianto. Il processo ha dei costi elevati e ne va quindi verificata la sostenibilità economica.

Il compostaggio di matrici liquide mediante il processo CLF MODIL si è rivelato una tecnologia molto interessante:

- i liquami vengono trasformati in un prodotto palabile;
- la massa da gestire viene notevolmente ridotta (prodotto finale pari al 15-20%);
- si ha una notevole riduzione dell'azoto da gestire agronomicamente (60-70%);
- permette di avere una quasi totale complessazione dell'azoto rimanente, che si presenta in forma pressoché totalmente organica (anche attorno al 95%);

Inoltre, dai monitoraggi ambientali effettuati si può affermare che non è necessario ricorrere al confinamento dell'impianto né al trattamento dell'aria, anzi, si ritiene che il processo debba avvenire in ambiente aperto.

Uno svantaggio che può presentare la tecnologia è dato dagli ampi spazi richiesti con i costi relativi alla realizzazione della struttura di copertura (gli impianti possono essere lunghi fino a 120 m e larghi fino a 20m). Durante il monitoraggio, inoltre, si è evidenziato come sia fondamentale una gestione corretta e costante dell'impianto di compostaggio, anche in termini di utilizzo adeguato di materiale assorbente (Bernal et al., 2009; Chiumenti et al., 2002; Chiumenti et al., 2005), al fine di ottenere un processo corretto ed prodotto finale di alta qualità.

L'essiccazione del digestato è una tecnologia importante, in quanto permette il recupero e la valorizzazione del calore prodotto dall'impianto di co-generazione evitandone la dissipazione in atmosfera. Questa tecnologia dovrebbe quindi permettere di ottenere uno dei "bonus" introdotti con il nuovo dm 6-7-2012.

Va comunque tenuto in considerazione che il processo è di tipo conservativo: non si ha una riduzione dell'azoto ma una sua valorizzazione per una più facile dislocazione extra aziendale. I prodotti finali da gestire sono il solido essiccato e il solfato d'ammonio, ottenuto dalla complessazione dell'ammoniaca presente nell'aria esausta in uscita dall'impianto. Inoltre, il processo presenta costi di gestione legati non solo al consumo di energia elettrica, ma anche alla necessità di approvvigionamento di acido solforico e di acqua, entrambi necessari alla fase di trattamento delle emissioni.

Purtroppo durante il monitoraggio è emerso che questa tecnologia non permette di trattare tutto il digestato prodotto dall'impianto di digestione anaerobica, nemmeno utilizzando i fumi di scarico. In condizioni ottimali si è riusciti a trattare il 47% del digestato.

Maggiori vantaggi si hanno ponendo l'essiccazione a valle del compostaggio del digestato reso palabile: solo in questo modo si riesce a trattare tutto il digestato prodotto. Questo è possibile grazie alla sensibile riduzione di massa data dalla tecnologia CFL MODIL.

Le prove effettuate trattando il prodotto finale del processo CLF Modil mediante impianto di essiccazione a dischi sovrapposti hanno consentito, inoltre, di poter igienizzare il prodotto finale, in quanto viene mantenuto a 90°C per almeno 2 ore, come previsto dal Regolamento CEE 1069/2009. Questo permette di ottenere un prodotto con le caratteristiche dell'ammendante, con la possibilità di una sua commercializzazione, eliminando, quindi, l'utilizzo agronomico diretto da parte dell'azienda.

L'associazione della tecnologia di compostaggio con modalità CFL MODIL con la tecnologia di essiccazione a dischi sovrapposti richiede, comunque, investimenti significativi . Questo "layout" di trattamento resta comunque di particolare rilievo garantendo il grande vantaggio di poter trattare tutto il digestato prodotto e di rendendolo di più facile gestione e collocazione extra aziendale.

## 11. BIBLIOGRAFIA

- Agnew, J. M., Leonard, J.J., 2003. The physical proprieties of compost. *Compost Science Utility* 1, 238-264.
- Bernal, M.P., Albuquerque, J.A.,Moral, R., 2009. Composting of animal manures and chemical criteria for compost maturity assessment. A review. *Bioresource Tecnology* 100, 5444-5453.
- Bishop, P.L., Godfrey, C., 1983. Nitrogen transformation during sewage composting. *Biocycle* 24, 34-39.
- Bonazzi, G., 2009. Come trattare i liquami per ridurre l'azoto in campo, *Agricoltura* 1, 66 – 68.
- Bonazzi, G., Piccinini, S., Fabbri, C., 2007. Tecnologie innovative per il trattamento dei liquami, *Supplemento Suinicoltura* 11, 2 – 11.
- Bonmati, A., Flotats, X., 2003. Pig slurry concentration by vacuum evaporation: influence of previous mesophilic anaerobic digestion process. *Journal of the air & waste management association* 53, 21-31.
- Cavinato, C., Fatone, F., Bolzonella, D., Pavan, P., 2010. Thermophilic anaerobic co-digestion of cattle manure with agro-wastes and energy crops: Comparison of pilot and full scale experiences. *Bioresource Tecnology* 101, 545-550.
- Chiumenti, A., Chiument,i R., da Borso, F., 2008. *La digestione anaerobica (The anaerobic digestion)* University of Udine – FVG Region Edition
- Chiumenti, A., Chiumenti, R., Diaz, L.F., Gava, R., 2008. Poultry manure to energy: combustion plant, *Atti del convegno internazionale "Venice 2008, Second International Symposium on Energy from Biomass and Waste"*, Venezia 17-20 Novembre 2008.
- Chiumenti, A., Chiumenti, R., Diaz, L.F., Savage, G.M., Eggerth, L.L., Goldstein, N., 2005. *Modern Composting Technology*, BioCycle-JG Press, Emmaus, PA, USA.
- Chiumenti, A, da Borso, F., Teri F., Chiumenti, R., Piaia B., 2013. Full-scale membrane filtration system for the treatment of digestate from a co-digestion plant. *applied engineering in agriculture*, vol. 29 (6), p. 985-990.
- Chiumenti, R., Chiumenti, A., 2002. *La tecnologia del compostaggio*, Edizione ARPAV - Regione Veneto.

