

# **CAPITOLO 5**

## **TRATTAMENTO INTEGRATO DELLE ACQUE REFLUE E DELLA FRAZIONE ORGANICA DEI RIFIUTI SOLIDI URBANI**

*Paolo Battistoni\* e Franco Cecchi\*\**

*(\*Istituto di idraulica – Facoltà di Ingegneria – Università di Ancona*

*\*\*Università di Verona – Dipartimento Scientifico e Tecnologico)*

### **5.1 Introduzione**

La Frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU) raccolta separatamente può essere trattata negli impianti di depurazione acque reflue con notevoli vantaggi.

Gli elementi che determinano questa situazione del trattamento integrato sono dovuti alle sinergie dei due tipi di substrati (acque reflue e FORSU) nei processi di rimozione biologica dei nutrienti (linee acque) e di digestione anaerobica (linea fanghi).

Una agevole comprensione delle problematiche e dei risultati ingegneristici ed economici che tale scenario permette, è possibile articolando il capitolo nei diversi aspetti teorico-pratici inerenti: lo stato delle reti fognarie italiane, la richiesta di substrato per arrivare ad elevate prestazioni nella rimozione dei nutrienti e l'impatto della FORSU in un impianto di trattamento acque e, a completamento, sono fornite le indicazioni per eseguire una corretta scelta di processo per gli impianti integrati acque reflue - rifiuti ed illustrando un impianto dimostrativo.

Lo scopo del capitolo è quindi di fornire gli elementi oggettivi per verificare sia la necessità di effettuare i cicli integrati acque reflue - rifiuti, che i vantaggi ottenibili dal processo.

## 5.2 Le caratteristiche chimico - fisiche delle acque reflue civili

Il contenuto di nutrienti (azoto e fosforo) negli influenti degli impianti reali italiani di trattamento delle acque reflue civili può essere desunto da una indagine condotta a livello nazionale da Federgasacqua (anno di riferimento 1996, impianti di potenzialità superiore a 50.000 A.E.) (Battistoni et al.; 1999). Il tenore di questi analiti nelle acque di scarico deve essere messo in relazione con lo stato delle reti, cioè con il grado di infiltrazione di acque parassite quindi lo stato di diluizione del refluo. Lo scenario può essere quantificato attraverso l'adozione di un coefficiente di infiltrazione totale adimensionale ( $f$ ) definito attraverso l'equazione 1:

$$f = \frac{Q}{\alpha \cdot DI \cdot P} \quad (1)$$

dove:  $Q$ , portata media nera [ $\text{m}^3/\text{d}$ ];  
 $P$ , potenzialità di fatto dell'impianto (calcolata dai carichi di massa influenti effettivi) [AE];  
 $\alpha$ , coefficiente di sversamento [ $0.8 \text{ m}^3_{\text{versati}}/\text{m}^3_{\text{approvvigionati}}$ ];  
 $DI$ , dotazione idrica pro capite [ $0.25 \text{ m}^3/\text{AE d}$ ];  
 $f$ , coefficiente di infiltrazione globale.

Come atteso, l'indice di infiltrazione globale è correlabile, con risultati accettabili, con il COD ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ ) del refluo secondo una espressione del tipo a potenza (Fig.5.1):

$$\text{COD} = 513 \cdot f^{0.9} \quad (2)$$

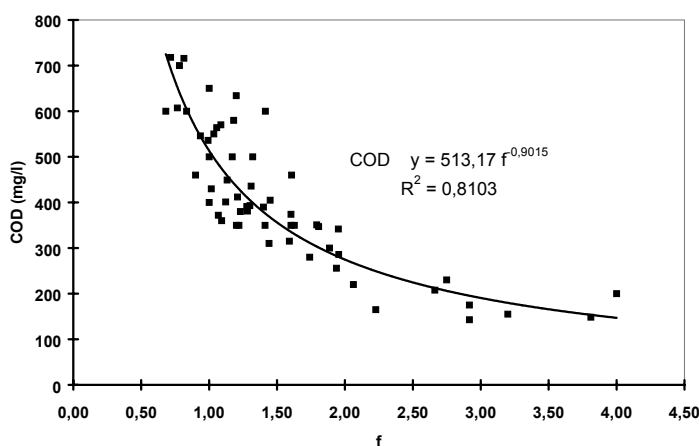


Figura 5.1. Andamento del COD con l'indice di infiltrazione globale.

A sua volta il COD presenta equazioni non significative se posto in relazione con la concentrazione di azoto totale ( $N_{\text{tot}}$ ) ed il fosforo totale ( $P_{\text{tot}}$ ) (Fig.5.2).

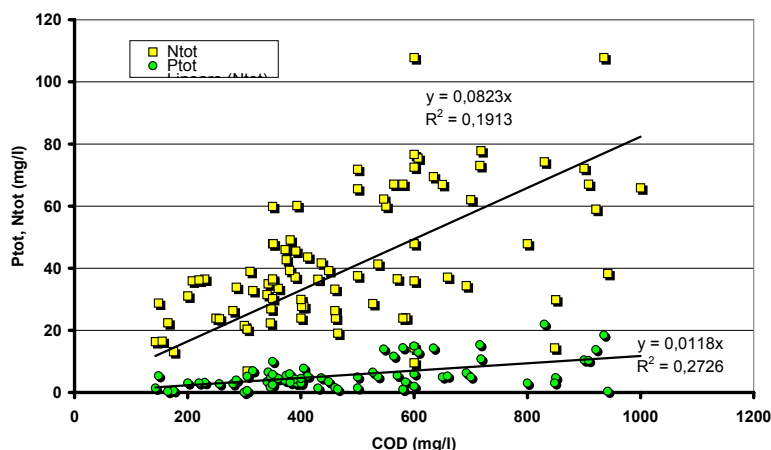


Figura 5.2. Correlazione dei nutrienti (azoto e fosforo) con il COD.

Una maggiore rappresentatività è ottenuta riducendo il campione ai soli impianti che trattano reflui civili (85 impianti su scala nazionale); in questo caso il P<sub>tot</sub> ha un valore medio di 5,7 mg/l e l'azoto di circa 42 mg/l (Tab.5.1).

Tabella. 5.1. Dati statistici dei principali inquinanti di reti fognarie

	<b>COD mg/l</b>	<b>N<sub>tot</sub> mg/l</b>	<b>P<sub>tot</sub> mg/l</b>	<b>COD/N<sub>tot</sub></b>
Corta	85.0	85.0	71.0	85.0
Media	482.3	42.2	5.7	13.7
Min	143.0	6.9	0.1	5.2
Max	1000.0	107.8	22.0	62.6
sd	208.1	20.9	4.6	10.0

Un modo più rappresentativo di esprimere queste caratteristiche del refluo in ingresso impianto in relazione ad una possibile rimozione biologica dei nutrienti fa ricorso al rapporto COD/N<sub>tot</sub>. Infatti, per una possibile rimozione biologica dell'azoto è riportata una richiesta stechiometrica, considerando il glucosio come substrato, di 4.2 mg COD/mg N<sub>tot</sub> (Henze, 1991), mentre per i reflui urbani il rapporto necessario è più alto (COD/N<sub>tot</sub> 5-10). Ekama et al. (1984), Brenner et al. (1990) e Jenkins (1991) concordano su un consumo di 8.6 mg COD/mgN-NO<sub>3</sub> denitrificato. Integrando la filiera dell'impianto con un processo di idrolisi dei fanghi primari Isaac (1995) e Kristensen et al. (1992) indicano un consumo rispettivamente di 7 e 6 mg COD/mg N. Per gli impianti che effettuano la rimozione biologica congiunta di azoto e fosforo vengono consigliati (Beccari, 1999) valori del rapporto COD/TKN, nell'influento il processo biologico, variabili con il tipo di processo: 12.5-14.3 per il processo Phoredox a cinque stadi, 7.1-8.3 per il processo UCT (Università di Città del Capo) ed infine 9.1 per l'UCT modificato.. In sintesi, è possibile assumere l'esigenza di un rapporto COD/N<sub>tot</sub> = 9 nel refluo per poter attendere una buona rimozione dei nutrienti ed il raggiungimento dei limiti allo scarico imposto per le aree sensibili (D.L.vo 258/2000).

Tale valore del rapporto COD/TKN è difficilmente raggiungibile nell'effluente della sedimentazione primaria.

Infatti, attraverso l'analisi dei percentili del campione analizzato di impianti italiani, è possibile affermare che solo il 60 - 70% di questi è in grado di affrontare un corretto processo di rimozione di azoto (Tab.5.2 e 5.3).

Tabella. 5.2 - Analisi dei percentili del rapporto COD/N<sub>tot</sub> di tutto il campione di impianti italiani (civili e misti civili ed industriali)

Percentili	0.10	0.20	0.25	0.30	0.35	0.39	0.40	0.50	0.60	0.90
COD/N <sub>tot</sub>	6.2	7.3	8.0	8.7	8.7	9.1	9.2	10.1	11.4	19.3

Tabella. 5.3 - Analisi dei percentili del rapporto COD/N<sub>tot</sub> del campione di impianti italiani prevalentemente civili

Percentili	0.10	0.20	0.25	0.30	0.35	0.40	0.50	0.60	0.90
COD/N <sub>tot</sub>	7.1	8.1	8.6	8.7	9.3	9.6	10.6	12.1	22.6

Ciò, rispettivamente, per tutto il campione d'impianti e per quello degli impianti che trattano i soli reflui civili. Per gli altri è necessario disporre di una fonte di carbonio esterna di COD. Inoltre la variabilità stagionale e/o giornaliera del rapporto COD/N<sub>tot</sub>, anche per effetto degli apporti industriali, può rendere più critica la situazione.

### 5.3 Processi di rimozione biologica dei nutrienti

La descrizione dei processi generalmente adottati per la rimozione biologica di carbonio ed azoto o di carbonio, azoto e fosforo verrà fatta dopo aver illustrato il bilancio di massa dei nutrienti in un impianto di tipo convenzionale, cioè di sola rimozione biologica del carbonio, in modo da motivare a priori la necessità di raggiungere prestazioni più cogenti negli impianti.

#### 5.3.1 Il bilancio di massa per un impianto di rimozione biologica del solo carbonio

Il bilancio di massa dell'azoto per un impianto convenzionale condotto sulla base del carico unitario in azoto (di 12 g N<sub>tot</sub>/AE d) in entrata, fornisce nei flussi uscenti: scarico delle acque trattate e fanghi primari e secondari rispettivamente 9-10 g N<sub>tot</sub>/AE d e 0.7-2.5 g N<sub>tot</sub>/AE d (Fig.5.3).

La concentrazione di azoto totale nell'effluente liquido, calcolata assumendo portate specifiche di 250-300-350 l/AE d, può essere confrontata con il limite di legge per impianti, situati in aree sensibili, di potenzialità minore o uguale oppure maggiore di 100.000 AE; cioè, rispettivamente, N<sub>tot</sub> 15 e 10 mg/l. Se ne desume che, per avere un effluente con azoto totale nello scarico con concentrazione inferiore al 20% del limite di legge, è necessario, con riferimento ad una portata specifica di 250 l/AE d raggiungere una prestazione del 67-70% per impianti con potenzialità <100.000 AE, e del 78-80% per impianti di potenzialità >100.000 AE.

Il calcolo è limitato dall'incertezza della definizione del tipo di linea fanghi adottata (digestione anaerobica o stabilizzazione aerobica) e dalla portata specifica trattata

(assunta da 250 a 350 l/AE d); esso, tuttavia, riflette in modo soddisfacente le prestazioni minime richieste dal D. L.vo 258/2000 vale a dire 70-80% di rimozione dell'azoto.

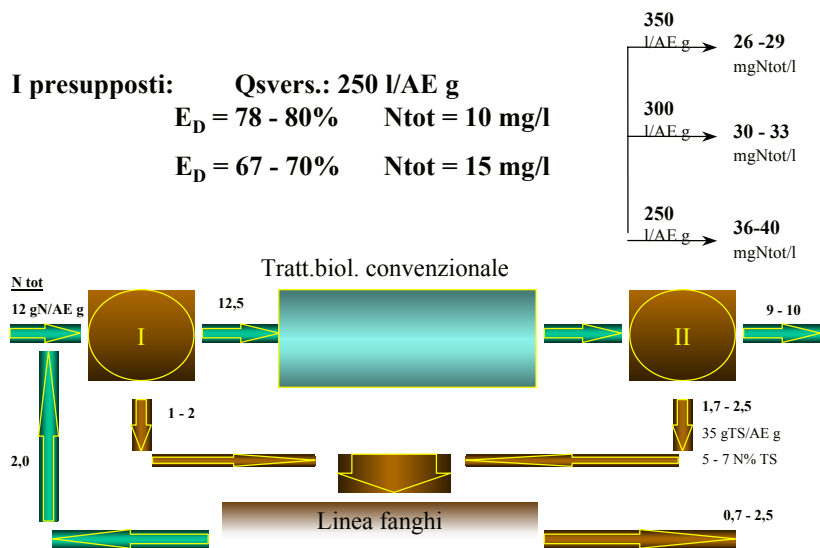


Figura 5.3 - Bilancio di massa specifico dell'azoto

In modo analogo si può effettuare il bilancio di massa per il fosforo considerando che il carico unitario in Italia ( $\text{g P}_{\text{tot}}/\text{AE d}$ ) è sensibilmente inferiore a quello riportato diffusamente per l'Europa, grazie alla riformulazione dei detergenti. In particolare, se si assume un contributo giornaliero di 1-1.4  $\text{g P}_{\text{tot}}/\text{AE d}$ , esso determina, nel migliore dei casi, un effluente vicino ma non inferiore ai limiti di legge. Infatti (vedi Fig.5.4) con una portata specifica di 350 l/AE d si ottiene una concentrazione allo scarico dell'impianto che oscilla da 1.7 a 2.9  $\text{mg P}_{\text{tot}}/\text{l}$ . Per ottenere il pieno rispetto dei limiti di legge per aree sensibili è necessario attuare la rimozione biologica o la precipitazione chimica con una maggiore prestazione rispetto agli impianti convenzionali, (del 33-60%) per gli impianti di potenzialità sino a 100.000 AE e più consistente (67-80%) per impianti di potenzialità >100.000 AE.

