

# Università degli Studi della Basilicata Scuola di Dottorato di Ricerca

#### Dottorato di Ricerca in

#### METODI E TECNOLOGIE PER IL MONITORAGGIO AMBIENTALE

#### TITOLO DELLA TESI

Monitoraggio e valutazione di impatto ambientale di trattamenti innovativi per la depurazione di reflui urbani attraverso l'impiego di schemi semplificati per il riutilizzo irriguo delle acque nella filiera energetica delle biomasse

Settore Scientifico-Disciplinare

ICAR - 03

Coordinatore del Dottorato

Dottorando

Prof. Ignazio M. Mancini

Dott. Ing. Vito Dario Colucci

Tutor

Dott. Ing. Donatella Caniani

Dott. Ljvio Chiarullo (FEEM)

A.A. 2010/2011 Ciclo XXIV

# **INDICE**

INTR	ODUZIONE	5
1 5	STATO DELL'ARTE	9
1.1	IL RIUTILIZZO DELLE ACQUE REFLUE	9
1.1.1	Le forme di riutilizzo	14
1.1.2	Le esperienze internazionali di riutilizzo	16
1.1.3	Gli impatti ambientali indotti	19
1.1.4	L'importanza della partecipazione pubblica	21
1.1.5	Considerazioni sul riutilizzo delle acque reflue	23
1.2 TRA	LA MODELLAZIONE E LA PROGETTAZIONE DELL'IMPIANTO	
1.2.1	Impianto a fanghi attivi a schema convenzionale	24
1.2.2	Impatti ambientali di un impianto di trattamento convenzionale	26
1.2.3	Scelta dello schema di trattamento più idoneo	27
1.2.4	Schemi alternativi di trattamento (filtrazione e membrane)	28
1.2.5	Schemi alternativi di trattamento (fanghi attivi modificati)	31
	1.2.5.1 Lo studio di P. Cornel et al., 2003	31
	1.2.5.2 Il progetto AQUATEC	35
1.2.6	La simulazione nell'attività di ricerca	38
1.3	LE COLTURE ENERGETICHE	39
1.3.1	Gli indirizzi comunitari e internazionali	39
1.3.2	Le biomasse	41
1.3.3	La filiera bioenergetica	42
1.3.4	Il conflitto con le colture alimentari	44
1.4 CAR	LE PROBLEMATICHE AMBIENTALI ED IL SEQUESTRO BONIO	DI 46

1.4.1	Studi sull'irrig	gazione delle b	iomasse energ	getiche cor	acque	reflue	47
1.4.2	Il problema de	ella lisciviazio	ne dei nutrien	ti			51
1.4.3	Le emissioni	di gas serra daş	gli impianti di	trattament	to acqu	<b></b>	52
1.4.4	Il sequestro di	carbonio nei	suoli fertirriga	ati			54
2	LA PRO	GETTAZIO	NE E	LA	MO	DELLAZION	<b>VE</b>
DEL	L'IMPIANT(	O DI T	ΓRATTAM	IENTO	A	RIMOZION	<b>IE</b>
CON	TROLLATA	•••••	•••••	••••••	•••••	•••••	58
2.1	MATERIALI	E METODI					58
2.1.1	Il processo Lu	dzack-Ettinge	r				58
2.1.2	Gli schemi a r	imozione cont	rollata				59
	2.1.2.1	I ripartitori di	flusso				59
	2.1.2.2	Il ricircolo fa	nghi				61
	2.1.2.3	Il nuovo sche	ma di trattam	ento			62
2.1.3	I modelli di si	mulazione AS	М				64
2.1.4	Implementazi	one del modell	o ASM1				65
	2.1.4.1	Il frazioname	nto del COD	e dell'azot	0		66
	2.1.4.2	I processi bio	logici e la ma	trice stech	iometri	ca	68
2.1.5	Implementazi	one del modell	o ASM1 in M	Iatlab–Sim	ulink		75
	2.1.5.1	Il reattore					75
	2.1.5.2	Il Controllo d	lell'ossigeno d	disciolto			76
	2.1.5.3	Il regolatore	dei flussi (Spl	it)			76
	2.1.5.4	Il miscelatore	<b>;</b>				77
	2.1.5.5	Il sedimentate	ore				77
2.1.6	Parametri e ci	netiche biologi	che				83
2.1.7	Configurazion	ni impiantistich	e nel periodo	irriguo			85
2.2	RISULTATI	E DISCUSSIC	NE				87
2.2.1	Verifica del m	nodello					87

2.2.2	La configurazione non irrigua	88
2.2.3	La fase di transizione del cambio di configurazione	92
2.2.4	La configurazione irrigua	94
	2.2.4.1 Analisi qualitativa	95
	2.2.4.2 Analisi di sensitività	99
2.2.5	Le efficienze di rimozione	105
2.2.6	Il recupero agronomico	108
	2.2.6.1 Confronto tra il recupero di sostanza organica e di azoto	112
2.2.7	La produzione di fanghi	117
2.2.8	I consumi energetici	120
2.2.9	Confronto con i trattamenti terziari	124
3	IL BILANCIO DELLA CO2 EMESSA DALL'IMPIANTO	127
3.1	MATERIALI E METODI	131
3.1.1	La procedura di simulazione per la stima delle emissioni di gas serra	131
3.1.2	Il modello a bilanci di massa	134
	3.1.2.1 I processi biologici	134
	3.1.2.2 La gestione e lo smaltimento dei fanghi biologici	137
	3.1.2.3 La Correzione dell'alcalinità	139
	3.1.2.4 I Consumi energetici	140
3.1.3	Il modello a matrice stechiometrica modificata	140
	3.1.3.1 I processi biologici	141
	3.1.3.2 La correzione del'alcalinità	145
3.2	RISULTATI E DISCUSSIONE	147
3.2.1	Verifica dei modelli per la stima della CO <sub>2</sub>	147
3.2.2	Stima della CO <sub>2</sub> emessa al variare del frazionamento del COD influente	152
3.2.3	Periodo irriguo (riutilizzo)	158
	3.2.3.1 Modello a bilanci di massa	158

## Indice

3.2.3.2 Modello a matrice stechiometrica modificata	161
3.3 IL BILANCIO COMPLESSIVO DI CO <sub>2</sub>	166
CONCLUSIONI	172
BIBLIOGRAFIA	176
INDICE DELLE FIGURE	181
INDICE DELLE TABELLE	184
APPENDICE	186
Schema del modello implementato in Simulink-Matlab	186

#### INTRODUZIONE

La ricerca si inserisce negli indirizzi odierni di risparmio energetico e di salvaguardia delle risorse naturali tramite la produzione di energia da fonti rinnovabili, ma anche nell'ottica del recupero di terreni marginali e degradati, così come espresso dalla Comunità Europea con l'Agenda 2000. Viene infatti proposta, come una delle possibili alternative per recuperare le aree agricole incolte ed in uno stato di predesertificazione, la realizzazione di una filiera energetica nella quale vengono coltivate le colture non commestibili adatte alla conversione energetica.

Per favorire il riutilizzo delle acque reflue e contemporaneamente cercare di ridurre gli impatti tipici del ciclo tradizionale di depurazione, è stato proposto quindi di modificare un classico schema di trattamento, molto diffuso soprattutto per le piccole e medie potenzialità, in modo da poter alimentare una filiera bioenergetica e salvaguardare così maggiormente l'ambiente (Figura 1).

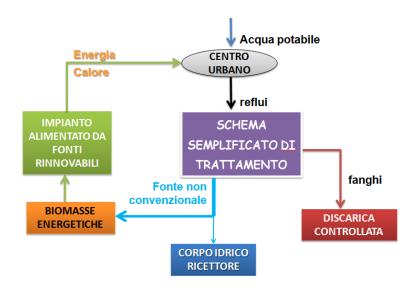


Figura 1: Schema della filiera bioenergetica.

L'attività di ricerca è stata condotta in tre diverse fasi strettamente interconnesse tra loro:

- I. Analisi dello stato dell'arte e delle problematiche rilevate nelle applicazioni e negli ambiti di ricerca: le tecnologie per il trattamento dei reflui, le possibili modifiche impiantistiche realizzabili, le emissioni di CO<sub>2</sub> causate dal trattamento, le capacità di sequestro del carbonio dei terreni irrigati con acque reflue, ecc..
- II. Ricerca di configurazioni impiantistiche alternative per il trattamento, e sviluppo di modelli di simulazione numerica in grado di simulare il

- funzionamento di impianti biologici di trattamento reflui che consentano di operare una rimozione parziale, modulabile e selettiva del carico organico e delle sostanze nutritive presenti nei reflui;
- III. Monitoraggio e valutazione degli impatti ambientali indotti dalla filiera bioenergetica, tramite la valutazione delle emissioni di gas serra associate al trattamento dei reflui riutilizzati, tramite l'esecuzione di bilanci di massa del carbonio.

Sono stati riscontrati numerosi studi sul trattamento delle acque reflue che individuano diverse soluzioni impiantistiche, la quasi totalità impiega trattamenti terziari come la filtrazione su membrana. Tali sistemi sono risultati essere molto efficaci in quanto generano una corrente liquida con un grado di trattamento molto elevato, tale da rimuovere completamente, oltre che i composti patogeni, anche le sostanze agronomicamente utili (principalmente sostanza organica, azoto e fosforo) che invece possono risultare essere molto utili se il refluo deve essere impiegato per la fertirrigazione di biomasse energetiche. Alcuni studi, invece, modificano il classico schema di trattamento a fanghi attivi adottando degli schemi biologici modificati. Dall'analisi dello stato dell'arte è emersa quindi la scarsità di progetti e studi per modificare gli impianti biologici esistenti e favorire il riutilizzo irriguo, in sicurezza, dei reflui trattati con sistemi economici e non dispendiosi come i processi terziari di filtrazione su membrana.

La configurazione impiantistica proposta deriva dallo schema di Ludzack-Ettinger, che rappresenta la tipologia impiantistica più diffusa, soprattutto per gli impianti di piccola-media taglia. In questo modo si è voluto verificare l'efficacia e la convenienza di questi impianti per un loro "recupero" e riconversione per favorire il riutilizzo irriguo delle acque reflue.

Al fine di poter studiare il comportamento dei nuovi schemi biologici proposti, e simularne il funzionamento e l'efficacia, è stato costruito un modello matematico sulla base dei principi di funzionamento del modello ASM1 (Activated Sludge Model N.1) sviluppato dalla International Association for Water Quality (IAWQ) e applicabile per gli impianti di trattamento di acque reflue di origine civile.

Per quanto riguarda la seconda linea di ricerca, il bilancio della CO<sub>2</sub>, sono stati analizzati i processi biologici che avvengono negli impianti di depurazione a fanghi attivi oggetto delle simulazioni eseguite nella fase precedente. Infatti, solo negli ultimi anni si è riscontrata in letteratura la presenza di studi che affrontano la problematica delle emissioni di gas ad effetto serra dagli impianti di depurazione delle acque reflue, ma i risultati sono, a volte incompleti, a volte poco confrontabili tra loro.

L'obiettivo è stato quello di analizzare in modo più approfondito i processi in questione al fine di monitorare le emissioni di CO<sub>2</sub> e verificare se l'adozione degli schemi a rimozione controllata proposti, possa effettivamente ridurre le emissioni di gas serra.

Oltre alle emissioni direttamente correlate al processo di depurazione, classico e semplificato, sono state quantificate anche le emissioni relative alla produzione di fertilizzanti industriali utilizzati nelle pratiche agricole, ma già disponibili nelle acque reflue trattate dagli schemi semplificati.

Come ulteriore elemento del bilancio di carbonio, è stato inoltre preso in considerazione il fenomeno denominato "sequestro di carbonio", il quale consiste nell'assorbimento di sostanza organica direttamente nel suolo.

Il riutilizzo, magari per l'irrigazione di biomasse energetiche, di acque reflue trattate con gli schemi a rimozione controllata proposti in questa ricerca, potrebbe quindi divenire uno dei fattori determinanti per il miglioramento ed il recupero di aree agricole in stato di abbandono o di degrado.

Grazie all'alto contenuto di sostanza organica lentamente biodegradabile disciolta nel refluo parzialmente trattato, infatti, si potrebbe favorire l'accumulo del carbonio nel suolo, migliorandone o ripristinandone le caratteristiche di fertilità, in modo da recuperare i terreni che, soprattutto nelle aree del Mediterraneo, versano in condizioni di predesertificazione.



# **CAPITOLO 1**

STATO DELL'ARTE

#### 1 STATO DELL'ARTE

#### 1.1 IL RIUTILIZZO DELLE ACQUE REFLUE

I primi esempi di riutilizzo delle acque reflue risalgono al 3000 a.c., da allora il riutilizzo anche delle acque reflue è stato praticato in diverse regioni dall'antica Grecia alla civiltà romana fino ai giorni nostri. Oggi, l'aumento della popolazione, dei consumi e l'industrializzazione di molti Paesi in via di sviluppo, ha comportato un aumento della richiesta di risorse idriche che ha generato un eccessivo sfruttamento ed un peggioramento della qualità dell'acqua e dell'ambiente causato dagli scarichi, civili e industriali, non sempre compatibili con il corpo idrico ricettore.

I Paesi industrializzati hanno una lunga storia nella gestione dell'acqua in generale e più specificamente nel "piccolo ciclo dell'acqua": approvvigionamento di acqua potabile, rete fognaria, e depurazione delle acque reflue sono oramai pratiche ben sviluppate. Diverso è il caso del riciclo delle acque reflue trattate, pratica non ancora sufficientemente diffusa.

Tuttavia, la crescente necessità e consapevolezza da parte degli utilizzatori di dover proteggere le risorse idriche e l'ambiente, sta inducendo ad un maggiore uso delle acque di riciclo e comunque ad una migliore sostenibilità nel suo impiego (J. de Koning et al., 2008)<sup>1</sup>.

A livello mondiale è ormai consolidato l'impegno per un uso sostenibile della risorsa acqua dal punto di vista ambientale e sociale. Il principio assodato che l'acqua è una risorsa finita e vulnerabile ha trovato conferma negli eventi che si sono susseguiti nel nostro Paese nelle ultime estati, soprattutto nelle aree del Mediterraneo (Pollice A. et al. 2004)<sup>2</sup>.

La questione rilevante riguarda soprattutto i Paesi che si affacciano sul Mediterraneo i quali sono caratterizzati da una scarsa disponibilità di acqua. In queste regioni, infatti, si verifica uno squilibrio tra la domanda e l'effettiva disponibilità della

<sup>&</sup>lt;sup>1</sup>J. de Koning et al., *Characterization and assessment of water treatment technologies for reuse*, Desalination 218 (2008) 92–104

<sup>&</sup>lt;sup>2</sup> Pollice A. et al., *Tertiary filtered municipal wastewater as alternative water source in agriculture: a field investigation in Southern Italy*, Science of the Total Environment 324 (2004) 201–210

risorsa idrica soprattutto nei mesi estivi quando aumenta la richiesta da parte del comparto agricolo e dei flussi turistici nelle località balneari (Fatta D.et al. 2007)<sup>3</sup>.

