

CAPITOLO 3

APPLICAZIONE INDUSTRIALE DELLA DIGESTIONE ANAEROBICA DEI RIFIUTI URBANI

3.1 Stato dell'applicazione industriale della digestione anaerobica in Europa

I Comitati scientifici dei due simposi internazionali sulla digestione anaerobica di rifiuti solidi, tenutisi a Venezia, nel 1992, e a Barcellona (Spagna), nel 1999, ritengono che la digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti urbani sia una tecnologia ormai divenuta, in ambito europeo, nota ed affidabile (Cecchi et al., 1992; Verstraete et al., 2000). Un'analisi dell'applicazione del processo di digestione anaerobica della frazione organica è stata recentemente condotta da De Baere (2000). Egli ha preso in considerazione solamente impianti europei che siano divenuti operativi nell'arco degli ultimi 10 anni e che abbiano potenzialità superiore alle 3.000 tonnellate/anno. Su queste basi la ricerca ha evidenziato che sono attualmente operanti in Europa 53 impianti, per una potenzialità di trattamento totale di 1.037.000 tonnellate/anno. Di questi impianti 30 operano in Germania e gli altri per lo più in Olanda, Belgio, Svizzera e Francia. Occorre però evidenziare che gli impianti tedeschi trattano 450.000 tonnellate/anno (mediamente 15.000 tonnellate/anno) mentre gli impianti costruiti in Olanda, Belgio, e Francia trattano mediamente 30.000-50.000 tonnellate/anno. I nove impianti realizzati in Svizzera sono invece dedicati al servizio di piccole comunità e trattano complessivamente 78.500 tonnellate/anno. Tutto ciò mette in evidenza, tra l'altro, come questo tipo di tecnologia abbia trovato applicazione sia nel caso del servizio a grandi bacini di utenza sia nel caso di bacini di medio-piccole dimensioni.

Prendendo spunto da questa ricerca è interessante notare che, mentre nel periodo 1990-1995 il quantitativo di rifiuti organici inviati a digestione anaerobica mostrava incrementi di 30.000 tonnellate/anno, nel periodo successivo (fino al 2000), ha mostrato incrementi pari a 150.000 tonnellate/anno. E' altresì atteso, per l'anno 2001, un tasso di crescita per i rifiuti organici inviati al trattamento di digestione anaerobica di circa 200.000 tonnellate/anno (figura 3.1).

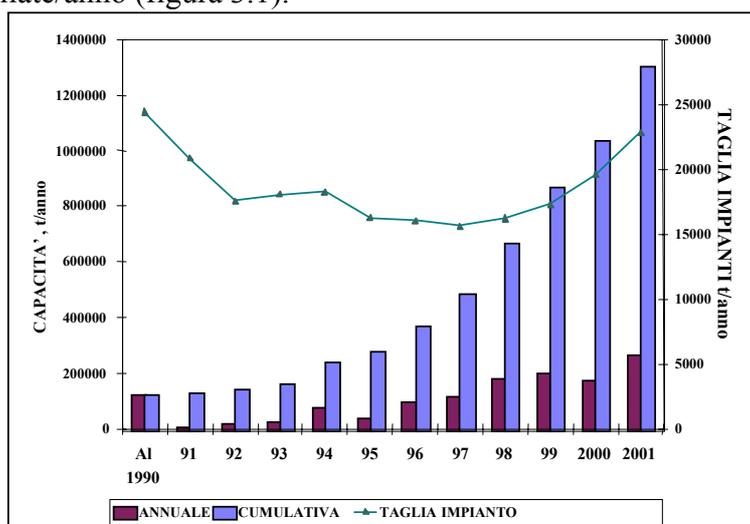


Figura 3.1. Potenzialità di trattamento degli impianti di digestione anaerobica operanti in Europa (De Baere, 2000).

Dallo stesso grafico è poi possibile evidenziare come la tendenza attuale sia quella di costruire impianti con notevoli capacità di trattamento. Si osserva, infatti, dapprima una diminuzione della taglia degli impianti, che è passata dalle 24.000 t/anno del 1990, a valori inferiori (15.000-18.000 t/anno) nel periodo 1992-1998 (a seguito dell'attivazione di una serie di impianti di piccole dimensioni in Svizzera e Germania) per poi risalire, dopo il 1998, con l'affermazione dell'applicazione di impianti di maggior potenzialità, a 25.000 t/anno. L'analisi di De Baere ha poi permesso di evidenziare come, mentre nel periodo iniziale tutti gli impianti operassero in regime mesofilo, siano poi stati attivati, dal 1992-1993, i primi reattori operanti in regime termofilo. Come si può osservare dal grafico di figura 3.2 gli impianti operanti in termofilia rappresentano oggi, in termini di potenzialità, circa il 40% del rifiuto trattato.

La figura 3.2 evidenzia inoltre come, negli ultimi anni, la costruzione di impianti operanti in mesofilia o in termofilia sia stata ora a vantaggio dell'una o dell'altra scelta dell'intervallo di temperatura di processo.

Si può osservare che i processi termofili, seppur affermatasi con alcuni anni di ritardo, si siano dimostrati in grado di conquistare fette crescenti di mercato. Le maggiori spese per il riscaldamento dei reattori non sembrano essere un fattore determinante nelle scelte delle Aziende, dal momento che risultano incrementate anche le rese in termini di biogas prodotto e le velocità del processo. Al momento non appare chiaro quale sarà l'andamento in un prossimo futuro, in quanto la capacità annuale di trattamento per i due processi è al quanto variabile.

Un altro confronto interessante è quello tra i processi ad umido (wet) e a secco (dry). La figura 3.3 evidenzia come i processi dry siano andati via via imponendosi col passare del tempo, anche se, nell'ultimo anno (2000), gli impianti operanti ad umido hanno avuto una ripresa.

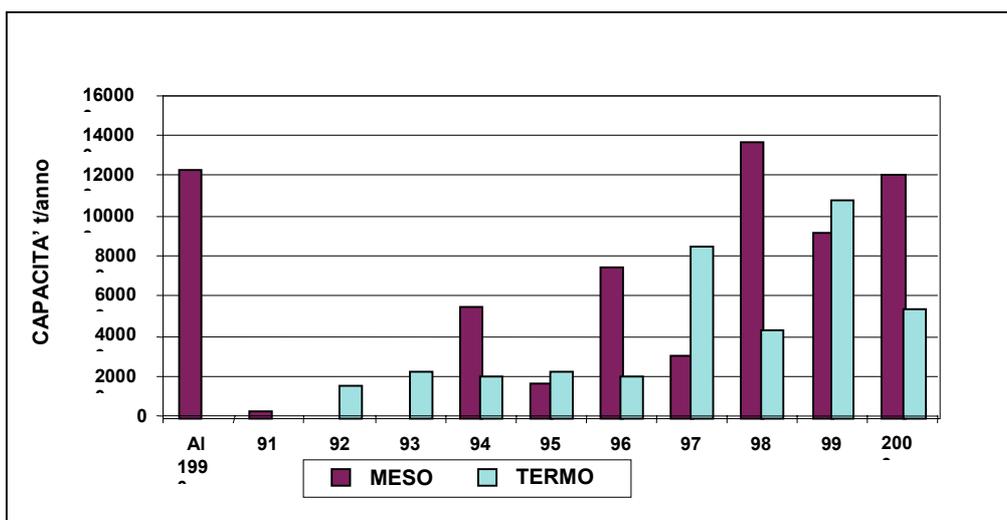


Figura 3.2. Capacità di trattamento annuale per i processi mesofili e termofili (De Baere, 2000).

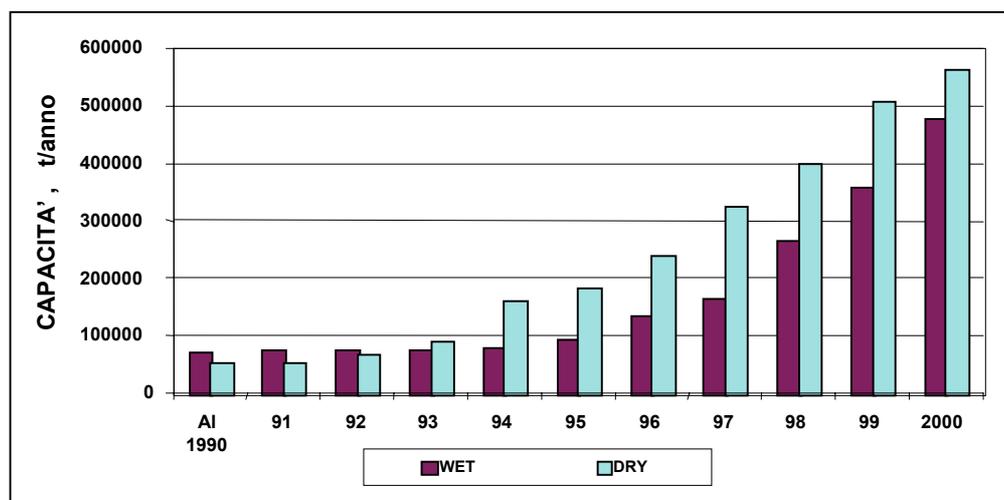


Figura 3.3 Sviluppo temporale dei processi wet e dry (De Baere, 2000).

Un ulteriore confronto, quello tra i processi a due fasi e a fase unica, permette di evidenziare il netto prevalere dei processi a fase singola, mentre i processi a due fasi presentano una capacità praticamente costante anno dopo anno (figura 3.4).

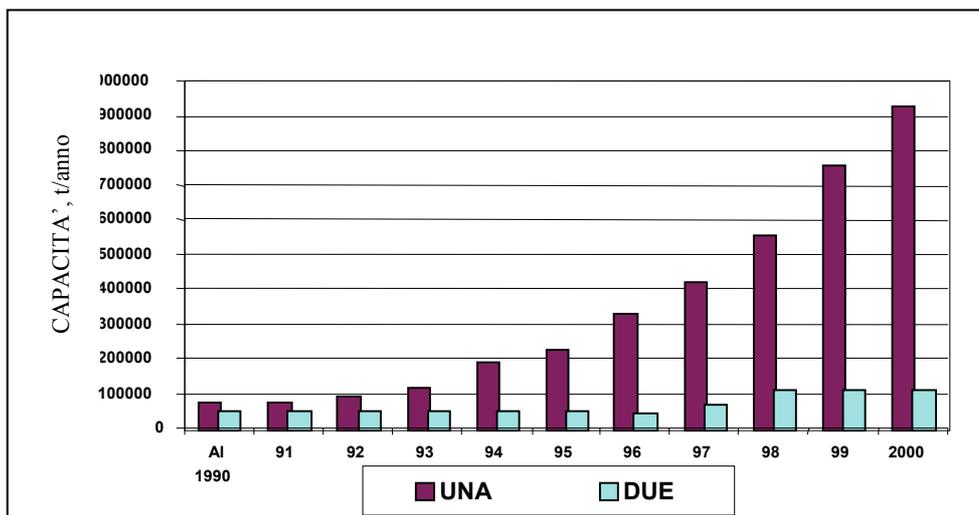


Figura 3.4. Sviluppo temporale dei processi ad una e a due fasi (De Baere, 2000).

In merito all'applicazione della co-digestione (figura 3.5) si evince come questo processo risulti meno applicato di quanto atteso. Appare infatti che il trattamento di soli rifiuti organici è nettamente maggiore rispetto ai processi di co-digestione. Attualmente meno del 7% della capacità totale è trattata attraverso la co-digestione.

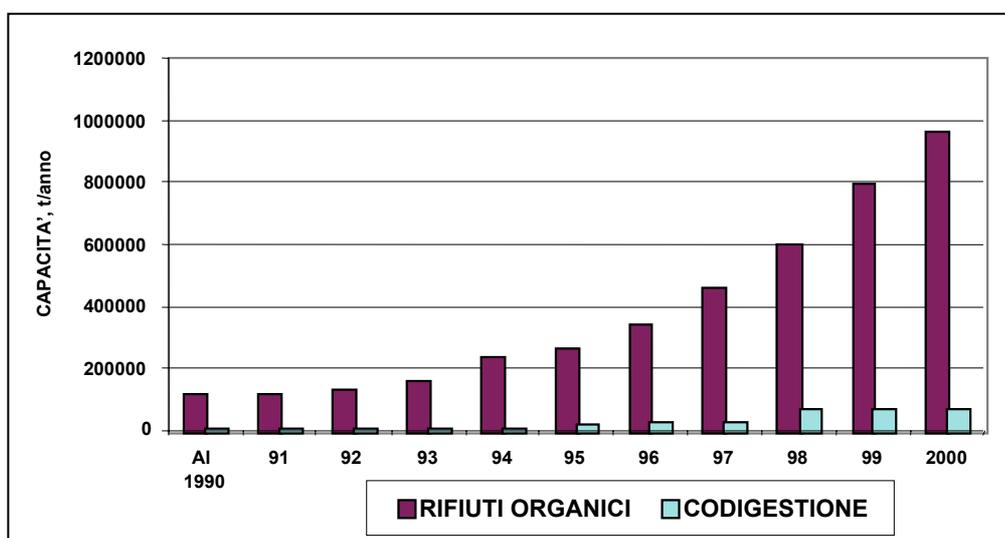


Figura 3.5. Incidenza della co-digestione sulla capacità totale di trattamento (De Baere, 2000).