La scelta tra la precipitazione chimica o la rimozione biologica del fosforo si deve confrontare con la produzione di fanghi da smaltire. In accordo la letteratura (Woods et al., 1999; Do et al., 1998) sono state rilevate dagli autori, su base media annua, produzioni di fanghi in impianti delle Marche pari a 9.5 KgTS/AE anno per la configurazione BNR contro 12.3 Kg TS/AE anno con precipitazione chimica (Battistoni et al.; 2001a).

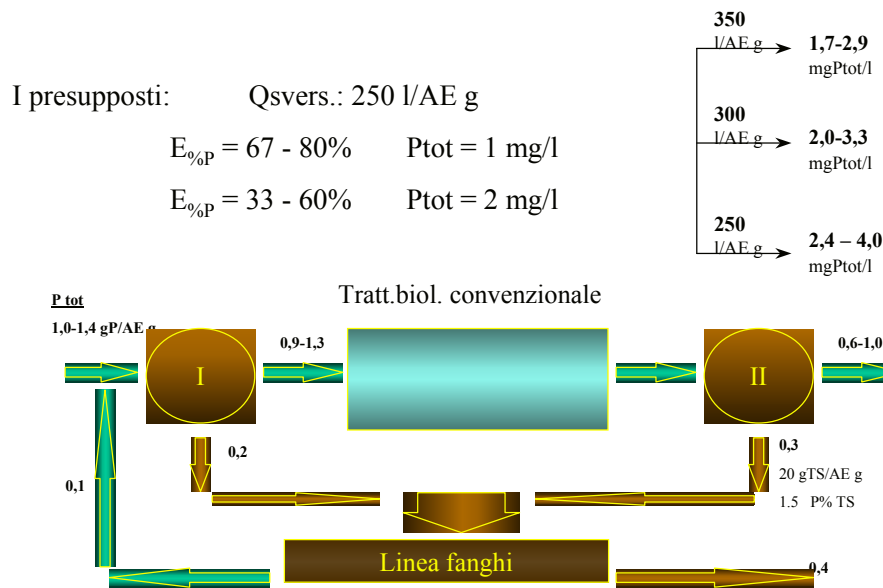


Figura 5.4 - Bilancio di massa specifico del fosforo

### 5.3.2 I processi per la rimozione biologica dei nutrienti

Il decennio 1990-2000 è stato caratterizzato da un'ampia attività nella messa a punto di processi di rimozione biologica di azoto e fosforo (BNR) dopo un ventennio di studi teorici e di base (Beccari et al., 1999). In sintesi, i processi oggi disponibili sul flusso principale effettuano una successione degli stadi anaerobico, anossico ed aerobico (A2O e Phoredox a tre stadi): nello stadio anaerobico avviene il rilascio del fosforo, nell'anossico la denitrificazione e nell'ossico la nitrificazione e la riassunzione del fosforo da parte della biomassa fosforo accumulante. Le varianti a questi schemi sono il Phoredox a cinque stadi (in cui gli stadi aggiuntivi sono un anossico ed un ossico in serie che hanno il ruolo di completare la rimozione biologica dell'azoto), l'UCT (Università di Cape Town) o l'UCT modificato in cui si assistono le prestazioni di rimozione del fosforo assicurando, si in modo diverso, che i nitrati vengano rimossi nel flusso di ricircolo dei fanghi sedimentati. Uno schema alternativo è costituito dalla modifica di Johannesburg in cui la rimozione dei nitrati viene eseguita in un pre-stadio anossico in cui confluisce solo il flusso di ricircolo dei fanghi sedimentati (Beccari et al., 1993; 1999).

Il problema applicativo è oggi caratterizzato dall'ottenere le prestazioni necessarie quando non esistono quantità e qualità ottimali di substrati per i processi. Ad esempio lo schema di flusso più tipico (Fig.5.5.a), denominato A2O o Phoredox a tre stadi con la modifica di Johannesburg, è consigliato quando il rapporto  $COD/N_{tot}$  è uguale o maggiore di 10. Pertanto, di fronte ad una limitata disponibilità di carbonio si devono adottare misure volte a conservare, o modificare, il carbonio esistente nei reflui per i processi di rimozione biologica dei nutrienti, ad esempio eliminando la sedimentazione primaria (Fig.5.5.b) o adottando la fermentazione dei fanghi primari (Rabinowitz et al.,

1985; Pitman et al., 1991). Questi approcci tuttavia non risolvono il problema quando l'insufficienza di carbonio nelle reti fognarie è rilevante.

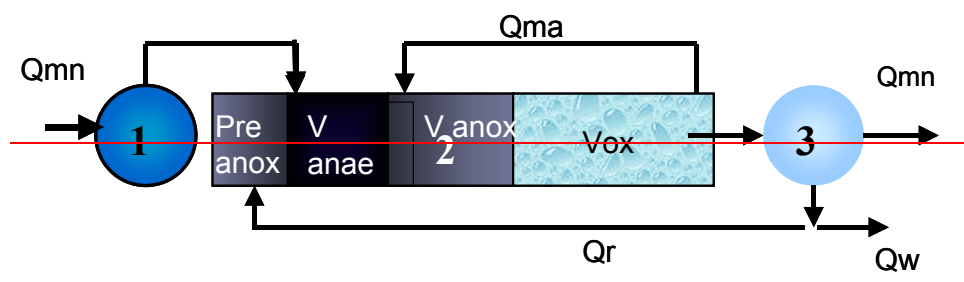


Figura 5.5.a - Schema di processo BNR(rimozione biologica di N e P) con sedimentazione primaria

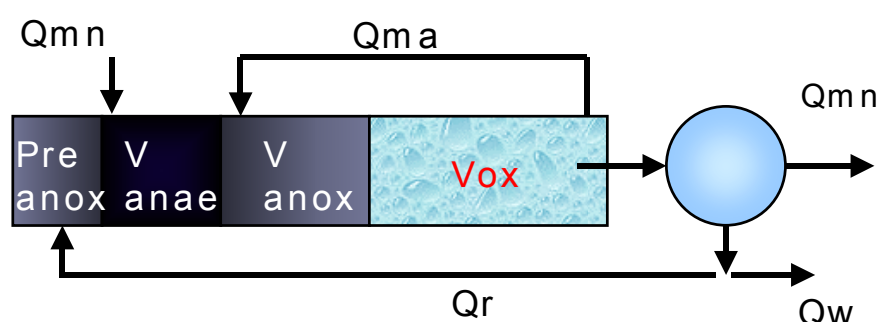


Figura 5.5b - Schema di processo BNR senza sedimentazione primaria

$Q_{mn}$	portata media nera	$Q_{ma}$	portata di miscela aerata
$Q_r$	portata ricircolo fanghi	$Q_w$	portata di supero dei fanghi biologici
$Q_{FP}$	portata fanghi primari		
2-Preanox	modifica di Johannesburg	2- $V_{anae}$	stadio anaerobico
2- $V_{anox}$	stadio anossico (denitrificazione)	2- $V_{ox}$	stadio ossico (nitrificazione)
1	sedimentatore primario	3	sedimentatore secondario

Infatti, la fermentazione dei fanghi primari permette una maggiore disponibilità per la linea acque di 4.8 g COD/AE d (Battistoni et al., 1998b) in grado di garantire una continuità di prestazioni nei casi in cui la disponibilità dei substrati è comunque sufficiente.

La soluzione per i casi di insufficienza di carbonio, che verrà illustrata in questo capitolo, è rappresentata dal processo AF-BNR-SCP che si riferisce al conferimento della FORSU prodotta dalla popolazione servita dall'impianto di depurazione. In termini di apporti specifici di carbonio questo equivale al conferimento di 300 g di FORSU/AE d, che corrisponde ad un sovraccarico di carbonio pari a 77 g COD/AE d e disponibile,

per i processi biologici di rimozione dei nutrienti nella misura di 16 g/AE d (Battistoni et al., 1998b).

### 5.3.3 La rimozione biologica dell'azoto e la precipitazione chimica del fosforo

Lo scenario alternativo alla totale rimozione biologica dei nutrienti (N, P) è il processo di rimozione biologica del solo azoto (DN) con precipitazione chimica del fosforo. Nel processo DN si effettuano due stadi in serie: anossico di denitrificazione (D) ed ossico di nitrificazione (N), in cui la denitrificazione dell'azoto (D) utilizza il carbonio dell'influente ed i nitrati sono trasportati nel reattore anossico con la miscela aerata ( $Q_{ma}$ ) ed i fanghi biologici ( $Q_r$ ) (Fig.5.6.a). La precipitazione chimica si effettua con diverse tecniche che si distinguono a seconda che comportino la precipitazione dei sali di fosforo in modo combinato o separato dalle biomasse (Beccari et al.; 1993). Anche in questo caso esistono problemi nel raggiungimento di alte prestazioni nella rimozione biologica dell'azoto se le reti non possiedono adeguate caratteristiche. Pertanto la linea di tendenza è l'eliminazione dei sedimentatori primari per conservare il carbonio interno nei casi con  $COD/TKN < 8.5$  (vedi Fig.5.6.b).

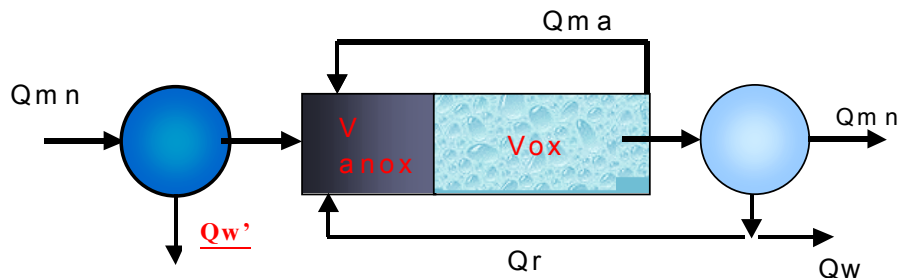


Figura 5.6a Schema di processo D-N (rimozione biologica di solo azoto) con sedimentazione primaria

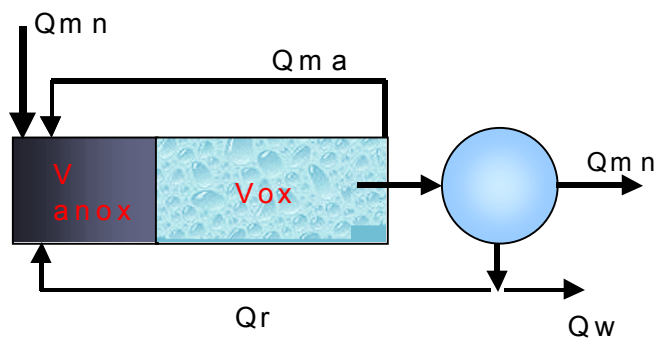


Figura. 5.6.b - Schema di processo D-N senza sedimentazione primaria



### 5.3.4 Strategie progettuali per dare elasticità di esercizio all'impianto

Un impianto è progettato sulla base delle caratteristiche quali-quantitative del refluo da trattare e tenendo conto degli obiettivi di qualità da perseguire nello scarico. Lo scenario può tuttavia cambiare nel tempo e quindi la progettazione ne deve tener conto adottando schemi di processo che possono essere modificati con limitati interventi strutturali. Ciò può significare, ad esempio, rendere possibile cambiare la configurazione di processo da DN a BNR e viceversa e poter intervenire sulle punte di carico idraulico e/o di massa. Alcuni esempi in tal senso sono illustrati nelle Fig.5.7 e Fig.5.8 in cui viene indicato come, a parità di volumetrie di reazione, sia possibile cambiare un processo BNR (Fig.5.7) in un processo DN (Fig.5.8).

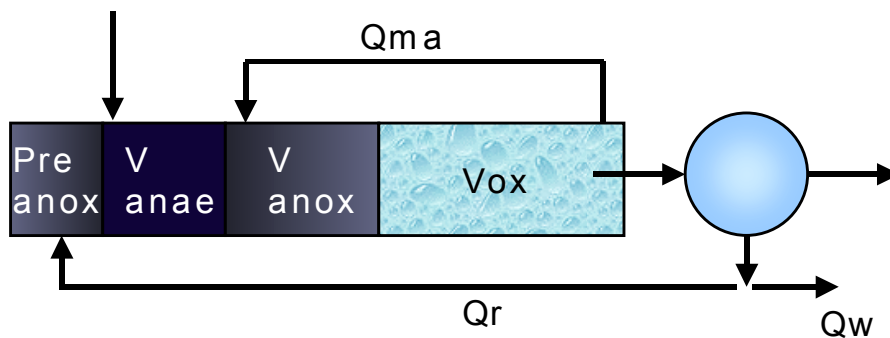


Figura. 5.7 - Schema classico BNR.

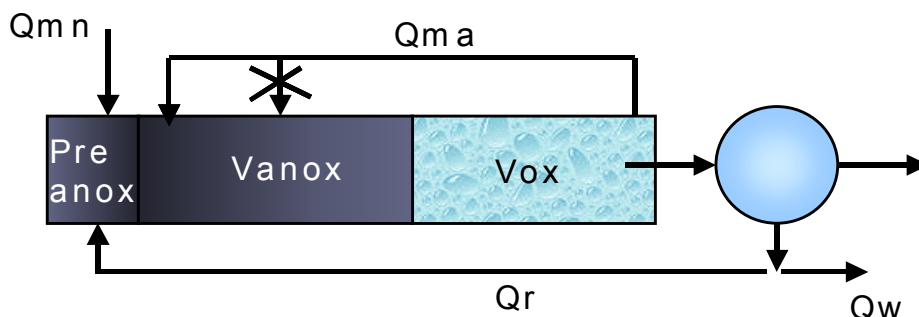


Figura. 5.8 - Schema classico trasformazione da BNR in DC-N

Nel caso in cui occorra eliminare il sedimentatore primario e sia comunque necessario garantire tale trattamento per i sovrafflussi idraulici in tempo di pioggia, è possibile prevedere che le vasche di sedimentazione primaria su tali carichi (Fig.5.9a) possano essere utilizzate come equalizzatori fuori linea dei carichi di punta (Fig.5.9.b) in regimi di secco ottenendo così sia una gestione in sicurezza che risparmi energetici, in quanto gli assorbimenti di punta si rimandano a fasce orarie meno onerose.

Figura 5.9a - Sedimentatori primari per i soli sovrafflussi umidi.

Figura 5.9.b - Utilizzo dei sedimentatori primari dei sovrafflussi umidi come equalizzatore fuori linea per i carichi di punta.

