



PSR
2014 2020

LOMBARDIA
L'INNOVAZIONE
METTE RADICI



**Regione
Lombardia**

Fondo Europeo Agricolo per lo Sviluppo Rurale: l'Europa investe nelle zone rurali



Impianto innovativo per la rimozione Conservativa dell'Azoto da effluenti zootecnici e digestato

ConservA

cofinanziato dal FEASR - OPERAZIONE 16.1.01 – “Gruppi operativi PEI” del Programma di Sviluppo Rurale 2014 - 2020

Autorità di Gestione del Programma: Regione Lombardia



Relazione finale

Partner

- UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI MILANO – Dipartimento di Scienze Agrarie e Ambientali
- SOCIETÀ AGRICOLA VERTUA S.S.
- SERALBA S.R.L. SOCIETÀ AGRICOLA
- SOCIETÀ AGRICOLA IL MONTIZZOLO DI MERIGO DONATELLO
- SASSI IVAN E MAURIZIO ENZO SOC.AGR. S.S
- ASSOCIAZIONE REGIONALE ALLEVATORI DELLA LOMBARDIA

Responsabile del progetto

UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI MILANO – Dipartimento di Scienze Agrarie e Ambientali

Prof. Giorgio Provolo

Febbraio 2023

Sommario

Premesse	3
Attività svolta.....	3
Sottoprogetto coordinamento	3
Sottoprogetto innovazione.....	4
Progettazione dell'impianto pilota	4
Realizzazione dell'impianto pilota	6
Principio di funzionamento e descrizione dell'impianto	10
Valutazione del processo di strippaggio e della funzionalità dell'impianto pilota.....	16
Prove preliminari svolte a scala di laboratorio	16
Prove svolte sull'impianto pilota	18
Rimozione TKN, TAN e Volume	19
Modifiche effettuate all'impianto	24
Valutazione tecnico-economica	24
Consumi di energia elettrica.....	25
Consumo di acido solforico	25
Costi	26
Sottoprogetto trasferimento dei risultati.....	28
Tempi di svolgimento del progetto, comunicazioni e richieste di variazione inviate alla Regione.....	Errore. Il segnalibro non è definito.
Nota sulla rendicontazione finanziaria	Errore. Il segnalibro non è definito.
Indicatori di risultato delle attività di progetto	Errore. Il segnalibro non è definito.

Premesse

Il GO-ConservA si è proposto di sviluppare e collaudare una tecnologia di strippaggio semplificato dell'azoto basata su un processo sperimentato in laboratorio con buoni risultati e che ha dimostrato di avere le caratteristiche adatte all'introduzione in aziende zootecniche. In particolare, la tecnologia utilizzata prevede la rimozione dell'azoto sotto forma di ammoniaca gassosa che viene asportata in un flusso d'aria. Il successivo passaggio dell'aria in acido solforico consente di ottenere solfato d'ammonio che può essere facilmente trasportato e utilizzato come fertilizzante minerale. Se adeguatamente caratterizzato, questo prodotto potrebbe essere utilizzato nelle aziende che lo producono (attualmente la normativa lo classifica come effluente di allevamento, ma è prevedibile una apertura all'utilizzo di questi prodotti nei prossimi anni).

Gli obiettivi che si pongono gli allevatori, infatti, non sono quelli di eliminare completamente i nutrienti nei liquami, di cui conoscono bene il valore, ma di riequilibrarne il contenuto, in particolare di azoto, per rispettare la normativa ed evitare apporti eccessivi. Ne deriva che nella maggior parte dei casi l'esigenza è di ridurre il contenuto di azoto nei liquami al massimo del 50-60%. Il trattamento proposto consente di modulare la rimozione dell'azoto nei liquami in base al tempo di permanenza e quindi può adattarsi alla situazione aziendale in modo semplice ed efficace.

L'introduzione della tecnologia proposta consentirebbe di superare gli ostacoli attuali a una gestione virtuosa, ma al tempo stesso sostenibile dal punto di vista economico, degli effluenti di allevamento delle aziende zootecniche partner e dimostrare la validità di una tecnica che potrebbe essere utilizzata ampiamente a livello lombardo, nazionale e europeo.

Le attività del progetto sono iniziate regolarmente e la progettazione e realizzazione dell'impianto pilota, anche se con qualche rallentamento, sono proseguite anche nel periodo di pandemia.

Nel primo periodo del progetto, in attesa delle autorizzazioni del progetto dell'impianto pilota e della sua realizzazione, come previsto dal piano di lavoro, sono stati approfonditi alcuni aspetti del processo in condizioni di laboratorio, per completare le conoscenze utili al funzionamento dell'impianto pilota.

La consegna dell'impianto è avvenuta nel luglio 2021, tenendo conto di un periodo di sospensione di circa 3 mesi. Le prove preliminari svolte nell'autunno 2021 hanno messo in evidenza alcune criticità, in particolare del sistema di riscaldamento dell'acqua per mantenere in temperatura i reattori. La piena operatività dell'impianto dal maggio 2022 ha consentito comunque di valutare il funzionamento dell'impianto pilota con diverse tipologie di effluenti, a partire da quelli delle aziende partner. La valutazione delle prestazioni dell'impianto è proseguita fino alla fine di novembre del 2022.

Questa relazione è organizzata in una descrizione sintetica delle attività svolte e da una serie di allegati che ne approfondiscono i contenuti.

Attività svolta

Sottoprogetto coordinamento

Il gruppo operativo è costituito da un numero limitato di partner che ha operato in sinergia con continuità.

Dopo una prima riunione in presenza all'avvio del progetto, il partenariato si è mantenuto aggiornato e in contatto principalmente attraverso conversazioni telefoniche e scambi di email durante il periodo di progettazione e realizzazione dei prototipi. L'interazione è stata successivamente diretta in tutto il periodo di installazione e funzionamento con riunioni periodiche e con presenza almeno settimanale presso l'impianto di operatori dell'Università.

Questa modalità di coordinamento delle attività che ha visto anche riunioni periodiche di tutti i partner per condividere i risultati ottenuti e le indicazioni per il miglioramento del sistema.

Da evidenziare, nel contesto delle attività di coordinamento, l'interazione con la società che ha progettato realizzato e messa a punto su indicazioni dell'università.

Per quanto riguarda l'interazione con la Rete Rurale, la situazione sanitaria del periodo ha limitato le interazioni che si sono limitate alla partecipazione ad alcuni eventi e iniziative organizzati dalla Rete Rurale e in particolare:

- "L'approccio interattivo per l'innovazione: l'esperienza dei GO" 24/11/2020 (on line)
- Rete Rurale Nazionale - Scheda Innovazione 25.1, "Diffusione della conoscenza e adozione dell'innovazione: il ruolo della consulenza" – Webinar del 25/02/2021
- Webinar "La digitalizzazione come strumento per la conoscenza e l'innovazione in agricoltura" – martedì 30 marzo 2021
- Sondaggio sulla Rete Rurale tra gli stakeholders (maggio 2022)
- Indagine sui Gruppi Operativi del PEI AGRI (marzo 2021)
- Compilazione del Questionario RRN ai Gruppi Operativi del PEI AGRI (settembre-ottobre 2020).
- Il 9/11/2020 sono state pubblicate le informazioni del progetto nelle banche dati dell'EIP-AGRI della Commissione Europea e di Innovarurale della Rete Rurale Nazionale.

Sottoprogetto innovazione

Progettazione dell'impianto pilota

Questa fase dell'attività ha richiesto la predisposizione di un capitolato d'appalto che specificasse le caratteristiche richieste dell'impianto a cui hanno fatto seguito i documenti di progetto predisposti dalla ditta che ha vinto la gara (Acquafert Srl).

Questi documenti sono riportati nell'**Allegato A** e prevedono la realizzazione di quattro serbatoi per il processo di strippaggio dell'ammoniaca. L'aria carica di ammoniaca viene convogliata in uno scrubber mediante tubazioni grazie a una soffiante. I reagenti e il sale di ammonio ottenuto vengono stoccati temporaneamente in contenitori nei pressi dello scrubber. Per la preparazione del liquame prima dello strippaggio, sono previsti inoltre una vasca di stoccaggio del liquame in arrivo (scaricato mediante carbotte), un separatore dei solidi e dei serbatoi per raccogliere il liquame chiarificato in attesa di essere inviato ai reattori di strippaggio. Completa l'impianto una zona dove trovano posto il generatore di acqua calda, il quadro elettrico di controllo con uno spazio ufficio per gli operatori (Figura 1).

SCHEMA GENERALE DELL'IMPIANTO

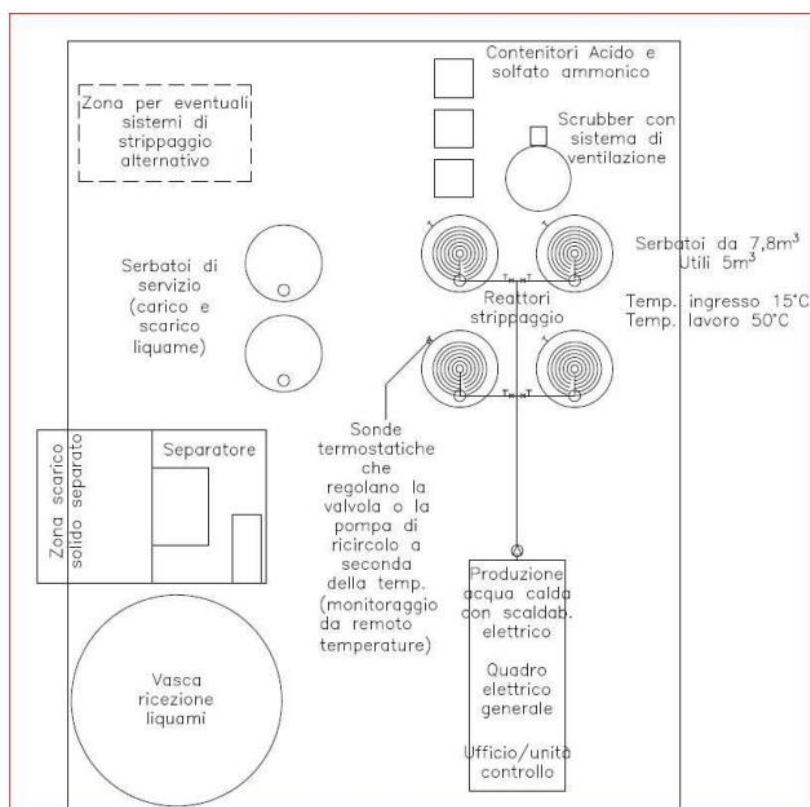


Figura 1 – Schema di progetto dell'impianto pilota

Nei mesi successivi la progettazione è stata meglio definita dal punto di vista delle singole componenti e della funzionalità del sistema ed è stato predisposta (con il supporto dello Studio Agriter srl) la documentazione necessaria per presentare la richiesta di realizzazione dell'impianto pilota al Comune di Mozzanica, dove è situata l'Azienda Sassi Ivan e Maurizio Enzo Società Agricola s.s., partner del progetto che ha messo a disposizione l'area per l'installazione dell'impianto pilota.