Un ulteriore aspetto che è stato considerato è la possibilità di conferire agli impianti di trattamento il rifiuto selezionato alla fonte, piuttosto che un rifiuto indifferenziato che necessita poi di vari pre-trattamenti per la rimozione delle frazioni non organiche. Come si può osservare dal grafico di figura 3.6 negli ultimi anni si è assistito ad un incremento nella realizzazione degli impianti che sono in grado di trattare rifiuti misti e/o "grigi". Questo incremento è stato, dal 1998 in poi, di circa 100.000 t/anno, mentre

L'incremento della realizzazione di impianti di digestione anaerobica che trattino il rifiuto differenziato è praticamente costante e pari a circa 80.000 t/anno.

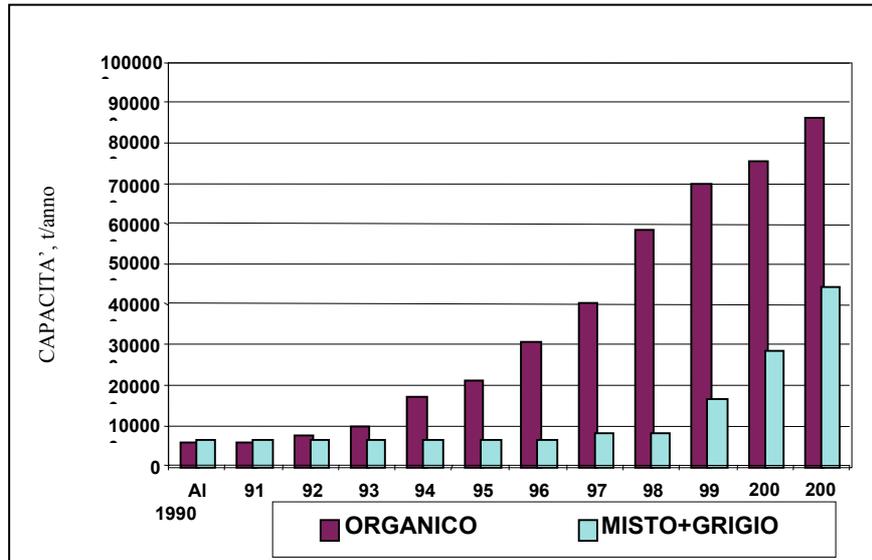


Figura 3.6. Trattamento del rifiuto differenziato ed indifferenziato (De Baere, 2000).

In ogni caso, è possibile notare come i trattamenti aerobici (compostaggio), siano nettamente favoriti nelle scelte di gestione del trattamento rifiuti.

Infatti, la figura 3.7 evidenzia chiaramente come il trattamento aerobico abbia una potenzialità complessiva circa 10 volte superiore rispetto ai processi anaerobici.

Occorre però sottolineare che in alcuni Paesi del centro e nord Europa (Belgio e Olanda) la digestione anaerobica copre circa il 12-16% del quantitativo totale dei rifiuti trattati, per arrivare fino al 25% dell'intera potenzialità di trattamento in Svizzera.

E' importante sottolineare, da subito, come la digestione anaerobica ed il compostaggio non siano in realtà tecnologie in contrapposizione, ma anzi, perfettamente integrabili, secondo un processo di trattamento complessivo che preveda dapprima la degradazione della frazione putrescibile con recupero del biogas (e quindi di energia), e successivamente, la stabilizzazione aerobica del materiale residuo al fine di ottenere un prodotto finale adatto all'uso agricolo.

A tale proposito, lo schema di figura 3.8 evidenzia la logica del processo complessivo e riporta il tipico bilancio di massa sulla base di una capacità di trattamento di 1000 kg/giorno di rifiuto indifferenziato (Genon, 1999).

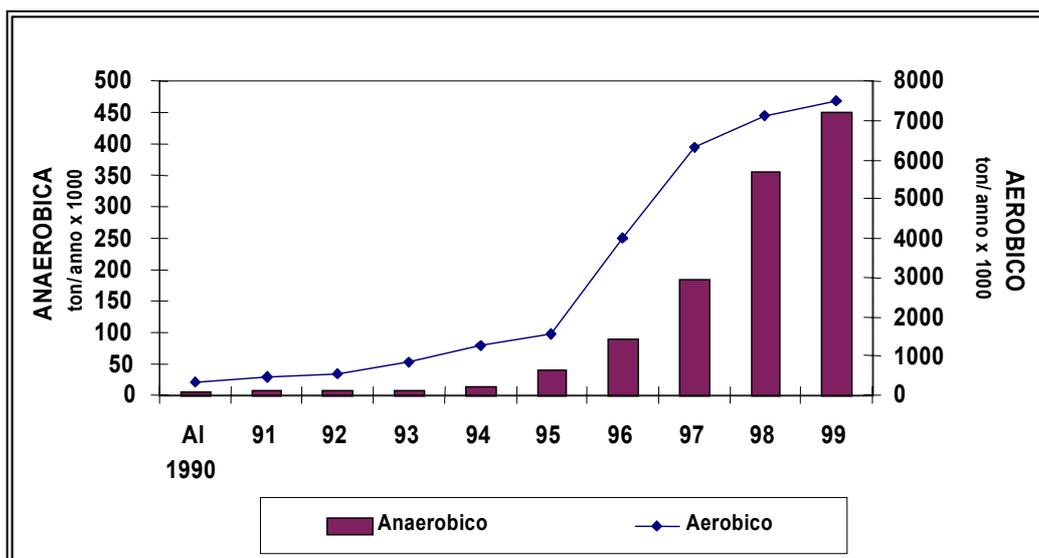


Figura 3.7. Andamento della capacità di trattamento nel tempo per i processi aerobici ed anaerobici (De Baere, 2000).

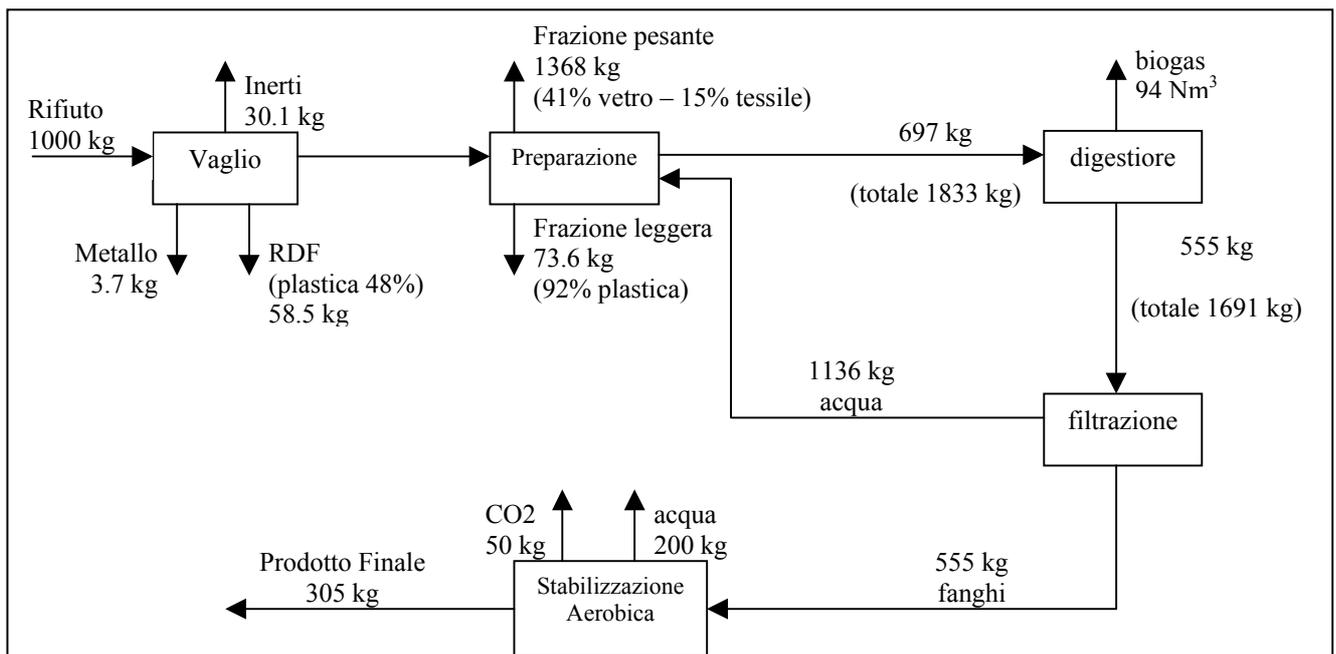


Figura 3.8. Schema logico e bilancio di massa di un approccio integrato di digestione anaerobica e compostaggio (Genon, 1999).

La tabella 3.1 riporta il confronto tra il processo anaerobico con post-compostaggio ed aerobico di stabilizzazione della frazione organica di RU. Gli intervalli dipendono ovviamente dalla qualità del rifiuto trattato.

Tabella 3.1. Principali caratteristiche dei processi anaerobici ed aerobici a confronto, in Cecchi e Innocenti, 2001.

Parametro	Processo anaerobico	Processo aerobico
Produzione di Biogas, m ³ /t*	100 ÷ 200	-
Solidi residui, su base TS, %	50 ÷ 60	50
Produzione di compost, kg/t*	200 ÷ 300	300 ÷ 400
Produzione di energia, kWh/t*	100 ÷ 250	-70 ÷ -90
Acque reflue, m ³ /t*	1 ÷ 0.2	-
Aria per fermentazione, m ³ /t*	-	3600 ÷ 10000
Aria per stabilizzazione, m ³ /t*	800 ÷ 1700**	800 ÷ 1700

(*) per tonnellata di materiale trattato; (**) si è considerato lo stesso consumo per entrambi i processi

Visto che, a tutt'oggi, i processi a fase singola applicati in piena scala rappresentano circa il 90% delle esperienze europee (De Baere, 2000) e le soluzioni a fasi separate trovano ampia applicazione solo nell'ambito della ricerca, poiché consentono di valutare il diverso comportamento della fase idrolitica ed acidogenica, da quella metanogenica, l'illustrazione dei diversi tipi di processi/reattori verrà principalmente dedicata a soluzioni di processo in unica fase.

Come anticipato, i diversi tipi di processo oggi adottati e presenti sul mercato, si differenziano essenzialmente per il tenore di sostanza solida alimentata al reattore e, quindi, per il tipo di reattore utilizzato. Le diverse applicazioni hanno portato alla realizzazione di vari brevetti relativi alla tecnologia ed al processo adottato.

I diversi processi presenti sul mercato sono di seguito illustrati sia sulla base dei parametri operativi: carico organico applicato, tempi di ritenzione e temperatura; sia sulla base delle rese di processo: produzione specifica di biogas, velocità di produzione di biogas e riduzione della sostanza volatile contenuta nel rifiuto trattato.

La produzione specifica di biogas è un parametro molto importante e che viene generalmente assunto quale indice di confronto tra differenti tipologie di processo ma che risente fortemente delle caratteristiche del substrato trattato. E' per esempio dimostrato che nel periodo estivo quando sono maggiori le quantità di rifiuto proveniente dallo sfalcio di giardino e dal verde pubblico le rese in termini di biogas si riducono drasticamente: da 320 a 170 m³/kgVS con una riduzione di sostanza volatile dal 75% al 40% (Saint-Jolly et al., 2000). Ciò a causa dell'incremento nel contenuto in lignina e cellulosa nel substrato trattato. Analogamente, differenze in termini di produzione di biogas sono riportate da Pavan et al., (2000a) quando si tratta rifiuto organico separato alla fonte rispetto a quello separato meccanicamente. Il secondo infatti è molto più ricco di materiali non biodegradabili o lentamente biodegradabili e pertanto la produzione di biogas risulta inferiore.

3.2 Processi di digestione a fase unica

I diversi processi a fase unica di digestione anaerobica della frazione organica degli RU corrispondono essenzialmente alle diverse soluzioni tecnologiche e di processo oggi brevettate. Questi processi, così come presenti sul mercato, vengono distinti in base al tenore di solidi che caratterizza il rifiuto trattato.