## 5.4 Uso di carbonio interno ed esterno

### 5.4.1 Il carbonio interno

Il carbonio interno, cioè quello contenuto nelle acque reflue, è preferito per motivi economici, in quanto non determina un aumento della produzione di fango e non crea problemi di approvvigionamento. Tuttavia, come già detto, il suo uso è possibile nei soli casi in cui esista in rete fognaria una quantità sufficiente di carbonio per i processi ed è, eventualmente, solo necessario modificarne il luogo di sedimentazione e la speciazione in forme più facilmente utilizzabili dai vari ceppi microbici. In questo ambito, Pitman et al. (1983) usarono per la prima volta il surnatante di un digestore anaerobico mesofilo, ricco in acidi grassi volatili; successivamente sono stati studiati altri approcci tra i quali il più diffuso è l'elutrazione e la fermentazione separata dei fanghi primari (Lotter e Pitman, 1992). Il processo di fermentazione dei fanghi primari produce COD facilmente disponibile (RBCOD) e, più in particolare, acidi grassi a catena corta da due a cinque atomi di carbonio (Pitman et al., 1992). Sono stati riportati valori che arrivano a 20-50 mg di COD solubile/g di fango primario (Rozzi et al., 1995) e da 1.1 a 8.8 mgVFA/g d. Anche la fermentazione dei fanghi primari chimicamente assistita è stata sviluppata (Kristensen et al., 1992; Aesoy et al., 1994) e si è rivelata una operazione di successo, con molte applicazioni in piena scala (Skalsky et al., 1995;).

Sotto l'aspetto quantitativo le rese di dissoluzione del COD nel trattamento del fango primario sono limitate (11-18%, Kristensen et al., 1992) e ciò equivale ad una produzione di circa 4,8 g COD/AE d (Battistoni et al., 1998b).

### 5.4.2 Il carbonio esterno

L'uso di carbonio esterno è ampiamente diffuso per equilibrare le caratteristiche dei reflui ed aumentare le prestazioni dei processi, quindi garantire un effluente conforme ai limiti; ciò specialmente quando si ha variabilità delle caratteristiche nella rete fognaria. Come substrati correttivi è molto diffuso l'uso di reflui dell'industria della birra, degli zuccherifici, ecc. o sottoprodotti industriali costituiti da alcoli a basso peso molecolare; inoltre sono in commercio il metanolo e l'acido acetico. Anche i liquami di pozzi neri sono stati utilizzati come sorgente di carbonio per la denitrificazione del ricircolo fanghi al fine di incrementare la rimozione biologica del fosforo (Choi et al., 1996).

In letteratura l'uso del metanolo è ampiamente diffuso nella denitrificazione con biomassa separata anche se a volte è stato necessario un tempo di ambientamento di circa 15 giorni prima che la biomassa mostrasse una maggiore velocità di denitrificazione.

Una sorgente di carbonio esterna deve essere valutata tenendo presente due caratteristiche: la disponibilità di approvvigionamento al fine di assicurare un continuo apporto all'impianto e l'effettiva disponibilità di carbonio per i processi (Dcp).

Questo ultimo parametro può essere calcolato con l'equazione 3 sulla base del rapporto COD/N<sub>tot</sub>. Cioè, assumendo che il rapporto necessario alla denitrificazione dell'azoto che la sorgente di carbonio esterna contiene sia 7 (Isaac et al., 1995) la disponibilità di carbonio in più per il processo di denitrificazione sarà pari a .

$$D_{cp} = [(COD_{ex}/N_{totex}-7)]/(COD/N_{tot}) * 100 \quad (3)$$

Dove:  $COD_{ex}$ , concentrazione del COD nella fonte di carbonio esterna;  
 $N_{tot\ ex}$ , concentrazione dell'azoto totale nel fonte di carbonio esterna;  
 $COD$ , concentrazione del COD nel refluo da trattare;  
 $N_{tot\ ex}$ , concentrazione dell'azoto totale nel refluo da trattare;

#### 5.4.2.1 La frazione organica dei rifiuti solidi urbani come sorgente di carbonio esterno

La fermentazione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi urbani si è dimostrato un processo in grado di produrre un fermentato con alto contenuto di acidi grassi volatili. Concentrazioni sino a 40 g/l di VFA sono state ottenute dalla fermentazione di rifiuti vegetali raccolti separatamente (Sans-Mazon et al., 1992; Virtutia et al., 1992) in scala laboratorio e pilota, sino a 15 gVFA/l ed un contenuto di carbonio prontamente disponibile di 34 g/l sono stati ottenuti in reattori di grossa taglia (Pavan et. al., 1998).

Tenendo conto delle caratteristiche che deve avere una fonte di carbonio, una analisi tra i possibili fermentati utilizzabili rivela che la FORSU fermentata anaerobicamente mette a disposizione per i processi un rilevante quantitativo di carbonio pari a 16 gCOD/AEd se le raccolte differenziate producono 300 g di FORSU/AEd (Battistoni et al.,1998; Bolzonella et al., 2001a).

Un confronto delle caratteristiche dei diversi fermentati prodotti riportato in Tab. 5.4 mostra come il fermentato anaerobico della FORSU possa apparentemente sembrare peggiore degli altri sulla base del rapporto VFA/SCOD, in quanto risulta più basso (30% invece che 60-70%) di quello osservato dalla fermentazione dei fanghi primari (Pr) o della miscela di fanghi primari e chimici (Pc).

Tabella 5.4 - Processi di produzione e caratteristiche delle diverse fonti di carbonio esterno

Substrato	Processo	Caratteristiche dei fermentati					Ref.
		$COD_{tot}/N-NH_4$ %	$SCOD/N-NH_4$ %	$COD_{tot}/TKN$ %	VFA/ SCOD %*	$COD_{conv}$ %**	
Pc	HF		11.3		67	11	Aesoy et al., 1994
Pc	HF		18		60-70		Isaac & Henze, 1995
Pc	HF		18	35	60-70	10-13	Kristensen et al., 1992
Pr	FE	16 - 26					Lotter & Pitman, 1992
FORSU	F	250	167		30	66	Pavan et al., 1994
Miscela	F		12 - 32		55-73	12.5	Ghosh et al., 1975
Pr	F					3.8-3.9	Chu et al., 1994
Miscela	F				27-40	2.5-10.5	Bhattacharya et al., 1996
Miscela di vegetali e frutti	F	313	147	94	28	40	Traverso et al., 2000

PC = fango primario e chimico; P = fango primario; HF = idrolisi e fermentazione; FE = fermentazione e elutriazione; F = fermentazione; \* VFA misurati in termini di ; \*\* rapporto tra COD solubile dell'effluente ed il COD totale dell'alimentazione.

In realtà la percentuale di dissoluzione ( $COD_{conv}$  %) risulta determinante sia nel qualificare il processo che nel calcolo della effettiva disponibilità specifica di carbonio. Infatti, i processi fermentativi dei fanghi non permettono la dissoluzione di più del 10-13% del COD alimentato al fermentatore, mentre la FORSU produce un fermentato in cui viene trasformato sino al 66% del COD dell'alimentazione.

Le caratteristiche chimico fisiche del fermentato (Tab. 5.5) rivelano una percentuale di COD solubile di circa il 65% ed un alto contenuto di acido acetico (70-85%).

Tabella 5.5 - Caratteristiche chimico fisiche del fermentato della FORSU

Parametro	Unità di m.	Valore medio
<b>Fermentato</b>		
Produzione specifica	l/AE d	0.23
TCOD	mg/l	75000
RBCOD	mg/l	34000
VFA	mg/l	15000
N <sub>tot</sub>	mg/l	1000
N-NH <sub>4</sub>	mg/l	300
P <sub>tot</sub>	mg/l	150
TSS	mg/l	25000
<b>Solido residuo</b>		
Produzione specifica	Kg/AE d	0.07
TS	%	18.4
<b>Costanti cinetiche</b>		
Massima velocità di denitrificazione (NUR <sub>max</sub> )	g NO <sub>x</sub> -N/KgTVS h	11.7
Massima velocità di rilascio del fosforo	g PO <sub>4</sub> -P/KgTVS h	12.5

Il processo di fermentazione in condizioni mesofile (Pavan et al., 2000) nell'intervallo di condizioni operative da 3 a 6 giorni (HRT) mostra una produzione costante di VFA; tra i principali acidi grassi i predominanti sono l'acido acetico (44%) e l'acido lattico (51%). L'effetto sul processo dell'aggiunta del fermentato, in termini di costanti cinetiche di denitrificazione e di rilascio di fosforo, risulta molto importante grazie all'alto contenuto di VFA del fermentato. In particolare la massima costante di denitrificazione (11.7 gN-NO<sub>x</sub><sub>den</sub>/KgTVS h) risulta simile a quella individuata per substrati facilmente degradabili aggiunti a biomasse eterotrofe (Beccari et al., 1993) e doppia di quella nota in letteratura per reflui civili (5.8 g/Kg TVS h; Kristensen et al., 1992).

## 5.5 Impatto dell'uso di fermentato da FORSU nel processo di trattamento delle acque reflue civili

### 5.5.1 La base di calcolo

L'impatto è stato studiato da Battistoni (1999) applicando l'Activated Sludge Model n°2 (IAQW Task Group, 1995) con l'obiettivo di comprendere se esistono le condizioni tecniche ed economiche nelle diverse configurazioni di processo per poter utilizzare il fermentato della FORSU. Sono state pertanto definite una serie di situazioni riguardanti:

- le caratteristiche dell'influente impianto;
- la filiera di processo in linea acque;

· lo schema di processo biologico.

In particolare, viene considerata una composizione tipica per l'acqua reflua con un rapporto COD/TKN = 10 e con concentrazioni dei principali inquinanti determinate sulla base di un indice di infiltrazione globale di 1.5 (COD 400 mg/l; TKN 40 mg/l; COD/TKN 10); la scelta è estrema in relazione a quanto riportato sulle caratteristiche dei reflui tipici italiani ma, ovviamente, i risultati ottenuti con questo tipo di refluo chiariranno meglio come si muovono i margini di sicurezza quando si opera con reflui a diverso, più basso, rapporto COD/TKN.

Per la filiera dei processi che compongono la linea acque viene considerato l'uso (PS) o meno (WPS) dei sedimentatori primari ed il processo di rimozione biologica del solo azoto e carbonio (D-N) o dell'azoto, fosforo e carbonio (BNR). Gli schemi di processo adottati sono la pre-denitrificazione e nitrificazione (D-N) con precipitazione chimica simultanea del fosforo nel primo caso ed il Phoredox a tre stadi con la modifica di Johannesburg nel secondo caso (BNR).

Le rese di processo vengono calcolate in termini di rimozione dei nutrienti tramite un coefficiente di sicurezza (Cs) definito come rapporto tra il limite convenzionale di  $15 \text{ mg N}_{\text{tot}}/\text{l}$  e l' $\text{N}_{\text{tot}}$  effluente l'impianto ( $\text{N}_{\text{organico}}$  viene assunto pari a  $2 \text{ mg/l}$ ). Il limite di  $15 \text{ mg N}_{\text{tot}}/\text{l}$  è imposto dal D.L.vo 258/2000 per impianti con potenzialità  $\leq 100.000 \text{ AE}$  in aree sensibili, mentre per impianti con potenzialità  $> 100.000 \text{ AE}$  esso è di  $10 \text{ mg/l}$ . Pertanto, per valori di  $\text{Cs} \geq 1$  sono soddisfatti i limiti per la prima classe di impianti e per  $\text{Cs} \geq 1.5$  per la seconda. La differenza in più di 1 o 1.5 indica il grado di sicurezza con cui possono essere gestite le due classi di impianti. Ai valori numerici del Cs occorre accoppiare, per considerare i limiti del fosforo, un contenuto di  $\text{P-PO}_4$  effluente pari a  $1.0 \text{ mg/l}$  se Cs è compreso tra 1 e 1.5; oppure un contenuto di  $\text{P-PO}_4$  effluente pari a  $0.5 \text{ mg/l}$  se  $\text{Cs} > 1.5$ . In questo modo sono rispettati i limiti di  $2 \text{ mg P}_{\text{tot}}/\text{l}$  (per potenzialità  $\leq 100.000 \text{ AE}$ ) e  $1 \text{ mg P}_{\text{tot}}/\text{l}$  (per potenzialità  $> 100.000 \text{ AE}$ ). I valori indicati di  $\text{P-PO}_4$  vengono raggiunti per rimozione biologica e/o per precipitazione chimica simultanea impiegando sali di ferro.

L'aggiunta di fermentato della FORSU viene considerata sulla base dei parametri indicati in Tab. 5.5 e corrispondenti ad una raccolta di  $300 \text{ g FORSU/AE d}$ . Ciò significa che viene sempre considerato un bacino di utenza al depuratore di pari abitanti equivalenti sia per le acque reflue civili che per la frazione organica umida.

L'impianto biologico ha un volume specifico totale calcolato pari a  $164 \text{ l/AE}$ , mentre nelle varie sezioni i volumi sono ripartiti secondo la Tab. 5.6.

Tabella 5.6 - Frazioni del volume totale nelle varie sezioni del processo biologico

	PROCESSO	
	D-N	BNR
Pre-Anossico		0.12
Anaerobico		0.19
Anossico	0.48	0.25
Aerobico	0.52	0.43
Qr	1.5	1.5 Qmn
Qma	4.0	2.5 Qmn

Tramite l'Activated Sludge model n°2 (IAQW Task Group. 1995) sono stati simulati i processi durante l'escursione termica annuale ( $12 - 22^\circ\text{C}$ ) variando le condizioni operative dei processi secondo il principio di operare con il minimo contenuto di fanghi,

quindi con i massimi quantitativi di fango di supero possibili per minimizzare i consumi energetici. (Tab.5.7).

Tabella 5.7 - Variazione dell'età del fango (SRT) e della temperatura

T (°C)	12	14	16	18	20	22
SRT <sub>DN</sub> (d)	15	15	15	15	10	10
SRT <sub>BNR</sub> (d)	20	20	15	15	10	10

### 5.5.2 Il processo DN

Il processo DN con uso dei sedimentatori primari e senza aggiunta di fermentato non ha carbonio sufficiente a raggiungere un  $Cs \geq 1.5$  (Fig.5.10); ciò è dovuto alla perdita in sedimentazione primaria di parte del carbonio, presente nell'influente impianto. In termini pratici ciò significa che in un impianto di potenzialità sino a 100.000 AE è possibile ottenere un effluente conforme ai limiti del D. L.vo 285/2000 per aree sensibili; non è possibile la conformità al limite per potenzialità superiori. a 100000 AE. L'aggiunta di fermentato ha due effetti: innalza sensibilmente (+incremento di circa 1 kg/m<sup>3</sup>) il contenuto di biomassa in vasca; determina un notevole aumento del  $Cs$  tanto da rendere possibile il raggiungimento della conformità al limite in azoto per aree sensibili per potenzialità di impianto maggiori di 100.000 AE (Fig.5.10).