La richiesta di realizzazione è stata presentata nel dicembre 2019 e il permesso di costruire è stato concesso nel luglio del 2020.

Con questo atto si è conclusa la fase di progettazione e si è passati alla realizzazione dell'impianto. Sulla base dello schema finale di progetto riportato in Figura 2.



Figura 3 – Fasi della realizzazione della platea. In alto a sinistra, tracciamento dell'area. In alto a destra, armatura e predisposizione dei tubi. In basso, platea gettata.

L'installazione delle diverse componenti dell'impianto è stata effettuata premontando i reattori presso Acquafert e successivamente posizionando i reattori sulla platea. Sono state posizionati e collegati i serbatoi di stoccaggio, la vasca di ricezione, il separatore su apposito supporto sopraelevato e lo scrubber (Figura 4).

Sono stati posati due container, uno dedicato al locale per il riscaldamento dell'acqua e uno per il quadro di controllo e l'ufficio (



Figura 5).

L'impianto risulta composto da:

- vasca in acciaio con capacità di 30 m3 con valvole e raccordi di ingresso e uscita e possibilità di ricircolare il liquame per consentire la miscelazione tramite pompa o miscelatore meccanico
- pompa per alimentazione separatore e movimentazione liquame da vasche
- separatore a vite elicoidale per il pretrattamento dei liquami in ingresso con tubazioni di carico flessibili per poter essere collegato a un carrobotte
- n. 3 serbatoi con volume di 7.5 m3 in materiale plastico, con sistema di miscelazione mediante ricircolo e misura elettronica del livello
- n. 4 serbatoi con volume di 7.5 m3 in materiale plastico, con sistema di riscaldamento mediante acqua calda fatta circolare in una tubazione all'interno del serbatoio e sistema di miscelazione meccanica mediante motore elettrico che aziona una pala immersa nel liquido del serbatoio
- pompa volumetrica per il trasferimento del liquame dai serbatoi di carico a quelli di reazione e viceversa
- sistema di scarico del liquame nel vascone di stoccaggio esistente



Figura 4 – Fasi del montaggio dell'impianto. In alto a sinistra, vasca di ricezione. In alto a destra, separatore. In basso a sinistra, contenitori per il separato palabile. In basso a destra, contenitori posizionati.



Figura 5 – container per locale riscaldamento dell'acqua e quadro di controllo. In alto a sinistra esterno dei container. In alto a destra posizionamento del contenitore per l'acqua calda. In basso a sinistra quadro elettrico. In basso a destra pc per il controllo remoto.

- sistema di tubazioni e relative valvole per la movimentazione del liquame
- sistema di riscaldamento dei contenitori realizzato mediante caldaie elettriche, sistema di accumulo dell'acqua calda, sistema automatico di regolazione del flusso, basato su valvole e sonde di temperatura
- n. 4 sonde pH, livello e temperatura con sistema di registrazione inserite nei serbatoi di reazione
- n. 1 scrubber completo di stazione di dosaggio, ventilatore e serbatoi. Portata d'aria di 2000 m³/h, torre completa di materiale di riempimento, sistema di dosaggio dell'acido, rampa di spruzzaggio in pvc, pompa per il ricircolo della soluzione di lavaggio con portata di 8 m³/h, by-pass con sonda di pH, ventilatore centrifugo e quadro di comando. Tubi per il convogliamento dell'aria in modo da formare un circuito chiuso con riutilizzo dell'aria esausta per l'immissione in aspirazione nei serbatoi
- supporto con vasca di contenimento per acidi
- sistema di controllo con connessione remota, software di controllo e monitoraggio
- container per alloggiamento degli impianti tecnici e di controllo necessari
- container a uso ufficio e alloggiamento quadro elettrico
- sistemazione dell'area e del piano di appoggio con misure di 20x25 m di cui 16x 20 m con platea in calcestruzzo armato con sistema di scolo delle acque e dotato di rete idrica e canalizzazioni per il passaggio dei cavi elettrici

Principio di funzionamento e descrizione dell'impianto

Il principio di funzionamento dell'impianto Conserva si basa sulla naturale volatilizzazione dell'ammoniaca contenuta negli effluenti. Questo fenomeno viene favorito con l'aumentare di:

- pH dell'effluente,
- temperatura dell'effluente/ambiente,
- superficie di scambio tra liquame e aria,
- velocità dell'aria sulla superficie del liquame,
- movimentazione della massa di liquame.

Il processo adottato nel progetto ConservA stimola i fenomeni che normalmente si cerca di bloccare per limitare le perdite di ammoniaca nell'ambiente. In pratica, il processo è finalizzato a promuovere il rilascio naturale di ammoniaca, in modo da catturarla sotto forma minerale. Questo processo si basa su uno strippaggio a lento rilascio, il cui principio di funzionamento (Figura 6) è molto semplice. Lo strippaggio a lento rilascio consiste nell'immissione di un flusso di aria nello spazio di testa di un reattore, all'interno del quale è presente il liquame preventivamente separato, eventualmente riscaldato e miscelato in continuo. Il flusso di aria lambisce la superficie del liquame, si carica di ammoniaca e raggiunge uno scrubber. In quest'ultimo passaggio del processo, l'aria carica di ammoniaca è sottoposta a un lavaggio con una soluzione di acido solforico che porta alla formazione di solfato ammonico.

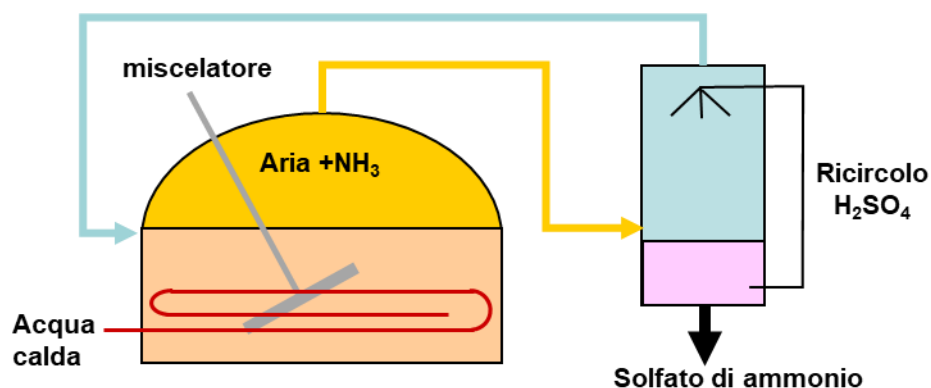


Figura 6 - Principio di funzionamento del sistema di stripping lento dell'ammoniaca con formazione di solfato di ammonio.

L'impianto pilota, come raffigurato in Figura 7, è composto da una vasca di 30 m³ per ricevere gli effluenti, da cui vengono inviati ad un separatore a vite elicoidale per rimuovere i solidi grossolani. Tre serbatoi da 7.5 m³ raccolgono il separato liquido che attraverso una pompa monovite viene caricato in 4 reattori di stripping da 7.5 m³ (Figura 8), miscelati, riscaldati a 40°C e riempiti a metà livello. Il riscaldamento dei reattori viene garantito dalla circolazione di acqua calda prodotta da una caldaia. Nello spazio di testa dei reattori, tramite una soffiante, viene instaurato un flusso d'aria a circuito chiuso con lo scrubber (Figura 9) per evitare perdite di ammoniaca durante il trattamento. Nei reattori sono presenti sensori per il monitoraggio di pH, livello e temperatura e tutto l'impianto è monitorato e controllato da un PLC (Programmable Logic Controller), accessibile anche da remoto.