- Chiumenti, R., Chiumenti, A., 2007. Le tecnologie per il trattamento eco-compatibile dei liquami suinicoli, Rassegna suinicola internazionale, Reggio Emilia, 19/04/2007 .
- Chiumenti, R., Chiumenti, A., da Borso, F., 2010. Advanced treatments for the valorisation of digestate. In: International Conference Biocycle 2010, West Coast Conference: Composting, Organics Recycling and Renewable Energy. April 12-15, 2010, San Diego, USA.
- Chiumenti, R., Chiumenti, A., Da Borso, F., Limina, S., Landa, A., 2009. Anaerobic Digestion of Swine Manure in Conventional and Hybrid Pilot Scale Plants: Performance and Gaseous Emissions Reduction, Proceedings of the International Symposium ASABE 2009, Reno (NV), USA, June 21-24, 2009.
- Das, K., Keener, H.M., 1997. Moisture effect on compaction and permeability in composts. *J. Environmental Eng.* 123, 275-281.
- de Bertoldi, M., Vallini, G., Pera, A., 1983. The biology of composting: a review. *Waste Management Resource* 1, 157-176.
- Fabbri, C., Bonazzi, G., Moscatelli, G., Navarotto, P., 2008. Soluzioni possibili per ridurre le eccedenze di azoto, *L'informatore agrario* 18, 41 – 44.
- Fabbri, C., Labartino, N., Manfredi, S., Piccinini, S., 2013. Biogas, il settore è strutturato e continua a crescere. *Supplemento a L'Informatore Agrario*, n. 11/2013, pp. 11-16.
- Fan, A. M., 2011. Nitrate and Nitrite in Drinking Water : A Toxicological Review. California Environmental Protection Agency, Oakland, CA, USA.
- Finstein, M.S., Miller F.C., 1985. Principles of composting leading to maximization of decomposition rate, odor control, and cost effectiveness. In: Gasser, J.K.R (Ed.), *Composting of Agricultural and Other Wastes*. Elsevier Applied Science Publications, Barking, Essex, pp. 13-26.
- Ghaly, A. E., M. Alhattab, 2013. Drying poultry manure for pollution potential reduction and production of organic fertilizer. *American Journal of Environmental Science*, 9 (2): 88-102.
- Ghaly, A. E. and K.N. MacDonald, 2013. Development and testing of an ammonia removal unit from the exhaust gas of a manure drying system. *American Journal of Environmental Science*, 9 (1): 51-61.
- Ghaly, A. E. and K.N. MacDonald, 2012a. Drying of poultry manure for use as animal feed. *American Journal of Agricultural and Biological Sciences*, 7 (3), 239-254.
- Ghaly, A. E. and K.N. MacDonald, 2012b. An effective passive solar dryer for thin layer drying poultry manure. *Am.J.Eng. Applied Sci.*, 5: 135-150.