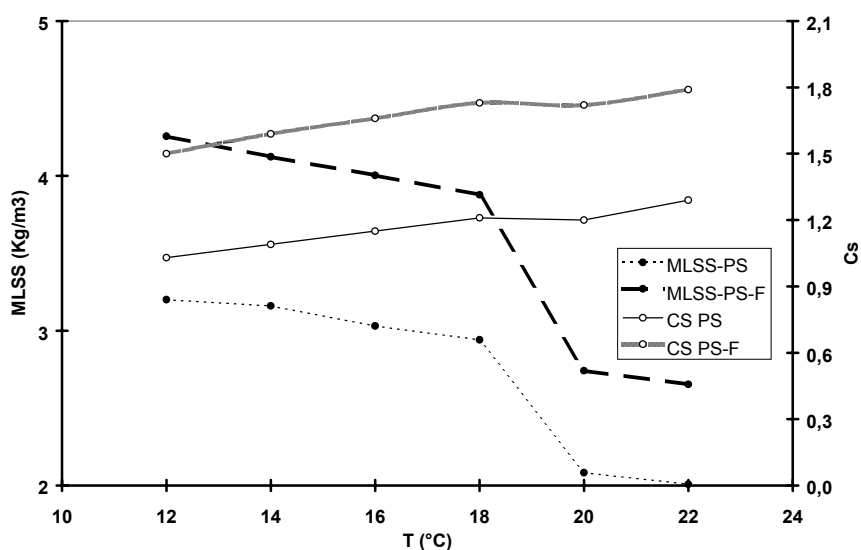


Figura 5.10 - Processo DN – Linea acque con sedimentatori primari (PS) – effetto del fermentato della FORSU

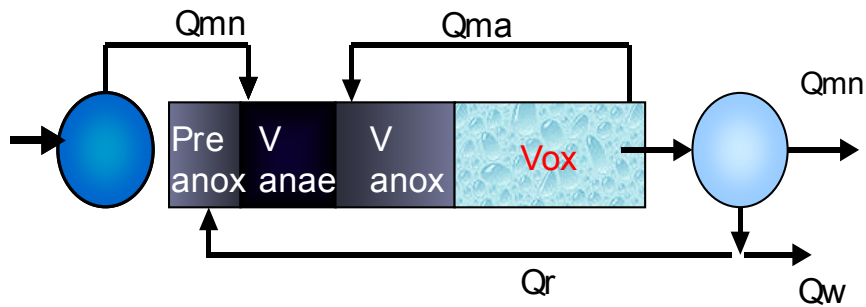


Figura 5.11 - Processo DN – Linea acque senza sedimentatori primari (WPS): effetto del fermentato della FORSU

L'eliminazione dei sedimentatori primari (Fig.5.11) comporta sensibili variazioni nei parametri di processo. Esse sono principalmente costituite da: un contenuto di biomassa più elevato rispetto alla soluzione con i sedimentatori primari (circa 1.5-2.0 Kg/m<sup>3</sup>); una maggiore quantità di carbonio disponibile per i processi che determina Cs molto elevati in qualsiasi condizione operativa, quindi elevata sicurezza di un effluente conforme ai limiti per aree sensibili indipendentemente dalla potenzialità dell'impianto (Cs sempre maggiore di 1.7).

L'aggiunta di fermentato al processo DN senza primari non ha il ruolo primario di permettere processi non possibili ma, aumentando ulteriormente il Cs (circa 1 unità), permette sia di garantire le prestazioni anche in condizioni di variazione delle caratteristiche di rete (periodi secchi ed umidi) che di disporre di carbonio facilmente disponibile da utilizzare per il trattamento in impianto di reflui conto terzi non equilibrati nel rapporto COD/N<sub>tot</sub>. Un esempio in tal senso è mostrato in Fig.5.12 in cui si può osservare come operando:

- § in impianti di potenzialità >100.000 AE che non usano il fermentato una concentrazione effluente di azoto totale inferiore del 20% rispetto al limite di legge viene garantita operando con un sovraccarico di massa del 5% mentre l'aggiunta di fermentato permette di ottenere lo stesso standard con sovraccarichi fino al 15%;
- § in impianti di potenzialità ≤100.000 AE senza aggiunta di fermentato una concentrazione effluente di azoto totale inferiore del 20% rispetto al limite di legge viene garantita con sovraccarichi di azoto influente del 30%; l'aggiunta di fermentato porta i sovraccarichi compatibili sino al 50%.

Questi risultati mostrano come il fermentato acido della FORSU offra una gestione sicura dell'impianto, anche quando la rete fognaria non presenta particolari problemi di composizione e diventa invece una componente essenziale quando la rete fognaria ha una composizione non adeguata per affrontare i processi.



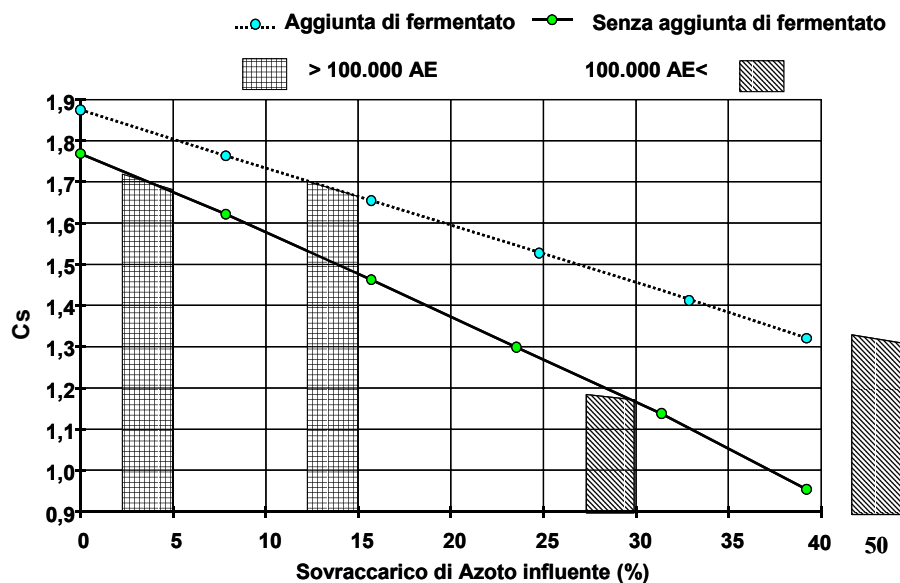


Figura 5.12 - Effetto dell'aggiunzione del fermentato sui sovraccarichi in azoto all'impianto

Una sintesi dell'impatto del fermentato sul processo DN è mostrata in Tab.5.8 sulla base della produzione di biogas, dei fanghi da smaltire, ma anche dell'aumento del consumo di ossigeno in fase aerobica. Particolare attenzione va posta sulla produzione di biogas che viene calcolata sulla base di una produzione specifica (SGP) pari a 0.2 m<sup>3</sup>/KgTVS alimentato per il fango di supero biologico e 0.78 m<sup>3</sup>/KgTVS alimentato per il residuo solido della FORSU (Cecchi et al., 2001).

Tabella 5.8 - Processo DN: impatto sul processo dell'aggiunta di fermentato acido. Impianto da 100.000 AE (dati medi di gestione annuale dell'impianto elaborati sulla base dei risultati di Battistoni et al., 1998b).

Processo	Fe <sup>2+</sup> (mg/l)	O <sub>2</sub> (kg/h)	Biogas (m <sup>3</sup> /d)	Fango di depurazione (kgTS/d)
Con sedimentazione primaria	8	300	3320	4530
Con sedimentazione primaria ed aggiunta di fermentato	16	320	3930	5150
Senza sedimentazione primaria	16	360	990	3500
Senza sedimentazione primaria ed aggiunta di fermentato	18	400	1730	3900

L'aggiunta del fermentato rispetto alla configurazione dell'impianto comporta gli stessi effetti dell'eliminazione dei sedimentatori primari a cui vanno abbinati i vantaggi sopra discussi. La richiesta di sali di ferro per la precipitazione simultanea del fosforo cambia in rapporto al limite di legge (Cs>1.5, P-PO<sub>4</sub> effluente = 0.5 mg/l; Cs< 1.5, P-PO<sub>4</sub> effluente = 1.0 mg/l). Ovviamente lo scenario di simulazione è soggetto a cambiamenti in rapporto al contenuto di solidi sospesi della rete, parametro che incide sensibilmente sui fanghi da smaltire, sulla richiesta di ossigeno e sulla produzione di biogas.

### 5.5.3 Il processo BNR

Il processo BNR con uso dei sedimentatori primari e senza impiego di fermentato non ha carbonio sufficiente per raggiungere un  $Cs > 1.5$  (Fig.5.13) ed attivare la rimozione biologica del fosforo. L'impiego del fermentato sembra non avere effetti sensibili sulla rimozione dell'azoto infatti si ottiene un  $Cs$  praticamente invariato: ciò è dovuto al fatto che il fermentato viene principalmente utilizzato nella rimozione biologica del fosforo riducendo la richiesta di sali di ferro (Tab.5.9).

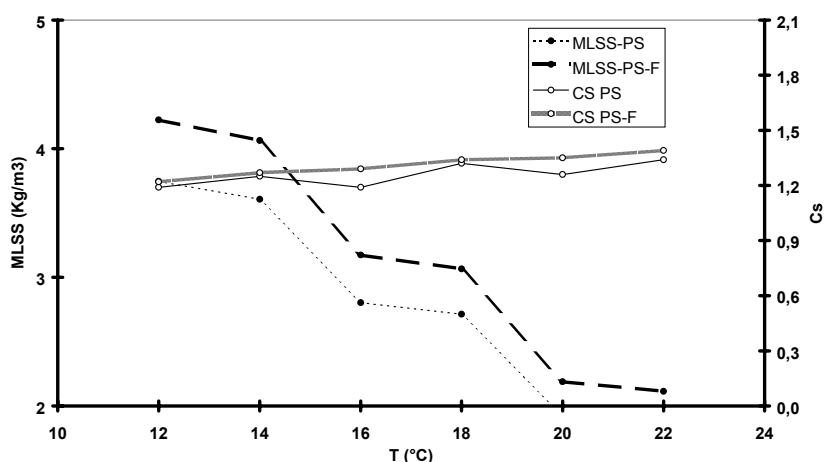


Figura 5.13 - Processo BNR: linea acque con sedimentatori primari (PS). Effetto del fermentato della FORSU. Impianto da 100000 AE.

Tabella 5.9 - Processo BNR. Impatto sul processo dell'aggiunta di fermentato. Impianto da 100.000 AE (dati medi di gestione annuale dell'impianto elaborati sulla base dei risultati di Battistoni et al., 1998b; 2001b).

Processo	Fe <sup>2+</sup> (mg/l)	O <sub>2</sub> (kg/h)	Biogas (m <sup>3</sup> /d)	Fango (kgTS/d)
Con sedimentazione primaria	8	290	3320	4530
Con sedimentazione primaria ed aggiunta di fermentato	3	320	3930	4510
Senza sedimentazione primaria	4	350	810	2900
Senza sedimentazione primaria ed aggiunta di fermentato	1	400	1510	3200

Tra gli effetti collaterali dell'impiego del fermentato si elencano (Tab.5.9) la maggiore produzione di biogas (+18%) e richiesta di ossigeno (+10%), mentre la produzione di fanghi rimane invariata; in questo caso la riduzione di fanghi chimici per l'abbattimento del fosforo equilibra la sovrapproduzione di fanghi legata all'aggiunta di fermentato (Battistoni et al.; 2001b).

L'eliminazione dei sedimentatori primari comporta effetti analoghi all'aggiunta del fermentato acido con l'attivazione della rimozione biologica del fosforo e la conseguente riduzione della richiesta di reagenti per la precipitazione chimica (Tab.5.9).

Si verifica un sensibile incremento del Cs rispetto al processo operante con i sedimentatori primari e l'effluente non risulta conforme ai limiti in azoto totale per impianti di dimensioni >100.000 AE a temperature maggiori di 13-14°C (Fig. 5.14). Tra i parametri operativi si nota una sostanziale diminuzione dei fanghi di depurazione (-36%) e del biogas prodotto (-76%) ed un aumento del 20% della richiesta di ossigeno (Tab.5.9). L'aggiunta di fermentato permette di consolidare la rimozione biologica del fosforo, arrivando alla eliminazione dei reagenti chimici, di aumentare la produzione di biogas, dei fanghi di supero e della richiesta di ossigeno (Tab.5.9).

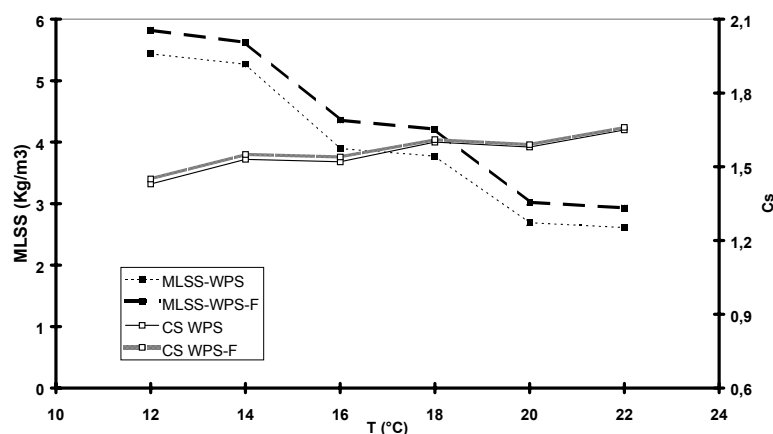


Figura 5.14 - Processo BNR: linea acque senza sedimentatori primari (WPS). Effetto del fermentato della FORSU

Ovviamente, anche in questo caso lo scenario di simulazione è soggetto a cambiamenti in rapporto al contenuto di solidi sospesi della rete, della produzione di biogas che viene calcolata sulla base delle produzioni specifiche su richiamate (Bolzonella et al., 2001).