Nel corso degli ultimi 30 anni, nei Paesi europei che si affacciano sul Mediterraneo, l'impatto economico della siccità è stato di circa 25 miliardi di euro ed è stato di quasi 12 miliardi di euro nel solo 2003. La peggiore siccità negli Stati Uniti ha generato danni economici per un valore pari ad oltre il doppio del costo indotto dai danni causati dagli ultimi eventi meteorologici estremi (Angelakis A.N. et al., 2008)<sup>4</sup>.

Le condizioni di stress idrico sono in continua crescita anche a causa dell'aumento della densità della popolazione e delle sue variazioni stagionali, dell'inquinamento diffuso prodotto dalle attività industriali, oltre che dalla sempre maggiore richiesta idrica da parte dell'agricoltura. A tutto questo si deve aggiungere anche l'uso inefficiente delle acque, le carenze nelle infrastrutture e lo sfruttamento eccessivo ed incontrollato della risorsa idrica convenzionale.

La necessità di proteggere le risorse idriche disponibili e di ottimizzarne la gestione è, per fortuna, ampiamente recepita dalla legislazione vigente in molti Paesi che stabiliscono precise regole per la tutela delle acque dall'inquinamento e la disciplina degli scarichi; ad esempio, la direttiva quadro europea sulle acque richiede un'analisi sull'utilizzo dell'acqua, che in alcune regioni o bacini, potrebbe portare anche ad una riduzione del 15- 20% delle licenze di estrazione a causa della cattiva gestione della risorsa (Angelakis A.N. et al., 2008). Proprio per quest'ultimo motivo, in molti casi gli effluenti dai sistemi di trattamento delle acque reflue non hanno una qualità standard, o perché non vengono seguite le procedure operative standard, o perché non c'è personale qualificato in grado di superare i problemi gestionali di controllo e monitoraggio, o perché non si sono effettuati gli investimenti economici necessari (Fatta et al. 2007)<sup>5</sup>.

<sup>&</sup>lt;sup>3</sup> Fatta D., S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus,. Desalination 211 (2007) 34–47

<sup>&</sup>lt;sup>4</sup> Angelakis A.N. et al., *Water recycling and reuse in EUREAU countries: Trends and challenges*, Desalination 218 (2008) 3–12

<sup>&</sup>lt;sup>5</sup> Fatta D., S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus., Desalination 211 (2007) 34–47

In Cisgiordania, ad esempio, il 75% delle acque utilizzate viene scaricato direttamente nell'ambiente senza essere soggetto ad alcun trattamento a causa di un malfunzionamento degli impianti o, nelle situazioni più gravi, della totale assenza degli impianti stessi.

La situazione è maggiormente aggravata dal fatto che il 55% delle famiglie non è collegata ad una rete fognaria e quindi i reflui vengono scaricati direttamente sul terreno infiltrandosi nel suolo con il rischio che vangano contaminate anche le acque di falda (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>6</sup>.

C'è poi da considerare anche che in diversi casi le acque reflue non vengono adeguatamente trattate a causa degli elevati investimenti di capitale necessari per la costruzione e la gestione di efficienti sistemi di trattamento, soprattutto per le comunità di piccole e medie dimensioni (Fatta et al. 2007)<sup>6</sup>.

L'uso di un trattamento appropriato per la depurazione e successivamente di un eventuale riutilizzo dei reflui porterebbe quindi ad un significativo aumento dell'acqua disponibile e garantirebbe una maggiore tutela dell'ambiente (L.S. McNeill et al., 2009)<sup>6</sup>.

Secondo i dati dell'Organizzazione per la Cooperazione e lo Sviluppo Economico, l'Italia è uno dei paesi che preleva la maggior quantità di acqua procapite di tutta la Comunità Europea, presentando un indice di sfruttamento dell'acqua pari a circa il 30% (acqua prelevata / disponibilità effettiva della risorsa). Inoltre, di tutta l'acqua adoperata per le attività antropiche, ben il 60% è impiegata in agricoltura soprattutto se si considera la scarsità d'acqua nelle regioni meridionali. In aggiunta all'eccessivo sfruttamento della risorsa idrica, c'è da evidenziare anche una cattiva gestione della stessa, infatti, fino ad ora tutta l'acqua depurata, tranne pochissimi casi di riutilizzo industriale, viene re immessa nell'ambiente senza essere riutilizzata in alcun modo.

Nonostante l'attuale situazione italiana e di gran parte degli altri Paesi, è ormai riconosciuto a livello internazionale che il trattamento delle acque reflue in grado di produrre nuove risorse idriche adatte per usi diversi riducendo l'inquinamento delle acque e dell'ambiente e mantenendo bassi i rischi per la salute (Brenner A. et al, 2000)<sup>7</sup>.

<sup>&</sup>lt;sup>6</sup> McNeill L.S. et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank – Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321

<sup>&</sup>lt;sup>7</sup> Brenner A. et al., *Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results*, Water, Air, and Soil Pollution 123: 167–182, 2000

Di conseguenza, le importanti questioni della sostenibilità del trattamento delle acque reflue urbane e del riutilizzo attraverso la promozione di efficaci tecnologie e pratiche di sicurezza sono un obiettivo fondamentale per invertire l'attuale situazione nei paesi del Mediterraneo ed in tutto il globo per far fronte alle crescenti richieste idriche; deve allora essere presa in seria considerazione l'opportunità data dal recupero e dal riutilizzo delle acque reflue (Fatta D. et al. 2007)<sup>8</sup>, Il riutilizzo di acqua, ifatti, è stato ormai individuato dagli ambienti scientifici come una delle soluzioni più efficaci per contrastare l'insufficienza d'acqua. Anche secondo Cirelli et al (2008)<sup>9</sup>, il recupero delle acque reflue trattate per il riutilizzo a fini agricoli risulta essere una strategia valida per la mitigazione della carenza di acqua nelle zone aride e semiaride come le regioni del Mediterraneo.

La necessità di fonti alternative di acqua è stata ancor più messa in evidenza dalla siccità nel 2003 che ha colpito i Paesi dell'Unione Europea che si affacciano sul Mediterraneo che, con un riduzione delle piogge del 20%, misurata in riferimento agli annali storici delle precipitazioni nel periodo tra il 1900 ed il 2000, ha portato ad una riduzione del 30% della produzione agricola (Angelakis A.N. et al., 2008)<sup>10</sup>.

In Europea i dati medi sull'impiego della risorsa idrica indicano che l'acqua utilizzata per l'approvvigionamento idrico pubblico è del 18%, per l'agricoltura il 30%, per l'industria il 14% ed il 38% per la produzione di energia elettrica. Man mano che ci si sposta nei Paesi dell'Europa meridionale però la percentuale di acque estratte per l'irrigazione aumenta fino a raggiungere frazioni anche del 70% (Angelakis A.N. et al., 2008)<sup>11</sup>, proprio come accade in molte delle regioni del medio oriente, per esempio in Cisgiordania (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>11</sup>.

La pratica del riutilizzo delle acque reflue mostra uno scenario in piena evoluzione: dai circa 20 milioni di metri cubi prodotti giornalmente nel mondo nel 2005 si passerà ai 33 milioni circa nel 2020 per raggiungere i 55 milioni nel 2025.

<sup>&</sup>lt;sup>8</sup> Fatta D., S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus,. Desalination 211 (2007) 34–47

<sup>&</sup>lt;sup>9</sup> Cirelli G. L. et al., *Long-term storage of reclaimed water: the case studies in Sicily (Italy)*, Desalination 218 (2008) 62–73

<sup>&</sup>lt;sup>10</sup> Angelakis A.N. et al., *Water recycling and reuse in EUREAU countries: Trends and challenges*, Desalination 218 (2008) 3–12

<sup>&</sup>lt;sup>11</sup> McNeill L.S. et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank – Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321

Secondo uno studio dell'ANDIS (Ingegneria Sanitaria Ambientale, ANDIS 2008), in dieci anni l'incremento sarà dell'80% di cui circa il 60% sarà attribuito ad impianti di depurazione dotati di trattamenti avanzati, mentre il restante 40% riguarderà gli impianti con trattamenti secondari a servizio prevalentemente dei paesi in via di sviluppo (Figura 2).

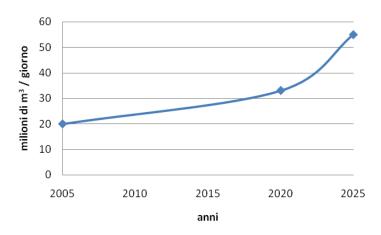


Figura 2: Stima del riutilizzo delle acque reflue nel mondo (ANDIS 2008).

Angelakis et al. (2008) nel loro studio hanno proposto uno schema generale per un corretto e più completo possibile recupero delle acque reflue urbane (Figura 3).

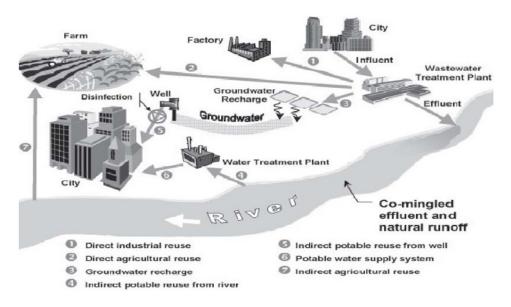


Figura 3: Ciclo dell'acqua e relativo riutilizzo dei reflui (Angelakis A.N. et al., 2008).

Secondo quanto proposto da Angelakis et al., le acque reflue, soprattutto su larga scala, dovrebbero essere riutilizzate direttamente per le attività industriali e per l'irrigazione; mentre indirettamente come fonte di acqua potabile tramite la ricarica delle falde e lo sversamento nel corpo idrico ricettore. Dall'analisi di questo "ciclo di vita" proposto si evince come la gestione dell'acqua vuole essere intesa come un circuito chiuso costituito da tanti nodi dove, ogni scarto in uscita da un nodo, dopo un opportuno trattamento, può diventare l'ingresso del nodo successivo, ovvero la sorgente di acqua necessaria. Il tutto nell'ottica del maggiore riutilizzo possibile al fine di ridurre al minimo gli sprechi idrici e l'impatto sull'ambiente. È evidente allora che i reflui trattati dovrebbero dunque essere considerati sempre di più, non più come un rifiuto, ma come una "nuova" risorsa da aggiungere al bilancio idrico generale di una regione.

### 1.1.1 Le forme di riutilizzo

A livello internazionale, le acque risanate possono essere riutilizzate per diversi scopi<sup>12</sup>: irrigazione di terreni marginali, di aree agricole, urbane e dei luoghi di ricreazione; applicazioni in campo urbano e industriale; ricarica delle falde e supporto all'acqua potabile. Ogni opzione di riutilizzo richiede differenti qualità delle acque che possono essere raggiunte usando diversi livelli di trattamento, così come indicato nella Figura 4 seguente proposta da J. de Koning et al. (2008).

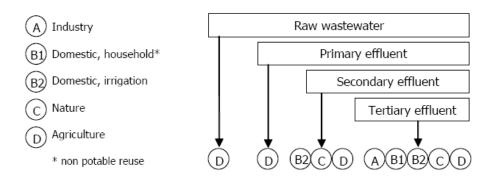


Figura 4: Possibilità di riutilizzo delle acque reflue in funzione del trattamento di depurazione applicato (J. de Koning et al., 2008).

<sup>&</sup>lt;sup>12</sup> U.S. EPA, Guidelines for Water Reuse, September 2004

Lo schema mette in risalto come, per ogni grado di trattamento applicato, sia associato uno specifico tipo di riutilizzo dei reflui; i trattamenti principali presi in riferimento riguardano gli effluenti primari principalmente sottoposti a trattamenti fisico-meccanici ed a sedimentazione primaria e gli effluenti secondari sottoposti a trattamenti biologici ed a sedimentazione secondaria. Sono stati, inoltre, considerati anche i reflui crudi, cioè non sottoposti a nessun tipo di depurazione, e gli effluenti terziari sottoposti a rimozione spinta degli inquinanti per esempio tramite processi di filtrazione.

Per il riuso dell'acqua reflua in agricoltura, ad esempio, è preferibile l'uso di processi fisico-meccanici piuttosto che chimici evitando così l'immissione di sostanze chimiche potenzialmente tossiche sul terreno. In caso di riutilizzo industriale, o come acqua antincendio, i limiti di concentrazione e di qualità devono essere concordati dalle parti interessate, sempre però nel rispetto dei limiti di legge.

Appare quindi ovvio che il grado di trattamento applicato è dipendente anche dal tipo di contatto che ha con l'uomo in quanto, le preoccupazioni maggiori riguardano proprio i rischi per la salute in quanto i reflui non trattati sono ricchi di contaminanti chimici, batteri e virus patogeni che possono portare ad infezioni da uova di elminti e di altre infezioni enteriche (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>13</sup>.

Ad esempio, il trattamento delle acque reflue urbane con tecnologie avanzate, come i trattamenti terziari di filtrazione (osmosi inversa, ultrafiltrazione, microfiltrazione su membrane, ecc.) ed i processi avanzati di disinfezione (raggi ultravioletti, ozono, ecc.), possono garantire un corretto riutilizzo in campo agricolo, per usi ricreativi, per l'acquacoltura, per la ricarica delle acque sotterranee, senza ripercuotersi sulla sicurezza sanitaria (Brenner A. et al, 2000)<sup>14</sup>.

Le principali applicazioni di riutilizzo delle acque reflue trattate sono: il riutilizzo in ambito urbano, il riuso in attività industriali, la ricarica delle falde, il supporto all'acqua potabile, il riutilizzo per l'irrigazione.

<sup>&</sup>lt;sup>13</sup> McNeill L.S. et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank – Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321

<sup>&</sup>lt;sup>14</sup> Brenner A. et al., *Wastewater reclamation for agricultural reuse in israel: trends and experimental results*, Water, Air, and Soil Pollution 123: 167–182, 2000

### 1.1.2 Le esperienze internazionali di riutilizzo

Il riutilizzo delle acque reflue in agricoltura è comune in tutto il Medio Oriente e Nord Africa (Fatta et al. 2007)<sup>15</sup>. Esempi di reimpieghi possono essere trovati a Cipro, Israele, Tunisia, Giordania; in altri Paesi come il Marocco, l'Algeria, la Cisgiordania, la Striscia di Gaza e la Siria, capita che il riutilizzo non è programmato, ma spesso avviene quando vengono prelevate acque dai corpi idrici che sono contaminati da reflui più o meno trattati scaricati a monte del punto di prelievo. Nella maggior parte dei Paesi di queste Regioni, gli impianti di trattamento delle acque reflue non sono utilizzati e gestiti in modo adeguato, rendendo teoricamente inutilizzabili tali acque per l'irrigazione senza applicare forti restrizioni. C'è quindi molto da fare nel settore del riutilizzo e del trattamento delle acque reflue. È necessario uno sforzo in diverse direzioni anche per la diffusione delle attuali conoscenze in tutti i Paesi per la massimizzazione della raccolta delle acque reflue, per il potenziamento degli attuali sistemi di raccolta delle acque reflue, per la redazione di norme adeguate per garantire la qualità delle acque di scarico, per la formazione degli agricoltori sulle questioni di sicurezza sanitaria e anche per l'individuazione e la rimozione di inquinanti prioritari come gli xenobiotici.