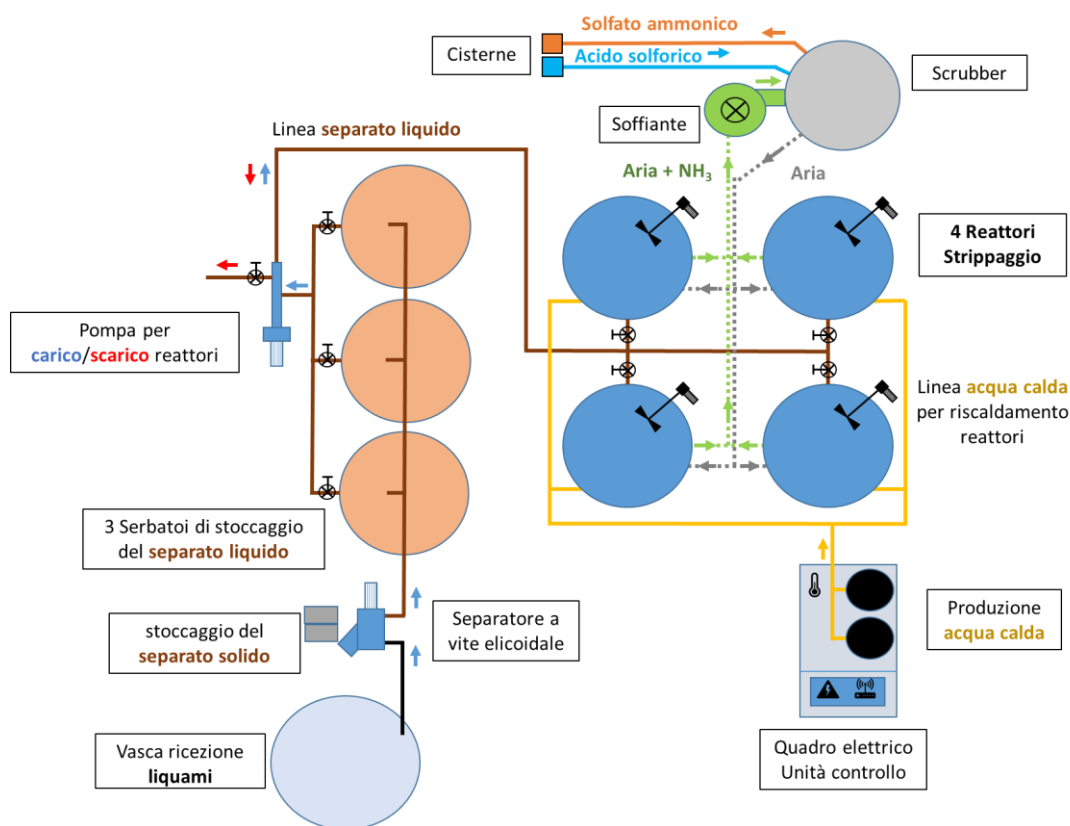


Figura 7 - Schema dell'impianto pilota di stripping realizzato nel progetto ConservA.



Figura 8 - Reattori in cui avviene lo stripping a lento rilascio. Nelle tubazioni che sovrastano i reattori passa l'aria che rimuove l'ammoniaca dal liquame.



Figura 9 - Scrubber in cui avviene il contro lavaggio con l'acido solforico dell'aria carica di ammoniaca proveniente dai reattori di stripping. Una soffiante genera il flusso d'aria in un circuito chiuso che collega reattori e scrubber tramite tubazioni in PVC.

Lo schema di funzionamento dell'impianto prevede la ricezione del liquame in una vasca di stoccaggio che consente di ricevere il liquame di diverse tipologie (Figura 10). Viene effettuata una rimozione dei solidi con un separatore a vite elicoidale ad asse verticale (Figura 11). La frazione palabile viene raccolta in appositi contenitori mentre quella liquida viene convogliata in 3 contenitori in polietilene con una capacità di 7,5 m³ ciascuno. Da questi il liquame viene convogliato verso quattro reattori ciascuno con capacità lorda di 7,5 m³ che possono trattare in modo indipendente il liquame (Figura 12). Per questo sono dotati di un agitatore meccanico con pale che ruotano a una velocità massima di 100 giri/min, regolabili tramite inverter e di un sistema di riscaldamento tramite tubi con circolazione di acqua calda. Questa viene prodotta da una piccola centrale termica con accumulo di acqua calda che trova posto in un container.

La rimozione dell'ammoniaca viene favorita da un flusso di aria che è generata da una soffiante da 2,2 kW che incanala l'aria in tubazioni e raggiunge i quattro reattori con immissione laterale. L'aria carica di ammoniaca esce dai reattori e viene convogliata a uno scrubber che provvede a rimuovere l'ammoniaca tramite lavaggio con acido solforico (Figura 13). L'aria ripulita viene ricircolata nel sistema in modo da eliminare le eventuali emissioni di ammoniaca dal sistema.

Il solfato d'ammonio che si ottiene viene periodicamente scaricato in un contenitore e sostituito nel serbatoio dello scrubber con nuovo acido solforico (Figura 14).



Figura 10 - Vasca di ricezione dell'impianto pilota



Figura 11 - Il liquame prima del trattamento subisce un trattamento di separazione dei solidi



Figura 12 - I quattro reattori dell'impianto pilota sono riscaldati e miscelati in modo da favorire il rilascio dell'ammoniaca da liquame e digestato



Figura 13 - La soffiante consente di far circolare l'aria attraverso lo scrubber e inviarla ai reattori dove si carica di ammoniaca

Il funzionamento dell'impianto è controllato e regolato da un computer installato nel quadro elettrico di controllo inserito in un container che ha anche la funzione di ufficio (Figura 15 e Figura 16).

Il sistema di riscaldamento dell'acqua calda era inizialmente effettuato con delle caldaie elettriche istantanee. Dopo una prima fase di funzionamento, queste sono risultate inadeguate a mantenere la temperatura del liquame nei reattori. Per questo, è stata effettuata una modifica utilizzando delle resistenze elettriche inserite direttamente nei contenitori per l'accumulo dell'acqua calda (Figura 17). Con questo sistema è stata garantita la temperatura richiesta nei reattori.

La documentazione di dettaglio dell'impianto realizzato e del suo collaudo è riportata nell'**allegato B**.



Figura 14 – Contenitori per l'acido solforico (a sinistra) e per il solfato d'ammonio (a destra)



Figura 15 - L'impianto pilota è controllato attraverso un pc che consente di monitorare i diversi parametri di funzionamento del processo.



Figura 16 – Container per il sistema di riscaldamento (a sinistra) e stanza per il controllo (a destra)

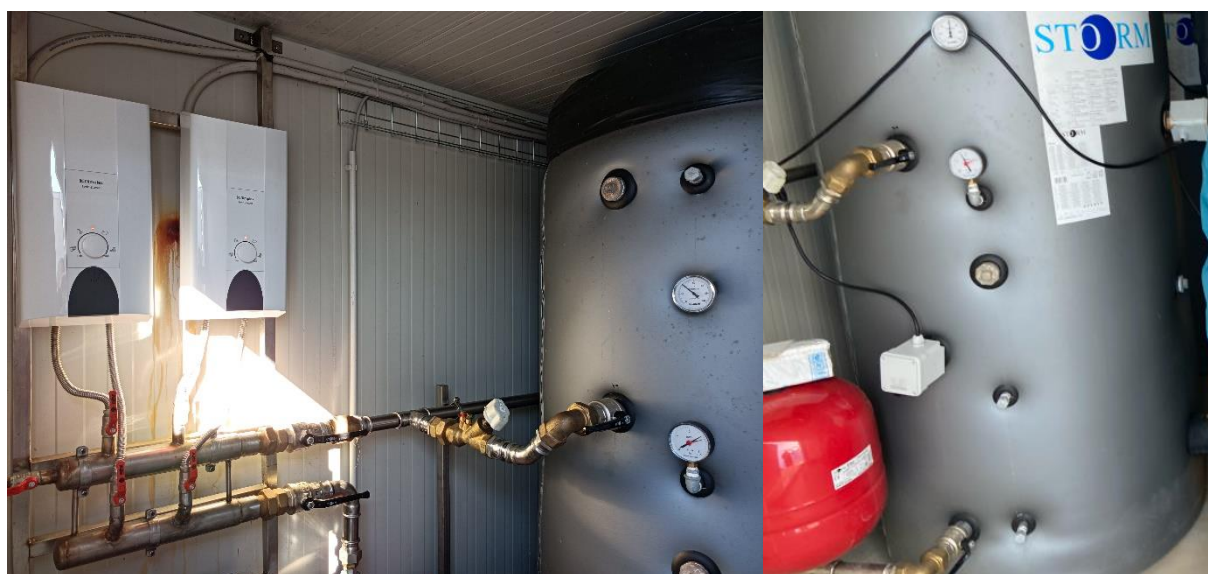


Figura 17 – sistema di riscaldamento utilizzando delle caldaie elettriche istantanee (a sinistra) e resistenze elettriche termostate (a destra)

Valutazione del processo di strippaggio e della funzionalità dell'impianto pilota

Prove preliminari svolte a scala di laboratorio

Le prove preliminari svolte in laboratorio hanno avuto l'obiettivo di approfondire e affinare le conoscenze già sviluppate negli anni sul processo di strippaggio dell'ammoniaca a lento rilascio. In particolare, le prove condotte hanno portato a valutare l'effetto sull'efficienza di rimozione dell'ammoniaca da liquame bovino e suino, al variare delle condizioni di temperatura, pH e intensità del flusso d'aria.

L'impianto utilizzato nella sperimentazione si trova nei laboratori del Dipartimento di Scienze agrarie e ambientali, presso l'Università degli Studi di Milano. È costituito da 4 reattori con una capacità utile di 40 litri ciascuno. Il sistema di miscelazione è costituito da un albero verticale in acciaio su cui sono montate due coppie di palette, che ruota ad una velocità di 60 giri/min, azionato da un motore a 24V. L'impianto di

riscaldamento è costituito da tappeti elettrici posizionati attorno a ogni reattore, collegati a una sonda che rileva la temperatura. L'immissione del flusso d'aria avviene grazie ad una pompa che invia in appositi tubi l'aria da insufflare nello spazio di testa; la regolazione manuale della portata dell'aria è permessa da flussimetri.

Il resoconto dettagliato delle prove di laboratorio è riportato in **Allegato C**. Qui viene riportata una sintesi dei risultati.

Le prove svolte in laboratorio sono state rivolte allo studio del processo applicato a liquami suini e bovini, e in particolare, le prove più significative sono (i 4 reattori sono indicati come R1, R2, R3 e R4):

Prova A - Liquame bovino, effetto velocità dell'aria con riscaldamento: svolta dall'11/10/2021 al 29/10/2021;

- Temperatura a 40°C per tutti e 4 i reattori;
- Flusso d'aria – in R1 e R2 30 L/min, in R3 e R4 10 L/min;
- pH – naturale in tutti e 4 i reattori.

Prova B - Liquame bovino, effetto velocità dell'aria senza riscaldamento: svolta dal 17/11/2021 al 22/11/2021;

- Temperatura – ambiente in tutti e 4 i reattori;
- Flusso d'aria – in R1 e R2 30 L/min, in R3 e R4 10 L/min;
- pH – naturale in tutti e 4 i reattori.