## 5.6 Il processo integrato

### 5.6.1 Lo schema di processo

L'integrazione dei cicli di trattamento delle acque reflue e dei rifiuti è stata proposta da Cecchi et al. (1994) e prevede due scenari. Uno, più semplice, che fa riferimento al solo concetto di co-digestione di due matrici organiche, nel caso specifico la FORSU ed i fanghi prodotti dall'impianto; l'altro, più generale, che include anche la fermentazione anaerobica della frazione organica umida di RSU (AF) e la cristallizzazione del fosforo in un reattore a letto fluido (SCP). Questo processo, denominato AF-BNR-SCP, è schematizzato nella Fig.5.15. Esso è l'esito di studi di co-digestione condotti in reattori pilota di grossa taglia negli anni '80 (Cecchi et al., 1986; 1988a; 1998b) e di fermentazione finalizzata alla produzione di acidi grassi volatili (Virtutia et al., 1992; Sans-Mazon et al., 1994; 1995). Il processo, nel suo complesso, è stato studiato per

analizzare l'effetto del fermentato sulla rimozione biologica dei nutrienti (Pavan et al., 1998; 2000) e per la cristallizzazione del fosforo in impianti in scala pre-industriale (Battistoni et al., 1997; 1998a-c; 2000) e dimostrativa (Battistoni et al., 2001a). Lo schema di flusso (Fig.5.15) prevede:

- § una sezione di ricevimento della FORSU proveniente da raccolta differenziata alla fonte o da grandi utenze (mercati, ristoranti, ecc.) in cui si effettua la preselezione per eliminare i contenitori ed i corpi estranei che accompagnano la FORSU e la triturazione;
- § una sezione di fermentazione anaerobica mesofila (T 33-35°C) della FORSU e la separazione solido –liquido per poter disporre sia del fermentato acido, da impiegare in linea acque, che del residuo solido da destinare alla codigestione anaerobica con i fanghi di supero biologico;
- § il processo BNR;
- § il recupero dell'azoto ammoniacale e del fosforo dei surnatanti anaerobici per formazione della struvite ( $\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ); questo trattamento, evita anche il ritorno in testa impianto di azoto e fosforo che potrebbero generare problemi nel mantenimento delle prestazioni di processo.

Nella filiera di processo vengono messe in pratica tutte le informazioni sviluppate con la simulazione; in particolare:

1. la garanzia di alte prestazioni nella rimozione biologica dell'azoto e del fosforo tramite la disponibilità di carbonio facilmente disponibile e di acidi grassi volatili prodotti con la fermentazione anaerobica della FORSU;
2. il contenimento della produzione di fanghi tramite l'eliminazione della precipitazione chimica del fosforo in linea acque;
3. il recupero del fosforo rilasciato in linea fanghi e di parte dell'azoto tramite formazione di struvite, impiegabile come fertilizzante a lento rilascio;
4. l'eliminazione di riflussi interni a salvaguardia dei processi in linea acque;
5. lo smaltimento di un flusso considerevole di FORSU la cui componente principale (acqua per l'80%) fuoriesce con l'effluente impianto, mentre il carbonio viene prima trasformato in substrati più facilmente disponibili, quindi in anidride carbonica grazie all'utilizzo diretto (fermentato acido) o indiretto (biogas da codigestione e sua combustione) nei processi;
6. il recupero energetico tramite co-digestione anaerobica (questo può rappresentare anche l'unico scenario qualora non sia necessario carbonio aggiuntivo in linea acque. Vedi paragrafo co-digestione.).

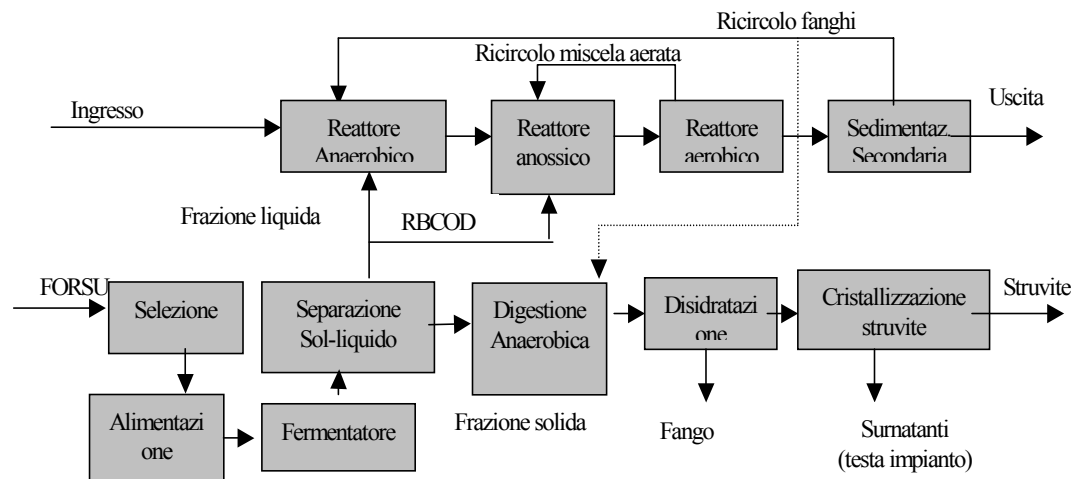


Figura 5.15 - Schema di flusso del processo integrato acque reflue rifiuti AF-BNR-SCP

### 5.6.2 I bilanci di massa del processo AF-BNR-SCP

I bilanci di massa per il processo AF-BNR-SCP vengono fatti considerando che la configurazione non prevede l'impiego della sedimentazione primaria e facendo le seguenti assunzioni:

1. i carichi in ingresso impianto vengono calcolati sulla base di un potenzialità di 100.000 AE con una rete fognaria di media forza (Tab.5.10) e del ritorno in testa impianto dei surnatanti anaerobici; la portata versata in rete è pari a 300 l/AE d;
2. la popolazione servita dall'impianto effettua la raccolta differenziata della frazione umida dei RSU (300 g/AE d) e l'intera raccolta viene conferita in impianto;
3. lo schema di flusso è quello indicato in Fig.5.15 in cui si utilizza sia il fermentato acido che il residuo solido della fermentazione della FORSU per la codigestione anaerobica con i fanghi di supero biologici.

Tabella 5.10 - Concentrazione in ingresso al processo biologico dopo miscelazione con i surnatanti anaerobici dei reflui sollevati in impianto

Inquinante	Concentrazione
TSS, mg/l	309
COD, mg/l	410
TKN, mgN/l	42.6
N-NH <sub>4</sub> , mgN/l	30.2
P <sub>tot</sub> , mgP/l	4.0

Il bilancio globale del processo (Fig.5.16) viene eseguito quindi per una portata media nera di 30.000 m<sup>3</sup>/d ed un conferimento di 30 t/d di frazione organica da raccolte

differenziate. I risultati del bilancio evidenziano il destino del flusso della FORSU, il quale sia per il fatto che è principalmente composto da acqua (80%), che per le notevoli rese di trasformazione nei processi a cui è sottoposto, subisce una costante riduzione sino a manifestazioni di minima entità in uscita impianto. In particolare, è possibile osservare come le 30 t/d conferite si ripartiscano in:

- § un flusso liquido, il fermentato acido di 22.7 t/d che contiene circa il 50% del COD e del contenuto in secco della FORSU conferita;
- § un flusso solido di 7.3 t/d, contenente il residuo 50% del COD e TS, che viene inviato alla codigestione.

In digestione anaerobica si ottengono rimozioni del 69% dei TVS alimentati con il residuo solido della FORSU, grazie alla alta degradabilità, e del 50% di quello dovuto ai fanghi di supero. Queste condizioni operative si traducono in una produzione di fanghi disidratati di 12.2 t/d (contenuto in secco 28%, pari a 3.4 t TS/d) contro una produzione di 11.3 t/d (contenuto in secco 28%, pari a 3.2 t TS/d) di fanghi da smaltire in un processo BNR senza primari e senza l'aggiunta di FORSU. Quindi le 30 t/d di FORSU conferite all'impianto (a parte gli scarti della selezione) si traducono in una sovrapproduzione di 0.9 t/d di fanghi da smaltire, le cui quantità residue vengono trasformate in biogas, anidride carbonica ed acqua.

Particolare attenzione merita il destino dei nutrienti (azoto e fosforo) i quali entrano in impianto nelle quantità di 1.26 t/d di azoto e 0.12 t/d di fosforo (Tab. 5.11) e si ripartiscono nel seguente modo:

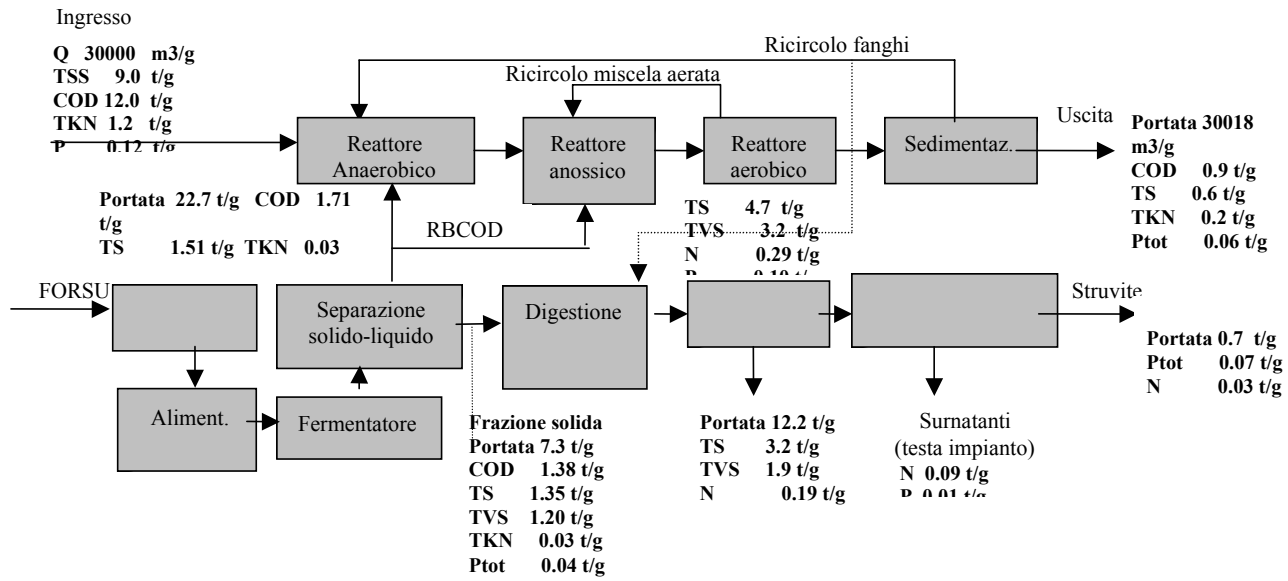
- § l'azoto viene denitrificato nella misura del 67%, esce con i fanghi per il 15%, rimane nell'effluente per il 16% e viene recuperato con la struvite in modesta quantità ( 2%);
- § il fosforo totale entrante viene recuperato con la struvite nella misura del 37%, mentre le quantità residue escono con i fanghi (32%) e l'effluente (32%);

Il recupero del fosforo avviene nel reattore a letto fluido SCP nella misura del 80-90% del P-PO<sub>4</sub> presente nel surnatante di disidratazione.

Tabella 5.11 - Il destino dei nutrienti nel processo AF-BNR-SCP

<b>Azoto</b>	<b>t/d</b>	<b>t/d</b>	<b>Fosforo</b>	<b>t/d</b>	<b>t/d</b>
Ingresso rete	1.20		Ingresso rete	0.12	
Ingresso FORSU	0.06		Ingresso FORSU	0.07	
Ingresso totale	1.26		Ingresso totale	0.19	
Effluente		0.20	Effluente		0.06
Fanghi		0.19	Fanghi		0.06
Recupero		0.03	Recupero		0.07
Denitrificato		0.84			

Figura. 5.16 - Schema di flusso del processo integrato acque reflue-rifiuti AF-BNR-SCP.



### 5.6.3 Valutazione economica del processo integrato

La valutazione economica viene fatta comparando i costi di gestione e di ammortamento di cinque tipologie di processo che rappresentano tutti i possibili scenari che si possono avere sul territorio nazionale. In particolare le tipologie considerate sono:

- Processo DN con sedimentatori primari e con aggiunta di carbonio esterno (metanolo);
- Processo DN con sedimentatori primari e con aggiunta di fermentato acido della FORSU e codigestione del residuo solido;
- Processo DN senza sedimentatori primari;
- Processo DN senza sedimentatori primari e con aggiunta di fermentato acido della FORSU e codigestione del residuo solido;
- Processo AF-BNR-SCP.

I processi vengono considerati a parità di prestazioni nel senso che tutti producono un effluente conforme ai limiti imposti per aree sensibili e per impianti di potenzialità  $>100.000$  AE, se il coefficiente di sicurezza è superiore al valore limite di 1,5 l'impianto effettua la depurazione di un sovraccarico di azoto, (trattamento conto terzi) calcolato sul valore eccedente di Cs a 1.7-1.8.

La potenzialità dell'impianto considerata è di 100.000 AE e vengono presi in esame solo gli elementi di costo aggiuntivi, cioè non sono considerate le voci di costo comuni ai vari scenari quali, ad esempio, i costi per le analisi chimiche, le parti elettromeccaniche comuni, ecc.; questa scelta permette di mettere in evidenza risparmi o costi aggiuntivi nell'uso della FORSU in maniera rapida e semplice.