Molti progetti di riutilizzo delle acque reflue sono stati messi in funzione nei paesi del Mediterraneo adottando sistemi di trattamento estensivo, come l'irrigazione e le ricarica della falda acquifera mediante lagunaggio (Cirelli G. L. et al., 2008)<sup>16</sup>. Ci sono diverse città nel nord Europa che effettuano riutilizzi indiretti di circa il 70% dell'acqua potabile consumata durante il periodo estivo (Angelakis A.N. et al., 2008)<sup>17</sup>. In Israele, ad esempio, le principali strategie che sono state proposte riguardano la dissalazione dell'acqua di mare, salmastre e sotterranee, nonché il recupero e riutilizzo delle acque reflue urbane (Brenner A. et al, 2000)<sup>18</sup>.

Fatta, S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus,. Desalination 211 (2007) 34–47

<sup>&</sup>lt;sup>16</sup> Cirelli G. L. et al., Long-term storage of reclaimed water: the case studies in Sicily (Italy), Desalination 218 (2008) 62–73

<sup>&</sup>lt;sup>17</sup> Angelakis A.N. et al., *Water recycling and reuse in EUREAU countries: Trends and challenges*, Desalination 218 (2008) 3–12

<sup>&</sup>lt;sup>18</sup> Brenner A. et al., *Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results*, Water, Air, and Soil Pollution 123: 167–182, 2000

Lo studio condotto da J. de Koning et al., (2008)<sup>19</sup> ha messo in luce varie pratiche di riutilizzo delle acque reflue sottoposte a molteplici trattamenti per diversi usi finali; alcuni tra gli esempi più significativi riportati riguardano la Grecia, l'Australia ed il Belgio. Nella città di Chalkida in Grecia l'acqua recuperata è utilizzata senza restrizioni per l'irrigazione, per migliorare la qualità del paesaggio limitrofo e per creare un microclima più favorevole. In Australia (NSW) è stato sviluppato un impianto per riutilizzare circa l'80% delle acque reflue; l'acqua rigenerata è prevalentemente riutilizzata per l'irrigazione dei terreni, delle fattorie, dei campi da golf e dei campi di ad uso ricreativo. Al Sydney Olympic Park è stato progettato un impianto per il trattamento delle acque reflue domestiche da riutilizzare per gli sciacquoni WC, per innaffiare prati e giardini, per il lavaggio delle auto, nelle costruzioni, nell'industrie e nei sistemi antincendio. Nella località di Torreele in Belgio l'acqua recuperata viene impiegata per la ricarica delle falde dopo il trattamento con microfiltrazione (MF), osmosi inversa (RO) e UV.

Angelakis et al. (2008) hanno catalogato circa 200 progetti di riutilizzo delle acque reflue in Europa su circa 3300 progetti riscontrati a livello globale (Figura 5). Da questo studio è emerso che il Giappone conta il maggior numero di progetti per il riutilizzo delle acque reflue (oltre 1.800), seguito con oltre 800 impianti dagli Stati Uniti che è il più grande produttore di volumi di acque trattate.

Quasi 100 progetti sono stati individuati nel Mediterraneo e nel Medio Oriente, più di 50 in America Latina e 20 in Africa sub-sahariana. In questi anni si stima che circa 700 Mm<sup>3</sup>/anno di acqua sono stati riutilizzati in Europa, che però corrispondono a meno di un quinto del potenziale stimato per il riutilizzo delle acque (Angelakis A.N. et al., 2008).

Nell'Unione Europea la Spagna, dimostra di gran lunga il più alto potenziale di riutilizzo con stime che parlano di oltre 1.300 Mm³/anno (Tabella 1). Subito dopo vi è l'Italia con una potenzialità di circa 550Mm³/anno e la Francia con 120 Mm³/anno.

Pagina 17 di 187

<sup>&</sup>lt;sup>19</sup> J. de Koning et al., Characterization and assessment of water treatment technologies, Desalination 218 (2008) 92–104



Figura 5: Progetti di riutilizzo delle acque reflue registrati nel mondo, (Angelakis A.N. et al., 2008).

Nel complesso, le stime suggeriscono un potenziale di riutilizzo delle acque reflue di 2.455 Mm³/anno per l'UE; tale quantità rappresenta solo il 2-3,5% dei volumi d'acqua annualmente impiegati per l'irrigazione, ma comunque rappresentano una fonte idrica non convenzionale tutt'altro che trascurabile.

Tabella 1: Consumo idrico in Europa per l'agricoltura (A.N. Angelakis et al., 2008).

Country	Total water use (Mm³/y)	Agricultural water use (Mm³/y)	Agricultural water use (as % of total water use)	Year of irrigation data	Annual rainfall (mm/y)	Treated wastewater reuse (Mm³/y) 2005	Treated wastewater reuse (Mm³/y) 2025
Austria	2100	21	0.99	1998	1110		
Belgium	_	_	_	_	847	15.0	35
Cyprus	240	170	71	1994	498	10.0	25
Czech Rep	2600	55	2.1	1998	677		
Denmark	1300	540	42	1998	703	0.5	5
Estonia	160	8	4.9	1995	626		
Finland	2500	66	2.7	1998	537		
France	40000	3900	10	1998	867	15.0	120
Germany	47000	9300	20	1998	700	50.0	150
Greece	7800	6200	81	1998	652	10.0	70
Hungary	7600	2500	32	1998	589	0.5	15
Iceland							
Ireland	1100	0.2	0.018		1118		
Italy	44000	20000	45	1998	832	250.0	550
Latvia	290	36	12	1995	641		
Lithuania	270	18	6.6	1995	656		
Luxemburg	_	_	_	_	934		
Malta	60	14	25	1990	383	5.0	15
Netherlands	7900	2700	34	1998	778	5.0	20
Poland	16000	1400	8.3	1998	600	2.0	50
Norway							
Portugal Portugal	11000	8800	78	1998	855	5.0	70
Slovakia	_	_		1998	824		
Slovenia	_	_	_	1998	1162		
Spain	36000	24000	68	1998	636	350.0	1300
Sweden	3000	260	8.9	1998	624		
Switzerland	4510	120	16.0	2000			
United Kingdom	9500	280	2.9	1998	1220	3.0	30
EU 25	241000	123000	51.0			721.5	2455
EUREAU 28						721.5	2455

Altre stime, che comprendono il riutilizzo delle acque reflue anche per uso potabile, stimano che per il periodo 2000–2025 si abbia una crescita delle pratiche di riutilizzo fino a 14 volte in più rispetto alla situazione attuale (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>20</sup>.

Uno dei problemi principali è che, mentre in America ed in Europa in genere si hanno standard molto elevati per il trattamento ed il riutilizzo delle acque reflue, nei Paesi in via di sviluppo spesso la pratica del riutilizzo avviene senza regole e accade solo nel tentativo di compensare la scarsità di acqua comportando gravi pericoli per la salute e l'ambiente (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>28</sup>.

# 1.1.3 Gli impatti ambientali indotti

Alcuni degli effetti negativi indotti dall'utilizzo delle acque reflue recuperate possono essere (Fatta et al. 2007)<sup>21</sup>:

- i rischi per la salute e per le comunità quando l'irrigazione è prolungata, avviene con acque reflue non idoneamente depurate, e vengono irrigati ortaggi o altre colture che si consumano senza cottura;
- la contaminazione delle acque sotterranee a causa di un eccessivo sversamento di nitrati (anche di tipo accidentale);
- l'accumulo di inquinanti chimici nel suolo, soprattutto metalli pesanti;
- la creazione di vettori e habitat favorevoli allo sviluppo di malattie;
- lo sviluppo eccessivo di alghe e vegetazione in canali che trasportano le acque reflue noto come il fenomeno di eutrofizzazione.

Al fine di valutare l'eventuale impatto ambientale ipotizzato, prima di adottare un piano di recupero delle acque reflue bisognerebbe eseguire alcune valutazioni:

 Il progetto potrebbe alterare in modo significativo la destinazione d'uso del territorio;

<sup>&</sup>lt;sup>20</sup> McNeill L.S. et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank – Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321

<sup>&</sup>lt;sup>21</sup> Fatta D., S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus,. Desalination 211 (2007) 34–47

- I bacini di raccolta delle acque sono molto impattanti;
- Il progetto potrebbe richiedere lo spostamento dei residenti nelle aree coinvolte, sia per motivi sanitari, sia per l'eventuale allagamento di alcune aree;
- Il riutilizzo potrebbe avere effetti negativi su zone verdi di ricreazione, riserve e zone protette;
- Il processo potrebbe inficiare la qualità e quantità dell'acqua di falda (dove la legge consente la ricarica) e di superficie, la qualità dell'aria e dei livelli di rumore;
- Possibilità di impatto sulle specie acquatiche e vegetali.

D'altro canto, il riuso delle acque reflue ha un'indubbia ricaduta positiva di tipo ambientale, che deve essere opportunamente valorizzata e correttamente valutata sul piano economico. La maggior valenza di tipo ambientale è da attribuire, grazie al riutilizzo, alla riduzione dell'immissione nel corpo idrico recettore di acque di qualità modesta, tipica di un refluo trattato convenzionalmente, con conseguente maggior protezione del recettore stesso. Questa considerazione di principio va valutata nel concreto sul progetto specifico di utilizzo tenendo conto della reale caratterizzazione quantitativa del refluo, di quella del riutilizzo e della conseguente eventuale immissione residuale nel corpo idrico recettore.

Occorre inoltre considerare, l'eventuale vantaggio per l'ambiente legato agli aspetti quantitativi del bilancio idrico. In molti contesti poveri di risorsa idrica il refluo può comunque costituire una delle poche risorse facilmente reperibili e sostituire l'uso di risorse più pregiate, costituendo non solo un vantaggio esclusivo dell'operatore economico che beneficia del riutilizzo, ma anche della collettività. A tal proposito, applicazioni a scala reale realizzate in aree turistiche in Jamaica, hanno evidenziato l'effettiva efficienza dei processi di trattamento e riuso delle acque reflue; infatti, oltre alla più lussureggiante vegetazione ed al minore consumo di acqua, l'analisi delle acque costiere in prossimità degli hotel ha evidenziato una qualità maggiore laddove sono stati attuati progetti per il riuso dell'acqua risanata rispetto alle aree costiere dove non è previsto alcun riutilizzo dei reflui<sup>22</sup>.

<sup>&</sup>lt;sup>22</sup> U.S. EPA, Guidelines for Water Reuse, September 2004

La necessità del monitoraggio dei sistemi di controllo è quindi essenziale per garantire un corretto riutilizzo delle acque reflue trattate.

# 1.1.4 L'importanza della partecipazione pubblica

I programmi di partecipazione e coinvolgimento del pubblico servono per valutare i reali bisogni della popolazione e, in prima fase, anche per illustrare e chiarire quali vantaggi possono essere ottenuti dall'utilizzo di acque risanate; il coinvolgimento del pubblico, di fondamentale importanza, deve comunque essere esteso e protratto durante l'intera fase decisionale e di progettazione (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>23</sup>.

In generale, secondo lo studio di Fatta et al. (2007)<sup>24</sup> la principale problematica che può creare ostacoli significativi al riutilizzo in agricoltura delle acque reflue trattate è la mancanza di informazione (o di attenzione) da parte di tutti gli attori coinvolti, vale a dire:

- le autorità governative, per la mancanza di una normativa specifica e delle linee guida sul riutilizzo delle acque reflue trattate;
- le autorità locali e le autorità responsabili al trattamento per: (I) la mancanza di informazioni sulle tecnologie e sui costi effettivi per il trattamento, (II) le difficoltà nello sviluppo delle specifiche tecniche per la costruzione e la gestione degli impianti in termini di tecnologia, dimensioni, e qualità del deflusso, (III) le difficoltà nello sviluppo di specifiche pratiche per l'uso corretto del refluo trattato, (IV) le difficoltà a trovare i fondi adeguati per il miglioramento del sistema di trattamento delle acque;
- le industrie, per l'eventuale non rispetto della qualità delle acque reflue di processo immesse nella rete urbana di scarico;
- gli operatori, per la mancanza di conoscenze specializzate per la gestione, il controllo ed il monitoraggio dell'impianto;

<sup>&</sup>lt;sup>23</sup> L.S. McNeill et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank – Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321

<sup>&</sup>lt;sup>24</sup> D. Fatta, S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus,. Desalination 211 (2007) 34–47

 gli agricoltori, per la non corretta informazione sui rischi per la salute connessi con l'uso errato delle acque reflue trattate e delle adeguate procedure di gestione.

Particolare cura deve quindi essere posta nella corretta formazione della popolazione e del personale preposto all'utilizzo, in particolare quanto più la rete consenta utilizzi plurimi e diversificati. Tutti gli utilizzatori devono essere informati sulla normativa e sulle restrizioni tecniche che regolano l'uso delle acque recuperate e sui rischi connessi con il loro uso improprio. Particolare cura dovrà pure essere posta nell'evitare che persone non autorizzate e non addestrate possano fare un uso scorretto di acqua reflua recuperata.

Proprio l'accettazione da parte del pubblico è forse l'ostacolo maggiore nel riutilizzo delle acque reflue, basti pensare che in Medio Oriente e nel Nord Africa, alcuni musulmani credono che l'utilizzo delle acque reflue trattate sia proibito dalla religione islamica (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>25</sup>. Questo aspetto è stato confermato anche da una recente indagine condotta nei villaggi rurali di West Bank (Cisgiordania), la quale ha rilevato che il 75% delle persone si sono opposte ad utilizzare le acque reflue depurate per l'irrigazione in quanto la pratica del riutilizzo interferisce con i costumi locali.

Al contrario, un'indagine simile condotta in Giordania, nonostante i divieti imposti dalla religione, ha evidenziato che già il 14% delle aziende agricole del Paese utilizzano per l'irrigazione acque reflue trattate, che il 56% degli agricoltori giordani utilizzerebbero acque reflue per l'irrigazione (anche se con flussi limitati), mentre il 75% sembrerebbe disposto ad usare acque reflue anche senza restrizioni (McNeill L.S. et al., 2009)<sup>33</sup>.

L'Organizzazione Mondiale della Sanità ha stimato che circa un miliardo di persone presenti sul pianeta sono affette da patologie derivanti da un cattivo riutilizzo di acque provenienti da scarichi fognari quindi, a parte le questioni sociali, culturali ed economiche, la pratica del riutilizzo deve essere eseguita secondo regole ben precise e criteri volti a minimizzare i rischi per la salute, prima ancora di pensare ai benefici che se ne possono ricavare da questa pratica.