3.2.1 Digestione wet

Questo processo è stato il primo ad essere utilizzato nel trattamento della frazione organica dei rifiuti urbani dal momento che sfruttava le conoscenze acquisite in decenni di attività nel processo di digestione anaerobica dei fanghi di supero negli impianti di trattamento acque reflue. Nei processi di tipo wet il rifiuto di partenza viene opportunamente trattato e diluito al fine di raggiungere un tenore in solidi totali inferiore al 10% attraverso il ricorso a diluizione con acqua così da poter poi utilizzare un classico reattore completamente miscelato del tipo applicato nella stabilizzazione dei fanghi biologici negli impianti di depurazione. In generale, il processo prevede, dopo la fase di pre-trattamento del rifiuto, finalizzata alla rimozione di plastiche ed inerti e di corpi grossolani che potrebbero danneggiare gli organi meccanici del reattore, uno stadio di miscelazione in cui si ottiene una miscela con caratteristiche omogenee e l'opportuno contenuto in solidi. La diluizione può avvenire tramite aggiunta di acqua di rete o dal parziale ricircolo dell'effluente del reattore.

La figura 3.9 riporta un tipico schema di processo ad umido.

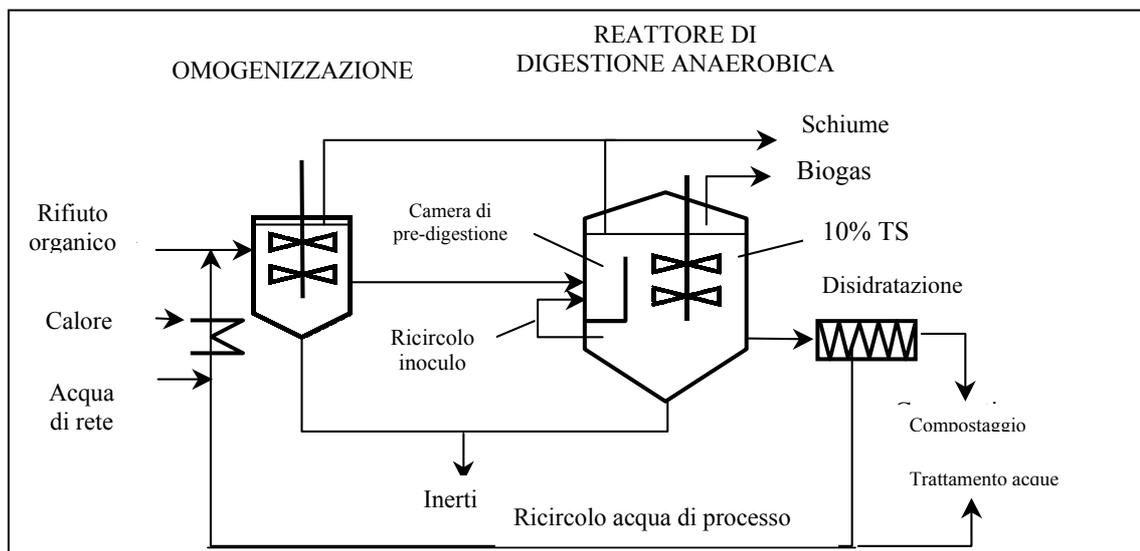


Figura 3.9. Tipico schema di processo wet a fase singola

A causa delle caratteristiche fisiche dei rifiuti trattati non è solitamente possibile ottenere una miscela omogenea e pertanto si osserveranno all'interno del reattore tre fasi separate, caratterizzate da distinte densità. La frazione più pesante tenderà ad accumularsi sul fondo del reattore e può determinare danni nel sistema di miscelazione se il rifiuto trattato non è sufficientemente pulito, mentre materiali leggeri e schiume si accumulano nella parte superiore del reattore. La fase a densità intermedia è quella in cui avvengono per lo più le effettive reazioni di degradazione e produzione del biogas. Nella gestione dell'impianto sono generalmente previste saltuarie rimozioni sia dello strato più pesante, presente sul fondo del reattore, che di quello leggero. Uno dei problemi che può essere connesso con la digestione anaerobica ad umido consiste nella corto-circuitazione idraulica del reattore: cioè, il flusso di materiale entrante, non perfettamente miscelato con il materiale già presente nel reattore, fuoriesce con tempi di ritenzione ridotti rispetto a quelli previsti da progetto. Ciò, oltre a determinare una minore degradazione del substrato trattato, e quindi una minor produzione di biogas, può determinare problemi di igienizzazione dei fanghi effluenti. Per questo motivo alcuni brevetti prevedono uno step di pastorizzazione dell'effluente dal reattore di digestione.

I tipici vantaggi e svantaggi dei processi di digestione ad umido, evidenziati in anni di applicazione, sia dal punto di vista tecnologico, biologico che economico/ambientale, sono riportati in tabella 3.2 (Vandevivere et al., 2001).

3.2.1.1 Prestazioni del processo wet

I processi wet operano generalmente con carichi organici piuttosto bassi, inferiori a 6 kgVS/m³giorno, tipicamente nell'intervallo 2-4 kgVS/m³giorno. Non è attualmente ancora chiaro quale sia il fenomeno che limita la possibilità di applicare carichi organici maggiori nei processi ad umido. Una possibile spiegazione consiste nella concentrazione della biomassa attiva nel reattore, che sarebbe troppo bassa per operare al meglio. Altre spiegazioni chiamano in causa la velocità di trasferimento di massa dei nutrienti oppure l'accumulo di sostanze inibenti come ad esempio l'ammoniaca o gli acidi grassi volatili a catena corta.

Qualora i digestori vengano alimentati con carichi organici superiori si osserva subito una diminuzione nella produzione del biogas. Per questo motivo si ritiene che la più valida delle spiegazioni sia la presenza/formazione di sostanze inibenti nel reattore, conseguente appunto all'incremento dei carichi da trattare. E' chiaro che reattori in cui la biomassa è totalmente dispersa in un mezzo liquido (reattori completamente miscelati, CSTR) sono particolarmente soggetti a problemi di inibizione, dal momento che biomassa e sostanze inibenti sono in intimo contatto. Per contro, occorre evidenziare che la situazione può essere facilmente ricondotta alla normalità per semplice aggiunta di acqua e conseguente diluizione (Nordberg et al., 1992).

Alcune esperienze, condotte per lo più a scala pilota, hanno permesso di evidenziare valori tipici per questo tipo di processo: Weiland (1992) operò con reattori completamente miscelati con un contenuto in solidi nell'intervallo 7-15% trattando rifiuti organici agro-industriali (patate, barbabietole, ecc.) applicando carichi fino a 8 kgCOD/m³giorno. Operando con tempi di ritenzione di 10 giorni in regime mesofilo era possibile ottenere produzioni specifiche di biogas pari a 0.21 m³/kg di rifiuto (59% metano).

Tabella 3.2. Vantaggi e svantaggi dei processi wet (Vandevivere et al., 2001).

Criterio	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Buona conoscenza ed esperienza nel campo del processo; Applicabilità in co-digestione con rifiuti liquidi ad alto contenuto in sostanza organica;	Corto-circuitazione idraulica; Fasi separate di materiale galleggiante e pesante; Abrasione delle parti meccaniche dovuta alla presenza di sabbie ed inerti; Pre-trattamenti di preparazione del rifiuto complessi;
Biologico	Diluizione dei picchi di concentrazione di substrato e/o sostanze tossiche influenti il reattore;	Forte sensibilità ad eventuali shock per la presenza di sostanze inibitorie e carichi organici variabili che entrano in contatto intimo con la biomassa; Perdita di sostanza volatile biodegradabile nel corso dei pre-trattamenti;
Economico ed ambientale	Spese ridotte per i sistemi di pompaggio e miscelazione, ampiamente diffusi sul mercato.	Elevati costi di investimento a causa degli equipaggiamenti utilizzati per i pre-trattamenti e per i volumi dei reattori; Produzione di elevate quantità di acque di processo.

Pavan et al. (2000a) hanno ottenuto valori della SGP di $0.78 \text{ m}^3/\text{kgVS}$ e GPR di $4.9 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{d}$ in esperienze con un reattore termofilo ($55 \text{ }^\circ\text{C}$) in scala pilota da 3 m^3 che trattava rifiuto mercatale caratterizzato da un contenuto in solidi del 10%. Il carico organico applicato era di $6 \text{ kgVS}/\text{m}^3\text{giorno}$ ed il tempo di ritenzione idraulica di 11.8 giorni. La rimozione della frazione volatile era dell'82%.

Groppelli et al. (1999) riportano l'esperienza di un reattore di digestione adibito al servizio di una comunità di 6.000 abitanti presso Gobernador Crespo (provincia di Santa Fe, Argentina). Questo tratta $10.800 \text{ kg/settimana}$ di frazione organica di provenienza domestica in un reattore di 150 m^3 operante a $35 \text{ }^\circ\text{C}$. La produzione specifica di biogas è pari a $100 \text{ m}^3/\text{t}$ frazione organica. La tabella 3.3 riporta i valori tipici sia per quanto concerne i parametri di processo che le rese per processi wet a fase unica.

Tabella 3.3. Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi wet

Parametro di processo	Intervallo
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	10, fino al 15
Carico organico, kgVS/m ³ d	2-4, fino a 6
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15, fino a 30
Rese del processo	
Produzione biogas, m ³ /t rifiuto	100-150
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVS	0.4-0.5
Velocità di produzione di biogas, m ³ /m ³ d	5-6
Contenuto di metano, %CH ₄	50-70
Riduzione della sostanza volatile, %	50-60, fino a 75

3.2.1.2 Applicazioni industriali del processo wet

Il processo BIMA

Il reattore anaerobico BIMA, della austriaca EnTec, Umwelttechnik GmbH, è progettato per trattare rifiuti organici solidi, fanghi di depurazione e acque ad elevato contenuto in sostanza organica. Il processo complessivo prevede che il rifiuto organico conferito all'impianto venga dapprima grossolanamente tritato e poi sottoposto ad un trattamento idraulico/meccanico in un apposito hydropulper al fine di separare plastiche, carta, vetro ed inerti dalla frazione organica che viene inviata al digestore. Questa è una melma fangosa con un tipico tenore in solidi del 10%.

Il digestore BIMA è diviso in due differenti compartimenti. Un compartimento inferiore, più grande, ed uno più piccolo superiore: i due compartimenti sono connessi attraverso tubature per il trasporto del biogas. Attraverso la chiusura di una apposita valvola lungo la tubatura di connessione tra i due comparti è possibile mettere in pressione il comparto inferiore, a causa dell'accumulo di biogas. Ciò comporta lo spostamento di una parte di substrato nel comparto superiore, fino ad un certo livello, raggiunto il quale la valvola automatica si apre rilasciando improvvisamente il biogas compresso nel comparto inferiore. Di conseguenza il substrato raccolto nel comparto superiore viene inviato con forza nel comparto sottostante. Grazie alla particolare conformazione idraulica del reattore ciò consente la miscelazione tra il substrato fresco ed eventuali schiume e sedimenti presenti nel reattore di digestione, senza il bisogno di ricorrere ad altri meccanismi. Il caricamento del materiale da trattare avviene attraverso lance in un apposito tubo posto al centro del reattore mentre il biogas passa dal comparto superiore al gasometro.

Le principali applicazioni industriali di questo processo si trovano in Austria e Germania: si tratta generalmente di piccoli reattori (1.000-2.000 m³) che operano per lo più la co-digestione di rifiuti organici civili e rifiuti zootecnici o agro-industriali con carichi di 2-4 kgVS/m³giorno e tempi di ritenzione di circa 30 giorni.

Il processo LINDE

Il processo Linde per la digestione anaerobica ad umido, brevettato dalla Linde-KCA-Dresden GmbH (Germania), utilizza digestori che operano con basso contenuto di

solidi, tanto in regime mesofilo che termofilo. E' inoltre prevista la possibilità di operare con processi ad unico stadio o a doppio stadio. Il processo si basa su una buona separazione degli inerti nella fase di preparazione, grazie al ricorso a pulpers e vagli a tamburo che consentono di rimuovere le frazioni inerti leggere (carta e plastiche). Il digestore viene miscelato attraverso il ricircolo del biogas in un tubo posto al centro del digestore. Il residuo solido presenta generalmente caratteristiche tali da consentirne l'utilizzo come materiale di partenza per il processo di compostaggio. Attualmente è operativo con frazione organica selezionata il solo impianto di Wels (Austria), che tratta 15.000 t/anno di frazione organica putrescibile allo stato praticamente liquido in regime termofilo. Più diffusa è l'applicazione di questo tipo di processo per la co-digestione: un esempio di questa applicazione è l'impianto di Behringen (Germania), che tratta 10.000 t/anno di rifiuti organici agro-industriali e 13.000 t/anno di residui zootecnici in un reattore termofilo. Prossimamente dovrebbero entrare in funzione l'impianto di Barcellona (Spagna), per il trattamento di circa 140.000 t/anno di frazione organica proveniente da raccolta differenziata e, in Italia, l'impianto di Campo San Piero (Padova) in cui verrà operata la co-digestione di RU da raccolta differenziata, residui zootecnici liquidi, fanghi da trattamento acque reflue, scarti vegetali per un totale di circa 100.000 t/anno. L'impianto di co-digestione opererà con un tenore in solidi dell'8-10% TS in regime termofilo (55 °C). E' inoltre prevista una fase di post-compostaggio per una produzione complessiva di circa 12.000 t/anno di compost maturo (Zanovello et al., 1998).