Per effettuare la valutazione vengono inoltre fatte le seguenti assunzioni:

1. la gestione della FORSU viene vista secondo una logica di competenza territoriale; ciò comporta lo smaltimento dell'intero quantitativo raccolto (30 t/d) nel caso del processo DN o il conferimento dell'intera raccolta all'impianto e lo smaltimento degli scarti del reparto di selezione, nel caso del processo AF-BNR-SCP; gli scarti, a differenza dei precedenti bilanci, sono qui cautelativamente assunti pari al 10% del quantitativo conferito;
2. i reagenti necessari al processo sono il solfato ferroso per la precipitazione chimica simultanea del fosforo (16 mg Fe/l per tutti i processi DN al fine di avere un effluente con una concentrazione di  $P-PO_4 = 0.5$  mg/l; Tab.5.9) ed il metanolo per la rimozione biologica dell'azoto se necessario (processo DN); la sola FORSU per il processo integrato ed una aggiunta minima di sali di ferro (1 mgFe/l);
3. il sovraccarico di carbonio ottenuto con il fermentato acido della FORSU viene utilizzato nel processo DN per il trattamento in conto terzi di un refluo con rapporto  $COD/N_{tot}$  sbilanciato, con le caratteristiche di un contenuto di  $2 \text{ Kg}N_{tot}/m^3$  e di non contenere carbonio (condizione cautelativa). La quantità di refluo trattabile viene calcolata in base al sovraccarico ammissibile discusso in Fig.5,12;
4. la domanda di ossigeno è convertita in costi sulla base di un consumo energetico di 1 KWh/Kg  $O_2$  reso al processo;



5. lo smaltimento del fango viene calcolato sulla base di un tenore in secco del 28%;
6. i maggiori costi di manodopera vengono calcolati considerando le seguenti ore uomo/giorno: 1 per il solo dosaggio di ferro, 3 per il dosaggio di ferro e metanolo, 11 per la gestione della FORSU e del SCP o la gestione della FORSU ed il dosaggio di ferro, 13 per la gestione della FORSU e del trattamento conto terzi;
7. l'ammortamento degli impianti necessari per effettuare l'aggiunta di carbonio esterno (investimenti di 60 milioni ammortizzabili in sei anni) o i processi AF ed SCP (1,3 miliardi di investimento ammortizzabili in dieci anni).

Tabella 5.12a - Bilancio economico dei costi di trattamento per il processo DN con sedimentazione primaria

Operazione	Processo DN con primari				Processo DN con primari con aggiunta di fermentato			
	u.m.	Quantità	Costi unitari (Euro)	Costi totali Euro	u.m.	Quantità	Costi unitari (Euro)	Costi totali Euro
FORSU e smaltimento	t/g	30	77,5	2325	t/g	3	77,5	232,5
Metanolo	Kg/g	1140	0,14	160	Kg/g	0	0,14	0
FeSO <sub>4</sub>	Kg/g	1303	0,25	326	Kg/g	1303	0,25	326
Produzione di biogas	m3/d	3320	0,18	-598	m3/d	3930	0,18	-707
Richiesta di ossigeno	Kg/g	7200	0,09	648	Kg/g	7680	0,09	691
Trattamento in conto terzi	m3/d	0	20,7	0	m3/d	0	20,7	0
Smaltimento fanghi	t/g	15,4	77,5	1194	t/g	17,5	77,5	1356
Manodopera	h/g	3	106	318	h/g	11	106	1166
Ammortamento				21				186
<b>Totale</b>				4393				3250

I risultati per i processi DN, che usano la sedimentazione primaria, sono riassunti in Tab.5.12a mentre per i processi senza sedimentazione primaria sono esposti in Tab.5.12b. Sono evidenti i sostanziali guadagni economici principalmente dovuti al risparmio nello smaltimento della FORSU; nel caso del DN senza sedimentazione primaria e con uso del fermentato della FORSU i guadagni aumentano per l'introito dovuto al trattamento in conto terzi.

Infine occorre considerare che i cinque processi considerati fanno riferimento ad una acqua reflua con un rapporto COD/TKN =10; cioè ad un refluo con caratteristiche ideali per il processo di rimozione biologica dei nutrienti. Questa situazione, purtroppo, non è diffusa su territorio nazionale (par.5.2) e ciò significa che l'adozione dei processi integrati per almeno il 30-35% dei casi è una necessità oltre ai guadagni economici che i cicli integrati acque reflue-rifiuti solidi possono dare.

Tabella 5.12b - Bilancio economico dei costi di trattamento per il processo DN e AF-BNR-SCP senza sedimentazione primaria

Operazione	Processo DN senza primari				Processo DN senza primari con aggiunta di fermentato				AF-BNR-SCP			
	u.m.	Quantità	Costi unitari (Euro)	Costi totali Euro	u.m.	Quantità	Costi unitari (Euro)	Costi totali Euro	u.m.	Quantità	Costi unitari (Euro)	Costi totali Euro
FORSU selezione e smaltimento	t/g	30	77,5	2325	t/g	3	77,5	232,5	t/g	3	77,5	232,5
Metanolo	Kg/g	0	0,14	0	Kg/g	0	0,14	0	Kg/g	-	-	0
FeSO <sub>4</sub>	Kg/g	1303	0,25	326	Kg/g	1303	0,25	326	Kg/g	81	0,25	20,25
Produzione di biogas	m3/d	990	0,18	-178	m3/d	1730	0,18	-311	m3/d	1510	0,18	-272
Richiesta di ossigeno	Kg/g	8640	0,09	778	Kg/g	9600	0,09	864	Kg/g	9600	0,09	864
Trattamento in conto terzi	m3/d	0	20,7	0	m3/d	90	20,7	-1863	m3/d		20,7	0
Smaltimento fanghi	t/g	12,5	77,5	969	t/g	13,9	77,5	1079	t/g	11,4	77,5	886
Manodopera	h/g	1	106	106	h/g	13	106	1378	h/g	11	106	1166
Ammortamento				0				186				186
<b>Totale</b>				4325				1891				3083

#### 5.6.4 La co-digestione

L'utilizzo del processo di digestione anaerobica combinato di fanghi da impianti di depurazione acque reflue e FORSU è stato proposto ormai da tempo. I primi studi pilota furono condotti a partire dal 1982 (Cecchi et al., 1986; 1986a, b) ripresi poi per un più ampio spettro di matrici organiche anche in piena scala da Ahring et al. (1992).

Lo scopo principale cui erano rivolte queste attività era quello di ridurre la richiesta energetica degli impianti di depurazione. La fattibilità di questo approccio fu esemplificata per un impianto in piena scala da Cecchi et al. nel 1989 ed i dati generalizzati poi da Mata-Alvarez e Cecchi (1989). Probabilmente, per lo scopo del presente paragrafo, i lavori citati rappresentano tutt'oggi il modo più appropriato per descrivere quantitativamente questa ipotesi di trattamento integrato acque reflue e rifiuti, quando cioè non c'è l'esigenza di perseguire obiettivi stringenti di qualità allo scarico degli impianti di depurazione in tema di nutrienti e si voglia comunque offrire il più appropriato approccio ambientale allo smaltimento di matrici organiche di derivazione cittadina.

La Tab.5.13 confronta i dati salienti tra la semplice digestione anaerobica di fanghi di depurazione e degli stessi fanghi addizionati con FORSU proveniente da raccolta differenziata, secondo un rapporto di miscelazione che vede un notevole contributo della FORSU (80% su base TS).

Le caratteristiche della miscela sono illustrate nella Tab. 5.14.

Tabella 5.13 - Aumenti delle rese dei digestori di fanghi osservate aggiungendo la FORSU proveniente da raccolta separata.

Parametro di processo	Digestione fanghi	Co-digestione fanghi-FORSU
FORSU, % del totale	0	80
Tempo di ritenzione idraulica, d	14.5	14
Carico organico, kgVS/m <sup>3</sup> d	1.7	3.9
Produzione specifica di biogas, m <sup>3</sup> /kgVS	0.32	0.66
Velocità di produzione di biogas, m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> d	0.55	2.6

Tabella 5.14 - Caratteristiche dei substrati utilizzati

Parametro	Fanghi	FORSU*	Fanghi e FORSU**
TS, g/kg	53.1	163	66***
TVS, g/kg	24.4	143	54***
COD, g/kg	40	192	
Carbonio totale, %TS	25	45	42
N, %TS	2.6	2.2	1.4
P, %TS	0.4	0.4	

\* FORSU da raccolta separata; \*\* Miscela FORSU/Fanghi = 80/20 sulla base dei TS; \*\*\* Valori espressi in g/l

Al fine di rendere una visione continua di uno spettro più operativo la Fig.5.17 riporta l'andamento di HRT, OLR e TVSa in funzione della percentuale di FORSU nell'alimentazione del digestore e la Fig.5.18 l'andamento della produzione di energia elettrica in un sistema di co-generazione e la percentuale, espressa in TVS, del carico organico al digestore proveniente da FORSU. Come sottolineato da Mata-Alvarez et al. (1990) l'autonomia energetica dell'impianto di depurazione è raggiunta quando solo il 20% del carico deriva da FORSU, ad un OLR di 1.3 Kg TVS/m<sup>3</sup> d e con una variazione trascurabile del tempo di residenza idraulico nel digestore.

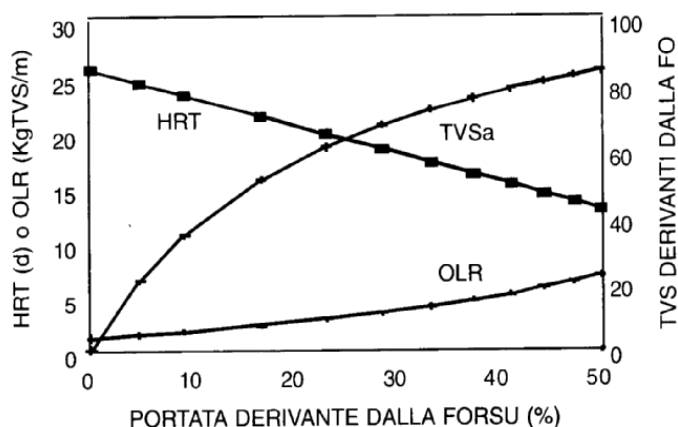


Figura 5.17 - Andamento di HRT, OLR, TVS alimentati in funzione dell'aggiunta progressiva di FORSU e fanghi nell'alimentazione del digestore

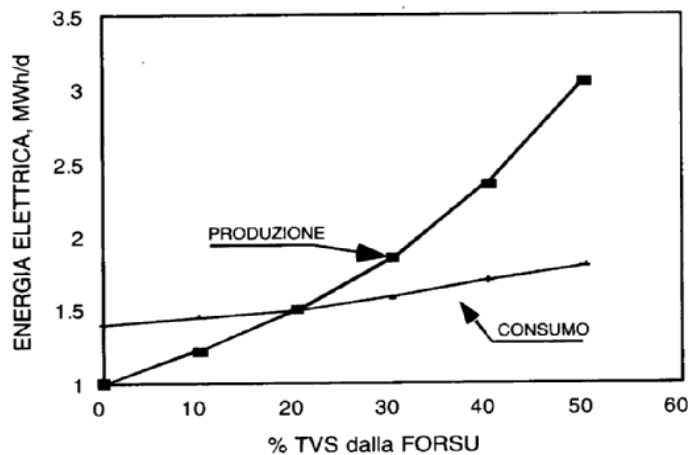


Figura 5.18 - Produzione e consumo di energia elettrica in funzione della percentuale di FORSU nell'alimentazione al digestore espressa come %TVS da essa proveniente.

Recentemente Bolzonella et al. (2001) hanno analizzato a fondo il problema del ricorso alla digestione anaerobica od aerobica di fanghi di supero nei processi depurativi di acque reflue, da convenzionali a BNR, concludendo con una stima di bilancio economico che considera anche lo scenario della co-digestione.

La Fig.5.19 ne è una sintesi: qui viene evidenziato, in particolare, il risparmio annuo per abitante equivalente servito, espresso in termini di Lit/AE anno., considerando diversi livelli di produzione di biogas (SGP), in relazione ad una crescente frazione di FORSU co-digerita con i fanghi ed il contributo all'economia globale considerando o meno il peso di una maggiore emissione di  $\text{CO}_2$  nell'atmosfera dovuta alla stabilizzazione dei fanghi. Nello stesso grafico viene inoltre riportata la curva relativa al maggior costo di investimento per impianti di depurazione dotati di stabilizzazione anaerobica (curva decrescente al crescere della taglia dell'impianto) il pareggio tra le due soluzioni è determinato dalla intersezione della curva con ciascuna retta. Si può quindi evincere come il ricorso alla co-digestione consenta di raggiungere il pareggio economico anche per impianti di piccole dimensioni permettendo quindi di perseguire migliori risultati dal punto di vista ambientali in molte più situazioni.

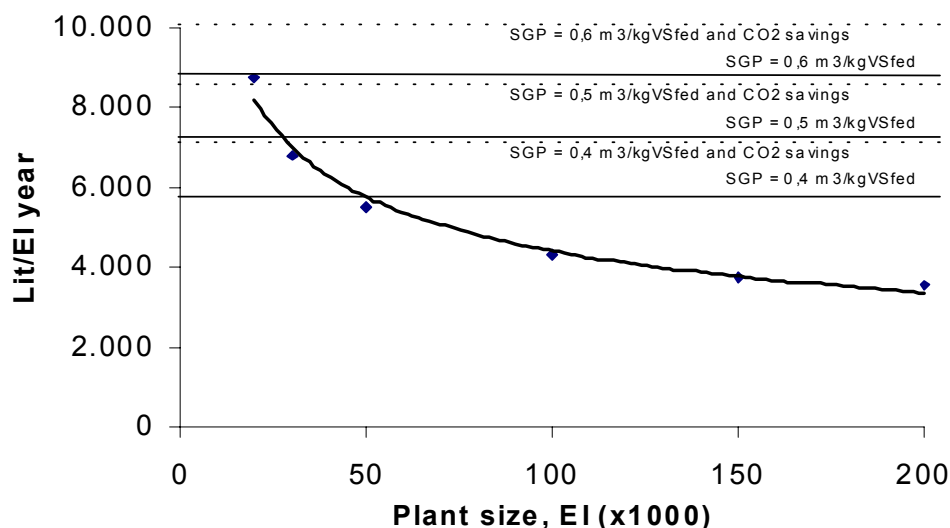


Figura 5.19 - Risparmio annuo per abitante equivalente per impianti di depurazione di diversa taglia che operano la co-digestione fanghi di supero-FORSU.

### 5.6.5 Elementi per la progettazione

La logica dei cicli integrati acque reflue e rifiuti implica solo alcuni accorgimenti progettuali e per il resto fa riferimento a concetti consolidati di ingegneria ambientale. In particolare, suddividendo l'impianto nella varie sezioni è possibile sottolineare quanto segue.