<sup>&</sup>lt;sup>25</sup> McNeill L.S. et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank – Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321

#### 1.1.5 Considerazioni sul riutilizzo delle acque reflue

Da una analisi preliminare condotta sulle attività di ricerca svolte a livello internazionale in merito al riutilizzo delle acque reflue, sono state individuati due aspetti fondamentali: le problematiche ambientali e le questioni tecnico-progettuali degli impianti. L'analisi dello stato dell'arte ha messo in evidenza una serie di aspetti da tenere in considerazione nel momento in cui si opta per un riutilizzo delle acque reflue urbane che, anche se opportunamente trattate, possono comportare problemi di varia natura. Tra le varie problematiche riscontrate, le maggiori incognite e perplessità possono essere riassunte in tre distinte tipologie:

- rischi connessi al riutilizzo: strettamente correlati alla salute umana per il rischio di contrarre malattie, per l'integrità degli animali e delle colture e per la contaminazione dell'ambiente e delle falde acquifere;
- richieste idriche dell'agricoltura: variabili in funzione del tipo di colture irrigate, della stagione e del luogo, per rispondere alle varie esigenze bisogna valutare caso per caso tutte le condizioni al contorno, stabilendo l'eventuale necessità di realizzare opere di accumulo dell'acqua «prodotta»; imporre la diversificazione delle colture, con l'introduzione di specie precoci e/o tardive; integrare l'irrigazione con fonti convenzionali per evitare eccessivi accumuli invernali necessari per soddisfare la notevole richiesta durante la stagione estiva;
- aspetti economici: la variazione della destinazione d'uso delle acque reflue comporta in primo luogo un aumento dei costi derivanti dalla riorganizzazione dei sistemi di gestione, ma in secondo luogo minori costi di trattamento, riconducibili agli schemi innovativi proposti definiti a "trattamento semplificato" per la bassa rimozione di sostanze organiche e nutrienti.

Tutti questi aspetti e queste problematiche sono state tenute in considerazione durante lo svolgimento della ricerca.

# 1.2 LA MODELLAZIONE E LA PROGETTAZIONE DELL'IMPIANTO DI TRATTAMENTO

Il punto di partenza per la costruzione di un impianto per il recupero delle acque reflue è la definizione della destinazione d'uso della nuova risorsa. Le diverse opzioni di riutilizzo delle acque richiedono qualità diverse che sono raggiunte mediante specifici trattamenti. Ecco quindi che, siccome lo scopo dell'attività di ricerca è il riutilizzo delle acque reflue per l'irrigazione di biomasse dedicate alla produzione di energia, allora è necessario individuare schemi di impianto che permettano un vantaggioso ed economico trattamento. Questo dovrà garantire da un lato, la sicurezza igienico-sanitaria-ambientale, da un lato il recupero delle sostanze disciolte (come azoto e sostanza organica) che apportano benefici al suolo ed alle colture.

### 1.2.1 Impianto a fanghi attivi a schema convenzionale

La parte più importante degli impianti di trattamento delle acque reflue è il processo biologico. I processi specifici applicati sono scelti in base alle caratteristiche delle acque reflue da trattare, in particolare le concentrazioni di sostanza organica e di nutrienti, e le destinazioni d'uso ammesse per l'effluente (reimpiego o smaltimento).

Il processo più utilizzato nell'ambito del trattamento dei reflui, soprattutto di origine civile, è il cosiddetto processo a fanghi attivi (o attivati) che infatti permette di ottenere degli ottimi risultati a fronte di costi limitati e di una buona flessibilità in fase di gestione. A questo proposito, il sistema a fanghi attivi è considerato un affidabile ed un efficace processo di trattamento biologico, in grado di produrre reflui con basse concentrazioni in uscita di BOD (domanda biochimica di ossigeno) e di solidi sospesi totali (TSS) (Brenner A. et al, 2000)<sup>26</sup>.

Tale processo mira a trasformare le sostanze inquinanti presenti nel refluo da trattare dalla fase disciolta alla fase particolata in modo da poterle rimuovere mediante

<sup>&</sup>lt;sup>26</sup> Brenner A. et al., *Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results*, Water, Air, and Soil Pollution 123: 167–182, 2000

una semplice sedimentazione. La depurazione è possibile grazie all'azione di una grande varietà di microrganismi (Nitromonas, Nintrobacter, ecc.) naturalmente presenti nei liquami che costituiscono la biomassa attiva, oltre che alla combinazione di processi chimici e fisici.

Nella pratica operativa non si fa altro che favorire lo sviluppo dei processi di degradazione che avvengono naturalmente nei corpi idrici, cercando ovviamente di ottenere il massimo rendimento possibile. Una volta che vengono separate le componenti particolate, il refluo seppure di qualità inferiore rispetto all'acqua potabile, è idoneo allo smaltimento nel recapito finale (suolo, lago, fiume o mare), senza che questo ne possa subire gravi danni (ad esempio dal punto di vista dell'ecosistema ad esso afferente).

A questi impianti è poi possibile aggiungere ulteriori trattamenti detti terziari, come ad esempio la filtrazione, che affinano ulteriormente la qualità dell'acqua in modo da renderla idonea per un successivo reimpiego, o riducono ulteriormente l'impatto sull'ambiente ed il rischio per la salute.

Oltre alla rimozione delle varie tipologie di inquinanti, un altro obiettivo che deve perseguire un impianto di depurazione è quello di trattare in modo opportuno i fanghi di supero che si formano. Il fango è una sospensione costituita dai batteri prodotti dalle reazioni biologiche, dai precipitati ottenuti negli eventuali trattamenti chimici, nonché dalle varie sostanze inerti presenti nei reflui che non sono state rimosse precedentemente. Si tratta di un sottoprodotto altamente indesiderabile che necessita di un trattamento ad hoc affinché se ne possa effettuare uno smaltimento quanto più possibile economico e con i minori rischi per l'ambiente. È importante sottolineare che non tutto il fango deve essere smaltito. Una frazione dei fanghi, infatti, viene ricircolata nel reattore biologico in modo da garantire una concentrazione costante di batteri nel reattore e per separare il tempo di residenza idraulico dal tempo di residenza della biomassa nel sistema.

#### 1.2.2 Impatti ambientali di un impianto di trattamento convenzionale

Il sistema di depurazione dei reflui urbani analizzato è caratterizzato da prodotti di scarto, riassumibili principalmente in emissioni di gas ad effetto serra, nonché da elevati consumi energetici. Da un'analisi più approfondita dei flussi in ingresso ed in uscita dell'intero ciclo di trattamento, così come schematizzato nelle Figure 6 e 7, si evince come ai trattamenti di depurazione siano associate rilevanti emissioni di anidride carbonica, dirette o equivalenti, dovute ai processi di stabilizzazione biologica, ai consumi energetici per la realizzazione e gestione degli impianti ed allo smaltimento in discarica dei fanghi prodotti, oltre che ad un peggioramento della qualità del corpo idrico ricettore.

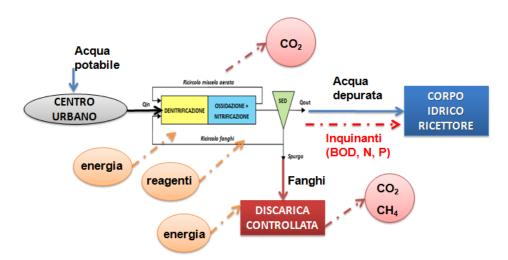


Figura 6: Flussi energetici ed emissioni in atmosfera associate agli impianti di depurazione convenzionali.

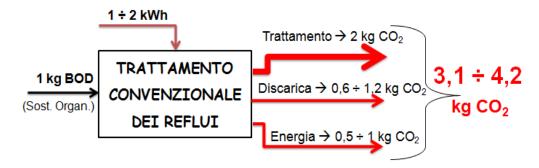


Figura 7: Emissioni di CO<sub>2</sub> associate ai processi dei depurazione convenzionali delle acque reflue (Progetto AQUATEC, 2002-2006).

Per la sola ossidazione biologica in sistemi aerobici, la rimozione di un kg di sostanza organica genera circa 2 kg di CO<sub>2</sub> oltre a 0.025–0.05 kg di metano se, come avviene di frequente, i fanghi sono smaltiti in discariche a basso o nullo recupero di biogas. Al metano prodotto equivalgono circa 0.6–1.2 kg di CO<sub>2</sub> equivalente. Il ciclo completo di trattamento e smaltimento, inoltre, comporta in termini energetici, a seconda dell'efficienza dei sistemi, da 1 a 2 kWh per kg di BOD<sub>5</sub> rimosso, che corrispondono a 0.5–1 kg di CO<sub>2</sub> equivalente emessa da sistemi di produzione termoelettrica. Ne deriva che, in sistemi convenzionali, la rimozione di un kg di sostanza organica comporta l'emissione di 3.1–4.2 kg di CO<sub>2</sub>. Analoghe considerazioni possono essere fatte per la rimozione dei principali nutrienti (azoto e fosforo)<sup>27</sup>.

Al fine di favorire il riutilizzo delle acque reflue e contemporaneamente ridurre gli impatti tipici del ciclo tradizionale di depurazione, si propone quindi di modificare lo schema convenzionale di trattamento in modo da recuperare le acque reflue depurate per alimentare una filiera bioenergetica in condizioni di sicurezza dal punto di vista igienico ed ambientale.

## 1.2.3 Scelta dello schema di trattamento più idoneo

Le acque di scarico urbane non trattate sono costituite da fonti domestiche e industriali, infiltrazioni nelle condotte di raccolta e trasporto e, nel caso di fognature miste, anche dal deflusso superficiale urbano di origine meteorica. La quantità e la qualità del refluo dipende da ciascuna delle fonti e varia a seconda delle comunità, in funzione del numero e del tipo di complessi industriali presenti nell'area e dalle condizioni del sistema fognario.

I livelli di trattamento delle acque reflue sono solitamente classificati in preliminari, primari, secondari e terziari (o avanzati); i processi utilizzati per il risanamento delle acque generalmente sono la disinfezione e i trattamenti successivi al secondario.

<sup>&</sup>lt;sup>27</sup> Università degli Studi della Basilicata, *Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione* per la soluzione dell'emergenza acqua, Progetto AQUATEC, 2002-2006

L'acqua reflua necessita della depurazione dagli scarti organici dell'attività antropica, da inquinanti presenti nei concimi e nei pesticidi che apportano al suolo una notevole quantità di cloruro di potassio, da ioni solfato, da metalli pesanti che possono contaminare l'acqua di infiltrazione, dagli scarti industriali a base soprattutto di ammoniaca, dal fosforo e dall'azoto.

Ai fini dello smaltimento in un corpo idrico ricettore (superficiale o sotterraneo) viene usualmente utilizzato lo schema convenzionale di depurazione a fanghi attivi. Tale schema prevede solitamente un processo di denitrificazione (vasca in condizioni anossiche) ed un processo di ossidazione (vasca in condizioni aerobiche), oltre che il ricircolo della miscela aerata (o ricircolo interno) ed il ricircolo dei fanghi. Il reattore aerobico è posto a valle del reattore anossico, in seguito il refluo confluisce in un sedimentatore.

L'utilizzo di questo schema non appare idoneo se l'intento è quello di riutilizzare l'acqua a scopi irrigui, in quanto, sebbene garantisca ottime rese depurative, non è selettivo nella rimozione degli inquinanti, ipotesi alla basa dell'attività di ricerca proposta.

Il problema del riutilizzo delle acque reflue è legato soprattutto alle conseguenze che tale pratica può addurre agli ecosistemi. Difatti, se l'acqua reflua deve essere riutilizzata a scopi irrigui, occorre che in essa la sostanza organica rapidamente biodegradabile sia in concentrazioni molto basse ma che siano presenti, in quantità sufficienti, i nutrienti quali azoto e fosforo (Masi S. et al., 2008)<sup>28</sup>.

# 1.2.4 Schemi alternativi di trattamento (filtrazione e membrane)

Per poter garantire un corretto, sicuro ed economico riutilizzo delle acque reflue, appare necessario modificare la configurazione classica di trattamento.

In letteratura si sono riscontrati numerosi studi dedicati all'argomento, che individuano diverse soluzioni impiantistiche, molte delle quali fanno riferimento

<sup>&</sup>lt;sup>28</sup> Masi S. et al., "Rimozione selettiva di sostanza organica da acque reflue attraverso uno schema a fanghi attivi modificato: modellazione e valutazione economica", X International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering "SIDISA.08", Firenze 2008

all'utilizzo di trattamenti chimico-fisici, quale la filtrazione su membrana. Tali sistemi (Melin T. et al, 2003<sup>29</sup>; Halil Hasar et al., 2004<sup>30</sup>; Krist V. et al., 2004<sup>31</sup>; Wintgens T. et al., 2005<sup>32</sup>, Tam L.S. et al., 2007<sup>33</sup>, Oron G. et al., 2008<sup>34</sup>,ecc.) sono risultati essere molto efficaci in quanto generano una corrente liquida con un grado di trattamento tanto elevato da rimuovere completamente,non soltanto i patogeni, ma anche sostanze agronomicamente utili (azoto, fosforo e carbonio organico) che invece possono risultare essere molto utili se il refluo deve essere impiegato per l'irrigazione, così come ci si è proposti nella ricerca.

La recente tendenza dell'uso di trattamenti terziari delle acque reflue per l'irrigazione agricola e di ambienti urbani ha portato ad una maggiore esposizione del pubblico alle acque reflue depurate. I metodi avanzati di trattamento delle acque reflue possono eliminare la maggior parte dei problemi ambientali, così che, le principali preoccupazioni per il riutilizzo delle acque risanate riassumibili nei rischi per la salute causati da agenti patogeni, sostanze organiche e metalli pesanti, insieme all'accettazione del pubblico, possano essere mitigati.

Per ridurre queste preoccupazioni, la filtrazione (trattamento terziario) viene praticata con lo scopo di (Hamoda M.F. et al, 2004)<sup>35</sup>:

- rimuovere la frazione residua dei solidi sospesi (SS) in uscita dal trattamento secondario la quale può interferire con la successiva fase di disinfezione e può ridurre l'efficienza del sistema di irrigazione utilizzato;
- ridurre la concentrazione di materia organica che può diminuire l'efficacia dell'agente disinfettante e, inoltre, può reagire producendo sottoprodotti di disinfezione tossici;

<sup>&</sup>lt;sup>29</sup> Melin T. et al., *Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse*, Desalination 187 (2006) 271–282

<sup>&</sup>lt;sup>30</sup> Halil Hasar, Cumali Kinaci, "Comparison of a sMBR and a CASP System for Wastewater Reclamation and Re-use", Filtration+Separation, 2004, ISSN 0015-1882, pp. 35-39

<sup>&</sup>lt;sup>31</sup> Krist V. Gernaey, Mark C.M. van Loosdrecht, Mogens Henze, Morten Lind, Sten B. Jørgensen, "Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art", Environmental Modelling & Software 19 (2004) 763–783

<sup>&</sup>lt;sup>32</sup> Wintgens T. et al., *The role of membrane processes in municipal wastewater reclamation and reuse*, Desalination 178 (2005) 1-11

Tam L.S. et al., A pilot study for wastewater reclamation and reuse with MBR/RO and MF/RO systems, Desalination 202 (2007) 106–113

<sup>&</sup>lt;sup>34</sup> Oron G. et al., *Membrane technology for advanced wastewater reclamation for sustainable agriculture production*, Desalination 218 (2008) 170–180

<sup>&</sup>lt;sup>35</sup> Hamoda M.F. et al, Sand filtration of wastewater for tertiary treatment and water reuse, Desalination 164 (2004) 203-211

 migliorare la qualità estetica delle acque reflue depurate in termini di torbidità e solidi sospesi.