Il processo WAASA

Il processo Waasa per il trattamento dei rifiuti solidi urbani è stato sviluppato dalla CITEC Environment International Ltd. (Finlandia). L'alimentazione dei digestori viene effettuata attraverso frazione organica selezionata meccanicamente con un contenuto in solidi nell'intervallo 10-15%. Il tempo di ritenzione varia dai 10 giorni del processo operato in regime termofilo fino ai 20 giorni del processo operato in mesofilia. A monte del digestore è previsto un hydropulper che funge da omogeneizzatore del flusso influente.

A Waasa (Finlandia) è in funzione dal 1989 un impianto per il trattamento integrato di fanghi e rifiuti solidi urbani che tratta annualmente 20.000 t di residui. Un impianto simile è stato realizzato presso Kil (Svezia) con una capacità di circa 3.000 t/anno per il solo trattamento della frazione organica. Dal giugno 1997 è operativo nella città di Minami, Ashigara (Giappone), un impianto per il trattamento termofilo di rifiuti organici separati alla fonte in grado di operare con rifiuti caratterizzati da un contenuto in solidi del 10-15%. La capacità di trattamento annuale di tale impianto è di sole 500 tonnellate. Le rese indicano una produzione di biogas nell'intervallo 100-150 m³/tonnellata di rifiuto ed una rimozione della sostanza volatile del 60-70%.

Un nuovo impianto è attualmente in costruzione presso Groningen (Olanda): questo tratterà 85.000 tonnellate/anno di frazione organica proveniente sia da raccolta differenziata che da separazione meccanica. Il bacino di utenza è di un milione di abitanti (Westergard e Teir, 1999). L'impianto è costituito da quattro reattori del volume di 2.750 m³ ciascuno ed opererà ad un carico di 5 kgVS/m³giorno.

Altri due impianti, di dimensioni più ridotte, sono operativi dal 1999 in Svezia presso Jonkopking e Traab: entrambi trattano circa 20.000 t/anno di frazione organica.

Il processo WABIO

L'EcoTech (Finlandia) ha realizzato in Europa numerosi impianti secondo il processo WABIO, messo a punto per trattare la frazione organica dei RU e i fanghi provenienti dal trattamento biologico delle acque reflue. Tale processo è in genere accoppiato ad una unità di compostaggio. Sono attualmente operativi in Europa un impianto da 30.000 t/anno a Berlino (Germania), uno da 14.000 t/anno a Kiel (Germania), uno per la co-digestione di 37.000 t/anno di frazione organica e 17.000 t/anno di fanghi di depurazione in Polonia, altri due in Finlandia di cui uno per la co-digestione di 17.000 t/anno di frazione organica e 10.000 t/anno di fanghi di depurazione.

L'impianto di Berlino, che tratta rifiuto proveniente da raccolta differenziata caratterizzato da un tenore in solidi in partenza del 18-25%, e poi diluiti fino al 10-15% TS, opera con digestori mesofili (35°C) cui viene applicato un carico organico di 3-7 kgTVS/m³d ed un tempo di ritenzione idraulico di 15-17 giorni. La produzione di biogas è nell'intervallo 100-150 m³/t rifiuto con una percentuale di metano del 50-70%.

3.2.2 Digestione semi-dry

Questo tipo di processo nasce nel corso degli anni '80 da una collaborazione tra l'Università di Venezia e la SNAM Progetti (Bassetti et al., 1991).

In questo caso il contenuto di sostanza solida che caratterizza il rifiuto trattato si pone nell'intervallo intermedio rispetto ai processi wet e dry: opera infatti con rifiuti con un contenuto in solidi del 15-20%. Dal punto di vista impiantistico la soluzione adottata è quella di un reattore miscelato (CSTR) che può operare tanto in regime mesofilo che termofilo. Il rifiuto organico proveniente da raccolta differenziata presenta caratteristiche che sono generalmente ottimali per l'applicazione diretta del processo, ricorrendo solamente a semplici pre-trattamenti di pulizia del rifiuto con eliminazione del materiale ferroso e di quello inerte grossolano seguito da triturazione e miscelazione. Operando invece con rifiuti organici derivanti da raccolta indifferenziata con un elevato contenuto di sostanza solida, e derivanti dalla separazione meccanica di RU indifferenziato, è necessario procedere ad un pre-trattamento di pulizia del rifiuto piuttosto spinto e poi a diluizione del rifiuto con acqua, che potrà essere, di volta in volta, acqua di processo riciclata, o acqua fresca.

Nel caso in cui un impianto tratti rifiuto indifferenziato sarà necessaria ovviamente una filiera di pre-trattamento per la separazione della frazione organica da inviare ai digestori anaerobici. Lo schema di pre-trattamento prevede diversi passaggi e può essere anche complesso. Ciò comporta inevitabilmente la perdita di parte del materiale organico biodegradabile, che può arrivare al 15-25% in termini di sostanza volatile (Farneti et al. 1999).

La linea di pre-trattamento dovrà poi provvedere ad una opportuna purificazione del rifiuto in maniera da eliminare i rifiuti inerti quali metallo, sassi, vetro e sabbie che darebbero problemi agli organi di miscelazione nel reattore.

Anche in questo processo, come nei processi di tipo wet, si osserva la formazione di tre fasi distinte all'interno del reattore, anche se, in generale, il fenomeno è meno accentuato. Sarà comunque necessario prevedere, di tanto in tanto, lo svuotamento e la pulizia del fondo del reattore.

Il sistema di miscelazione è generalmente garantito da miscelatori meccanici che possono essere inoltre coadiuvati da lance a gas che provvedono a ricircolare il biogas

prodotto per incrementare l'efficienza di miscelazione (Cozzolino et al., 1992). Può essere inoltre previsto il ricircolo del materiale presente nel digestore inviato alla caldaia e poi reimmesso nei digestori (Farneti et al., 1999). I principali vantaggi e svantaggi del processo semi-dry sono richiamati in tabella 3.4.

Il principale vantaggio economico di questo tipo di processo consiste nella possibilità di ricorrere a mezzi di pompaggio e miscelazione ampiamente diffusi sul mercato e quindi disponibili a basso costo. Per contro, devono essere previsti maggiori costi di investimento per la fase di pre-trattamento, specialmente se il rifiuto viene conferito tal quale all'impianto. Le volumetrie del reattore sono minori rispetto ai sistemi wet ma comunque superiori a quelle dei sistemi dry. Complessivamente, quindi, i costi di investimento per i sistemi semi-dry e dry risultano confrontabili. Dal punto di vista ambientale un problema può essere dovuto all'acqua eventualmente necessaria per diluire rifiuti organici con concentrazioni di sostanza secca superiore al 20-25% TS. La necessità di aumentare i volumi trattati con acqua determina maggiori spese per il riscaldamento del flusso entrante e per il mantenimento del reattore alla temperatura desiderata. L'energia ed il calore prodotti dalla combustione del biogas sono comunque più che sufficienti all'autosostentamento energetico del reattore.

3.2.2.1 Prestazioni del processo semi-dry

Sperimentazioni in scala pilota condotte con frazione organica selezionata meccanicamente ed opportunamente diluita hanno dimostrato la possibilità di operare ad OLR fino a 18 kgVS/m³d in regime termofilo (55°C) con tempi di ritenzione idraulica di soli 6 giorni. In queste condizioni il reattore pilota presentava produzioni specifiche di biogas pari a 0.36 m³/kgVS, una velocità di produzione del biogas di 6.3 m³/m³d con una percentuale di metano del 55%. Le rimozioni della sostanza volatile erano nell'intervallo 40-48% (Cozzolino et al., 1992). Operando con frazione organica da raccolta differenziata o residui mercatali, caratterizzati da un elevato contenuto di sostanza volatile, i carichi applicabili erano minori: tipicamente nell'intervallo 6.0-12.6 kgVS/m³d. In questo caso la produzione specifica di biogas cresceva fino a 0.5 m³/kgVS, mentre la velocità di produzione del biogas era sempre di 6 m³/m³d. La percentuale di rimozione della sostanza volatile era prossima al 60% (Pavan et al., 2000a). Nel caso dell'applicazione in scala reale l'impianto di Verona è stato progettato per operare con un OLR di 8 kgVS/m³d (Farneti et al., 1999).

Nella digestione semi-dry anche il regime termico del sistema gioca un ruolo significativo. Si è evidenziato in particolare come, a parità di carico organico applicato e di tempo di ritenzione idraulico, il passaggio da regimi mesofili a quelli termofili consentisse di incrementare notevolmente le rese in termini di biogas prodotto da 0.2 a 0.4 m³/kgVSd ed una riduzione della sostanza volatile dal 20 al 50% (Cecchi et al., 1991 e 1993; Pavan e Bolzonella, 1998). La tabella 3.5 riassume gli intervalli tipici dei parametri di processo e delle rese dello stesso.

Tabella 3.4. Vantaggi e svantaggi del processo semi dry (CITEC, 2000).

Criterio	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Semplicità dei sistemi di pompaggio e miscelazione; Possibilità di trattare il rifiuto da raccolta differenziata senza particolari pre-trattamenti;	Accumulo di materiali inerti sul fondo del reattore e necessità di scaricarli; Abrasione delle parti meccaniche; Pre-trattamenti complessi per RU indifferenziato;
Biologico	Diluizione dei picchi di concentrazione di substrato o sostanze tossiche;	Sensibilità ad eventuali shock per la presenza di sostanze inibitorie e carichi organici; Perdita di sostanza volatile biodegradabile nel corso dei pre-trattamenti del rifiuto indifferenziato;
Economico ed ambientale	Spese ridotte per di sistemi di pompaggio e miscelazione.	Elevati costi di investimento a causa degli equipaggiamenti utilizzati per i pre-trattamenti e per i volumi dei reattori; Produzione di elevate quantità di acque di processo.

Tabella 3.5. Intervalli tipici dei parametri operativi e delle rese del processo semi-dry

Parametro di processo	Intervallo
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	15-20, fino a 25
Carico organico, kgVS/m ³ d	8-12, fino a 18 in termofilia
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15
Rese di processo	
Produzione biogas, m ³ /t rifiuto	100-150
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVS	0.3-0.5
Velocità di produzione biogas, m ³ /m ³ d	3-6
Contenuto di metano, %CH ₄	55-60
Riduzione della sostanza volatile, %	40-50, fino al 60

3.2.2.2 Applicazioni industriali del processo semi-dry

Il processo brevettato da SNAM Progetti trova applicazione in piena scala presso l'impianto di Cà del Bue, Verona (Farneti et al., 1998, 1999; Pavan et al., 2001). Tale impianto è stato realizzato per soddisfare i parametri operativi e le rese riportati in tabella 3.6.

L'impianto, attualmente in fase di avviamento, deve smaltire 500 tonnellate/giorno di RU che vengono pre-trattate al fine di ricavarne la sola parte organica da inviare alla

sezione di digestione anaerobica. Questa è costituita da quattro digestori del volume di 2.000 m³ ciascuno che trattano 428 m³/giorno con un tenore in solidi del 20-25%, alimentati per 12 ore/giorno, 6 giorni la settimana.

Tabella 3.6. Parametri operativi e rese della sezione di digestione anaerobica dell'impianto di Cà del Bue (Verona).

Parametro	Valore
Temperatura reattore, °C	55
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	20
Carico organico, kgVS/m ³ d	8
Tempo di ritenzione idraulica, d	13
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVS	0.48
Contenuto di metano, %CH ₄	66

3.2.3 Digestione dry

Nel corso degli anni ottanta varie sperimentazioni dimostrarono come, oltre ai processi ed alle tecnologie di tipo wet e semi-dry, fosse possibile ricorrere a processi in cui il rifiuto organico veniva trattato nella sua forma originale, senza bisogno di diluizioni. Quindi, mentre prima gli impianti di digestione anaerobica erano esclusivamente di tipo wet, nell'ultimo decennio si è osservata la crescita del sistema dry, e le nuove realizzazioni sono oggi equamente ripartite tra queste due tecnologie, con prevalente crescita del processo dry (De Baere, 2000).