Prova C - Liquame bovino, effetto additivi alcalini: svolta dal 07/03/2022 al 30/03/2022.

- Temperatura - ambiente in tutti e 4 i reattori;
- Flusso d'aria - in R1 e R2 30 L/min, in R3 e R4 10 L/min;
- pH – innalzato a 10 in tutti e 4 i reattori.

Nel corso delle prove, sono stati effettuati monitoraggi periodici con prelievo di campioni analizzati per i parametri TKN, TAN, ST, SV, pH ed EC adottando le metodiche standard.

Nella Tabella 1, che riporta un riassunto dei risultati ottenuti nelle diverse prove, nella prova A, il valore finale di R3 e R4 è relativo solo ai 9 giorni mentre al termine della prova, quindi a 18 giorni, il valore medio di TAN di R3 e R4 è di 0.34 g/kg e la rimozione è del 68.4 %. Dai valori di rimozione percentuale di TAN si nota che il maggior tasso di rimozione è quello dei reattori 1 e 2 della prova C. Bisogna ricordare, però, che la prova A per R1 e R2 ha avuto una durata di soli 9 giorni, rispetto alla prova C che è durata 23 giorni. Si può quindi presupporre che, se la prova 2 fosse durata come la prova 4, i risultati avrebbero potuto essere molto simili, se non maggiori. I valori ottenuti dalle prove sono in linea con quelli presenti in letteratura.

Tabella 1 Valori medi dei reattori 1, 2, 3 e 4 di azoto ammoniacale (g/kg) e di rimozione % di TAN nelle tre prove.

		TAN (g/kg) iniziale	TAN (g/kg) finale	Rimozione % TAN	Durata (giorni)
PROVA A	R1 e R2	1.25	0.35	67.4	9
	R3 e R4	1.25	0.64	40.2	9
	R3 e R4	1.25	0.34	68.4	18
PROVA B	R1 e R2	1.37	1.14	19.1	12
	R3 e R4	1.37	1.32	5.6	12
PROVA C	R1 e R2	1.51	0.26	84	23
	R3 e R4	1.51	0.49	67.4	23

Prove svolte sull'impianto pilota

L'impianto pilota (Figura 18) è stato inizialmente sottoposto a test preliminari per la messa a punto del protocollo sperimentale e dell'impiantistica, a seguito dei quali è stato testato con 3 tipologie di effluente, svolgendo complessivamente 7 prove sperimentali: 3 con liquami suini, 2 con liquami bovini e 2 con digestati. Tutti gli effluenti, prima di essere caricati nei reattori di strippaggio, sono stati sottoposti al trattamento di separazione solido – liquido, utilizzando il separatore dell'impianto pilota.



Figura 18 impianto pilota realizzato. Sulla sinistra ci sono i 4 reattori di strippaggio, sulla destra è visibile la vasca metallica di ricezione del liquame da trattare, il separatore solido-liquido e i serbatoi di stoccaggio della frazione liquida

Le prove preliminari sono state eseguite da ottobre 2021 a maggio 2022, mentre le prove sperimentali da maggio 2022 a novembre 2022. La durata del trattamento per ogni prova è stata variabile tra 15 e 32 giorni, a seconda dei livelli obiettivo di rimozione di azoto. Il dettaglio delle tempistiche di svolgimento delle prove è riportato in Tabella 2.

I risultati dettagliati delle prove effettuate sono riportati nell'**Allegato C**. Qui viene riportata una sintesi dei risultati ottenuti.

Tabella 2 Dettaglio delle prove condotte sull'impianto pilota

	Prove preliminari		Prove sperimentali						
n.	1P	2P	1	2	3	4	5	6	7
Tipologia effluente	Suino	Suino	Suino	Digestato	Bovino	Digestato	Suino	Bovino	Suino
periodo di prova	Ott-nov 2021	Mar-Mag 2022	24/05 - 14/06/22	15/06 - 18/07/22	22/08 - 16/09/22	30/09 - 17/10/22	30/09 - 28/10/22	25/10 - 25/11/22	28/10 - 25/11/22
n. giorni di prova utili	30	60	15	32	24	17	28	31	28

Le caratteristiche pre e post trattamento di strippaggio degli effluenti utilizzati, sono riportate in Tabella 3. In generale, gli effluenti ad inizio prova presentano un contenuto di TS abbastanza basso, anche tenendo conto del pretrattamento di separazione solido liquido a cui sono stati sottoposti. Considerando che un separatore della tipologia utilizzata sull'impianto di Conserva è in grado di abbassare il valore percentuale del contenuto di solidi di circa il 15-20%, rispetto alle caratteristiche dei liquami tal quali riscontrabili nella

stessa area di studio i liquami suini testati si posizionano su valori pari o non molto inferiori a quello che ci si potrebbe aspettare (TS pari a circa il 3% per liquami tal quali), mentre i digestati ma soprattutto i liquami bovini risultano molto al di sotto delle aspettative. Indicativamente TS di circa il 5-6% per i digestati tal quali e 7-8% per i liquami bovini tal quali. Per quanto riguarda il contenuto di nutrienti e soprattutto il contenuto di Azoto sia come TKN che TAN, è possibile osservare valori più bassi rispetto alle medie attese, anche se meno evidente per i liquami suini. Le caratteristiche a fine prova mostrano un incremento o una riduzione del contenuto dei solidi a seconda che abbia prevalso rispettivamente l'effetto concentrazione dovuto all'evaporazione dell'acqua contenuta nel liquame o l'effetto sedimentazione. Il contenuto di azoto chiaramente subisce un calo, come da attese più marcato per il TAN rispetto al TKN. Il P e K mostrano variazioni meno marcate. Il pH di tutti gli effluenti mostra un incremento compreso tra 0.4-1.6 punti tra il valore iniziale e il valore massimo raggiunto dal pH, riportato in Tabella 3 dalla variabile "pH picco". Il pH di picco si attesta intorno al valore 9. Gli incrementi maggiori si osservano per i liquami con pH iniziale più basso, nell'intorno di 7.5. Questo fenomeno è legato al rilascio della CO₂ che avviene più rapidamente del rilascio dell'ammoniaca, innalzando il pH. Quando anche l'ammoniaca è stata rilasciata si riduce il potere tampone del liquame che tende ad acidificarsi leggermente e infatti verso la fine del trattamento si osserva un calo del pH come mostrato dalla variabile "pH fine". L'EC mostra sempre un calo tra inizio e fine trattamento dovuto principalmente alla perdita di azoto ammoniacale dal liquame trattato, parametro questo molto ben correlato con l'EC.

Tabella 3 caratteristiche degli effluenti zootecnici e digestati testati, all'inizio e alla fine della prova. I campioni iniziali sono relativi alla frazione liquida caricata nei reattori di strippaggio.

Prova	1. Suino	2. Digestato	3. Bovino	4. Digestato	5. Suino	6. Bovino	7. Suino
TS inizio (%)	3.07	2.41	1.32	2.71	2.19	2.12	2.41
TS fine (%)	3.02	2.25	1.42	3.27	2.23	1.74	2.96
TAN inizio (kg/m ³)	2.97	2.33	0.66	1.69	1.11	0.93	2.22
TAN fine (kg/m ³)	1.56	0.54	0.34	0.55	0.87	0.41	0.94
TKN inizio (kg/m ³)	4.25	3.05	1.25	2.86	2.42	1.67	3.06
TKN fine (kg/m ³)	2.59	0.95	0.71	1.51	1.64	1.07	1.70
N org inizio (kg/m ³)	1.29	0.72	0.60	1.17	1.31	0.75	0.83
N org fine (kg/m ³)	1.02	0.41	0.37	0.96	0.78	0.65	0.76

Rimozione TKN, TAN e Volume

I risultati delle prove svolte sui 7 effluenti testati, evidenziano rimozioni di TKN comprese tra il 40% e il 70% e rimozioni di TAN tra il 50% e l'80%. Questi valori sono da considerarsi soddisfacenti e in linea con quanto rilevato nelle prove di laboratorio svolte. Bisogna fare attenzione però che i valori riportati sono caratteristici di ogni prova dato che i livelli di rimozione sono, in prima battuta, fortemente dipendenti dalla durata di ogni prova. La rimozione del TKN risulta essere inferiore a quella del TAN, tranne nel caso della prova 5. Questo accade perché il TKN si compone di una quota di azoto organico e di una quota di azoto ammoniacale, il TAN. Il trattamento di strippaggio agisce solamente sulla quota di TAN; pertanto, si avrà una forte riduzione del suo contenuto, mentre la quota di azoto organico tenderà a permanere. In realtà una frazione dell'azoto organico subisce un processo di mineralizzazione il cui risultato è la produzione di TAN e questo fenomeno è stato particolarmente accentuato nella prova 5 portando ad avere una maggiore rimozione di TKN rispetto al TAN il cui contenuto è aumentato della quota di azoto organico mineralizzato. Parallelamente è stata osservata anche una riduzione di volume dell'effluente trattato, nell'ordine del 3% - 23%. Infatti, oltre al rilascio di ammoniaca tende ad evaporare anche una parte dell'acqua contenuta nell'effluente. La riduzione del volume dell'effluente trattato presenta una variabilità molto elevata, che dipende sia dalla durata del trattamento che dalla temperatura ambiente. Può sembrare un vantaggio aggiuntivo poter ridurre oltre all'azoto anche il volume dell'effluente, ma questo sarebbe vero nel caso in cui l'acqua uscisse dal processo.

In parte ciò è avvenuto, ma la maggior parte dell'acqua evaporata dai reattori si è condensata all'interno dello scrubber, diluendo la soluzione di solfato ammonico.