Ad esempio, Brenner A. et al.  $(2000)^{36}$  hanno proposto una possibile configurazione per un impianto di risanamento combinando diversi trattamenti: separazioni meccaniche, processi biologici (come il processo a fanghi attivi), processi di filtrazione molto spinti (come la filtrazione su sabbia o su membrane) e tecniche di disinfezione in grado di eseguire rimozioni di agenti patogeni anche dell'ordine di 6–7 unità logaritmiche (fino al 99.99999 % di efficienza di rimozione).

La filtrazione è un comune processo di trattamento usato per rimuovere il materiale particolato prima della disinfezione. Tale metodo consiste nel passaggio del refluo attraverso letti di materiale granulare (sabbia, antracite, silicati) o tessuti in modo da separare la frazione solida da quella liquida. L'efficienza di rimozione può essere migliorata con l'aggiunta di polimeri e coagulanti.

Negli ultimi anni gli stessi fattori che favoriscono l'uso delle membrane per il trattamento dell'acqua potabile (aumento della domanda, diminuzione delle qualità dell'acqua alla sorgente, limiti allo scarico più severi) stanno indirizzando il loro uso nel trattamento delle acque reflue per garantirne il riutilizzo.

I miglioramenti delle tecnologie a membrana che separano i solidi sospesi e disciolti, e gli agenti patogeni dall'acqua trattata, hanno aumentato la fiducia nell'uso dell'acqua risanata per scopi che includono il contatto umano diretto ed indiretto. L'utilizzo di queste apparecchiature si è molto affermato soprattutto per le membrane, funzionanti secondo il principio della microfiltrazione e dell'osmosi inversa, in grado di dare ottimi risultati migliorando notevolmente anche il processo di disinfezione. Tali sistemi, infatti, permetterebbero il riutilizzo dei reflui in modo praticamente illimitato nell'irrigazione, compresa quella delle colture alimentari (Brenner A. et al, 2000)<sup>37</sup>.

I trattamenti terziari possono essere divisi in due gruppi: i trattamenti che non eliminano i sali disciolti, ed i trattamenti che la eseguono tramite i processi di nanofiltrazione, osmosi inversa ed elettrodialisi (Illueca-Muñoz J. et al., 2007)<sup>38</sup>. La

<sup>&</sup>lt;sup>36</sup> Brenner A. et al., Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results, Water, Air, and Soil Pollution 123: 167–182, 2000

<sup>&</sup>lt;sup>37</sup> Brenner A. et al., *Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results*, Water, Air, and Soil Pollution 123: 167–182, 2000

<sup>&</sup>lt;sup>38</sup> Illueca-Muñoz J. et al., *Study of different alternatives of tertiary treatments for wastewater reclamation to optimize the water quality for irrigation reuse*, Desalination 222 (2008) 222–229

rimozione dei sali disciolti (e quindi della conducibilità) si rende necessaria soprattutto quando la concentrazione dei sali nelle acque reflue depurate è tale da danneggiare le colture irrigate. Per quanto riguarda questo problema alcuni studi sono stati svolti per valutare la tecnica di dissalazione ed i pretrattamenti idonei. Lubello et al (2002)<sup>39</sup> hanno utilizzato un processo di trattamento costituito da un filtro su sabbia e dalla disinfezione con acido peracetico e raggi UV per depurare acque reflue per l'irrigazione. I risultati indicano che l'acqua così depurata potrebbe essere utilizzata per l'irrigazione senza ulteriori restrizioni, rispettando i limiti imposti dalla normativa italiana.

## 1.2.5 Schemi alternativi di trattamento (fanghi attivi modificati)

Dall'analisi di letteratura si è riscontrata la pressoché assenza di studi eseguiti in merito agli schemi di trattamento semplificati applicati direttamente al processo biologico a fanghi attivi.

I pochi studi rilevati sono quelli di Cornel P. et al. (2003) e del Progetto AQUATEC (2002-2006), i quali a partire dal classico schema di trattamento a fanghi attivi, hanno adottato degli schemi biologici semplificati variando le interconnessioni tra le vasche di denitrificazione e di ossidazione-nitrificazione.

### 1.2.5.1 Lo studio di P. Cornel et al., 2003<sup>40</sup>

L'impianto di depurazione ipotizzato è un classico schema a fanghi attivi per 500,000 abitanti equivalenti dotato di: grigliatura, dissabbiatore-disoleatore, sedimentazione primaria, unità biologica, sedimentazione secondaria con rimozione chimica del fosforo e disinfezione. Questo schema è stato modificato per rispondere alle

<sup>&</sup>lt;sup>39</sup> Lubello C., R. Gori, A.M. Bernardinis and G. Simonelli, Ultrafiltration as tertiary treatment for industrial reuse, Proceedings of the IWA Regional Symposium on Water Recycling in Mediterranean Region, Iraklio, Grecia, 2002, pp. 254–260.

<sup>&</sup>lt;sup>40</sup> Corrnel P. et al., Water Reuse For Irrigation From Waste Water Treatment Plants With Seasonal Varied Operation Modes, Technische Universitaet Darmstadt, Institut WAR, Section Wastewater Technology, Germany 2003

diverse esigenze dei periodi estivi ed invernali, lasciando inalterato lo schema di trattamento a monte dell'unità biologica.

L'impianto di trattamento è stato progettato per garantire la rimozione dell'azoto fino a 12°C con un'età dei fanghi di 9.5 giorni e concentrazione dei fanghi (MLSS) di circa 3.5 g/l.

La soluzione impiantistica adottata, per il riutilizzo irriguo delle acque reflue ricche di sostanze nutrienti, consiste nel suddividere l'impianto di trattamento delle acque reflue in tre linee, ciascuna di esse dotata di una propria linea interna di ricircolo fanghi. Al di fuori del periodo di irrigazione l'impianto è gestito con nitrificazione/denitrificazione e precipitazione del fosforo (opzionale), le 3 linee sono gestite in modo diverso a seconda del periodo di irrigazione.

Durante il periodo di vegetazione, l'impianto di depurazione, schematizzato in Figura 8, è suddiviso e gestito come segue:

- Linea 1: rimozione dei nutrienti (C, N e P)
- Linea 2: solo rimozione della sostanza organica (C)
- Linea 3: accumulo, equalizzazione e vasca di disinfezione

La soluzione ipotizzata è quella di mantenere i batteri nitrificanti nella linea 1 che opera la parziale rimozione dei nutrienti, mentre la linea 3 si spegne e la linea 2 opera con una bassa età dei fanghi per rimuovere il COD. La linea 3 può quindi essere utilizzata come un serbatoio di stoccaggio necessario per: bilanciare le fluttuazioni giornaliere dei reflui in ingresso; soddisfare la domanda di acqua necessaria per l'irrigazione; eseguire la disinfezione dei reflui trattati (vedi figura). Uno dei vantaggi di tale schema di funzionamento è che la sostanza organica, l'azoto ed il fosforo in uscita possono avere diverse concentrazioni a seconda del trattamento e della miscela degli effluenti della linea 1 e 2. La sfida principale di questo schema semplificato è rappresentata dalla fase di transizione tra le due modalità di funzionamento (estate, inverno) per la quale si deve riavviare la rimozione completa dell'azoto dopo svariati mesi in assenza dei batteri nitrificanti.

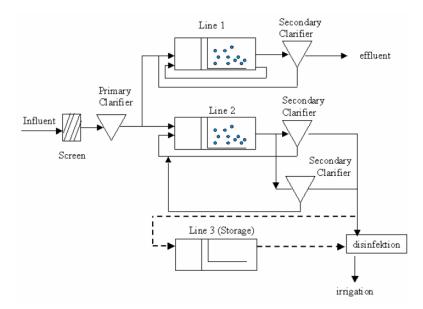


Figura 8: Configurazione impiantistica durante il periodo vegetativo, P. Cornel et al., 2003.

Per verificare l'effetto di queste considerazioni l'impianto di trattamento delle acque reflue è stato simulato con Simba®, uno strumento software per la modellazione di impianti di trattamento delle acque reflue. Le equazioni di bilancio implementate in questo software sono quelle tipiche del modello a fanghi attivi del Modello ASM1 sviluppato da IAWQ (Henze et al. 1987). Il frazionamento del COD in ingresso, che è il frazionamento normale dopo un chiarificatore preliminare, è stato scelto in base alle considerazioni di Bornemann et al. 1998. La portata si è assunta costante e pari a 75,000 m³/d, la concentrazione di azoto totale al flusso di serbatoio di aerazione è stato fissato a 67 mg/l e la concentrazione di COD a 600 mg/l; la temperatura dell'acqua è stato fissata a 18°C. Come condizioni di partenza la concentrazione MLSS della linea 1 è stata imposta a 3.5 kg/m³, la concentrazione MLSS della linea 2 e 3 è stata di 2.5 g/l; la linea 1 con batteri nitrificanti, la linea 2 e 3 senza batteri nitrificanti; la concentrazione di NO₃-N negli effluenti è stata calcolata in base al processo di pre-denitrificazione con un rapporto di riciclo di 4.2.

La simulazione ha prodotto due risultati principali:

1) L'andamento delle concentrazioni di azoto (Figura 9) nelle linee 2 e 3 durante la fase riavvio della rimozione dell'azoto durante la transizione dal periodo irriguo al periodo non irriguo. La figura seguente mostra alcuni risultati delle simulazioni, in particolare sull'asse delle ascisse sono riportati i giorni necessari a stabilizzare il processo di rimozione dell'azoto secondo due modalità operative diverse:

- Run 1 che simula la concentrazione degli effluenti, aggiungendo ogni giorno i fanghi in eccesso della linea 1 ai serbatoi di aerazione 2 e 3. Inizialmente la concentrazione di azoto negli effluenti è in aumento perché la biomassa, in questo caso i batteri eterotrofi, si stanno estinguendo. Questo comporta l'idrolisi e la ri-dissoluzione dell'azoto. A causa della crescita più lenta dei batteri autotrofi la concentrazione di azoto prima aumenta, poi dopo pochi giorni decresce in quanto ci sono abbastanza batteri autotrofi nel serbatoio per ossidare l'ammoniaca e dopo 10 giorni la concentrazione di ammonio raggiunge la sua concentrazione finale di 2 mg NH4-N/l nell'effluente; la denitrificazione è "spontanea" e determina una concentrazione di 8 mg/l di NO<sub>3</sub> nell'effluente.
- Run 2 che mostra i risultati senza aggiungere i fanghi in eccesso della linea 1: a causa della mancanza di batteri di riavvio le stesse concentrazioni si ottengono dopo circa 30 giorni.

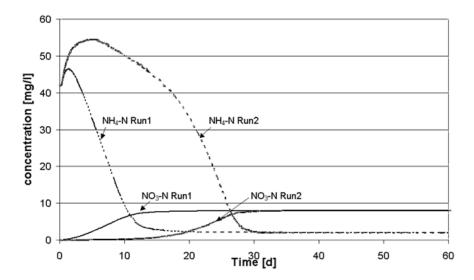


Figura 9: Concentrazione di azoto nelle linee 2 e 3 durante la fase riavvio della rimozione dell'azoto durante la transizione dal periodo irriguo al periodo non irriguo, P. Cornel et al., 2003.

Più numerose sono le linee, più flessibile e adeguato è il funzionamento dell'impianto per ogni situazione diversa; gli svantaggi di questa configurazione, ovviamente, riguardano la maggiore complessità impiantistica.

2) L'impianto, progettato in funzione del tasso di crescita reciproca dei batteri nitrificanti, garantisce tempi di permanenza dei fanghi sufficientemente lunghi per eseguire una rimozione quasi completa della sostanza organica (linea continua in

Figura 10), ma brevi per realizzare la nitrificazione e la denitrificazione (linee tratteggiate), questo garantisce in uscita concentrazioni più alte di azoto.

Si è riscontrato, inoltre, che la nitrificazione è il processo più sensibile: la simulazione in ambiente Simba ha dimostrato che il tempo necessario per raggiungere la nitrificazione completa (dalla configurazione estiva a quella invernale) potrebbe essere ridotto di un fattore da 2 a 4 grazie all'aggiunta dei fanghi nitrificanti in eccesso dalla linea 1 alla linea 2; i requisiti di tempo dipendono in larga misura dalla temperatura ambiente.

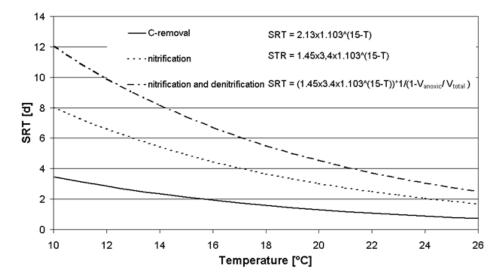


Figura 10: Età del fango in funzione della temperatura (Vanox/Vtot=0,66), P. Cornel et al., 2003.

# 1.2.5.2 Il progetto AQUATEC<sup>41</sup>

Il problema che si è affrontato riguarda la realizzazione di schemi di trattamento in grado di rimuovere selettivamente la componente organica rapidamente biodegradabile. Questa, infatti, portata sul terreno potrebbe produrre pericolosi stati di anossia a causa della sua rapida ossidazione da parte della popolazione microbica dello stato vegetale dei suoli.

<sup>&</sup>lt;sup>41</sup> Università degli Studi della Basilicata, *Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione per la soluzione dell'emergenza acqua*, Progetto AQUATEC, 2002-2006

La "semplificazione" degli schemi è stata sviluppata e testata con modelli di simulazione: è stato implementato uno schema di trattamento biologico in grado di rispondere alle esigenze sopra menzionate pur restando stabile alle variazioni delle condizioni ambientali e di carico. L'impianto, schematizzato nella Figura 11, è basato su un classico schema di trattamento a fanghi attivi (con età del fango dell'ordine dei 15 giorni) in cui è stato modificato il punto di scarico delle acque trattate. Lo schema di principio prevede due unità biologiche, la prima di denitrificazione e la seconda di ossidazione-nitrificazione, e di due sedimentatori secondari, posti a valle di entrambe le unità biologiche.

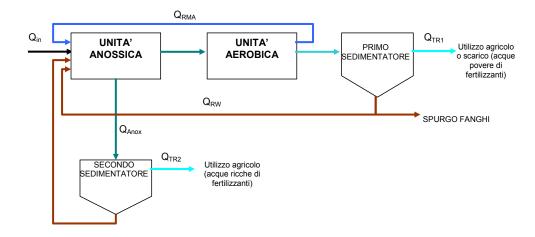


Figura 11: Schema impiantistico implementato, (Progetto AQUATEC, 2002-2006).