Nei processi dry il tenore in solidi del rifiuto alimentato al digestore è generalmente nell'intervallo 25-40% e pertanto solamente particolari rifiuti con elevato tenore di solidi (>50%) necessitano di essere diluiti con acqua per poter essere convenientemente trattati (Oleskiewicz e Poggi-Varaldo, 1997). Ciò non comporta significative variazioni dal punto di vista biochimico e microbiologico nel processo anaerobico ma determina la necessità di una completa revisione dei metodi di trattamento per quanto concerne la tecnologia dei reattori. Sono infatti necessari particolari metodi di pompaggio e miscelazione. Infatti, a causa delle proprietà reologiche dei flussi trattati, il materiale organico viene trasportato con nastri e pompato attraverso il ricorso a speciali pompe appositamente progettate per operare con flussi molto viscosi. Ciò incide sui costi di realizzazione di questo tipo di impianti. Questi sistemi sono in grado di operare con flussi di materiale molto concentrati e resisto ai possibili problemi causati da sassi, vetro o legno che non causano inceppamenti o danni. L'unico pre-trattamento richiesto è una preliminare vagliatura al fine di rimuovere il materiale con dimensioni superiori ai 40 mm. Ciò è ottenuto grazie a vagli a tamburo nel caso di rifiuto organico separato meccanicamente, e mediante trituratori nel caso di rifiuto organico raccolto separatamente alla fonte. Dal momento che i pre-trattamenti sono limitati non si osserva perdita di materiale organico biodegradabile come può invece avvenire nel corso dei pre-trattamenti per materiale da trattare con processi wet e semi-dry.

A causa della elevata densità e viscosità dei flussi trattati i reattori per il trattamento dry non sono del tipo completamente miscelato (CSTR) ma con flusso parzialmente o totalmente a piste (plug-flow): ciò rende i reattori più semplici dal punto di vista meccanico ma comporta problemi di miscelazione tra il rifiuto organico fresco e la

biomassa fermentante. La risoluzione di questo problema è fondamentale per evitare fenomeni localizzati di sovraccarico organico ed eventuale acidificazione che porterebbe ad inibizione del processo metanigeno.

Il fatto di operare con flussi molto densi porta inoltre al superamento del problema della suddivisione di tre fasi distinte all'interno del reattore, come poteva invece avvenire nei processi wet e semi-dry. Le principali tecnologie presenti sul mercato ed i processi adottati per questo tipo di rifiuti si differenziano essenzialmente per la fluidodinamica del reattore utilizzato. La figura 3.11 riporta alcune possibili soluzioni impiantistiche (Vandevivere et al., 2001).

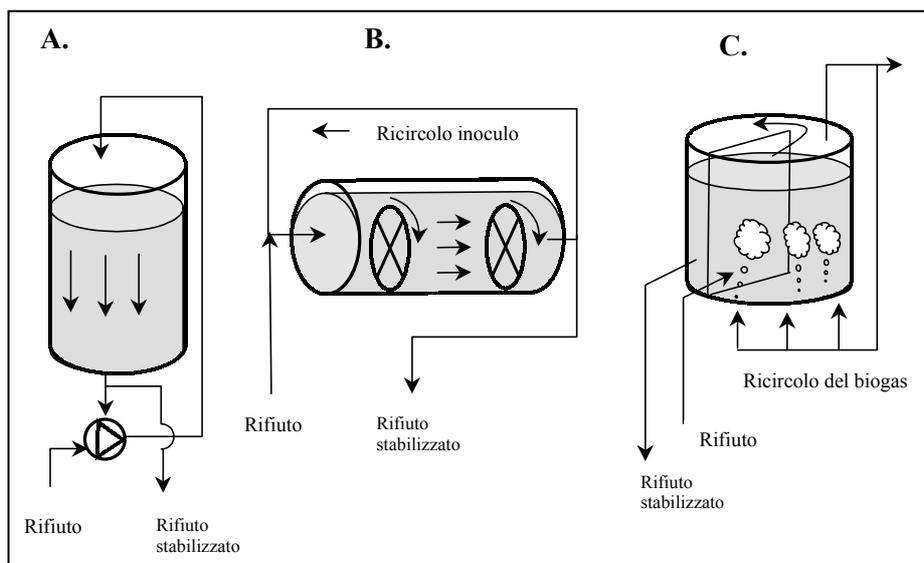


Figura 3.11. Differenti tipologie di reattore nei sistemi dry (A = processo Dranco; B = processo Kompogas; C = processo Valorga), in Vandevivere et al., 2001.

Nel processo Dranco la miscelazione tra rifiuto influente e biomassa avviene grazie al ricircolo dell'effluente estratto dal fondo dal digestore anaerobico che viene pompato nella parte superiore del reattore stesso: il tipico rapporto di ricircolo è una parte di rifiuto fresco per sei parti di effluente ricircolato. Questo tipo di processo ha dimostrato di operare con efficacia con rifiuti con un tenore in solidi nell'intervallo 20-50%.

Il processo Kompogas utilizza un reattore cilindrico in cui il flusso a piste prosegue orizzontalmente. Il moto di avanzamento del materiale trattato è assistito da miscelatori a lenta rotazione posti internamente al reattore che omogeneizzano il materiale trattato, lo degasano, e risospescono il materiale inerte grossolano. Il sistema ha dimostrato di operare con buona efficienza quando il rifiuto trattato presenta concentrazioni in solidi del 25%: per valori inferiori si è osservata la tendenza all'accumulo di materiale inerte grossolano (sabbie e vetro) sul fondo del reattore, mentre per concentrazioni maggiori si osserva una eccessiva resistenza al flusso orizzontale del materiale all'interno del reattore.

Un altro processo dry, diffuso in centro Europa, è il processo Valorga. Anche in questo caso si ricorre a reattori di forma cilindrica in cui il flusso a piste del materiale trattato è di tipo circolare e la miscelazione avviene grazie all'iniezione di biogas dal fondo del reattore attraverso una serie di iniettori ogni 15 minuti circa (Fruteu de Laclos et al.,

1997). La miscelazione sembra avvenire con notevole efficacia dal momento che il ricircolo di parte dell'effluente si è dimostrato non necessario. D'altra parte gli iniettori di biogas, a causa della loro posizione, possono essere soggetti a problemi di intasamento. Come nel caso del processo Kompogas c'è la necessità di ricircolare l'acqua di processo al fine di raggiungere una concentrazione di sostanza solida del 30% nel rifiuto da trattare. Per contro, concentrazioni più basse, fino al 20% TS, determinerebbero seri problemi di accumulo di materiale inerte sul fondo del reattore (Fruteu de Laclos et al., 1997).

Dal punto di vista economico si evidenzia come nel caso dei processi di tipo dry gli elevati costi di investimento iniziale sono dovuti alla necessità di dotarsi di sistemi di trasporto e pompaggio del rifiuto organico da trattare che siano particolarmente resistenti e tecnologicamente avanzati. Per contro, operando con rifiuti ad elevata concentrazione di sostanza solida, non sono necessari pre-trattamenti particolarmente raffinati ed i volumi dei reattori necessari sono ridotti: quindi le spese di costruzione dei reattori sono minori rispetto ai processi wet e semi-dry. La ridotta dimensione del reattore si ripercuote poi favorevolmente, in fase di esercizio, sul bilancio energetico dello stesso, dal momento che è necessario riscaldare una minor quantità di rifiuto da trattare. Una differenza fondamentale tra i processi di tipo dry e quelli di tipo wet o semi-dry consiste nel ridotto utilizzo, nel caso di processi dry, di acqua per la diluizione dei rifiuti. Ne consegue che la quantità di acqua di scarico sarà ridotta. Alcuni autori (Baeten and Verstraete, 1993) riportano inoltre una migliore igienizzazione del prodotto finale nel caso di processi dry operanti in regime termofilo. I principali vantaggi e svantaggi dei processi dry sono richiamati in tabella 3.7.

Al momento attuale non è chiaro quale tecnologia tra quelle wet, semi-dry e dry risulterà vincente nel prossimo futuro. Molto dipenderà probabilmente dalla capacità di queste tecnologie di ottenere ottime rese in termini di produzione di biogas e riduzione dei volumi di fanghi da smaltire in relazione al tipo di rifiuto trattato: meccanicamente selezionato o raccolto in maniera differenziata. Il tutto con un soddisfacente recupero di energia e calore riutilizzabili.

3.2.3.1 Prestazioni del processo dry

Uno dei maggiori problemi connessi ai processi di tipo dry può essere rappresentato dal rischio di squilibrare il processo verso la fase acidogenica, a causa degli elevati carichi organici applicati ai reattori, quando la frazione organica è caratterizzata da un elevato grado di biodegradabilità. Il livello del problema resta comunque confrontabile con quello riscontrabile in processi wet o semi-dry, se condotti con procedure inopportune.

Oleskiewicz e Poggi-Varaldo (1997) hanno comunque documentato la capacità dei sistemi dry di resistere senza alcun problema ad instabilità del processo di digestione. Six e De Baere (1992) hanno riportato che non si osserva inibizione da accumulo di ammoniaca nel processo termofilo Dranco per rifiuti che abbiano un rapporto carbonio/azoto maggiore di 20. Lo stesso tipo di risultato è stato riportato da Weiland (1992) per i processi di tipo wet in ambiente mesofilo. In generale comunque la stabilità rispetto ad elevate concentrazioni di ammoniaca nel reattore è stata ampiamente dimostrata nelle operazioni in piena scala: l'impianto di Tillburg (Olanda) che opera con tecnologia Valorga in regime mesofilo (40 °C) dimostra di sopportare (operando con il massimo OLR applicabile) concentrazioni di ammoniaca fino a 3 g/l (Fruteu de

Laclos et al., 1997), mentre il processo Dranco operato in regime termofilo (52 °C) resta stabile con concentrazioni di ammoniaca fino a 2.5 g/l. Questi valori possono essere ben sopportati anche nei processi wet e semi-dry. Una delle possibili spiegazioni per la capacità dei sistemi dry di sopportare shock derivanti da carichi di ammoniaca risiede probabilmente nel fatto che la miscelazione non perfetta ed omogenea tipica di questi processi sottopone solo una parte della biomassa metanigena, in zone limitate del reattore, a queste condizioni di stress.

Tabella 3.7. Vantaggi e svantaggi dei processi dry (Vendervivere et al., 2001).

Critério	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Nessun bisogno di miscelatori interni al reattore; Robustezza e resistenza ad inerti pesanti e plastiche; Nessuna corto circuitazione idraulica;	Rifiuti con basso tenore in sostanza solida (< 20%TS) non possono essere trattati da soli;
Biologico	Bassa perdita di sostanza organica biodegradabile nei pre-trattamenti; Elevati OLR applicabili; Resistenza a picchi di concentrazione di substrato o sostanze tossiche;	Minima possibilità di diluire sostanze inibitorie e carichi organici eccessivi con acqua fresca;
Economico ed ambientale	Pre-trattamenti minimi e più economici; Ridotti volumi dei reattori; Ridotto utilizzo di acqua fresca; Minime richieste di riscaldamento del reattore.	Elevati costi di investimento a causa degli equipaggiamenti utilizzati per il trattamento.

I diversi sistemi oggi operanti sul mercato sembrano comportarsi in maniera simile dal punto di vista delle rese di processo: la produzione di biogas varia nell'intervallo 90-150 m³/t di rifiuto.

Il valore più basso corrisponde a rifiuti di giardinaggio e verde pubblico, mentre il valore più elevato fa riferimento a rifiuto organico di origine alimentare (Fruteu de Laclos et al., 1997; De Baere, 2000). Queste rese sono equivalenti a 210-300 m³CH₄/tVS con percentuali di rimozione della sostanza volatile nell'intervallo 50-70%. La percentuale di sostanza volatile rimossa è quindi simile a quella ottenibile con processi wet (Weland, 1992) e semi-dry (Pavan et al., 2000a) che rientrano nell'intervallo 40-70%.

La differenza più significativa tra i diversi processi dry, e tra i sistemi dry e quelli wet e semi-dry, è invece osservabile in termini di carico organico applicato ai reattori (OLR) ed ai suoi massimi valori raggiungibili. E' infatti possibile operare con carichi organici

prossimi ai 10 kgVS/m³d. Nell'ambito dei processi dry la tecnologia Valorga opera generalmente con OLR prossimi ai 5 kgVS/m³d, come a Tilburg (Olanda), dove vengono trattate circa 1000 t/settimana di rifiuti vegetali e da giardino in due reattori con volume di 3000 m³ ciascuno a 40 °C (Fruteu de Laclos et al., 1997). La tabella 3.8 riporta i tipici valori di esercizio e le rese dei processi dry.

Tabella 3.8. Intervalli tipici dei parametri operativi e delle rese del processo dry

Parametro di processo	Intervallo
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	25-40
Carico organico, kgVS/m ³ d	8-10
Tempo di ritenzione idraulica, d	25-30
Rese di processo	
Produzione biogas, m ³ /t rifiuto	90-150
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVS	0.2-0.3
Velocità di produzione biogas, m ³ /m ³ d	2-3
Contenuto di metano, %CH ₄	50-60
Riduzione della sostanza volatile, %	50-70

3.2.3.2 Applicazioni industriali del processo dry

Il processo Dranco

Lo sviluppo del processo DRANCO è nato da una collaborazione tra l'Università di Gent (Belgio) e la Arbios S.p.A. Il brevetto è oggi della belga OWS. Viene generalmente utilizzato per il trattamento anaerobico di numerosi substrati biodegradabili, separati alla fonte, come i rifiuti da ristorazione, i rifiuti organici industriali, i fanghi di depurazione ispessiti e pressati. Impianti a piena scala del tipo DRANCO sono operativi in Belgio, Austria, Germania e Svizzera, con potenzialità di 12.000-20.000 t/anno.