Per avere un quadro di miglior confrontabilità tra le prove svolte è possibile valutare gli andamenti di riduzione di volume (Figura 19) e di rimozione dell'azoto (Figura 20), rilevati considerando anche i campionamenti intermedi. La riduzione del volume presenta un andamento lineare in ogni prova, anche se con pendenze differenti. Nella prova 1 e 2 le pendenze sono più simili tra loro e inferiori rispetto alle prove successive. La prova 1 è stata svolta con la temperatura impostata su 35°C che ha significato quindi meno evaporazione di acqua e di conseguenza una perdita di volume più lenta. La prova 2 è stata svolta con la temperatura impostata su 40°C, ma nel periodo più caldo tra tutte le prove e ciò giustifica una pendenza superiore alla prova 1 e inferiore alle altre prove. Le prove successive, svolte a 40°C ma in periodi dell'anno progressivamente più freschi, presentano pendenze da 1.8 a 2.9 volte superiori a quelle della prova 2. Maggiore è la durata del trattamento, maggiore è la riduzione del volume dei reattori e quindi l'acqua che da essi evapora che può accumularsi nello scrubber.

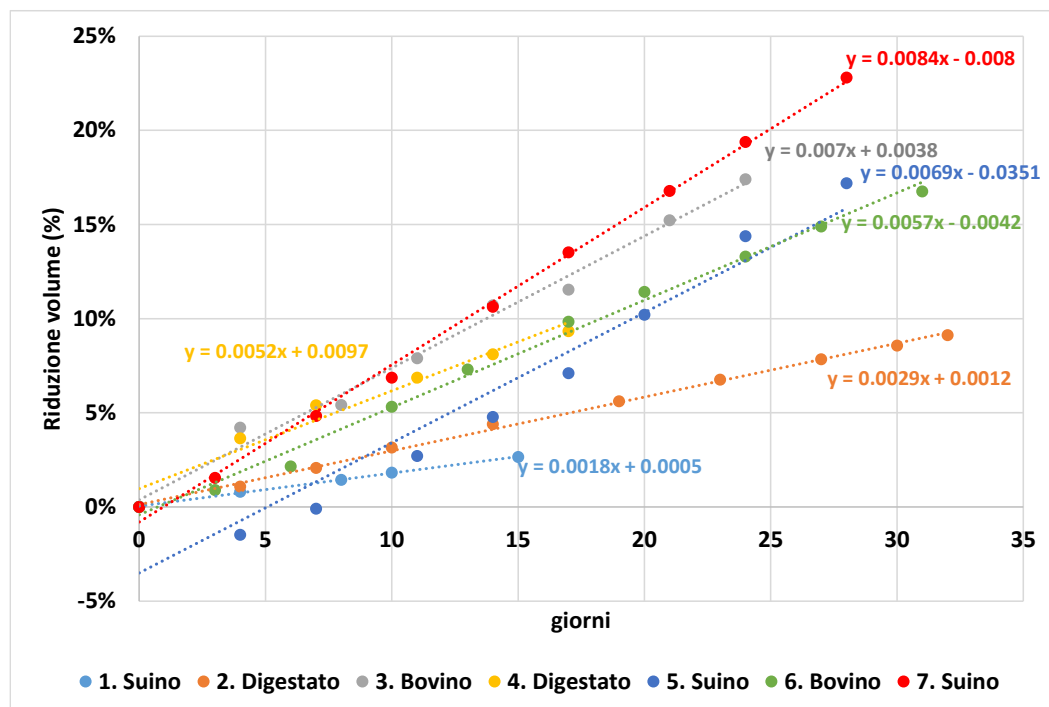


Figura 19 Andamento della riduzione di volume nelle singole prove, in ogni giorno in cui è stato effettuato un campionamento

La rimozione cumulata del TAN non segue un andamento lineare ma è descrivibile da un modello basato su una polinomiale di secondo grado, ad eccezione della prova 5 caratterizzata, all'inizio del trattamento, da una forte mineralizzazione dell'azoto organico in ammoniacale. In questa prova i valori di rimozione negativa significano che la quota di TAN rilasciato a seguito dello strippaggio è stata compensata in misura maggiore dal TAN formato a seguito della mineralizzazione. Le curve crescono con pendenze differenti a significare velocità differenti nella rimozione del TAN. Più è ripida la curva, maggiore è la velocità nel rilascio di TAN.

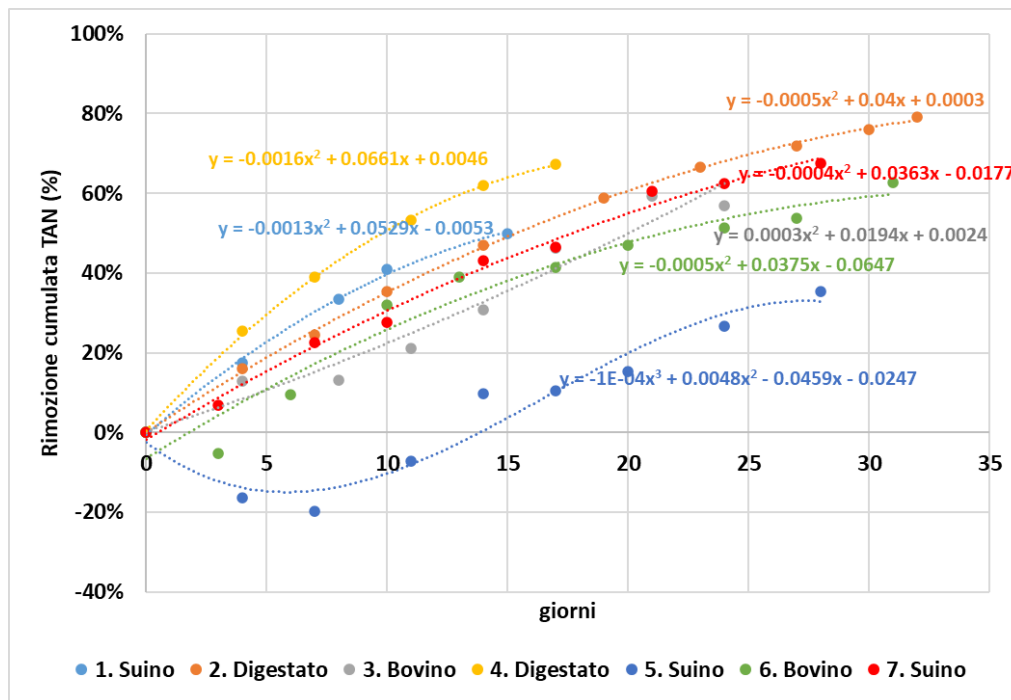


Figura 20 Andamento della rimozione di TAN nelle singole prove, in ogni giorno in cui è stato effettuato un campionamento

Considerando tutte le prove ad esclusione della prova 5 (visto il particolare andamento che la caratterizza), è stato prodotto un modello empirico relativo alla rimozione del TAN (Figura 21). Questo modello consente di avere un'indicazione generale sulle prestazioni raggiungibili a prescindere dall'effluente e dalla durata del trattamento, ma pur sempre nel contesto delle condizioni presenti durante lo svolgimento delle prove. Dalla Figura 21 è possibile valutare le prestazioni del processo di strippaggio al variare della durata del trattamento. Ogni punto del grafico corrisponde ad un giorno di campionamento, per il quale il contenuto assoluto di TAN (moltiplicando la concentrazione di TAN per il volume del reattore nel giorno del campionamento) è stato rapportato con il valore di inizio prova. A una settimana da inizio trattamento ci si può attendere una rimozione di TAN pari a circa il 25%, a due settimane del 45%, a tre settimane del 55%. Queste rimozioni medie si inseriscono all'interno di un intervallo di confidenza presentando nel complesso un margine di variabilità di circa il 15% in positivo e in negativo, legato alle diverse condizioni in cui ci si può trovare ad operare. Il vantaggio del trattamento di strippaggio è quello di avere una spiccata modularità. Infatti, il trattamento si può interrompere in un momento qualsiasi una volta raggiunto il livello di rimozione dell'azoto necessario, sulla base ad esempio del surplus azotato che un'azienda deve gestire. Osservando i livelli di rimozione del TAN in funzione del tempo di trattamento, risulta chiaro come il processo presenti maggiori tassi di rimozione nelle prime fasi. Ciò significa che tempi di trattamento più lunghi consentono di raggiungere livelli elevati nella rimozione complessiva, ma nella fase avanzata del processo la quantità di TAN rilasciata sarà più bassa e pertanto ogni unità di azoto rimossa in questa fase avrà un costo unitario maggiore. Inoltre, considerando la linearità nella riduzione del volume dei reattori durante il trattamento, a fronte di basse rimozioni di azoto in una fase avanzata del processo, si avrà comunque evaporazione di acqua che andrà a diluire la soluzione di solfato ammonico nello scrubber peggiorandone la gestione e la qualità.

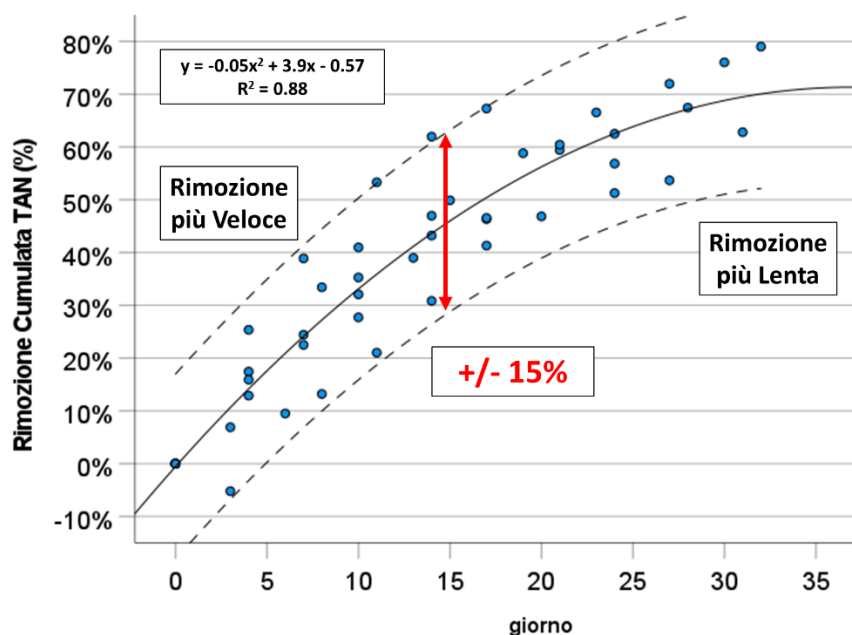


Figura 21 Modello teorico ed intervallo di confidenza della rimozione del TAN in funzione della durata del trattamento.