Il funzionamento dell'impianto, simulato mediante modellazione numerica, prevede che nell'unità anossica, dove vengono ricircolati i nitrati dall'unità aerobica, si sviluppi un processo di denitrificazione che possa utilizzare selettivamente la componente più rapidamente biodegradabile del carico organico in ingresso. Considerando il rapporto stechiometrico di denitrificazione di 2 kg di BOD<sub>5</sub> per kg di NO<sub>3</sub> denitrificato si ha che per la rimozione di circa il 50% del carico azotato totale in ingresso all'impianto si ha un abbattimento di circa il 20% del carico organico. Tale aliquota va ad incidere in maniera pressoché esclusiva sulla frazione rapidamente biodegradabile per effetto delle più favorevoli cinetiche di ossidazione .E' stato quindi realizzato un impianto in grado di produrre fino ad 80 m³/d di acque sufficienti per irrigare circa un ettaro di campo sperimentale. La coltura prescelta per l'irrigazione è stata l'olivo e le piante, già pienamente sviluppate, non erano mai state sottoposte ad

irrigazione. La sperimentazione è durata sei anni utilizzando acque reflue urbane sia completamente trattate che prelevate da punti intermedi del ciclo di depurazione (uscita sezione di predenitrificazione) di un depuratore a fanghi attivi convenzionale. In quest'ultima configurazione si è apportato al terreno acqua con un notevole contenuto di sostanza organica (oltre 250 mg/l). Con i quantitativi di acqua utilizzati per l'irrigazione (circa 2000-3000 m³/ha per anno) è stato fornito il seguente quantitativo annuo di sostanze: 125 kg ci carbonio organico; 50 kg di Azoto; 50 kg di potassio; 5 kg di Fosforo. I quantitativi di azoto e fosforo hanno coperto per circa i due terzi il fabbisogno delle colture.

La disinfezione è stata effettuata con ipoclorito di sodio (5-10 mg/l) e acido peracetico (2-5 mg/l), quantitativi in grado di portare il livello di carica microbica (come coliformi totali) intorno a 1.000 UFC/100ml.

L'irrigazione è stata effettuata in maniera costante portando al limite della capacità di campo i terreni nella stagione primaverile in modo da costituire un "serbatoio" per le esigenze delle piante nei mesi caldi. L'irrigazione goccia a goccia ha permesso di contenere al massimo l'area superficiale bagnata ed i relativi problemi di dispersione microbica. I riscontri microbiologici sul frutto e sull'olio prodotto hanno escluso qualsiasi fenomeno di contaminazione.

È stata effettuata, inoltre, una ricerca di elementi estranei alla litologia del sito per valutare eventuali problemi di accumulo e danni al suolo a lungo termine. Il protocollo di analisi ha preso in considerazione i seguenti elementi: Metalli pesanti (Cu, Pb, Cr, Zn, Cd); Indicatori di salificazione (Na, Mg, Ca); Solfati; Cloruri; Indicatori di contaminazione organica (BTX, IPA). Dall'analisi delle misure, non e' stato rilevato alcun valore anomalo o indice di degrado del terreno.

Una ulteriore condizione favorevole sul piano ambientale è costituita dal mancato recapito dello scarico in ambienti idrici particolarmente sensibili o in aree protette. In questo caso l'opportunità di poter sottrarre completamente lo scarico (comunque trattato fino ai limiti imposti dalla 152/2006) può risultare determinante per il risanamento o la salvaguardia ambientale dell'area in oggetto. Si pensi a tal proposito che, con riferimento ad esempio al parametro BOD, un refluo trattato (concentrazione ammissibile di 20 mg/l) ha bisogno di diluizioni dell'ordine di 1 a 5 con acque del tutto incontaminate e fino a 1 a 10 con acque già parzialmente inquinate per assicurare una accettabile qualità ambientale nel corpo ricettore. Questo significa che anche scarichi di

modeste dimensioni dell'ordine di 20-30 l/s (un centro urbano di 5000 abitanti produce uno scarico di circa 15 l/s in media e fino a 50 l/s nelle ore di picco) possono compromettere la qualità di corsi d'acqua di dimensioni paragonabili al fiume Basento (Regione Basilicata, Provincia di Potenza) nei tratti montani e nei mesi estivi (la portata del fiume Basento all'altezza della città di Potenza, circa 50 km dalla sorgente, non supera i 500 l/s per tutto il periodo estivo).

L'intervento di irrigazione si configura a tal proposito come una vera unità di trattamento in grado di trasformare gli inquinanti residui, sostanza organica e composti nutrienti, in materiale vegetale utilizzabile. L'apporto idrico comporterà inoltre il recupero degli elementi fertilizzanti, azoto e fosforo, contenuti nei reflui civili sottraendoli nel contempo alle acque superficiali per le quali gli stessi sono da considerare elementi inquinanti.

#### 1.2.6 La simulazione nell'attività di ricerca

Tra i vari modelli matematici realizzati per l'analisi e la rappresentazione dei processi di trattamento a fanghi attivi, quello considerato di riferimento a livello scientifico (Jeppsson U., 2004<sup>42</sup>; Gernaey K. V. et al., 2004<sup>43</sup>), e che verrà preso in riferimento ed implementato, è il modello ASM1 (Activated Sludge Model N.1) costruito dalla IAWQ (*International Association for Water Quality*) oggi International Water Association (IWA).

Una volta definito lo schema di trattamento ritenuto più efficiente ed efficace, verrà eseguita la simulazione mediante l'utilizzo del codice SIMULINK in ambiente MATLAB. Il software Matlab (The MathWorks, Inc.) è sicuramente uno tra i più potenti software di calcolo scientifico presenti sul mercato. Matlab permette di risolvere numerosi problemi di tipo fisico-matematico attraverso soluzioni numeriche (David R.

<sup>&</sup>lt;sup>42</sup> Jeppsson U., Modelling aspects of wastewater treatment processes: A General Description of the Activated Sludge Model No. 1 (ASM1), 2004

<sup>&</sup>lt;sup>43</sup> Gernaey K. V. et al., *Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art*, Environmental Modelling & Software 19 (2004) 763–783

et al., 2009)<sup>44</sup>. Per fornire al programma un determinato problema, oltre ad usare la programmazione vera e propria in linguaggio Matlab, è possibile utilizzare un ambiente a blocchi più intuitivo. Tale ambiente, che rappresenta un'estensione del programma, prende il nome di Simulink e permette la risoluzione di sistemi dinamici fornendo un segnale in uscita. La caratteristica dell'applicazione Simulink di Matlab è quella di trattare i dati come vettori o matrici, in questo modo è possibile realizzare un unico segnale in ingresso (identificato da un vettore) frutto dell'unione di più parametri caratterizzanti quel segnale.

Il nuovo schema proposto prevederà che le acque reflue vengano inviate in impianti di depurazione caratterizzati da schemi di trattamento di tipo semplificato, in grado di rimuovere le sostanze patogene e dannose per l'ambiente, ma che garantiscono in uscita una concentrazione di sostanze organiche e nutrienti utili alla fertilizzazione ed irrigazione di colture energetiche.

Il sistema così ipotizzato, dovrebbe garantire da un lato, il riutilizzo di ingenti quantitativi di acqua (di qualità inferiore definita fonte non convenzionale) altrimenti inutilizzata e rilasciata nell'ambiente generando un impatto ambientale più o meno elevato; dall'altro, lo sviluppo di impianti a biomasse dedicate, e quindi rinnovabili, in grado di produrre energia elettrica e calore da porre al servizio delle comunità. Tutto questo sarà associato ad analisi sul ciclo del carbonio (e quindi sulla CO2 equivalente) emessa dal ciclo di trattamento delle acque reflue proposto in questo studio.

#### 1.3 LE COLTURE ENERGETICHE

#### 1.3.1 Gli indirizzi comunitari e internazionali

La Comunità Europea, così come altri Paesi, sta dedicando uno sforzo sempre maggiore verso l'introduzione nel mercato delle fonti energetiche rinnovabili come una possibile e parziale soluzione al problema del riscaldamento globale e dei cambiamenti

<sup>&</sup>lt;sup>44</sup> David R. et al., Settler dynamic modeling and MATLAB simulation of the activated sludge process, Chemical Engineering Journal 146 (2009) 174–183

climatici, proprio come evidenziato dal Protocollo di Kyoto e dalle successive conferenze internazionali sul clima, sull'ambiente e sull'energia.

La nuova direttiva europea, il pacchetto clima/energia del 2008, ha sancito i nuovi obiettivi per gli stati membri:

- ridurre del 20% le emissioni di gas ad effetto serra;
- portare al 20% il risparmio energetico;
- aumentare al 20% il consumo di fonti rinnovabili rispetto alla domanda di energia.

Per quanto riguarda l'Italia, entro il 2020 deve ridurre del 17% le emissioni di gas ad effetto serra rispetto alle emissioni del 1990.

La direttiva 2009/28/CE del parlamento europeo e del consiglio del 23 aprile 2009 sulla promozione dell'uso dell'energia da fonti rinnovabili, entrata in vigore 25/06/2009 e da recepire entro il 5/12/2010 da parte degli stati membri, incoraggia nuovamente l'efficienza energetica, il consumo di energia da fonti rinnovabili, il miglioramento dell'approvvigionamento di energia ed il rilancio economico di un settore dinamico nel quale l'Europa fa da esempio. La presente direttiva stabilisce un quadro comune per l'utilizzo di fonti rinnovabili al fine di limitare le emissioni di gas ad effetto serra e di promuovere un trasporto più pulito; a tale scopo, sono stati definiti dei piani di azione nazionali.

Per ciascuno Stato membro è stato fissato un obiettivo per la quota di energia da fonti rinnovabili sul consumo finale lordo di energia entro il 2020 che è coerente con l'obiettivo globale «20-20-20» della Comunità. Per quanto riguarda il settore dei trasporti, la quota di energia da fonti rinnovabili deve essere pari almeno al 10 % del consumo finale di energia entro il 2020 e per questo vengono indicate anche le modalità di utilizzo dei biocarburanti.

La direttiva 2009/28/CE stabilisce un quadro comune per la promozione dell'energia da fonti rinnovabili, fissando obiettivi nazionali obbligatori per la quota complessiva di energia da fonti rinnovabili sul consumo finale lordo di energia e per la quota di energia da fonti rinnovabili nei trasporti, specificando, quando si parla di "fonti rinnovabili", il riferimento a energia proveniente da fonti rinnovabili non fossili, vale a dire energia eolica, solare, aerotermica, geotermica, idrotermica e oceanica, idraulica, biomassa, gas di discarica, gas residuati dai processi di depurazione e biogas.

#### 1.3.2 Le biomasse

Secondo la Direttiva 2009/28/CE per Biomassa si intende la frazione biodegradabile dei prodotti, rifiuti e residui di origine biologica provenienti dall'agricoltura (comprendente sostanze vegetali e animali), dalla silvicoltura e dalle industrie connesse, comprese la pesca e l'acqua coltura, nonché la parte biodegradabile dei rifiuti industriali e urbani.

Le biomasse, classificate in Figura 12, possono essere costituite nello specifico da:

- ✓ colture arboree ed erbacee destinate alla produzione di biocarburanti e biocombustibili;
- ✓ sottoprodotti delle produzioni erbacee, arboree e delle lavorazioni agroindustriali;
- ✓ sottoprodotti delle lavorazioni forestali e dei legnami da opera;
- ✓ reflui zootecnici per la produzione di biogas;
- ✓ residui dell'industria alimentare e mangimistica (pule dei cereali, canna da zucchero ecc.).

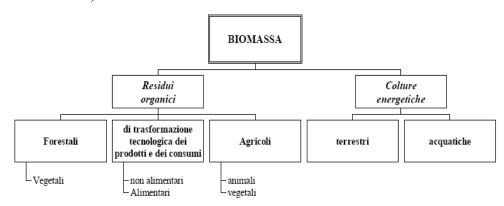


Figura 12: Schema sintetico dei vari tipi di biomassa (OPET, 2001<sup>45</sup>).

Particolare interesse presentano le colture energetiche che presuppongono la selezione delle specie più adatte per essere utilizzate, a turni brevissimi (circa cinque anni), per produzione energetica esclusiva, al fine di massimizzare la resa energetica e minimizzare il ciclo produttivo.

Pagina 41 di 187

<sup>&</sup>lt;sup>45</sup> OPET - Organisations for the Promotion of Energy Technologies , *Utilizzo energetico della biomassa*, 2001

Tutte queste frazioni biodegradabili denominate biomasse, rappresentano la forma più sofisticata di accumulo dell'energia solare. Grazie al processo di fotosintesi, i vegetali sono in grado di convertire l'energia radiante in energia chimica e stoccarla sottoforma di molecole complesse, ad elevato contenuto energetico. La biomassa si può considerare quindi una risorsa rinnovabile ed inesauribile nel tempo, purché venga impiegata ad un ritmo non superiore alle capacità di rinnovamento biologico.

La definizione di *biomassa* include una vastissima gamma di materiali, vergini o residuali di lavorazioni agricole e industriali, che si possono presentare in diversi stati fisici, con un ampio spettro di poteri calorifici. In funzione della tipologia di biomassa e quindi della tecnologia più appropriata per la relativa valorizzazione energetica, così come a seconda della taglia di interesse e degli usi finali dell'energia prodotta, termici e/o elettrici, è possibile adottare una pluralità di soluzioni impiantistiche<sup>46</sup>.

Fra le energie rinnovabili attualmente più sviluppate, l'energia ottenibile dalle biomasse è quella con può contribuire con il più alto potenziale all'approvvigionamento energetico sostenibile, per almeno tre ragioni fondamentali<sup>47</sup>:

- fra le rinnovabili ha il rendimento maggiore al minor costo (eccetto l'energia idroelettrica);
- la maggior parte delle tecnologie e delle infrastrutture sviluppate per i combustibili fossili possono essere riconvertite all'uso della biomassa e dei prodotti da essa generati;
- la gran varietà di prodotti combustibili solidi, liquidi e gassosi che si possono ottenere dalla biomassa permette una larga flessibilità d'uso.

#### 1.3.3 La filiera bioenergetica

Le colture energetiche sono coltivazioni specializzate per la produzione di biomassa ad uso energetico e possono riguardare sia specie legnose sia erbacee<sup>48</sup>:

<sup>&</sup>lt;sup>46</sup> Gestore Servizi Elettrici, Rapporto sulle biomasse e sui rifiuti, 2009

<sup>&</sup>lt;sup>47</sup> Marcucci D., *Installazione di un reattore ad alta temperatura e pressione per la rimozione di H2S dai gas di gassificazione della biomassa*, Università degli studi di Firenze 2004

#### Erbacee annuali

- o oleaginose: colza, girasole, soia, ricino
- o zuccherine amidacee: barbabietola, sorgo zuccherino, topinambur, mais, frumento, patata
- o da fibra: sorgo, canapa, kenaf
- Erbacee poliennali: canna, miscanto, panico, cardo
- Legnose a breve rotazione (S.R.F., Short Rotation Forestry): pioppo, salice, robinia, eucalipto

Particolare interesse presentano le colture energetiche SRF (Short Rotation Forestry) che presuppongono la selezione delle specie più adatte per essere utilizzate, a turni brevissimi (circa cinque anni), per produzione esclusivamente energetica.