In particolare si segnalano gli impianti di Salisburgo (Austria), Brecht (Belgio) e Bassum (Germania), ormai operativi dal 1993, a cui si sono successivamente aggiunti gli impianti svizzeri di Chablais-Riviera e Aarberg e quello di Kaiserslautern, in Germania, tra il 1997 ed il 1999. Nel corso del 1999 è inoltre stato avviato il nuovo impianto di Brecht (Belgio), con potenzialità di 43.000 t/anno, per il trattamento di frazione organica e rifiuti di origine agro-industriale ed alimentare.

In tabella 3.9 sono riportati i principali parametri di resa e di esercizio degli impianti di Salisburgo (Austria) e Brecht (Belgio).

L'impianto di Brecht (Belgio), opera con un OLR nell'intervallo 10-12 kgVS/m³d, ma ha operato per circa un anno (1998) in condizioni di stato stazionario con un OLR pari a 15 kgVS/m³d con una concentrazione del 31% TS nel reattore ed una percentuale di rimozione della sostanza volatile del 65% (Six e De Baere, 1992; European Commission DGXVII, 1994; De Baere, 2000). La produzione di energia è nell'intervallo 165-245 kWh/tonnellata rifiuto (De Baere, 2000).

Il processo Kompogas

Il processo Kompogas, della Kompogas GmbH (Svizzera), è un sistema integrato di trattamento del rifiuto organico: qui il rifiuto organico proveniente da raccolta differenziata viene preliminarmente ripulito da eventuali corpi inerti e poi sminuzzato

prima dell'invio al digestore anaerobico, dove arriva con un tenore in solidi nell'intervallo 25-40% TS. Il reattore opera in regime termofilo (55 °C) ed è posto orizzontalmente (vedi figura 3.11). L'effluente del digestore è quindi inviato ad una pressa dove la parte solida (fresh compost) è inviata al compostaggio mentre la parte liquida è trattata con un processo a due fasi meccanico-biologica che la rende direttamente utilizzabile in agricoltura come fertilizzante (in accordo con le normative vigenti sul territorio svizzero).

La soluzione impiantistica adottata è quella di più reattori operanti in parallelo ciascuno con una capacità di trattamento nell'intervallo 15.000-25.000 tonnellate/anno (Thurm e Schmid, 1999).

Tabella 3.9. Parametri operativi e rese degli impianti di Salisburgo (Austria) e Brecht (Belgio), in De Baere, 2000.

Impianto	Salisburgo (Austria)	Brecht (Belgio)
Parametro operativo		
Rifiuto trattato, t/anno	20.000	20.049
Contenuto in solidi, %TS	31	40
Temperatura reattore, °C	55	55
Tempo di ritenzione idraulica, giorni	-	15.3
Carico organico, kgVS/m ³ giorno	10	14.9
Rese di processo		
Produzione di biogas, Nm ³ /t	135	102.5
Velocità di produzione biogas, m ³ /m ³ giorno	4	9.2
Produzione specifica biogas, m ³ /kgVS	0.36	0.25-0.30
Contenuto in metano, %	-	55
Solidi rimossi, %	29	23

Alla base delle realizzazioni in piena scala ci sono i risultati ottenuti in anni di sperimentazioni su scala pilota (Wellinger et al., 1992a). La tabella 3.10 riassume i parametri operativi e le rese delle attività sperimentali condotte in un reattore pilota da 15 m³ operante in regime termofilo (55 °C).

In Svizzera dal 1992 è stata avviata la prima sperimentazione industriale del processo Kompogas che è in grado di trattare per mezzo di un digestore da 200 m³ circa 3.000 t/anno di frazione organica da raccolta differenziata. Tale processo utilizza, in una prima fase, un reattore orizzontale mantenuto alla temperatura di 55°C in grado di degradare materiali con alto contenuto in solidi (25-40 %TS). L'effluente viene poi trattato per produrre compost e fertilizzanti.

Tabella 3.10. Parametri operativi e rese del processo Kompogas (scala pilota), in Wellinger et al., 1992a

Periodi sperimentali	1	2	3
-----------------------------	----------	----------	----------

Parametri operativi			
Tempo di ritenzione, d	40	26	17
Solidi Totali, %	42	38	40
Solidi Volatili, %TS	76	54	52
Carico organico, kgVS/m ³ d	7.2	8.1	11.1
Rese del processo			
Rimozione TS, %	35	24	22
Produzione di biogas, m ³ /d	40	40	54
Velocità di produzione di biogas, m ³ /m ³ d	2.7	2.7	3.6
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVSd	0.37	0.33	0.32
Metano, %	63	59	62

I tempi di trattamento complessivi sono di circa un mese, così ripartiti tra le diverse fasi di processo:

- 1) preparazione e macinazione del rifiuto selezionato alla fonte: circa 3 giorni;
- 2) digestione anaerobica in termofilia: HRT circa 20 giorni;
- 3) compostaggio aerobico dell'effluente del digestore: circa 10 giorni.

Durante questo periodo si ricavano 80-140 m³ di biogas per tonnellata di rifiuto trattato e un compost utilizzabile per fini agronomici con un contenuto in solidi del 35%.

Tale tecnologia è ora largamente applicata su tutto il territorio svizzero e viene anche esportata in Germania. Dal 1992 al 2000 sono stati realizzati in Svizzera e Germania 14 impianti con una potenzialità media di 10.000 t/anno. Al momento attuale le comunità servite su territorio svizzero con questo tipo di processo sono 37, per un totale di 262.148 abitanti serviti ed una potenzialità complessiva annuale di 43.500 tonnellate di frazione organica selezionata (Thurm et al., 1999). Si tratta quindi, generalmente, di impianti di piccole dimensioni, adatti a servire anche piccoli bacini di utenza, quali quelli delle comunità montane. Attualmente solo due impianti, presso Francoforte e Hunsruck, Germania, trattano più di 20.000 t/anno di rifiuto organico.

Le tipiche prestazioni ottenibili negli impianti di maggiori dimensioni sono riportate in tabella 3.11 (Levasseur, 1999).

Tabella 3.11. Tipiche prestazioni del processo Kompogas applicato in scala reale, in Levasseur, 1999.

Parametro	Valore
Rifiuto organico trattato, t/anno	20.000
Produzione di biogas, m ³ /giorno	8.000
Produzione giornaliera di compost, m ³ /giorno	25-30
Energia prodotta, kWh/giorno	46.000
Energia consumata in impianto, kWh/giorno	3.500
Energia venduta, kWh/giorno	10.500
Calore usato in impianto, kWh/giorno	7.000
Calore venduto, kWh/giorno	18.500

Il processo Valorga

Il processo Valorga consente il trattamento anaerobico di rifiuti urbani derivanti da una raccolta differenziata o indifferenziata. Il processo è per lo più applicato in regime di temperatura mesofilo (tipicamente 37-40 °C, vedi tabella 3.12). Nel caso di raccolta indifferenziata la digestione anaerobica viene preceduta da una linea di selezione per la frazione organica da inviare alla sezione di digestione anaerobica. La società Valorga S.A. ha sviluppato i suoi primi lavori a partire dal 1981, inizialmente presso la cattedra di ricerche universitarie dell'Université des Sciences et Techniques della Languedoc (Francia). Questa ricerca è stata poi ripresa ed ampliata dalla società Valorga Process, oggi divenuta Steinmuller-Valorga (Germania-Francia). L'obiettivo di questi studi era la messa a punto di un processo di digestione anaerobica con alimentazione in continuo caratterizzato da una elevata concentrazione di solidi totali (TS) della frazione organica dei rifiuti urbani e di altri residui agro-alimentari. La concretizzazione di questi interessi ha portato, nel tempo, alla realizzazione di diverse iniziative dapprima su scala pilota e poi in piena scala.

Lo sviluppo di questo processo ha permesso la costruzione nel 1987 e l'avviamento nel 1988 del primo impianto industriale al mondo per il trattamento di rifiuti urbani con digestione anaerobica in continuo e ad alta percentuale di materia secca, ad Amiens (Francia, che tratta la totalità dei rifiuti urbani di questo comune (85.000 t/anno; Charret, 1998). Questo impianto costituisce la principale referenza della tecnologia Valorga. Sono poi seguite le realizzazioni degli impianti di Tilburg (Olanda) ed Engelskirchen (Germania) (Saint-Jolly, 1992). In questi tre impianti vengono trattati rifiuti provenienti da raccolta differenziata oltre ad una certa percentuale di rifiuti provenienti da raccolta meccanica presso l'impianto di Tilburg (Olanda).

La tabella 3.12 riassume alcune delle caratteristiche degli impianti oggi in funzione.

I tre impianti si differenziano per la forma di energia prodotta: nel caso dell'impianto di Amiens, infatti, si ha, per combustione del biogas, la produzione di calore che viene utilizzato per il riscaldamento dei digestori, mentre nel caso di Engelskirchen si ha la presenza di un gruppo di co-generazione che permette la produzione di circa 7.500 MWh/anno. Nel caso di Tilburg non sono invece noti dati relativamente alla produzione di energia o calore (Charret, 1998). La tabella 3.13 riporta, in termini di MWh/anno, per biogas, elettricità e calore, i valori delle produzioni, dei consumi e dei deficit o surplus venduti. I valori negativi sono riportati tra parentesi tde.

Tabella 3.12. Condizioni operative e rese nelle maggiori realizzazioni industriali europee del processo Valorga (Charret, 1998; Saint-Jolly et al., 2000).

Località	TS %	T °C	HRT d	OLR kgTVS/m ³ d	GP m ³ /t rifiuto	SGP m ³ CH ₄ /kgTVS	Metano %CH ₄
Tilburg (Olanda)	20-35	37-40	25	7.5-8.6	82	0.20-0.30	56
Amiens (Francia)	20-35	37-40	18-25	7.5-9.0	153	0.18-0.25	54
Engelskirchen (Germania)	36	37-40	25-30	8.4-10.0	100-110	0.22-0.35	54

Una recente ricerca di Saint-Jolly et al. (2000), condotta sulle prestazioni dei tre impianti menzionati in tabella 3.13 nell'arco degli ultimi tre anni, ha permesso di evidenziare come le caratteristiche del rifiuto siano il parametro fondamentale per le

rese in termini di produzione di biogas. E' stato infatti evidenziato come durante il periodo estivo il trattamento di rifiuto proveniente da sfalcio di parchi, giardini e prati, ricco in materiale cellulosico, determini una notevole diminuzione del contenuto della sostanza volatile nel rifiuto stesso e quindi una diminuzione del biogas prodotto. In particolare, l'aumento della frazione cellulosica nel periodo estivo nel rifiuto trattato presso l'impianto di Tilburg (Olanda) determina un decremento nella percentuale di sostanza volatile (VS) nel rifiuto trattato: dal 60 al 40%. Ciò si ripercuote sulla produzione specifica di biogas, che passa da 120-140 m³/tonnellata di rifiuto a 60-80 m³/tonnellata di rifiuto. Anche la produttività specifica in termini di metano decresce, passando da 320 a 170 m³CH₄/t VS. Per contro, presso Amiens (Francia), dove le caratteristiche del rifiuto trattato sono costanti durante tutto l'arco dell'anno, la produttività specifica in termini di metano è costantemente prossima a 200 m³CH₄/t VS. Viene inoltre evidenziato come in impianti in cui si trattino maggiori quantità di rifiuto domestico (scarti di cucina) la produzione specifica di biogas sia maggiore, grazie alle caratteristiche di buona biodegradabilità del rifiuto trattato.

Tabella 3.13. Produzione e consumi energetici. I valori tra parentesi si intendono negativi (Charret, 1998).