Nella torre di lavaggio dello scrubber avviene la produzione di solfato ammonico a partire dalla reazione tra la soluzione acquosa di acido solforico e l'aria carica di ammoniaca e umidità proveniente dai reattori di strippaggio. Lo scrubber è dotato di un serbatoio in cui è stoccato l'acido solforico che viene fatto ricircolare nella torre di lavaggio. In questo serbatoio si accumula anche il solfato ammonico che man mano si produce, oltre all'umidità che in misura più o meno consistente tende a condensare.

La soluzione presente nel serbatoio contiene quindi tre componenti che devono mantenersi in equilibrio per poter garantire la corretta funzionalità dello scrubber e quindi del trattamento di strippaggio dell'ammoniaca. Questo equilibrio è regolato dal pH della soluzione e dal livello e quindi dal volume della soluzione all'interno del serbatoio.

La condizione ideale consiste nel mantenere un pH sufficientemente acido che coniughi l'esigenza di disporre della giusta quantità di acido in grado di trattenere l'ammoniaca, con l'esigenza di avere anche un'adeguata concentrazione di solfato ammonico e quindi di azoto minerale. Se il pH è troppo acido significa che l'equilibrio tende verso l'acido solforico e se questa situazione si presenta nel momento di scaricare il serbatoio si perderà tutto quell'acido in soluzione che non ha ancora reagito con l'ammoniaca, sprecando quindi una risorsa, oltre ad avere una soluzione di solfato ammonico che rischia di non essere avere ancora un adeguato contenuto di azoto e di essere quindi utilizzabile come fertilizzante. Se il pH è troppo alto e quindi superiore a 3.5 significa che l'equilibrio è spostato verso il solfato ammonico e inizia a scarseggiare l'acido solforico che non riesce a trattenere tutta l'ammoniaca, che in parte ritorna verso i reattori, allungando i tempi di trattamento. Se il pH raggiunge valori superiori alla neutralità significa che si sta accumulando ammoniaca nel serbatoio e quindi il processo di strippaggio è in stallo.

La quantità di acqua che si può rilevare nel serbatoio dello scrubber deriva sia dall'acqua evaporata dai reattori ma anche da quella contenuta nell'acido utilizzato, dato che non si usa acido puro ma sempre diluito. Nelle prove svolte l'acido era concentrato al 50% in volume. Se l'equilibrio si sposta verso l'acqua significa che questa si sta accumulando nel serbatoio e i problemi che ne derivano sono legati ad una riduzione del contenuto di solfato ammonico e quindi di azoto nella soluzione oltre a un più veloce riempimento del serbatoio che costringe a scaricarlo più frequentemente col rischio di eliminare acido che non ha ancora reagito con l'ammoniaca (Figura 22).

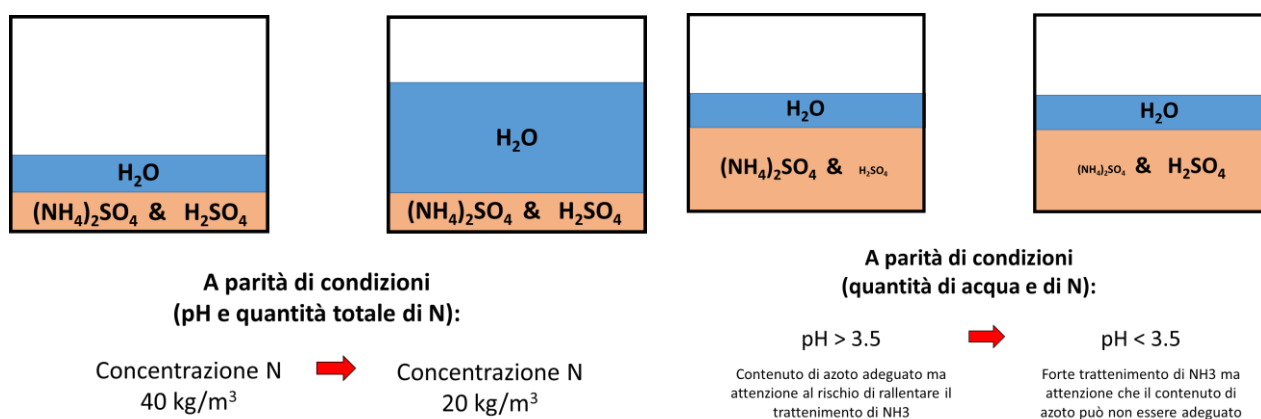


Figura 22 Problematiche nella gestione dello scrubber dovute alla difficoltà nella gestione della diluizione (sinistra) e del pH (destra)

La quantità di soluzione di solfato ammonico prodotta dallo scrubber e le rispettive caratteristiche sono riportate in Tabella 4. Il volume prodotto e la concentrazione di azoto nel solfato ammonico presentano una considerevole variabilità tra le prove svolte, e sono influenzate sia dalla durata del trattamento che dalla temperatura ambiente. A partire dal volume prodotto e dalla concentrazione di azoto si può determinare la concentrazione di solfato ammonico nella soluzione prodotta nello scrubber. Quanto ottenuto nella prova 1 si può considerare un ottimo risultato anche in confronto a quanto riportato dalla letteratura in proposito.

Il pH durante le prove è stato mantenuto al di sotto della soglia di 1.5, quindi inferiore al valore di 3.5. Questa scelta dipende dalla volontà di mantenere sempre molto ricettivo lo scrubber. Tuttavia, sono state fatte alcune verifiche su valori di pH maggiori per valutare la capacità dell'impianto di produrre una soluzione di solfato ammonico di qualità ottimale, come evidenziato dal parametro "pH massimo scrubber". A tal proposito dalla prova 1 è possibile osservare un valore molto alto di pH (8.37), ottenuto a seguito di un test di arricchimento di azoto che ha raggiunto il valore di 66.5 kg/m^3 , con il quale si è voluto verificare la capacità del sistema di produrre un solfato ammonico di qualità.

La normativa sui fertilizzanti e in particolare il D. Lgs. 75/2010 stabilisce che per essere considerato fertilizzante e poter quindi essere venduto come tale, la "Sospensione di solfato ammonico" classificata come "Prodotto liquido ottenuto per via chimica e contenente solfato ammonico ed eventualmente Sali ammoniacali organici biodegradabili" deve contenere almeno il 6% di Azoto, valutato come azoto ammoniacale. Il 6% di azoto corrisponde a 60 kg/m^3 , che nelle prove svolte sull'impianto è stato superato nella prova 1 e avvicinato nella prova 2, nella quale il contenuto di azoto si è mantenuto su valori accettabili pari a 47 kg/m^3 , con un valore massimo del pH di 1.78.

Nelle altre prove (dalla 3 alla 7) le condizioni di prova caratterizzate da temperature ambiente più basse hanno favorito la formazione di condensa all'interno dello scrubber e la conseguente diluizione del solfato ammonico prodotto. Osservando i valori di pH si notano valori al di sotto di 1 e concentrazioni di azoto spesso inferiori a 10 kg/m^3 . Questa situazione deriva da un eccessivo accumulo di acqua nello scrubber che portava a scaricare il suo serbatoio prima che una quantità adeguata di acido avesse reagito con l'ammoniaca a formare solfato ammonico. La soluzione a questa problematica è relativamente semplice in quanto è sufficiente eliminare i punti freddi in cui può formarsi condensa. A tal fine si potrebbe coibentare lo scrubber e le tubature dell'aria e/o riscaldare anche lo scrubber oltre ai reattori di strippaggio, uniformando le temperature a quelle presenti nei reattori.

Tabella 4 Caratteristiche della soluzione acida rimossa dallo scrubber per ogni prova. La prova 4 è stata svolta in concomitanza con la 5, così come la prova 6 con la 7, condividendo l'uso dello scrubber.

	1. Suino	2. Digestato	3. Bovino	4. Digestato	5. Suino	6. Bovino	7. Suino
Volume solfato ammonico (m³)	0.33	0.63	0.35	0.42	0.77	1.04	1.41
N Solfato ammonico (kg/m³)	66.5	47.0	5.7	25.6	4.8	3.5	8.0
Concentrazione solfato ammonico (%)	31.6	22.4	2.7	10.1	1.9	1.7	3.9
pH massimo Scrubber	8.37	1.78	0.98	0.99		0.66	
pH finale Scrubber	0.61	1.29	0.98	0.5		0.23	

I risultati ottenuti dalle prove di laboratorio e soprattutto dalle prove svolte sull'impianto pilota mettono in luce le buone prestazioni del processo di strippaggio dell'ammoniaca a lento rilascio. L'aspetto forse ancora più rilevante riguarda l'esperienza maturata sull'impianto pilota che ha consentito di approfondire l'applicazione pratica delle conoscenze acquisite negli anni durante le prove in laboratorio individuando le criticità e quindi i punti in cui intervenire per ottimizzare la tecnologia e la sua gestione, che risulta fondamentale per poter definire i criteri progettuali da seguire per realizzare un affidabile impianto a scala reale.

Modifiche effettuate all'impianto

Nel corso della valutazione funzionale dell'impianto pilota sono emerse alcune modifiche che potevano essere effettuate sia per correggere alcuni errori di impostazione del software, sia per migliorare alcuni aspetti funzionali. Le modifiche essenziali che rientravano nella messa a punto dell'impianto sono state effettuate nel corso delle prove. In particolare, sono state modificate alcune funzionalità del software di controllo per consentire di registrare tutte le informazioni richieste (livelli, temperature, azionamenti) e sono stati corretti alcuni errori del software che non consentivano alcune funzioni in automatico.