Nello scegliere l'una o l'altra specie ci sono molti fattori da prendere in considerazione, come disponibilità dei terreni agricoli, competizioni con la produzione alimentare, utilizzo di macchinari per la coltivazione, possibile erosione e contaminazione del suolo, sfruttamento delle acque superficiali e impatto sulla biodiversità<sup>49</sup>.

In generale l'impiego del materiale di scarto è preferibile alle colture energetiche dedicate, ma la scelta finale dipende dalla realtà locale a cui si fa riferimento. Mentre l'impiego di residui e di scarti dipende unicamente da valutazioni economiche (anche in comparazione con usi alternativi), il ricorso su larga scala a "colture energetiche" presuppone importanti decisioni di politica agricola e forestale; di conseguenza il ruolo delle biomasse avrà caratteristiche ed incidenze diverse nei vari paesi, e nelle varie aree geografiche.

Secondo lo studio proposto dall'Organizzazione per la Promozione delle Tecnologie Energetiche (OPET)<sup>50</sup>, la convenienza ad introdurre "colture energetiche" in determinate aree dipende da molti fattori e può ritenersi una scelta valida se vengono rispettati alcuni fattori, quali:

<sup>&</sup>lt;sup>48</sup> OPET - Organisations for the Promotion of Energy Technologies , *Utilizzo energetico della biomassa*, 2001

<sup>&</sup>lt;sup>49</sup> Amaducci S., *Biodiversità e biotecnologie per le coltivazioni non alimentari*, Università Cattolica del Sacro Cuore, 2009

OPET - Organisations for the Promotion of Energy Technologies , *Utilizzo energetico della biomassa*, 2001

- superficie minima di 12.000 ha;
- produzione superiore a 17 ÷ 25 t per ha;
- coltivazione intensiva che può presupporre l'uso di fertilizzanti.

Le colture energetiche richiedono durante la lavorazione un ampio uso di macchinari e di fertilizzanti. I primi comportano un consumo di energia (spesso da fonti fossili) da tenere in conto nel bilancio totale energetico, economico e dell'emissione di CO<sub>2</sub> equivalente; mentre i secondi possono generare problemi ambientali (per esempio per l'inquinamento dei suoli e delle falde acquifere) ed energetici dovuti ai costi dei processi di trasformazione e gestione.

Le coltivazioni dedicate possono esser causa di impatti sul paesaggio se realizzate nei pressi o all'interno di aree naturalistiche, ma allo stesso tempo permettono di recuperare ampi territori degradati o sottoposti a deforestazione limitando l'erosione dei suoli, la perdita della sostanza organica e la lisciviazione dei nutrienti ad opera delle acque meteoriche tipici dei terreni non coltivati.

#### 1.3.4 Il conflitto con le colture alimentari

Negli ultimi anni l'utilizzo di superfici agrarie e la messa a coltura di nuovi terreni per coltivare specie non alimentari, particolarmente per destinazioni energetiche, ha alimentato un animato dibattito a livello internazionale.

Da un lato ci sono le argomentazioni di chi ritiene che le colture dedicate possano contribuire in modo sostenibile all'approvvigionamento di energia, alla riduzione delle emissioni di gas ad effetto serra, fornire una valida alternativa colturale agli agricoltori e recuperare i terreni incolti e degradati. Dall'altro c'è l'opposizione di chi denuncia, a fronte di un contributo minimo o negativo delle biomasse per la produzione energetica e l'abbattimento dei gas serra, irreparabili danni ambientali per la perdita di biodiversità a carico delle foreste pluviali, la diffusione di OGM e l'insorgenza di forti tensioni sociali conseguenti alla competizione tra produzioni alimentari e bio-energetiche per l'uso del terreno.

E' innegabile che il meritevole impegno con cui molte nazioni stanno sostenendo iniziative a supporto delle bioenergie, cercando di aderire a politiche ambientali di respiro internazionale come il Protocollo di Kyoto, ha avuto effetti anche molto negativi. Ne è un esempio emblematico l'abbattimento di milioni di ettari di foresta tropicale, con conseguente perdita di biodiversità, perpetrato in Malesia ed Indonesia per estendere le piantagioni di olio di palma.

Alla luce degli errori commessi, i più recenti orientamenti di politica ambientale e energetica (Direttiva 2009/28/CE) vincolano le filiere bioenergetiche a stringenti *criteri di certificazione* anche per garantire la salvaguardia della biodiversità.

Risolta, almeno a livello di buoni propositi, questa fase conflittuale del rapporto tra bioenergie e biodiversità se ne possono affrontare gli aspetti più positivi.

La biodiversità è insostituibile fonte di materiale genetico da utilizzare per realizzare sistemi bioenergetici più efficienti e sostenibili, e le coltivazioni da biomassa possono diventare elemento di biodiversità e a salvaguardia della stessa biodiversità<sup>51</sup>. In questo senso, le colture da biomassa rappresentano un'occasione nuova per reinterpretare l'indissolubile relazione che unisce la biodiversità alla pratica agricola. Numerosi esempi testimoniano come la spinta verso coltivazioni non alimentari abbia stimolato la ricerca e la diffusione di specie poco o mai utilizzate in campo agricolo, inoltre, alcune ricerche hanno riconosciuto il ruolo positivo di colture da biomassa poliennali nell'offrire un habitat idoneo alla sopravvivenza di specie animali selvatiche.

Enorme è, infine, il potenziale di sviluppo che le filiere non alimentari possono cogliere dallo sfruttamento della biodiversità impiegando approcci biotecnologici. La necessità di realizzare processi sostenibili, con bassi input e caratterizzati da elevate efficienze d'uso dei fattori produttivi incoraggia il ricorso a genotipi in cui siano presenti geni di resistenza a stress biotici e abiotici, e che migliorino l'efficienza d'uso dell'acqua e dei fertilizzanti. Lo sviluppo di nuove filiere bioenergetiche (es. biocombustibili di seconda generazione) richiede, da un lato, biomasse con proprietà specifiche che possono essere ottenute modificando la morfologia e la fisiologia delle piante coltivate (es. la composizione della parete cellulare), dall'altro microorganismi ed enzimi in grado di degradare efficacemente le biomasse (Amaducci S., 2009).

<sup>&</sup>lt;sup>51</sup> Amaducci S., *Biodiversità e biotecnologie per le coltivazioni non alimentari*, Università Cattolica del Sacro Cuore, 2009

# 1.4 LE PROBLEMATICHE AMBIENTALI ED IL SEQUESTRO DI CARBONIO

In molti paesi la domanda di acqua per l'irrigazione supera le reali disponibilità locali. Se da un lato, è presente una situazione nella quale la richiesta idrica è sempre crescente e le operazioni di trattamento sono inadeguate e inefficienti, dall'altro il riutilizzo dei reflui per l'irrigazione (di colture, di zone ricreative, come campi sportivi, campi da golf, ecc.) è ormai una pratica accettata. Molto importate è allora definire i più appropriati standard di qualità dei reflui che dipendono dalle applicazioni per il riutilizzo, ad esempio: sul tipo di colture, sui terreni e sulle tecniche di irrigazione, nonché sulle considerazioni per la tutela della salute pubblica.

L'obbligo di rimozione dei nutrienti dalle acque utilizzate per l'irrigazione è molto discusso e controverso (Cornel P. et al.)<sup>52</sup>: in alcuni Paesi le sostanze nutritive devono essere rimosse dalle acque di scarico, in altri, invece, si considera l'impiego di azoto e fosforo come fertilizzanti ed ammendanti direttamente contenuti nelle acque. Quest'ultimo caso comporterebbe obiettivi di trattamento diversi per tutto l'anno a seconda dell'uso o meno in agricoltura in funzione del periodo di crescita e sviluppo delle colture. Al di fuori del periodo di irrigazione (solitamente il periodo invernale) l'acqua deve essere trattata per lo smaltimento, in tale circostanza la rimozione spinta dei nutrienti è necessaria al fine di evitare effetti negativi sul corpo idrico ricettore.

Ecco allora che è di fondamentale importanza valutare in maniera approfondita tutti gli aspetti inerenti il riutilizzo delle acque reflue in agricoltura. È necessario quindi prendere in considerazione tutti gli aspetti di carattere tecnico, agronomico ed ambientali, quali:

- la disponibilità effettiva di fonti d'acqua non convenzionale;
- le necessità agronomiche delle colture irrigate (quantità d'acqua, contenuto di nutrienti, salinità, pH, ecc);
- le caratteristiche fisico-chimiche dei reflui in funzione del trattamento di depurazione applicato e delle necessità agronomiche;
- le ricadute sulla società e sull'economia,

<sup>&</sup>lt;sup>52</sup> Corrnel P. et al., Water Reuse For Irrigation From Waste Water Treatment Plants With Seasonal Varied Operation Modes, Technische Universitaet Darmstadt, Institut WAR, Section Wastewater Technology, Germany 2003

ma soprattutto gli impatti ambientali che possono essere generati in seguito
 alla pratica di fertirrigazione con acque reflue parzialmente trattate.

Le acque reflue trattate per lo smaltimento o il recupero devono rispondere a diversi requisiti di qualità, infatti, come riscontrato dalla letteratura scientifica, il riutilizzo per l'irrigazione può consentire, sotto determinate condizioni, il recupero delle sostanze nutritive (principalmente azoto, fosforo e potassio) e dei nutrienti in traccia (come rame, ferro e zinco) normalmente contenuti nei reflui.

Il rapporto tra acqua reflua trattata e reale fabbisogno di nutrienti, deve però essere considerato e controllato molto attentamente in fase di progettazione e gestione dell'impianto in quanto, un eccesso di sostanze nutritive comporterebbe, oltre che uno sviluppo incontrollato ed errato delle piante, anche un eccessivo accumulo nel terreno di fertilizzati (soprattutto nitrati) che potrebbero aumentare il rischio contaminazione delle acque sotterranee a causa della lisciviazione dei nitrati nel suolo.

#### 1.4.1 Studi sull'irrigazione delle biomasse energetiche con acque reflue

Il settore energetico delle biomasse si basa sull'uso dei residui industriali delle attività selvicolturali, dei residui provenienti dalle potature delle colture arboree (vigneti, uliveti, frutteti, ecc.) e da boschi cedui a rotazione più o meno breve. In Svezia ad esempio, la generazione di energia basata su biocarburanti ammonta a circa 100 TWh / anno (Skärbäck E. et al., 2005)<sup>53</sup>; quasi tutto questo biocarburante è generato da prodotti residui provenienti dall'industria forestale, dal taglio delle foreste cedue e dalle segherie.

La popolazione ha ormai appreso l'importanza della biomassa di origine vegetale (detta "verde") come una risorsa energetica, ed è consapevole del fatto che la biomassa verde rappresenta una risorsa rinnovabile che è disponibile sul territorio e, se utilizzata secondo criteri eco-sostenibili, consente uno sviluppo economico compatibile con gli ecosistemi naturali.

<sup>53</sup> Skärbäck E. et al., Landscape perspective on energy forests, Biomass and Bioenergy 28 (2005) 151–159

L'impiego di biomasse verdi comporta però la valutazione preliminare di due aspetti (Bernetti I. et al., 2004)<sup>54</sup>: la disponibilità effettiva delle risorse e le strutture aziendali necessarie per lo sfruttamento/trattamento/conversione di questa fonte di energia rinnovabile. Mentre il primo aspetto è legato alla situazione locale funzione della presenza di foreste e/o zone agricole, il secondo aspetto ha una rilevanza più generale in quanto è strettamente correlato alle caratteristiche geomorfologiche del sito preso in esame: nel caso dell'Italia, infatti, il problema si pone a causa del tipico contesto montuoso della maggioranza delle Regioni.

Secondo uno studio eseguito da Rosenqvist H. *et al.*, (2005)<sup>55</sup>, la produzione di energia rinnovabile prodotta da un bosco ceduo di salice a rotazione breve è stata identificata come una significativa opportunità per la diversificazione dell'agricoltura in Irlanda del Nord. Inoltre, la piantagione a rotazione breve di salice può essere impiegata anche come un biofiltro per depurare biologicamente le acque reflue urbane.

Anche sperimentazioni realizzate in Svezia (Skärbäck E. et al., 2005)<sup>62</sup>, hanno dimostrato che le piantagioni di salice possono essere efficaci per il riutilizzo e la depurazione dei reflui urbani. Alcuni paesi della Svezia, come ad esempio il comune di Enköping, sfruttano la capacità delle colture energetiche di accumulare sostanze nutritive (per un periodo relativamente lungo) per ridurre il contenuto di azoto dei reflui come processo di fitodepurazione; inoltre, tale pratica si sta ormai sviluppando anche per il trattamento dei fanghi di depurazione.

È stato dimostrato che il bosco ceduo può essere un efficace sistema di biofiltrazione delle acque reflue potenzialmente inquinanti per la rimozione dei nutrienti e dei metalli senza la necessità dei classici e costosi processi chimico/fisici di trattamento presso gli impianti tradizionali a fanghi attivi (Rosenqvist H. *et al.*, 2005)<sup>64</sup>.

Altri studi come quello di Hasselgren K., (1998),<sup>56</sup> hanno valutato gli effetti indotti dall'irrigazione di 6 mm/(ha giorno) con effluente secondario durante il periodo di crescita (maggio-ottobre) su una piantagione di salice in Svezia.

<sup>&</sup>lt;sup>54</sup> Bernetti I. et al., A methodology to analyse the potential development of biomass energy sector: an application in Tuscany, Forest Policy and Economics 6 (2004) 415–432

<sup>&</sup>lt;sup>55</sup> Rosenqvist H. et al., *Economics of using wastewater irrigation of willow in Northern Ireland*, Biomass and Bioenergy 29 (2005) 83–92

<sup>&</sup>lt;sup>56</sup> Hasselgren K., Use of municipal waste products in energy forestry: highlights from 15 years of experience, Biomass and Bioenergy Vol. 15, No. 1, pp. 71±74, 1998

I reflui studiati da Hasselgren hanno apportato dosi di nutrienti con i seguenti rapporti: N:P:K=100:14:105, i quali, fatta eccezione per il potassio, sono risultati essere in linea con i requisiti necessari per le piantagioni di Salice. Sembra evidente che l'acqua reflua urbana, in particolare l'effluente secondario, offre un buon potenziale per favorire la crescita dei salici, la quale sarebbe ancor più favorita se venissero eseguite praticole agricole di mescolamento del terreno al fine di distribuire meglio i nutrienti disciolti nella matrice solida.

Secondo gli studi presi in esame, la duplice funzione del bosco permetterà di migliorare notevolmente la sua sostenibilità ambientale ed economica; infatti, la pratica di irrigare boschi cedui di salici con acque reflue urbane parzialmente trattate, crea un valore aggiunto alla biomassa prodotta, non solo per i costi evitati di trattamento delle acque reflue, ma anche per la cessione di sostanze nutrienti direttamente dal refluo al raccolto senza la necessità di concimare il terreno (Rosenqvist et al., 2005; Cornel et al., 2003; Masi et al., 2008).