	Produzione	Consumo	Eccesso/Consumo
Amiens (Francia)	Biogas: 55.000 MWh Elettricità: Calore: 34.000 MWh	Biogas: Elettricità: (4.150 MWh) Calore: (3.500 MWh)	Biogas: Elettricità: (4.150 MWh) Calore: 30.500 MWh
Tilburg (Olanda)	Biogas: 18.400 MWh Elettricità: Calore:	Biogas: (1.800 MWh) Elettricità: (1.600 MWh) Calore:	Biogas: (16.600 MWh) Elettricità: (1.600 MWh) Calore:
Engelskirchen (Germania)	Biogas: 21.560 MWh Elettricità: 7.500 MWh Calore:	Biogas: (1.300 MWh) Elettricità: (1.120 MWh) Calore:	Biogas: Elettricità: 6.380 MWh Calore:

Oltre ai tre impianti già citati, altri impianti sono oggi in fase di realizzazione o progettazione. Nel corso del 1999 è divenuto operativo l'impianto di Friburgo (Germania) che tratta 36.000 t/anno di RU selezionati, mentre nel corso del 2000 sono stati avviati gli impianti di Mons (58.700 t/anno di frazione organica da raccolta differenziata), Cadix (115.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica) e Corregne (142.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica e da raccolta differenziata) in Francia e l'impianto di Ginevra (10.000 t/anno di frazione organica selezionata meccanicamente) in Svizzera. Nel corso del 2001 saranno poi terminati i lavori degli impianti di Varennes-Jarcy e Hanovre, in Francia, e Barcellona in Spagna, tutti con potenzialità di circa 100.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica. In Italia è in costruzione un impianto per il trattamento di frazione organica e fanghi (52.000 t/anno) presso Bassano del Grappa (Vicenza) che diverrà operativo nel corso del 2001 (Charret, 1998).

3.3 Processi di digestione a due fasi

Questo tipo di approccio prevede la separazione fisica della fase idrolitica e fermentativa dalla vera e propria fase metanigena. I due processi avvengono infatti in reattori separati. Questo processo trova oggi solo poche applicazioni in scala reale (meno del 10% del mercato, De Baere 2000) ma è spesso utilizzato dai ricercatori nelle sperimentazioni in scala di laboratorio o in scala pilota per una più facile comprensione dei fenomeni coinvolti nelle diverse fasi del processo di digestione. Dal momento che i processi vengono separati ed avvengono in condizioni ottimali le rese in termini di degradazione della sostanza biodegradabile e di produzione di biogas sono ottimizzate (Ghosh et al., 1999). Nella prima fase si osserverà quindi l'idrolisi e l'acidogenesi secondo una cinetica di primo ordine limitata dalla presenza di cellulosa, mentre la seconda fase è deputata alla acetogenesi e metanogenesi. Qui la velocità limitante è quella di crescita della biomassa metanigena (Palmowsky e Muller, 1999).

Si è comunque osservato che, nonostante i maggiori sforzi in termini tecnologici e di investimenti, molto spesso i sistemi a due fasi non consentono incrementi delle rese in termini di produzione di biogas tali da giustificare i maggiori costi di investimento e di gestione. Il maggior vantaggio consiste, piuttosto, nella capacità di trattare alcuni tipi particolari di rifiuto organico che vengono in genere evitati nei sistemi a fase unica, quali ad esempio particolari residui agro-industriali o zootecnici che presentano rapporti C/N < 20. La tabella 3.14 riporta i tipici vantaggi e svantaggi dei processi di digestione anaerobica a due fasi.

I processi a due stadi possono essere operati con o senza ritenzione della biomassa nel secondo stadio. A seconda di questa particolarità costruttiva si hanno diverse rese.

Tabella 3.14. Vantaggi e svantaggi dei processi a due fasi (Vendervivere et al., 2001).

Criterio	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Elasticità del processo;	Complessità impiantistica;
Biologico	Processo più affidabile anche per rifiuti con basso contenuto in cellulosa;	Minori rese in termini di produzione di biogas quando i solidi non vengono metanizzati;
Economico ed ambientale	Minor quantità di sostanze tossiche (metalli pesanti) nell'effluente del digestore.	Elevati costi di investimento a causa della complessità impiantistica.

3.3.1 Processi con schema senza ritenzione della biomassa

In questo caso si possono avere svariate configurazioni: ad esempio reattori miscelati in serie (Pavan et al., 2000b) oppure reattori con flusso a piste in serie. In questo secondo caso si possono avere configurazioni con due reattori operanti con processi wet in entrambi gli stadi (processo Schwarting-Uhde) oppure di tipo dry in entrambi gli stadi (processo BRV).

Nel caso di reattori miscelati in serie i rifiuti vengono triturati e miscelati con acqua sino ad ottenere un substrato con un contenuto in solidi del 10% circa prima di essere alimentati al primo reattore.

Nel caso di processi operanti con reattori con flusso a piste il rifiuto separato alla fonte è trattato direttamente.

3.3.2 Prestazioni del processo

Il sistema a fasi separate ha dimostrato di essere particolarmente affidabile e stabile anche per rifiuti organici ad elevata biodegradabilità come frutta e verdura, o rifiuti mercatali in genere (Pavan et al., 2000b). Ciò è forse imputabile al fatto che la rapida idrolizzazione ed acidificazione che potrebbe causare un abbassamento del pH, con accumulo di acidi grassi volatili inibenti per la biomassa metanigena, avviene nel primo reattore, preservando il secondo reattore da questo tipo di problemi. Questo tipo di configurazione ha permesso di operare con OLR complessivi pari a $7 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$, mentre reattori a singola fase con lo stesso tipo di substrato incontravano problemi quando il carico organico era superiore a $3.3 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ (Pavan et al., 2000a e b). Gli stessi risultati possono essere comunque ottenuti operando con particolari rifiuti agro-industriali in reattori a singola fase, avendo cura che il rapporto C/N sia sempre > 20 (Weiland, 1992). In processi di questo tipo il primo reattore può sopportare fluttuazioni anche significative dell'OLR e quindi preservare il secondo reattore da fenomeni di shock. In recenti sperimentazioni, Edelman et al. (1999) hanno dimostrato come il primo stadio sia in grado di operare da vero e proprio "tampone", ma che questo effetto sia significativo ed utile solo nel caso si trattino rifiuti poveri in cellulosa, per i quali lo step metanigeno, piuttosto che quello idrolitico, rappresenta la fase di rallentamento del processo. In molti altri casi, comunque, è l'idrolisi l'elemento che limita le rese di processo nel trattamento a due fasi (Noike et al., 1985).

In termini di massimo OLR applicabile i processi a due stadi sono comparabili con processi operanti a fase singola: l'impianto con processo BRV di Heppenheim (Germania) opera con OLR fino a $8 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$, mentre il reattore con processo Schwarting-Uhde può sostenere OLR fino a $6 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ (Trosch e Niemann, 1999).

3.3.3 Applicazioni industriali

Il processo BRV

Nel processo BRV, registrato dalla Linde (Germania), viene applicata una logica di tipo dry nei due reattori con fluidodinamica di tipo a piste. Il rifiuto introdotto nel primo reattore presenta generalmente un tenore in solidi pari al 35%. Lo stadio di idrolisi avviene in condizioni micro-aerobiche. In questo modo lo stadio di idrolisi risulta molto accelerato anche se parte del COD solubile prodotto viene utilizzato da microrganismi aerobi per la loro crescita. Dopo due giorni di pre-trattamento il materiale idrolizzato viene inviato ad un reattore ad asse orizzontale che opera con tempi di ritenzione di 25 giorni ad una temperatura di $55 \text{ }^\circ\text{C}$ con un tenore in solidi nel reattore del 22%. L'ambiente di reazione può essere anche mesofilo. L'avanzamento del materiale all'interno del reattore è ottenuto per mezzo di numerosi agitatori posti lungo l'asse orizzontale del reattore stesso.

L'impianto con processo BRV di Heppenheim (Germania) tratta 33.000 t/anno di FORSU da raccolta differenziata ed opera con OLR fino a $8 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$.

Oltre all'impianto di Heppenheim (Germania) sono operativi l'impianto di Baar, presso Zurigo (Svizzera), che tratta 18.000 t/anno di frazione organica e quello di Lerngo (Germania), con potenzialità di 38.000 t/anno di frazione organica. Sono poi in costruzione gli impianti di Valence (Francia) e Valladolid (Spagna). Quest'ultimo con potenzialità di 15.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica.

Il processo Schwarting-Uhde

Questo tipo di processo sfrutta reattori con flusso a piste in serie operanti in termofilia (55 °C), in cui il rifiuto separato alla fonte viene finemente triturato e diluito fino a tenori di solidi del 12%. Siamo quindi nel campo di processi wet. La miscela risale all'interno dei due reattori dal fondo attraverso setti perforati (figura 3.11). Il movimento di risalita omogeneo è garantito da pompe temporizzate che pulsano pompando il materiale verso l'alto (Trosch e Niemann, 1999). Lo stesso tipo di movimento pulsato garantisce la fuoriuscita del biogas nel secondo reattore. A causa della possibilità di ostruzione dei fori dei setti posti internamente ai reattori è opportuno utilizzare rifiuti particolarmente puliti. Il reattore con processo Schwarting-Uhde può sostenere OLR nell'intervallo 3.8-6 kgVS/m³d fino a 7.7 kgVS/m³d. Il tempo di ritenzione complessivo è di 11-18 giorni. La produzione specifica del biogas è nell'intervallo 0.83-0.88 m³/kgVS ed è accompagnata ad una riduzione della sostanza organica del 80-85% (Trosch e Niemann, 1999).

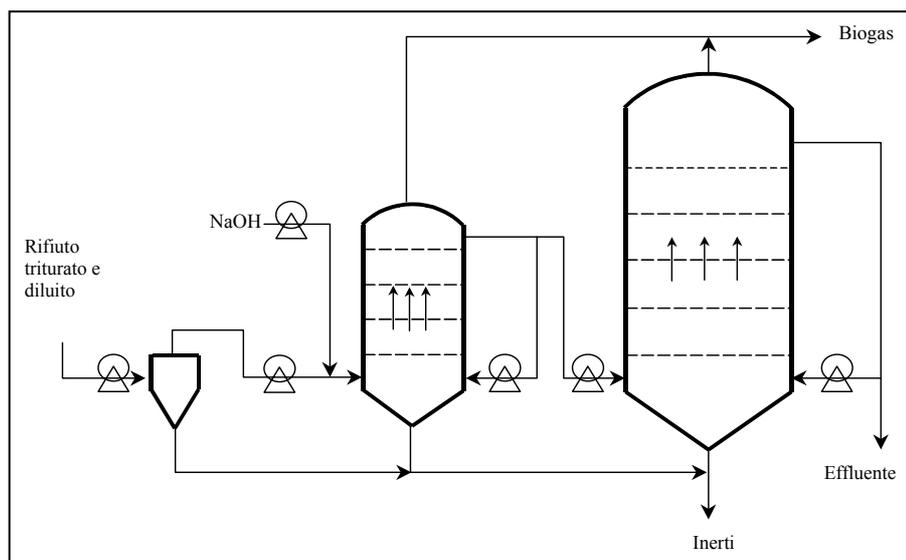


Figura 3.11. Il processo Schwarting-Uhde

3.3.4 Sistemi con schema a ritenzione della biomassa

Per poter incrementare la resa di processo e la resistenza a shock di carichi organici e di sostanze inibenti sono stati sviluppati sistemi in cui i reattori operino con ritenzione della biomassa. Un tipico metodo per ottenere la ritenzione della biomassa è disaccoppiare il tempo di ritenzione idraulica (HRT) dal tempo di ritenzione dei solidi (SRT) incrementando la biomassa nel reattore metanogenico. Questo si traduce, operativamente, nel ricircolare parte dell'effluente del digestore, dopo averlo miscelato con il rifiuto fresco. Questo tipo di soluzione è particolarmente efficace nel caso di rifiuti di cucina o agro-industriali caratterizzati da una elevata biodegradabilità (Weiland, 1992; Madakoro et al., 1999). La separazione dell'HRT dall'SRT può essere ottenuta mediante un decantatore interno al secondo reattore (Weiland, 1992) o per mezzo di una membrana per la separazione dell'effluente liquido dalla biomassa che viene ricircolata nel reattore (Madokoro et al., 1999). Un altro metodo per incrementare la concentrazione della biomassa metanigena è quello di far crescere questa biomassa su supporti interni al reattore: la crescita di biomassa adesa su supporti inerti garantisce una elevata densità della biomassa ed alti tempi di residenza cellulare nel reattore. Ovviamente sistemi di questo tipo devono essere alimentati con substrati il più possibile liberi da materiale sospeso che tenderebbe a ricoprire la biomassa impedendo il contatto tra i substrati solubili e la biomassa stessa. Questo significa che è necessario rimuovere i solidi ancora presenti nell'effluente dal reattore di idrolisi ed acidificazione. Esistono due processi operanti con questa logica sul mercato: il processo BTA ed il processo Biopercolat.

3.3.5 Prestazioni del processo

Grazie alla elevata densità di biomassa metanigena nel secondo reattore, in questo tipo di processi si osserva una grande resistenza ad effetti imputabili alla presenza di sostanze inibenti. Nel caso di rifiuti agro-industriali, laddove i processi wet a fase singola hanno dimostrato problemi a lavorare con OLR superiori a $4 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ e concentrazioni di ammoniaca prossime ai 5 g/l , i sistemi a due fasi possono operare con OLR fino a $8 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$. Nel caso dei processi BTA e Biopercolat si è osservata la possibilità di applicare OLR fino a $10-15 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ sul reattore metanogeno (Kubler e Wild, 1992; Wellinger et al., 1999). Occorre comunque osservare che questo tipo di processi evidenzia rese, in termini di biogas prodotto, inferiori del 20-30% rispetto agli altri processi, dal momento che il materiale particolato biodegradabile raggiunge solo in parte il reattore di metanizzazione (Kubler e Wild, 1992).