Un intervento significativo, già accennato precedentemente, ha riguardato il sistema di riscaldamento che ha richiesto una modifica rispetto a quello inizialmente previsto. Le caldaie elettriche istantanee, infatti, non sono state in grado di erogare la potenza necessaria in quanto il loro sistema di controllo le modulava con una bassa potenza. Infatti, queste caldaie pur avendo una potenza complessiva elevata (complessivamente 40 kW) sono progettate per un uso domestico e basano la potenza di riscaldamento in base alla differenza di temperatura tra ingresso e uscita. La sostituzione con un sistema con resistenze elettriche con termostato incorporato (due resistenze da 9 kW per ognuno dei due serbatoi per l'acqua calda) hanno garantito il mantenimento della temperatura voluta all'interno dei reattori.

Una descrizione delle modifiche effettuate e di quelle che potrebbero migliorare la funzionalità dell'impianto ma non sono state effettuate nel corso del progetto sono riportate nell'allegato D.

Valutazione tecnico-economica

Un impianto pilota in generale non è rappresentativo dei costi che si possono riscontrare in un impianto a scala reale. Le informazioni raccolte durante il monitoraggio dell'impianto realizzato hanno però permesso

di ottenere indicazioni utili per una valutazione tecnico economica della tecnica di rimozione dell'azoto utilizzata.

Una descrizione dettagliata dei consumi elettrici e di acido riscontrati nelle diverse prove effettuate sono riportate nell'allegato E. Qui si riportano alcune indicazioni di sintesi utili a una valutazione complessiva della tecnica.

Consumi di energia elettrica

I consumi elettrici registrati nel corso di ogni prova sono stati elaborati in modo da ottenere parametri specifici per confrontare le prove tra loro. La tabella riporta i consumi elettrici così espressi: giornaliero; per unità di volume trattata (m^3 di liquame avviato al trattamento); giornaliero per unità di volume trattata; per unità di azoto rimosso (kg).

I consumi elettrici giornalieri si posizionano su valori di circa 10 kWh/d per le prime 3 prove svolte nel periodo caldo (25°C), aumentano a circa 15 kWh/d per le prove 4 e 5 svolte in un periodo più fresco (17°C), fino a raggiungere il valore di circa 21 kWh/d nelle prove 6 e 7 svolte con temperature ambiente attorno agli 11°C .

L'effetto della temperatura ambiente ha un effetto considerevole sui consumi elettrici giornalieri, considerando che la temperatura dei reattori di strippaggio viene mantenuta a 40°C . Osservando i consumi elettrici rapportati ai volumi trattati bisogna considerare anche la durata del trattamento, dato che i reattori erano riempiti sempre con lo stesso volume. Prove più lunghe evidenziano, per condizioni simili di temperatura, consumi maggiori per ogni m^3 di liquame trattato.

Nei consumi elettrici rapportati all'azoto rimosso dal liquame, oltre alla temperatura ambiente e alla durata del trattamento, risulta determinante anche la quantità complessiva di azoto rimossa dal liquame. Per ottimizzare questo parametro è importante avere liquami con una concentrazione elevata di azoto, senza prolungare troppo il trattamento nel tentativo di raggiungere elevate percentuali di rimozione. Infatti, il processo di rilascio del TAN dall'effluente è più rapido nei primi giorni e tende progressivamente a rallentare.

Confrontando le prove 1 e 4 si può osservare come a parità di durata, la prova 4 abbia raggiunto una rimozione del TAN del 67% rispetto al 50 % della prova 1, ma in condizioni di temperatura e di quantità di azoto rimossa "Rimozione N (kg)" che hanno privilegiato la prova 1. Infatti, il consumo elettrico per kg di azoto rimosso della prova 1 (5.08 kWh/kg N rimosso) sia meno della metà rispetto alla prova 4 (13.3 kWh/kg N rimosso).

Il valore obiettivo a cui tendere per rendere sostenibile l'impianto dal punto di vista dei consumi elettrici è pari a 2.5 kWh/ m^3 liquame trattato. Questo valore è raggiungibile eliminando la componente del consumo legata al riscaldamento dei reattori di strippaggio, che potrebbe essere compensata utilizzando il calore in eccesso prodotto dai cogeneratori degli impianti di biogas. Nel caso del trattamento di liquami in aziende prive di impianto di biogas è necessario sostituire il calore con additivi che innalzano il pH dell'effluente.

Consumo di acido solforico

Il consumo teorico di acido calcolato sulla base del rapporto stechiometrico nella reazione di formazione del solfato ammonico è pari a 2.88 kg di H_2SO_4 per ogni kg di NH_3 rimossa, oppure 3.5 kg di H_2SO_4 per ogni kg di azoto rimosso.

La quantità di acido solforico utilizzata in ogni prova è riportata in Tabella 5 ed è espressa in relazione alla quantità di azoto rimossa e al volume di liquame trattato. La quantità di acido utilizzata rispetto all'azoto rimosso presenta valori compresi tra 5 e 18.4 kg/kg N rimosso. Il consumo di acido aumenta all'aumentare dell'azoto rimosso dai reattori, ma anche al ridursi della temperatura ambientale. Nelle prove 1 e 2, svolte a temperature calde, il consumo di acido per unità di azoto rimossa presenta i valori più bassi rispetto alle altre

prove. Invece, il consumo di acido riferito al volume trattato si posiziona su valori intermedi rispetto alle altre prove, perché questi effluenti presentano una maggiore quantità di azoto rimossa a parità di volume trattato.

Le prove 6 e 7 presentano consumi alti di acido sia in relazione all'azoto rimosso che al volume trattato. Questo si è verificato in quanto le basse temperature ambientali hanno portato alla formazione di elevate quantità di condensa dell'acqua evaporata dai reattori, con conseguente diluizione della soluzione del solfato ammonico nel serbatoio dello scrubber. Questo eccesso di volume di acqua che si accumulava nello scrubber costringeva a svuotarlo più spesso con l'inevitabile conseguenza di rimuovere anche parte dell'acido non ancora reagito con l'ammoniaca.

Tabella 5 Consumi di acido solforico rilevati nelle prove sperimentali e i parametri che hanno maggiore effetto su di essi.

		1. Suino	2. Digestato	3. Bovino	4. Digestato	5. Suino	6. Bovino	7. Suino
Parametri influenti	Temperatura media ambiente (°C)	23.2	27.2	23.2	17	17.3	11.4	10.7
	Rimozione N (kg)	26.9	33.2	5.1	10.5	8.1	4.8	13.4
acido consumato	(kg/ kg N rimosso)	5.3	5.0	10.1	6.3	6.3	18.4	18.4
	(kg/m ³ liquame trattato)	10.0	9.8	5.0	5.8	5.8	19.7	19.7

Costi

I costi vivi del trattamento di strippaggio svolto sull'impianto pilota sono riportati in Tabella 6 e sono espressi per unità azoto rimosso e per unità di volume trattato.

I costi sono stati calcolati sul consumo di corrente elettrica e di acido solforico, considerando i seguenti costi unitari:

- Corrente elettrica: 0.25 €/kWh
- Acido: 0.24 €/kg

I prezzi individuati sono da intendersi indicativi, considerando l'elevata volatilità dei prezzi che si è verificata nel periodo in cui sono state svolte le prove. Si è scelto pertanto di utilizzare i prezzi tipici di periodi caratterizzati da maggiore stabilità.

I costi non tengono conto del lavoro e dell'ammortamento dell'impianto, dato che un impianto a scala pilota non è trasferibile ad altre aziende e presenta costi più elevati legati agli aspetti sperimentali che lo caratterizzano, oltre all'impossibilità di sfruttare di economie di scala nella sua realizzazione, che al contrario sarebbero presenti su un impianto a scala reale.

I costi in Tabella 6 presentano una variabilità considerevole compresa tra 2.53 e 21.55 €/kg N. Il valore più basso è relativo ad un liquame sufficientemente concentrato in base al titolo di azoto (4.25 kg/m³) trattato in un periodo caldo che ha consentito di ridurre i consumi; Il valore più alto è relativo ad un liquame abbastanza diluito in base al titolo di azoto (1.67 kg/m³) trattato in un periodo freddo che ha amplificato i consumi.

Il valore di 2.53 €/kg N si può considerare un costo affrontabile da un'azienda che deve gestire degli eccessi di azoto zootecnico. Tenendo sempre presente che si tratta di un costo riferito ad un impianto pilota, si può comunque considerare accettabile e pone la base per aspettarsi costi inferiori nel passaggio a scala reale.

Tabella 6 costi del trattamento di strippaggio, intesi come costi di esercizio sulla base dei consumi elettrici e di acido.

		1. Suino	2. Digestato	3. Bovino	4. Digestato	5. Suino	6. Bovino	7. Suino
Costi trattamento	(€/kg N)	2.53	3.72	8.24	4.83	8.25	21.55	10.00
	(€/m³ liquame trattato)	4.73	7.90	5.05	5.90	8.52	17.70	14.49

Per valutare il passaggio dell'impianto a scala reale è stata elaborata una proiezione di un impianto ottimizzato. I costi che ne derivano sono riportati in Tabella 7 e sono espressi per unità azoto rimosso e per unità di volume trattato. Questi costi sono da intendersi per un impianto che dispone di calore gratuito derivante da un impianto di biogas.

L'investimento previsto per un impianto a scala reale potrebbe essere difficoltoso da sostenere da un'azienda di medio-piccole dimensioni, ma troverebbe una valida collocazione in impianti di biogas consortili.

Per valutare la sostenibilità del trattamento è possibile confrontare il costo del trattamento riferito all'unità di azoto rimossa (Tabella 7).

Il costo di poco più di 3 € per kg di azoto rimosso e di 4,1 € per m³ di liquame trattato possono risultare interessanti soprattutto se si considera il risparmio conseguibile per cedere l'azoto in eccesso verso altre aziende e al costo per l'acquisto del concime per soddisfare i fabbisogni colturali.