- Gse, 2012. Rapporto statistico 2011- Impianti a fonti rinnovabili. Ed. GSE. pp. 115.
- Hao, X., Chang, C., Larney, F., Travis, G., 2001. Greenhouse gas emission during cattle feedlot manure composting. *Journal of Environmental Quality*. 30 (76): 376-386.
- Hao, X., Francis, J., Larney, F., Chang, C., Travis, G., Connie, K.N., Bremer, E., 2005. The effect of Phosphogypsum on Greenhouse Gas Emission during Cattle Manure Composting. *Journal of Environmental Quality*. 34:774-781.
- Haug, R.T., 1993. *The Practical Handbook of Compost Engineering*. Lewis Publishers, Boca Raton, FL.
- Hellebrand, H., and W. Kalk. 2001. Emission of methane, nitrous oxide, and ammonia from dung windrows. *Nutrient Cycling in Agroecosystems*. 60(83): 83-87.
- Kic, P. and Aboltins A., 2013. Convective drying of poultry manure by different air speeds. *Engineering for Rural Development, Jelgava 23-24/05/2013*.
- Lorimor, J., Fulhage, C., Zhang, R., Funk, T., Sheffield, R., Sheppard, D.C., Newton, G.L., 2006. Manure management strategies and technologies. Pp 409-434 in: *Animal Agriculture and the Environment: National Centre for Manure and Animal Waste Management White Papers*. J.M. Rice, D.F. Caldwell, F.J. Humenik, eds. 2006. St. Joseph, Michigan: ASABE. Pub. Number 913C0306.
- 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.
- Lee, D. H. K., 1970. Nitrates, nitrites, and methemoglobinemia. *Environmental Research* 3, 484-511.
- Malpei, F., Canziani, R., Ficara, E., 2008. Rimozione dell'azoto dal digestato. Tecnologie convenzionali ed avanzate (N removal from digestate. Conventional and advanced technologies). Atti del convegno "Digestione anaerobica: opportunità per l'agricoltura e per l'ambiente" 24 - 25 gennaio 2008, Milano.
- 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.
- Navarotto, P., Porro, M., Fabbri, C., 2007. Abbattimento dell'azoto, tante tecniche tra cui scegliere, *L'informatore agrario* 1, 47 – 49.
- Op den Camp, H. J. M., Kartal, B., Guven, D., Van Niftrik, L. A. M. P., Haaijer, S. C. M., Van der Star W. R. L., Van de Pas-Schoonen K. T., Cabezas A., Ying Z., Schmid



- M. C., Kuypers, M. M. M., Van de Vossenberg, J., Harhangi, H. R., Picioreanu, C., Van Loosdrecht, M. C. M., Kuenen, J. G., Strous, M., Jetten, M. S. M., 2006. Global impact and application of the anaerobic ammonium-oxidizing (anammox) bacteria, *Biochemical society transactions* vol. 34, part 1, 174 –178.
- Piccinini, S., Bonazzi, G., (2005), Nuove strade per smaltire gli effluenti zootecnici. *L'informatore agrario* 7, 55 – 61.
- Piccinini, S., Fabbri, C., Sassi, D., 2007. Azoto nei liquami, i metodi per rimuoverlo. *Supplemento Suinicoltura* 11, 24 – 32.
- Pimentel, D., 1997. Conservation of fertilizer and livestock manure: pollution prevention, National Pollution Prevention Center for Higher Education, University of Michigan.
- Provolo, G., Riva, E., Serù, S., 2008. Gestione e riduzione dell'azoto di origine zootecnica - Soluzioni tecnologiche e impiantistiche. *Quaderni della ricerca n. 93, Regione Lombardia*.
- Ribeiro, A. M. L. and A.M. Penz, Jr., 2001. Comparison of different drying techniques for nitrogen analysis of poultry excreta, feces, and tissue. *J. Applied Poultry res.*, 10:21-23.
- Richard, T.L., Hamelers, H.V.M., Veeken, A.H.M., Silva, T., 2002. Moisture relationship in composting processes. *Compost Sci. Util.* 10, 286-302.
- Smil, V. (2002), Nitrogen and Food production: proteins for human diets, *Ambio* 31, 126-131.
- Tartowski, S. L. and Howarth R. W., 2013. Nitrogen, Nitrogen Cycle. *Encyclopedia of Biodiversity*, Vol. 5, 537-546.
- Vitousek, P. M., Aber, J. D., Howarth, R. W., Likens, G. E., Matson, P. A., Schindler, D. W., Schlesinger, W. H., Tilman, D. G., 1997. Human alteration of the global nitrogen cycle: sources and consequences. *Ecological applications* 7 (3), 737-750.
- Wei, B., Wang, K.Y., Dai, X.R., Ye, Z.Y., 2010. Ammonia emission from swine-manure aerobic composting facility with natural ventilation. *International Symposium on Air Quality and Manure Management for Agriculture CD-Rom Proceedings of the 13-16 September 2010 Conference (DoubleTree Hotel, Dallas Texas) Publication date, 13 September 2010 ASABE Publication Number 711P0510cd.*
- Zhao, L. Y., R. Manuzon, M. Darr, H. Keener, A. J. Heber, and J.-Q. Ni. 2008. Ammonia Emissions from a Commercial Poultry Manure Composting Facility. In *Proceedings of the VIII Conference on Livestock Environment .Iguassu Falls, Brazil.*

Zucconi, F., de Bertoldi, M., 1987. Compost specifications for the production and characterization of compost from municipal solid waste. In: de Bertoldi, M., Ferranti, M. P., L'Hermite, P., Zucconi, F., (Eds.), Compost: Production, Quality and Use. Elsevier, Barking, pp 30-50.

## **12. SITOGRAFIA**

[http://ec.europa.eu/environment/water/water-nitrates/index\\_en.html](http://ec.europa.eu/environment/water/water-nitrates/index_en.html)

<http://www.fao.org/home/en/>

<http://www.dorset.nu/>