Sezione trattamento acque:

- § i carichi idraulici sono calcolati, come di consueto, sui dati reali della rete fognaria, o stimati secondo dati di letteratura; è trascurabile l'apporto della FORSU;
- § i carichi di massa sono calcolati sommando a quelli della rete fognaria quelli derivanti dalla FORSU conferita;
- § nel calcolo della FORSU occorre tener presente le capacità reali di conferimento del sistema di raccolta differenziata (150-300 g FORSU/AE d) e le potenzialità del territorio servito. Se la produzione di fermentato acido risultasse superiore alla richiesta dell'impianto potrà essere considerata la possibilità di utilizzo come sorgente di carbonio in altri impianti o nello stesso impianto trattando quantità di reflui extra fognari superiori alle normali esigenze del territorio, o, ancora, intensificare la produzione di biogas ed il recupero energetico destinando maggiori quantitativi di carico alla co-digestione anaerobica;
- § il fermentato acido, per ottimizzare la continuità di prestazioni dell'impianto, potrà essere stoccato e dosato alla linea acque o in modo proporzionale alla portata e qualità di acqua reflua trattata in impianto;

- § il sovraccarico di carbonio dovrà essere tenuto in debito conto per il dimensionamento del sistema di fornitura di ossigeno e per la maggiore produzione di fango biologico secondo le note procedure.

#### Sezione trattamento fanghi:

- § il carico organico del digestore sarà computato considerando l'apporto dovuto alla frazione di FORSU ad esso direttamente alimentabile ed alla maggiore produzione di fanghi della linea acque;
- § il tempo di ritenzione idraulica da assumere è lo stesso normalmente usato per i fanghi misti;
- § un valore guida del carico organico adottabile è 3 Kg TVS/m<sup>3</sup> d;
- § la produzione di biogas può essere stimata considerando un SGP per la FORSU di 0.78 m<sup>3</sup>/Kg TVS alimentato;
- § il fango di co-digestione non richiede particolari attenzioni rispetto ad un tradizionale fango di impianti di depurazione.

#### Sezione trattamento FORSU- area AF:

- § la sezione è progettata seguendo le linee guida degli impianti di digestione anaerobica dei di RSU (Cap.4);
- § la FORSU deve provenire da raccolte differenziate di insediamenti abitativi o di grandi utenze; in relazione alla sua qualità occorrerà prevedere un sistema di separazione di materiali indesiderati: plastiche, inerti, metalli, ecc.;
- § la sezione ha lo scopo di idrolizzare e fermentare i substrati organici in condizioni mesofile per produrre un effluente liquido (il fermentato acido per la linea acque) ed uno solido (residuo dopo separazione da inviare a co-digestione); pertanto il cuore dell'impianto sarà rappresentato dal reattore di fermentazione e dal sistema di separazione solido liquido;
- § il fermentatore è un reattore a completa miscelazione che può operare in condizioni mesofile; è dimensionato sulla base del tempo di ritenzione idraulica (1-5 giorni);
- § la separazione solido-liquido perseguirà una efficienza legata alla distribuzione desiderata dei carichi tra linea acque (BNR) e linea fanghi (co-digestione);
- § l'intera area AF deve essere collocata in posizione strategica in relazione agli obiettivi, quindi in prossimità della zona di trattamento fanghi per evitare lunghi percorsi delle tubazioni e facilitare i collegamenti ai circuiti termici del digestore;
- § i principali parametri operativi da misurare e registrare sono: pH, temperatura, altezza di livello, VFA, RBCOD, grado di dissoluzione;

#### Sezione recupero fosforo-area SCP:

- § l'area SCP è utilizzabile per il recupero del fosforo nei processi BNR e nel processo AF-BNR-SCP;
- § il cuore dell'impianto è costituito da un reattore di strippaggio, munito di sistemi di diffusione d'aria a bolle medie e di un reattore di nucleazione a letto fluido. Il letto, in cui si debbono realizzare le condizioni di nucleazione è di sabbia

- silicica; essa è mantenuto fluidizzata tramite il ricircolo in continuo del surnatante dallo strippaggio;
- § l'area SCP deve essere localizzata in prossimità della linea fanghi ed in particolare della disidratazione meccanica dei fanghi digeriti anaerobicamente;
  - § la linea fanghi, per concentrare il rilascio del fosforo nei soli surnatanti della digestione anaerobica, deve evitare la miscelazione dei fanghi primari con i fanghi di supero biologico prima del digestore anaerobico; col processo AF-BNR-SCP è possibile avere rilascio di fosforo nell'ispessimento/miscelazione tra FORSU e fanghi di supero biologico, quindi è opportuno prevedere il trattamento di questi surnatanti;
  - § i carichi idraulici dei surnatanti da trattare alla sezione SCP si calcolano con gli usuali metodi impiegati negli ispessitori gravitazionali o nella disidratazione meccanica;
  - § i carichi di massa in  $P-PO_4$  da trattare si calcolano considerando una percentuale di rilascio del 20-40% e del 40-50% del fosforo influente rispettivamente nei pre ispessitori e nel digestore anaerobico;
  - § è necessario prevedere, in modo di alimentare in continuo l'area SCP, un accumulo dei surnatanti prodotti nella disidratazione ed un sistema di separazione dei solidi non intercettati; se sono impiegate nastro presse in disidratazione fanghi è opportuno separare le acque di lavaggio teli dalle acque di disidratazione ed inviare solo queste ultime al recupero del fosforo;
  - § i parametri operativi per la gestione del processo sono:  $Q_{aria}$ ,  $Q_{influenza}$ ,  $Q_{ricircolo}$ ; pH, temperatura, alcalinità,  $P-PO_4$ , Ca, Mg,  $N-NH_4$  nei flussi di ingresso ed in uscita dei reattori;
  - § la sabbia esausta è periodicamente estratta dal reattore a letto fluido ed asciugata all'aria, senza riscaldamento;
  - § le emissioni gassose dello stripper devono essere trattate in idonei sistemi di depurazione per evitare emissioni odorigene;
  - § di norma non è necessaria l'aggiunta di reagenti chimici a meno che non si desideri il recupero del fosforo in una forma prestabilita (struvite o idrossiapatite).

## 5.7 L'impianto di trattamento acque reflue di Treviso

L'impianto di trattamento delle acque di Treviso effettua la rimozione dei nutrienti secondo la schema AF-BNR-SCP. La linea acque dell'impianto è stata completata nel 2000 con recupero delle strutture esistenti del vecchio impianto in una linea convenzionale della potenzialità di 20.000 AE e con la costruzione di una nuova linea della potenzialità di 50.000 AE (Tab.5.15).

Tabella 5.15 - Dati a base progetto dell'impianto di Treviso

	<b>Totale</b>	<b>Nuova linea</b>	<b>Vecchia linea</b>
Abitanti equivalenti (AE)	70000	50000	20000
Q, m <sup>3</sup> /d	19600	14000	5600
Q max, m <sup>3</sup> /h	1225		
BOD, kg/d	4770	3570	1200
TSS, kg/d	4900	3500	1400
Ntot, kgN/d	843	602	241
Ptot, kgP/d	118	84	34

Lo schema di flusso della nuova linea segue la logica dei cicli integrati acque reflue rifiuti senza sedimentatore primario (Fig.5.20), con grande modularità delle volumetrie destinate ai processi in modo di lasciare elasticità alla gestione tecnica (Tab.5.15). Lo schema permette inoltre di lavorare con il processo DN o BNR (Pavan et al.; 2000).

L'impianto ha le seguenti particolari caratteristiche:

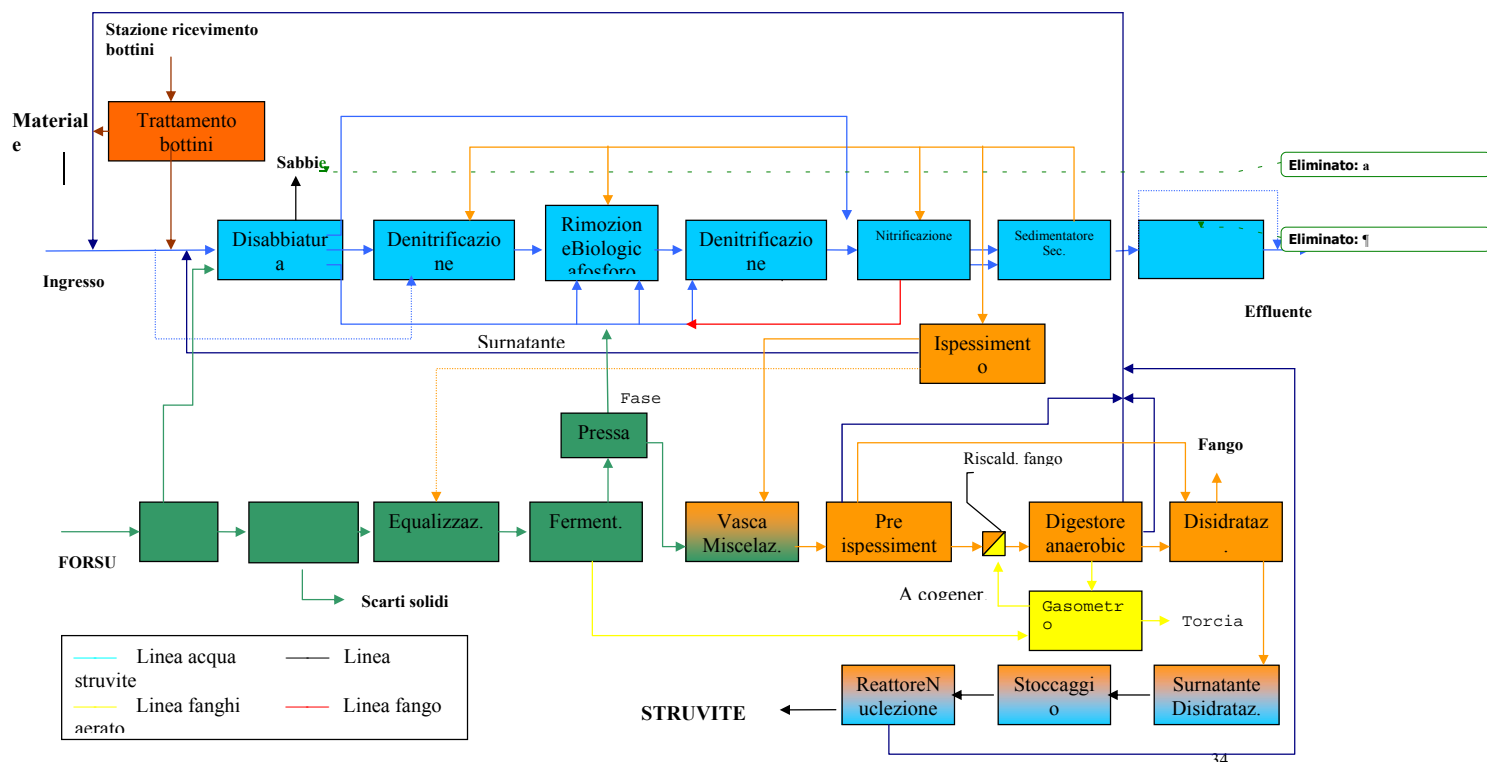
- La nuova linea acque è in grado di rimuovere biologicamente il carbonio, l'azoto ed il fosforo secondo la configurazione di processo Phoredox a tre stadi con la modifica di Johannesburg; l'influente, dopo dissabbiatura è direttamente inviato al processo biologico. Questa sezione ha caratteristiche modulari (tab.5.16) potendo essere cambiati i volumi delle zone anossiche ed anaerobiche in rapporto alle esigenze del processo; ciò permette una grande flessibilità operativa dell'impianto in rapporto ad uno scenario di medio termine in cui i carichi di rete possono cambiare; nella zona pre-anossica viene inviata la sola portata di ricircolo dei fanghi per completare la denitrificazione; nelle sezioni successive, anaerobica ed anossica in serie, viene inviato il fermentato acido della FORSU in rapporto alle reali esigenze del processo.
- Linea fanghi: il fango di supero biologico subisce un ispessimento gravitazionale in miscela con il residuo solido dell'area AF, quindi il fango ispessito viene inviato alla digestione anaerobica mesofila; l'effluente del digestore viene direttamente disidratato.
- Le due aree AF ed SCP hanno la dimensione di due impianti dimostrativi con il ruolo di trattare rispettivamente sino a 10 t/d di FORSU e di 30 m<sup>3</sup>/d di surnatanti anaerobici. La loro messa in funzione permetterà di:
  - evidenziare e risolvere i fenomeni di scale-up degli impianti,
  - risolvere i problemi connessi con il sistema di ricevimento selezione e pretrattamento della FORSU raccolta in relazione alla sua qualità (tipo di frazioni merceologiche stagionalmente presenti, corpi estranei, ecc.) e del tipo di surnatanti anaerobici prodotti (presenza di solidi in sospensione in quantità variabile stagionalmente e con il tipo di processo in atto);
  - definire su scala appropriata il bilancio economico dei processi.



Tabella 5.16 - Principali volumetrie e condizioni operative

<b>Linea acque</b>	<b>Nuova linea</b>	<b>Vecchia linea</b>
Grigliatura e dessabbiatura, m <sup>3</sup>	181	
Pre-trattamento, m <sup>3</sup>	628	360
Stadio pre-anossico, m <sup>3</sup>	400-1200	
Stadio anaerobico, m <sup>3</sup>	700-1200	
Ricircolo fanghi, m <sup>3</sup> /d	23760	12000
Stadio anossico, m <sup>3</sup>	1600-2200	
Ricircolo miscela aerata, m <sup>3</sup> /d	37440	
Stadio aerobico, m <sup>3</sup>	5500	3080
MLSS, kg/ m <sup>3</sup>	3.47	3.08
F/M, kg BOD/kg MLSS d	0.125	0.130
Volume totale reattori biologici linea acque	9000	3080
Sedimentatore secondario, superficie, m <sup>2</sup>	1300	530
Sedimentatore secondario, carico idraulico superficiale m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h	0.45	0.52
Disinfezione, m <sup>3</sup>	250	115
<b>Linea fanghi</b>	<b>Nuova linea</b>	<b>Vecchia linea</b>
Ispessitore, volume, m <sup>3</sup>	210	160
Digestore anaerobico, volume, m <sup>3</sup>	2200	
OLR, kg TS/ m <sup>3</sup> d	1.75	
HRT, d	23	

Figura 5.20 - Schema a blocchi logico per della nuova linea dell’impianto di trattamento acque di Trevisc



### 5.7.1 L'area dimostrativa FORSU

L'area dimostrativa di fermentazione anaerobica della FORSU utilizza una linea di selezione semplificata per eliminare i materiali estranei (ferro, contenitori, ecc.) dalla frazione raccolta separatamente; la frazione selezionata viene tritata ed inviata ad un fermentatore a completa miscelazione (volume di 50 m<sup>3</sup>).