Dai risparmi ottenibili non sono stati considerati i costi che si potrebbero evitare derivanti dalla minore quantità di azoto da distribuire e di conseguenza dalla minore superficie necessaria per la distribuzione degli effluenti, che consentirebbe di evitare i trasporti a maggiori distanze.

Tabella 7 Proiezione dei costi di un impianto di strippaggio a scala reale.

		€/kg N rimosso	€/m ³ liquame
Energia elettrica	2,5 kWh/kg N rimosso	0,88 €	1,18 €
Acido solforico	4 kg/kg N rimosso	1,20 €	1,62 €
Ammortamento	investimento 500.000 €	0,83 €	1,13 €
Manodopera	1/2 ora al giorno	0,12 €	0,16 €
Totale		3,03 €	4,09 €

Sottoprogetto trasferimento dei risultati

Nel corso del progetto sono state svolte diverse attività di trasferimento dei risultati che possono essere riassunte in:

- a) predisposizione della pagina web del progetto (<https://costruzionirurali.unimi.it/Conserva/>). Dopo una prima pagina informativa iniziale, il sito si è arricchito di contenuti. La pagina web inoltre mette a disposizione degli utenti il materiale prodotto durante il progetto e la documentazione delle giornate dimostrative.
- b) Realizzazione dell'opuscolo informativo del progetto (**Allegato F**). È stato prodotto in italiano e in inglese e può essere scaricato dalla pagina web del progetto. Riporta la finalità del progetto, la composizione del partenariato e alcuni esempi dei risultati conseguibili con il trattamento previsto.
- c) Predisposizione della scheda tecnica dell'impianto pilota (**Allegato G**). È stata prodotta in italiano e in inglese ed è scaricabile dalla pagina web del progetto, sezione risultati del progetto. Riporta in modo sintetico i principali elementi del processo e illustra alcuni aspetti della funzionalità dell'impianto realizzato.
- d) Relazione finale sintetica dell'impianto pilota sviluppato e testato (**Allegato H**).
- e) Realizzazione di tre momenti dimostrativi (una per ogni prototipo installato nelle imprese agricole partner). Le giornate sono state svolte il 29 giugno 2022, il 27 ottobre 2022 e il 17 novembre 2022. Le giornate dimostrative hanno complessivamente visto la partecipazione di oltre 150 tra agricoltori, tecnici e professionisti, come testimoniato dalla registrazione delle presenze (**Allegato I**). Nello stesso allegato sono riportate le locandine e la comunicazione effettuata a Regione Lombardia degli eventi.
- f) Realizzazione di un convegno finale, svoltosi a Crema e online il 12 gennaio 2023. Al convegno hanno partecipato oltre 130 persone, e sono intervenuti anche il direttore generale agricoltura dott. Andrea Massari e il dott. Luca Zucchelli di Regione Lombardia. La locandina del convegno, la comunicazione a Regione Lombardia e la registrazione dei partecipanti sono riportate nell'**Allegato L**. Le diapositive presentate sono disponibili sulla pagina web del progetto.
- g) Produzione di una pubblicazione scientifica e partecipazione a Convegni (**allegato M**).

È stato prodotto il lavoro:

- Heidarzadeh Vazifehkhora A., Finzi A., Perazzolo F., Riva E., Ferrari O., Provolo G. Nitrogen Recovery from Different Livestock Slurries with an Innovative Stripping Process. Sustainability, 2022, 14 (13), 7709.

Le attività del Progetto sono state comunicate ai seguenti convegni:

- Manuresource 2019 - 4th International Conference on manure management and valorization, November 27/28/29 2019 – Hasselt, Belgium: Finzi A., Mattachini G., Riva e., Provolo G. Collective integrated treatment system of livestock manure for energy recovery and nitrogen removal. A case study.
- Manuresource 2021 (held in 2022) - 5th International conference on Manure Management and Valorisation, 's Hertogenbosch, The Netherlands: G. Provolo, A. Heidarzadeh Vazifehkhora, E. Riva, O. Ferrari, A. Finzi, Mineral fertiliser from manure by innovative stripping process
- AIIA 2022 Conference "Biosystems Engineering Towards The Green Deal: Improving the resilience of agriculture, forestry and food systems in the post-Covid era" , Palermo, Italy, September 19-22, 2022: G. Provolo, E. Riva, O. Ferrari, A. Finzi, Nitrogen recovery from animal slurries by Ammonia stripping process.

- h) Pubblicazione di 3 articoli divulgativi sulla stampa tecnica di settore (**allegato N**):

- Provolo G., Riva E., Ferrari O., Finzi A. Fertilizzare con effluenti zootecnici nel rispetto del Green Deal. Stalle da Latte - L'Informatore Agrario, 2022, 1, 32-36.
- Finzi A. L'azoto in eccesso non si elimina, si conserva. Suinicoltura, 2023, 1, 48-51.
- Provolo G., Finzi A., Riva E., Gestire il surplus di azoto con tecniche innovative. Suinicoltura, 2020, 10, 54-58.

Il progetto è stato citato anche nel lavoro:

- Provolo G. Il digestato come fertilizzante chimico. Informatore zootecnico, 2022, 8, 45-49.

Inoltre, l'attività del progetto ha coinvolto diversi studenti universitari in formazione. Cinque studenti hanno svolto il loro tirocinio monitorando il processo o l'impianto pilota Conserva.

Valutazione complessiva dell'andamento del progetto e dei potenziali sviluppi

Le attività svolte hanno consentito di mettere a punto il processo per la rimozione dell'azoto in forma ammoniacale dagli effluenti di allevamento e digestato per convertirlo in solfato di ammonio. Inoltre, la realizzazione di un impianto pilota in un'azienda zootecnica ha consentito di valutare le prestazioni del processo in condizioni simili a quelle di un'applicazione in scala reale. Infine, l'impianto pilota ha consentito di trasferire l'innovazione e dimostrarne il funzionamento a numerosi tecnici, allevatori e operatori del settore.

Dal punto di vista tecnico il funzionamento dell'impianto pilota ha confermato la possibilità di produrre solfato di ammonio utilizzando come fonte azotata l'ammoniaca presente negli effluenti. Si ottiene quindi una riduzione della quantità di azoto da distribuire sui terreni aziendali e una soluzione azotata con una concentrazione dell'ordine del 3-5% di azoto che può essere trasportata in altre aziende, ceduta all'industria chimica. Date le caratteristiche di questo prodotto, che è di fatto un fertilizzante minerale, l'efficienza dell'azoto è elevata, con la conseguente riduzione dei rilasci di azoto verso le acque, e senza emissioni di ammoniaca in quanto il pH della soluzione è basso ed inibisce la formazione di ammoniaca gassosa.

Le condizioni ottimali per il funzionamento dipendono dal contesto in cui viene inserito. Se l'impianto viene realizzato in prossimità di un impianto per la produzione di biogas che fornisce digestato già a una temperatura prossima a 40°C e ha disponibilità di una modesta quota di calore residuo per mantenerlo a questa temperatura per una decina di giorni, il trattamento di strippaggio ha una limitata richiesta di energia elettrica per l'azionamento dei miscelatori e della soffiante.

Nel caso invece di aziende che non hanno a disposizione fonti di calore, lo strippaggio a freddo può essere realizzato con tempi più lunghi, eventualmente riducibili innalzando il pH del liquame.

La soluzione ottimale deve essere valutata anche in relazione alla quantità di azoto che l'azienda vuole trasformare in solfato ammonico. Se le quantità da rimuovere dai liquami non sono elevatissime (ed è la condizione della maggior parte delle aziende) si possono utilizzare strategie diverse. Nel caso di disponibilità di calore si possono ridurre i tempi di trattamento. In caso contrario è anche possibile organizzare la rimozione trattando solo una parte del liquame o concentrando le operazioni nella stagione calda in modo da avere buone efficienze di rimozione in tempi contenuti. A esempio, potrebbe essere razionale utilizzare il liquame tal quale in primavera in preparazione dei terreni per le colture primaverili ad alto assorbimento di azoto (es. mais) e trattare il liquame prodotto nel periodo estivo e autunnale in modo da distribuire liquami

a basso contenuto di azoto in autunno, periodo in cui la sua efficienza è ridotta e le emissioni possono essere elevate.

Il trattamento svolto in determinate condizioni presenta consumi e di conseguenza costi tali da renderlo promettente per il passaggio a scala reale. La tecnologia utilizzabile per questa evoluzione può derivare da quella impiegata nel settore del biogas/biometano, ma anche per la normale gestione degli effluenti zootecnici (vasche di stoccaggio, separatore solido-liquido). Il processo di strippaggio attuato sull'impianto pilota è molto semplice e non richiede trattamenti complessi come quelli di origine biologica (rimozione biologica dell'azoto) o attrezzature sofisticate/delicate come quelle necessarie per effettuare separazioni spinte dei solidi. Le attività svolte sull'impianto pilota hanno permesso di identificare una serie di soluzioni tecniche che possono migliorare le prestazioni del processo e che possono essere introdotte in fase di una sua industrializzazione.

Bisogna tener conto che l'andamento del processo è fortemente influenzato dalle caratteristiche del liquame o del digestato da trattare. A questo proposito è fondamentale disporre di un effluente con un elevato contenuto di azoto, cioè poco diluito, in modo da ridurre i volumi e i consumi dell'impianto e rendere il processo più efficiente e rapido.

In definitiva, il processo di strippaggio che il Gruppo Operativo ConservA ha valutato utilizzando l'impianto pilota in condizioni operative sembra poter fornire una valida alternativa di trattamento del digestato e dei liquami nei casi in cui può essere vantaggioso estrarre una quota dell'azoto presente in questi prodotti e trasformarlo in un fertilizzante minerale. Abbinato alla migliore gestione del fosforo ottenibile grazie alla preventiva separazione delle frazioni palabili può essere una risposta tecnologica alle richieste delle strategie messe in atto a livello europeo per la sostenibilità del sistema agricolo.

Il responsabile scientifico
Prof. Giorgio Provololo