3.3.6 Applicazioni industriali

Il processo BTA

Nel processo BTA, nato nel 1985 dalla Biotechnische Abfallverwertung GmbH & Co. (Germania), entrambi i reattori operano con regime wet (figura 3.12).

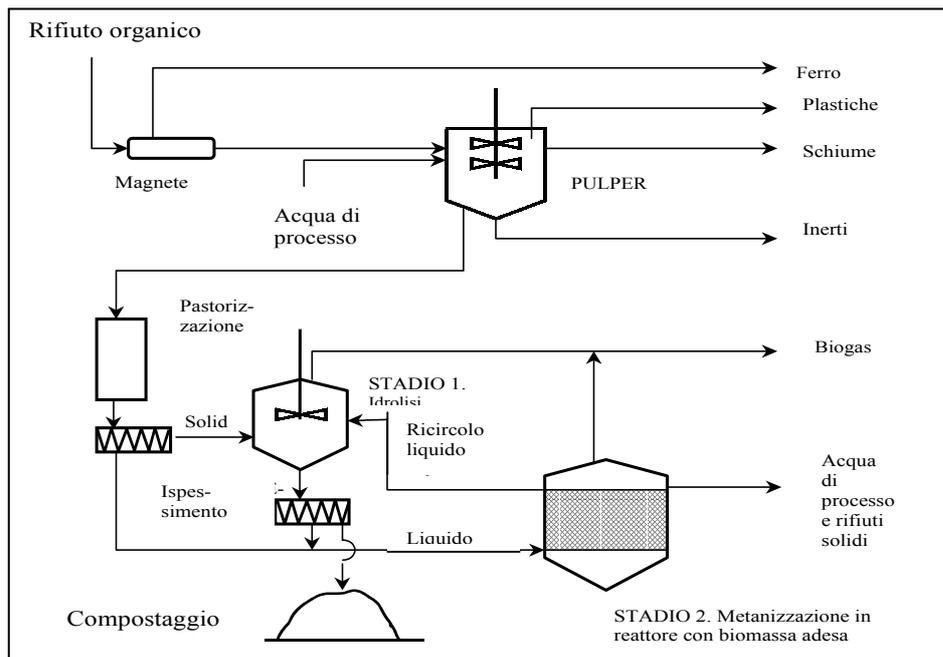


Figura 3.12. Schema del processo BTA

La tecnologia BTA può comunque essere applicata anche a processi monofase. In generale si ha un pre-trattamento di omogeneizzazione e miscelazione in un hydropulper che determina un effluente con tenore in solidi del 2-10% che viene inviato ad un pastore. Da qui si ha separazione del flusso solido, che viene inviato al reattore di idrolisi, dalla parte liquida, che viene inviata al digestore anaerobico (Kubler e Wild, 1992). Anche l'effluente liquido uscente dall'idrolizzatore viene poi inviato al digestore mesofilo, mentre la parte solida viene ricircolata più volte nel reattore di idrolisi. La parte organica solida residua effluente dai vari reattori viene infine inviata a compostaggio, processo generalmente accoppiato ai digestori BTA.

Occorre poi rimarcare che molte altre tecnologie, per lo più operanti nell'ambito della digestione di tipo wet, prevedono un hydropulper a tecnologia BTA, indipendentemente dal tipo di reattore posto poi a valle. La complessità di questo tipo di processo, al di là dei problemi di sporcamiento del supporto nel reattore metanogenico e della eventuale presenza di plastiche, consiste nella necessità di quattro reattori distinti (Vandeviviere et al., 2001). Dal punto di vista delle rese del processo, in generale si osserva che il 55-65% della sostanza volatile trattata viene convertita in biogas: questo ha un contenuto del 60-65% in metano ed un potere calorifico di 6-6.5 kWh/Nm³. La produzione specifica di biogas è nell'intervallo 0.5-0.55 Nm³/kgVS negli impianti a due fasi e 0.38-0.42 Nm³/kgVS in quelli monofasici (Bozano Gandolfi e Wiljan; 1999). La tabella 3.15 riporta i tipici parametri operativi e le rese per il processo BTA con reattore monofase o a due fasi separate.

Tabella 3.15. Tipici parametri operativi e rese per il processo BTA, in Bozano Gandolfi e Wiljan, 1999.

Processo	Mono-fase	Due-fasi	
		Idrolisi	Metanogenesi
Parametro			
Temperatura reattore, °C	37	37	37
Tempo di ritenzione idraulica, giorni	14-16	2-4	3
Produzione di biogas, Nm ³ /t	80-90		110-120
Produzione specifica biogas, m ³ /kgVS	0.38-0.42		0.5-0.55
Contenuto in metano, %	60-65	30-50	65-75
Calore prodotto, kWh/t	305		415
Energia prodotta, kWh/t	165		225

E' operativo in Baviera (Germania) un impianto a scala reale con potenzialità di 15.000 t/anno di rifiuto organico costituito per il 70% da fanghi di varia provenienza. Qui, dopo una serie di pre-trattamenti per la rimozione degli inerti e delle plastiche si ha una fine macerazione del rifiuto. Le rese del digestore operante in mesofilia con un carico organico di 3-6 kgVS/m³d ed un tempo di ritenzione di 7.5-15 giorni ha mostrato produzioni specifiche di biogas nell'intervallo 0.32-0.55 m³/kgVS e velocità di produzione del biogas nell'intervallo 1.2-2.2 m³/m³d (Kubler et al., 2000).

Numerose sono le applicazioni di questo processo, specialmente in Germania, sia per il trattamento di rifiuti organici civili che industriali o agro-alimentari. Tra gli impianti che trattano frazione organica proveniente da raccolta differenziata si segnalano quelli di Karlsruhe, Wadern-Lockweiler, Mulheim, Erkheim, Dietrichsdorf e Warden Lockweiler in Germania ed Elsinore in Danimarca. Questi hanno potenzialità nell'intervallo 10.000-25.000 t/anno e trattano per lo più frazione organica da raccolta differenziata. Il più grande degli impianti attualmente operativi è quello di Newmarket (Canada) che presenta una potenzialità di 150.000 t/anno e tratta frazione organica da rifiuti urbani, rifiuti organici agricoli e fanghi.

In Italia è attualmente in costruzione un impianto per il trattamento di 40.000 t/anno di frazione organica e fanghi a Villacidro, presso Cagliari (Bozano Gandolfi e Wiljan; 1999).

Il processo Biopercolat

Nel caso del processo Biopercolat, brevettato dalla Wehrle-Werk AG (Germania), il primo step viene condotto in microaerofilia in regime dry: questo viene inoltre ricoperto di percolato ricircolato con acqua di processo al fine di accelerare il processo idrolitico (Edelmann et al., 1999; Wellinger et al., 1999b). Il percolato risultante presenta concentrazioni di circa 100 gCOD/litro e viene alimentato ad un digestore anaerobico con flusso a piste dotato di materiale di supporto per la biomassa. Il tempo di ritenzione complessivo è pari a 7 giorni. Per evitare problemi di intasamento ed eccessivo sporco il processo di percolazione avviene in un cilindro a rete (luce di 1 mm) rotante (1 giro al minuto). La produzione di biogas, infatti, a causa della parziale degradazione della sostanza biodegradabile nella prima fase del processo (idrolisi), è leggermente inferiore agli altri processi di digestione e tipicamente pari a 85 m³/tonnellata rifiuto trattato (Wellinger et al., 1999b).

La effettiva validità ed affidabilità di questo tipo di processo verrà testata in seguito alla prima applicazione in piena scala di questo tipo di processo che è attualmente in fase di realizzazione in Germania (Garcia e Shalk, 1999).

3.4 I processi batch

Nei processi batch, il reattore di digestione viene riempito con materiale organico ad elevato tenore di sostanza solida (30-40% TS), in presenza o meno di inoculo, e viene quindi lasciato fermentare. Il percolato che si produce durante il processo degradativo viene continuamente ricircolato. La temperatura del processo risulta elevata. Attualmente i processi batch non sono diffusi sul mercato, ma data la loro economicità e semplicità potrebbero in futuro trovare applicazione (Ouedraogo, 1999). I principali vantaggi e svantaggi riconducibili a questa tecnologia sono riportati in tabella 3.16.

Il processo opera per fasi successive: si ha dapprima una fase idrolitica ed acidogenica, seguita da una fase in cui gli acidi grassi volatili vengono trasformati in metano. Le soluzioni impiantistiche possono essere tre, come evidenziato in figura 3.13.

Nel reattore batch con ricircolo del percolato (caso A in figura 3.13) il percolato viene ricircolato in testa al reattore. E' questo il principio di funzionamento del processo Biocell (Ten Brummeler, 1999).

Uno dei problemi in questo tipo di reattori è connesso con la possibilità che si otturino i fori posti sul fondo del reattore. Nel caso B (figura 3.13), si ha ricircolo del percolato prodotto nel reattore che tratta rifiuto fresco nel terzo reattore, che tratta rifiuto stabilizzato, mentre il percolato qui raccolto viene rinviato al primo reattore. Nella soluzione C (figura 3.13) il percolato prodotto nel reattore di digestione viene inviato ad un reattore di tipo Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB).

Tabella 3.16. Vantaggi e svantaggi dei processi batch, in Vandervivere et al., 2001.

Critério	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Semplice; Tecnologicamente semplice; Robusto;	Può subire intasamenti; Necessita di bulking agent; Rischi di esplosività durante la fase di caricamento del reattore;
Biologico	Affidabilità di processo;	Rese di biogas ridotte a causa dell'incanalamento nel corpo del reattore; minimi OLR applicabili;
Economico ed ambientale	Economico; Applicabile in Paesi in via di sviluppo; Ridotto utilizzo di acqua.	Elevata necessità di superficie (confrontabile con il compostaggio).

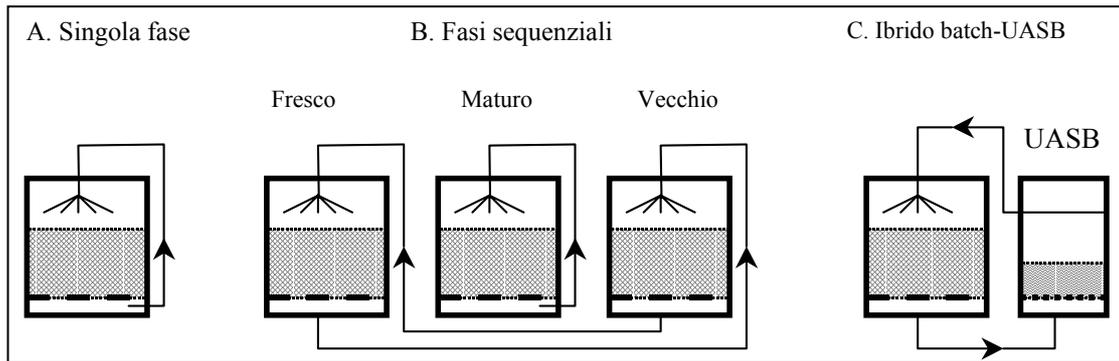


Figura 3.13. Possibili configurazioni impiantistiche per il processo batch, in Vandervivere et al., 2001.

3.4.1 Rese del processo

I processi batch hanno dimostrato di poter operare stabilmente con carichi organici nell'intervallo $3-5 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ tanto in regime mesofilo che termofilo con produzioni di biogas di circa $70 \text{ m}^3/\text{t}$ rifiuto. Nel caso di operazioni batch di tipo sequenziale condotte in regime termofilo con OLR di $3.2 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ è stato possibile verificare produzioni di biogas nettamente maggiori (Silvey et al., 1999).

3.4.2 Applicazioni industriali

Il processo Biocell

Il processo Biocell, della Arcadis (Olanda), è un processo discontinuo di digestione anaerobica mesofila (Ten Brumler, 1999). Il primo impianto operante in scala reale è stato realizzato ed avviato nel corso del 1997 presso Lelystad, Olanda. Questo tratta 50.000 tonnellate/anno di rifiuti organici provenienti da raccolta differenziata.

L'impianto è in grado di raggiungere produzioni di biogas pari a $70 \text{ m}^3/\text{t}$ rifiuto. Questo valore risulta inferiore del 40% rispetto ai processi di tipo continuo. Il carico organico applicabile è pari a $3.6 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ operando in mesofilia mentre può essere portato a $5.1 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ nei periodi estivi quando maggiore è la temperatura all'interno del reattore.