L'effluente del fermentatore subisce la separazione solido liquido in una pressa a vite senza fine.

L'intero impianto è collocato all'interno di un edificio da cui sveltano il serbatoio di stoccaggio FORSU ed il fermentatore ed ha una dimensione molto contenuta (Fig.5.21). Esso è localizzato in prossimità della disidratazione fanghi per l'ottimizzazione delle diverse funzioni (invio del flusso solido alla co-digestione, invio scarti allo smaltimento in discarica, ecc.)



Figura 5.21 - Vista di insieme dell'area AF – Reattore coibentato fermentatore (50 m<sup>3</sup>) - reattore verde deposito della FORSU selezionata e tritata (30 m<sup>3</sup>)

### 5.7.2 L'area SCP

L'area dimostrativa per il recupero del fosforo può essere alimentata dai surnatanti anaerobici prodotti nell'ispessimento dei fanghi di supero biologico in miscela con il residuo solido di fermentazione della FORSU e delle acque di disidratazione dei fanghi. L'impianto è mostrato in Fig.5.22, mentre lo schema funzionale viene illustrato in Fig. 5.23. In particolare, esistono due sezioni; la prima di pre-trattamento è costituita da un decantatore, per la rimozione dei solidi, e da una vasca di stoccaggio (48 m<sup>3</sup>); la seconda sezione è costituita da un reattore di strippaggio ed il reattore di nucleazione a letto fluido.



Figura 5.22 - Vista di insieme dell'area SCP

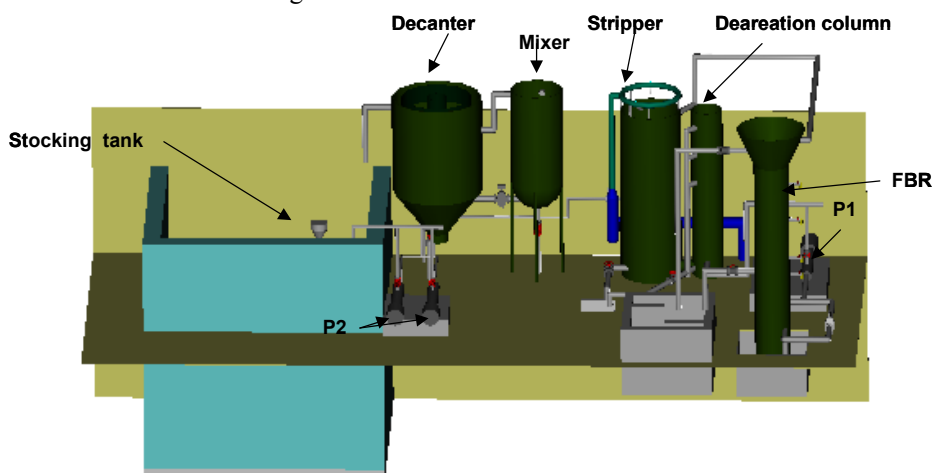


Figura 5.23 - Schema funzionale dell'area SCP

## 5.8 Bibliografia

- Ahring B., Angelidaki I., Johansen (1992). Anaerobic digestion of source sorted household solid wastes together with manure and organic industrial waste. ISAD-SW, Venice 14-17 April, 1992.
- Aesoy A. and Odegaard H. (1994). Nitrogen removal efficiency and capacity in biofilms with biologically hydrolysed sludge as a carbon source. *Wat.Sci.Tech.*, **30** (6), 63 - 71.
- Bhattacharya S.K., Madura R.L., Walling D.A., Farrell J.B. (1996). Volatile solids reduction in two phase and conventional anaerobic sludge digestion. *Wat.Res.*, **30** (5), 1041-1048.

- Battistoni P., Fava G., Pavan P., Musacco A., Cecchi F. (1997). Phosphate removal in anaerobic liquors by struvite crystallization without addition of chemicals. Preliminary results. *Wat.Res.* **31** (11), 2925-2929.
- Battistoni P., Pavan P., Cecchi F., Mata Alvarez J. (1998a). Phosphate removal in real anaerobic supernatants. Modelling and performance of a fluidized bed reactor. *Wat.Sci.Tech.*, **38** (1), 275-283.
- Battistoni P., Pavan P., Cecchi F., Mata-Alvarez J., Majone M. (1998b). Integration of civil wastewater and municipal solid waste treatments. The effect on biological nutrient removal processes. In: *Proc. European Conference on New Advances in Biological Nitrogen and Phosphorus Removal for Municipal or Industrial Wastewaters*, 12-14 October 1998, Narbonne, France, 129-137.
- Battistoni P. (1999). Cap. 6 La progettazione di impianti di depurazione a cicli integrati acque-reflue rifiuti solidi. Analisi tecnico economica. Ed. P. Battistoni, M. Beccari, F. Cecchi, M. Maione, A. Musacco, P. Pavan, P. Traverso "Una gestione Integrata del ciclo dell'acqua e dei rifiuti. Fondamenti, stato dell'arte, ingegneria di processo". Ed. F. Angeli – Proaqua- Milano 1999, 130-159
- Battistoni P., Pavan P., Prisciandaro M., Cecchi F.. (2000). Struvite crystallization: a feasible and reliable way to fix phosphorus in anaerobic liquors. *Wat.Res.*, **34**(11), 3033-3041.
- Battistoni P., Boccadoro R., Pavan P., Cecchi P. (2001a). The new full plant at Treviso sewage works using aeration to cause struvite precipitation. Preliminary results. In: *Proc. 2<sup>nd</sup> Int. Conf. On Recovery of phosphates*. Nordwijkerhout, Holland, 12-13 March 2001.
- Battistoni P., Boccadoro R., Bolzonella D., Pavan P., (2001b). The AF-BNR-SCP process as a way to reduce global sludge production: comparison with classical approaches on a full scale basis. In: *Proc. Specialised Conf. on Sludge Management: regulation, treatment, utilisation and disposal*. Acapulco, Mexico, October 25-27, 2001.
- Beccari M., Passino R., Ramadori R., Vismara R., (1993), Rimozione di azoto e fosforo dai liquami, Hoepli Milano
- Beccari M. (1999). Cap. 1 Rimozione biologica dell'azoto, Cap. 2 Rimozione biologica del fosforo, Cap. 3 Rimozione combinata di azoto e fosforo dai liquami. Ed. P. Battistoni, M. Beccari, F. Cecchi, M. Maione, A. Musacco, P. Pavan, P. Traverso "Una gestione Integrata del ciclo dell'acqua e dei rifiuti. Fondamenti, stato dell'arte, ingegneria di processo". Ed. F. Angeli – Proaqua- Milano 1999, 130-159
- Bolzonella D., Innocenti L., Pavan P., Cecchi F. (2001a). Denitrification potential enhancement by addition of the anaerobic fermented of the organic fraction of municipal solid waste. *Wat.Sci.Tech.*, **44**(1), 187-194.
- Bolzonella D., Innocenti L., Cecchi F. (2001b). BNR wastewater treatments and sewage sludge anaerobic mesophilic digestion performances. In: *Proc. Specialised Conf. on Sludge Management: regulation, treatment, utilisation and disposal*. Acapulco, Mexico, October 25-27, 2001.
- Brenner A., Argaman Y. (1990). Effect of feed composition, aerobic volume fraction and recycle rate on nitrogen removal in the single sludge system, *Wat.Res.*, **24**, 1041-1049.
- Cecchi F., Traverso P.G. (1986). Biogas from the organic fraction of the municipal solid waste and primary sludge. Part II. *Chim. Ind. - Quad. Ing. Chim. Ital.*, **22** (7-9), 9-13.
- Cecchi F., Traverso P.G., Perin G., Vallini G. (1988). Comparison of codigestion performance of two differently collected organic fractions of municipal solid waste with sewage sludge. *Environ. Technol. Letters*, **9**, 391-400.
- Cecchi F., Traverso P.G., Mata-Alvarez J., Clancy J., Zaror C., (1988). State of the art of R & D in the anaerobic digestion process of municipal solid waste in Europe. *Biomass*, **16**, 257.284.
- Cecchi F., Traverso P.G., Chiesa G., Bozzola L. (1989). Autonomia energetica di impianti di depurazione via co-digestione anaerobica di fanghi e frazione organica di rifiuti solidi urbani. *RS - Rifiuti Solidi*, **3** (4), 264-271.

- Cecchi F., Battistoni P., Pavan P., Fava G., Mata-Alvarez J. (1994). Anaerobic digestion of OFMSW and BNR processes: a possible integration. Preliminary results. *Wat.Sci.Tech.*, **30** (8), 65-72.
- Choi E., Lee H.S., Lee J.W., Oa S W. (1996). Another carbon source for BNR systems. *Wat.Sci.Tech.*, **34** (1-2), 363 - 369.
- Chu A., Mavinic D.S., Kelly H.G., Ramey W.D. (1994). Volatile fatty acid production in thermophilic aerobic digestion of sludge. *Wat.Res.*, **28** (7), 1513-1522.
- Do P., Keller W.E., Wilson A.W. (1998). Successful Implementation of Biological Phosphorus And Nitrogen Removal At Calgary's 500.000 m<sup>3</sup>/d Bonnybrook Advanced Wastewater Treatment Plant. In: *Proc. 50'th Annual Conf. of the Western Canada Water & Wastewater Association*, Calgary, Alberta, October 25-28 1998.
- Ekama G.A., Marais G.v.P. (1984). Biological nitrogen removal. Chapter 6 in Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge processes. Water Research Commission, Pretoria, South Africa. ISBN 0 908356 13 7
- Ghosh, A., Conrad, J.R., Klass, L. (1975). Anaerobic acidogenesis of wastewater sludge. *JWPCF*, **47**(1), 30-44.
- Henze M. (1991). Capabilities of biological nitrogen removal processes from wastewater. *Wat.Sci.Tech.*, **23**, 669 - 679 .
- Isaac S.H., Henze M., (1995). Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal. *Wat.Res.*, **29**(1), 77-89.
- Kristensen G.H., Jorgensen P.E., Strube R., Henze M. (1992). Combined pre-precipitation biological sludge hydrolysis and nitrogen reduction, a pilot demonstration of integrated nutrient removal. *Wat.Sci.Tech.*, **26**, 1057 –1066.
- Jenkins D., (1991) Controllo del bulking negli impianti a fanghi attivi. Corso sul controllo, disfunzioni ed interventi correttivi nell'esercizio degli impianti di depurazione. Perugia 18-21 Giugno.
- Lotter L. H., Pitman A. R. (1992). Improved biological phosphorus removal resulting from the enrichment of reactor feed with fermentation products. *Wat.Sci.Tech.*, **25**(5-6), 943-953.
- Mata Alvarez J., Cecchi F. (1990). Tratamiento de la fracciones organica del los residuos solidos urbanos en estacionas de depuracion de aguas residuales. *Ingegneria quimica*, **255**, 189-194.
- Pavan P., Battistoni P., Musacco A. Cecchi F. (1994). Mesophilic Anaerobic fermentation of SC-OFMSW: a feasible way to produce RBCOD for BNR processes. In: *Proc. Int. Symp. on Pollution of the Mediterranean sea*. 2-4 November, Nicosia, Cyprus, pp 561-570, 1994.
- Pavan P. Battistoni P., Traverso P., Cecchi F., Mata Alvarez J., (1998). Effect of addition of anaerobic fermented OFMSW on BRN process: preliminary results. *Wat.Sci.Tech.*, **38** (1), 327-334.
- Pavan P., Battistoni P., Bolzonella D., Innocenti L., Traverso P., Cecchi F. (2000). Integration of wastewater and OFMSW treatment cycles: from pilot scale to industrial realization. The new full scale plant of Treviso (Italy). In: *Proc. 4th Int. Symp. On Environmental Biotechnology*, 10-12 April 2000, Noordwijkerhout, The Netherlands.
- Pitman A.R., Ventre S.L.V., Nicholls H.A. (1983). Practical experience with biological P removal plants in Johannesburg. *Wat.Sci.Tech.*, **15**, 233-259.
- Pitman A.R., Deacon S.L., Alexander W.V. (1991). The thickening and treatment of sewage sludge to minimize phosphorus release. *Wat. Res.*, **25** (10), 1285 – 1294.
- Pitman A.R., Lötter L.H., Alexander W.V., Deacon S. L. (1992). Fermentation of raw sludge and elutriation of resultant fatty acids to promote excess biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **25** (4-5), 185-194.
- Rabinowitz B., Oldham W.K. (1985). Excess biological P removal in the activated sludge process using primary sludge fermentation. In: *Proc. Annual Conf. Of the Canadian Society for Civil Engineering*, Saskatoon, 387-397.

- Randall C.W., Barndard J.L., Stensel H.D. (1992). Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Water Quality Management Library, Vol. 5. Technomic Publishing Co. Inc. Lancaster.
- Rozzi A., Bortone G., Canziani R., Andreottola G., Ragazzi M., Pugliese M., Tilche A. (1995). Mesophilic and psychrophilic fermentation of primary sludge for RBCOD production in a Phostrip® plant. In: *Mediterraneanchem – Int. Conf. On Chemistry and the Mediterranean Sea*, May 23-27 Taranto 1995. Italy.
- Sans-Mazon C., Mata-Alvarez J., Bassetti A., Pavan P., Cecchi F. (1992). Pilot-scale demonstration for volatile fatty acid production by anaerobic digestion of municipal solid waste. In: *Waste Management International*, K. J. Thomé-Kozmiensky ed. Vol.1, 645-652.
- Sans, C., Mata-Alvarez, J., Cecchi, F., Pavan, P. (1994). Modeling of a plug-flow pilot reactor producing VFA by anaerobic fermentation of Municipal Solid Waste. *Wat.Sci.Tech.*, **30** (8), 65-72.
- Sans C., Mata-Alvarez J., Cecchi F., Pavan P., Bassetti A. (1995). Volatile fatty acids production by mesophilic fermentation of mechanically sorted urban organic wastes in a plug flow reactor. *Bioresource Technology*, **51**, 89-96.
- Skalsky & Daigger (1995). Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Env. Res.*, **67** (2), 230 - 237.
- Virtutia A. M., Mata-Alvarez J., Sans C., Costa J., Cecchi F. (1992). Chemicals production from wastes. *Env. Tech.*, **13**, 1033-1041.
- Woods N.C., Sock S.M, Daigger G.T. (1999). Phosphorus recovery technology modelling and feasibility evaluation for municipal wastewater treatment plants. *Env.Tech.*, **20**, 663-679.