Esperienze nell'Irlanda del Nord mostrano che anche in condizioni climatiche relativamente umide, la pratica di fertirrigazione ha comportato un aumento della produttività rendendo economicamente sostenibile tale pratica (Skärbäck E. et al., 2005; Rosenqvist H. *et al.*, 2005).

A livello europeo anche un'altra specie vegetale, il Miscanthus, è stata ufficialmente proposta come una coltura adatta per la produzione di energia rinnovabile da biomassa; infatti, nei climi europei la specie del Miscanthus, ha un'alta resa per la produzione di biomassa con rendimenti di 25-35 t /(ha anno) (Schwarz, 1993; Van der Werf et al., 1993; Hotz, 1996; Himken et al., 1997; Venendaal et al., 1997).

A questo proposito Ercoli L. et al., (1999)<sup>57</sup> hanno valutato l'effetto dell'irrigazione e della concimazione con azoto sulla produzione di biomassa e sull'efficienza energetica nella produzione agricola di Miscanthus impiegata per la combustione. Dopo 4 anni di sperimentazione si è rilevato che il calore specifico della biomassa Miscanthus è stato di circa 16.5 MJ/kg e non è stato soggetto a variazioni indotte dalla irrigazione e/o dalla concimazione con azoto. Pertanto, la produzione di energia rinnovabile dipendeva esclusivamente dalla quantità di biomassa e non dal tipo

<sup>&</sup>lt;sup>57</sup> Ercoli L. et al., Effect of irrigation and nitrogen fertilization on biomass yield and efficiency of energy use in crop production of Miscanthus, Field Crops Research 63 (1999) 3±11

di irrigazione e concimazione: quindi con l'aggiunta di azoto non è aumentato il potere calorifico del Miscanthus, ma solo la quantità annualmente prodotta

Per quanto riguarda i costi di questa pratica, va sottolineato che il maggiore rendimento si ha quando si adoperano elevati tassi di irrigazione ed il maggior risparmio quando le distanze tra l'impianto di trattamento ed il bosco ceduo sono ridotte. Inoltre, i costi sono notevolmente influenzati dalla concentrazione di nutrienti nelle acque reflue: dalla sperimentazione di Rosenqvist H. et al. (2005), risulta che all'aumentare della concentrazione di azoto nei reflui, i costi dell'intervento diminuiscono. D'altro canto, se il bosco ceduo viene utilizzato come biofiltro per trattare le acque reflue durante tutto l'anno, e non solo durante la stagione di crescita, i costi aumenteranno a causa della necessità di realizzare e gestire dei bacini di stoccaggio delle acque durante il periodo invernale.

Diversi quindi sono i vantaggi che si possono ottenere dall'impiego di acque reflue, dall'aumento di produttività grazie all'aggiunta delle sostanze nutritive contenute nei reflui, alla bioaccumulazione di metalli pesanti nelle piante a rapido accrescimento. Si può anche ipotizzare, a condizione che il tenore di metalli pesanti non sia eccessivo, che la cenere generata dalla combustione della biomassa può essere reimpiegata come ammendante nel bosco ceduo (Rosenqvist *et al.*, 2005).

Dal punto di vista dell'agricoltore, i costi per le sostanze nutritive sono pari a zero in quanto i concimi solitamente acquistati sono già contenuti nelle acque reflue impiegate, inoltre, l'acqua fornita comporta un aumento della produzione rispetto alle coltivazioni convenzionali. A questo proposito, esperienze in Svezia (Hasselgren K., 1998)<sup>58</sup> hanno dimostrato che l'applicazione di acque reflue secondarie, fino a un livello di 20 mm/giorno, come media durante il periodo di crescita, ha portato ad una produzione di salice tre volte più elevata rispetto una piantagione simile irrigata con acqua convenzionale priva di nutrienti; aumenti di produttività simili sono stati ottenuti da Masi et al., (2008) nei confronti di alberi di olive irrigati con acque reflue trattate parzialmente.

Si può quindi ritenere che le piantagioni energetiche potrebbero anche essere considerate come un trattamento alternativo da aggiungere agli impianti di depurazione: i boschi cedui a fini energetici comporterebbero meno rischi per il carico di sale e di

<sup>&</sup>lt;sup>58</sup> Hasselgren K., Use of municipal waste products in energy forestry: highlights from 15 years of experience, Biomass and Bioenergy Vol. 15, No. 1, pp. 71±74, 1998

nutrienti, e per l'erosione del suolo rispetto alle annuali colture agricole, questo, tuttavia, per l'applicazione in condizioni di sicurezza necessita di ulteriori studi e riscontri sperimentali.

#### 1.4.2 Il problema della lisciviazione dei nutrienti

Un aspetto molto importante da tenere in considerazione quando si effettua la pratica di fertirrigazione con acque reflue parzialmente trattate riguarda il destino dei nutrienti (soprattutto azoto e fosforo); infatti, essendo soggetti a continua irrigazione, potrebbero subire l'effetto di lisciviazione che li può trasportare nel suolo e nella falda sotterranea.

La valutazione della pericolosità e dell'impatto ambientale causato dalla lisciviazione dei nutrienti, sono stati studiati da diverse sperimentazioni condotte soprattutto nel Nord Europa.

In uno di questi studi, durato 7 anni e condotto presso il Jyndevad Research Station (Jørgensen U. et al., 2005)<sup>59</sup>, è stato valutato l'effetto di lisciviazione dei nitrati in una piantagione di salice coltivata con l'aggiunta variabile di fertilizzanti in un terreno costituito da sabbia grossolana. Sono state misurate le concentrazioni di azoto ed è stato rilevato che, anche in assenza di concimazione, le colture a rapido accrescimento hanno ridotto notevolmente la lisciviazione dei nitrati, ma non nella prima fase di crescita delle piante dove si è avuto un notevole trasporto dei nitrati nel sottosuolo.

Nella località di Storförsök Syd (Svezia), è stato eseguito uno studio (Skärbäck E. et al., 2005)<sup>60</sup> per valutare e confrontare il grado di lisciviazione delle sostanze nutrienti in foreste energetiche rispetto ai limitrofi campi utilizzati per le classiche pratiche agricole. I risultati di questi studi hanno dimostrato che il rilascio dei nutrienti (fosforo e azoto) dai campi intensivamente coltivati (foresta energetica) non differisce dalla lisciviazione causata dai campi di coltivazione standard per le colture.

<sup>&</sup>lt;sup>59</sup> Jørgensen U. et al., *Biomass energy in organic farming* — the potential role of short rotation coppice, Biomass and Bioenergy 28 (2005) 237–248

<sup>&</sup>lt;sup>60</sup> Skärbäck E. et al., Landscape perspective on energy forests, Biomass and Bioenergy 28 (2005) 151–159

Hasselgen K.et al. (1999), hanno dimostrato in un altro studio condotto in Svezia nel Kågeröd, che per tassi di irrigazione variabili tra 2 e 12 mm al giorno, la lisciviazione si è verificata per circa il 10% dell'azoto totale presente nelle acque.

Infine, secondo uno studio eseguito ancora in Svezia da Börjesson P. et al. (1999), il bosco ceduo a breve rotazione di salice è in grado di rimuovere tra il 75 ed il 95% di azoto e fosforo dalle acque reflue quando il carico di queste acque è di 500-1000 mm/(ha anno); inoltre, hanno stimato che un carico di acque reflue di circa 600 mm/(ha anno), contenente 125 kg di azoto, a lungo termine non causa alcun problema ambientale di lisciviazione dell'azoto.

#### 1.4.3 Le emissioni di gas serra dagli impianti di trattamento acque

Il sequestro del carbonio può essere analizzato da due punti di vista diversi: da un lato in riferimento alla CO<sub>2</sub> prodotta dal trattamento delle acque reflue; dall'altro, in merito alle condizioni di degrado in cui riversano molti terreni del globo.

Rosso D. et al., (2008) nel loro studio hanno valutato le emissioni di gas ad effetto serra indotte dall'assenza di impianti di trattamento delle acque reflue nelle aree urbane sottosviluppate del mondo; tali emissioni associate agli scarichi delle acque reflue sono state quantificate in circa 1.91x10<sup>5</sup> tCO<sub>2</sub>/giorno entro il 2025<sup>61</sup>.

Il maggiore potenziale di riduzione di tali emissioni ricade nei paesi in via di sviluppo: Africa, America Latina, Australia e Asia (vedi Figura 13), cioè al di fuori dell'Europa e del Nord America, che hanno in gran parte già completato la costruzione degli impianto di trattamento (anche se molti non funzionano correttamente).

Le aree colorate rappresentano il recupero che può già essere raggiunto, se il trattamento delle acque reflue fosse adeguato e se avvenisse il completo recupero di energia e di metano. La zona scura è lo scenario più probabile, senza alcun miglioramento rispetto alla situazione attuale, vale a dire un trattamento completo di produzione di biogas ed energia che è stato considerato già attuato in Europa e nel Nord

Rosso D. et al., The carbon-sequestration potential of municipal wastewater treatment, Chemosphere 70 (2008) 1468–1475

America. Come si osserva un notevole impulso può essere dato dalla realizzazione di impianti di trattamento con recupero dell'energia in America Latina, Africa e Asia.

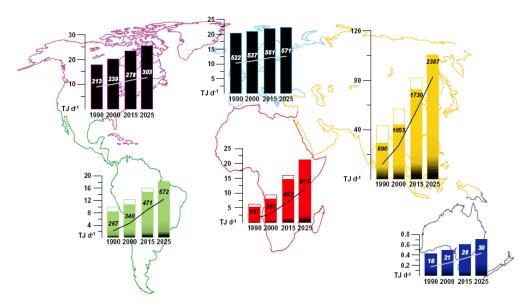


Figura 13: Valutazione del recupero di energia da biogas (espresso in 10<sup>12</sup>J d<sup>-1</sup>) attuale e potenzialmente realizzabile, le etichette sono in milioni di persone. (D. Rosso et al., 2008).

Nell'ottica del Protocollo di Kyoto, l'Europa ed il Nord America potrebbero compensare quindi, parte delle loro emissioni di CO<sub>2</sub> attraverso il sistema di scambio delle emissioni di carbonio (*emissions trading*), estendendo le tecnologie esistenti o sovvenzionare la costruzione di nuovi impianti di trattamento delle acque reflue nelle aree urbane dove non è eseguito nessun tipo di trattamento. Questa strategia può essere allora un altro tassello utile per contribuire alla salvaguardia dell'ambiente e mitigare il riscaldamento globale, oltre a fornire una soluzione più sostenibile per migliorare le condizioni di salute ed umanitarie dei paesi più poveri.

L'impiego di acque reflue urbane, magari sottoposte a bassa rimozione di sostanza organica e nutrienti in colture energetiche a breve rotazione, può comportare un bilancio di emissione di CO<sub>2</sub> estremamente più favorevole. A fronte delle mancate emissioni sopra descritte va infatti valutato il ciclo di utilizzo-intrappolamento di sostanza organica nel suolo. In particolare nei casi di terreni poveri di sostanza organica (per condizioni naturali o per sovrasfruttamento agricolo) l'apporto di acque contenenti rilevanti quantità di sostanza organica e nutrienti, unito a pratiche agronomiche

conservative del contenuto organico, possono consentire il "sequestro" di anidride carbonica<sup>62</sup>.

#### 1.4.4 Il sequestro di carbonio nei suoli fertirrigati

La diminuzione del contenuto di carbonio nei suoli dipende fortemente dal tipo di utilizzo dei terreni a dal loro stato di degrado in cui versano che dipende dalle caratteristiche (Lal R., 2004)<sup>63</sup>:

- Fisiche: la riduzione dell'aggregazione e quindi il peggioramento della struttura del suolo, la formazione di zolle, la compattazione, la riduzione della capacità di infiltrazione e di accumulo dell'acqua;
- Chimiche: l'esaurimento dei nutrienti, la diminuzione del pH e quindi l'acidificazione, l'accumulo di sali nella zona radicale e squilibri nel contenuto di nutrienti;
- Biologiche: la riduzione delle attività vitali e della biodiversità, la diminuzione della biomassa e l'impoverimento dell'accumulo di carbonio.

La capacità di assorbimento globale del carbonio può essere notevolmente rafforzata quando vengono ripristinati i suoli degradati ed i terreni agricoli marginali.

Il potenziale sequestro di carbonio organico nei suoli, stimato in  $0.9 \pm 0.3$  Pg C/anno, (Pg = petagrammi =  $10^{15}$  g) è limitato in ampiezza e durata, infatti, può essere considerata una strategia a breve termine utile per mitigare l'aumento della concentrazione di anidride carbonica in atmosfera causata dall'uso dei combustibili fossili che continuerà ad aumentare con un tasso di 2.0-2.6 Pg C/anno anche considerando il sequestro di carbonio nel suolo (Lal R., 2004).

Il sequestro di carbonio del suolo è quindi un fattore di mitigazione che non possiamo permetterci di ignorare.

<sup>&</sup>lt;sup>62</sup> Università degli Studi della Basilicata, *Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione* per la soluzione dell'emergenza acqua, Progetto AQUATEC, 2002-2006

<sup>&</sup>lt;sup>63</sup> Lal R.. Soil carbon sequestration to mitigate climate change, Geoderma 123 (2004) 1 –22

L'irrigazione delle terre semiaride può essere allora considerato come un metodo per produrre nel suolo un serbatoio di carbonio di origine vegetale, infatti, gli agronomi hanno da tempo riconosciuto i vantaggi derivati dall'accumulare ed aumentare la sostanza organica nel suolo: aumento di fertilità, umidità e produttività dei suoli. L'accumulo di carbonio nei suoli deve però essere attualizzato con la CO<sub>2</sub> che viene emessa dalle pratiche agricole e dall'irrigazione (Schlesinger W. H., 2000).

Negli Stati Uniti, i terreni messi a riposo nell'ambito del programma di conservazione e riserva dei suoli, si sono comportati come pozzi per la  $CO_2$  atmosferica, accumulando C fino a velocità di 110 g/(m² anno) o  $17x10^{12}$  (gC/anno) nel corso degli ultimi decenni<sup>64</sup>.

Inoltre, le applicazioni di azoto come fertilizzante, sono spesso raccomandate per aumentare il contenuto di sostanza organica, in particolare su quei terreni che hanno già registrato notevoli perdite di materiale organico come conseguenza della coltivazione. Rasmussen e Rohde (1988) hanno mostrano un rapporto diretto lineare a lungo termine tra le aggiunte di azoto e l'accumulo di sostanza organica del suolo in alcuni terreni semiaridi dell'Oregon (Schlesinger W. H., 2000).

Gli organismi di controllo americani indicano per il processo industriale di produzione dei fertilizzanti, un rapporto di 1.4 delle emissioni di CO<sub>2</sub> associate alla fabbricazione, trasporto e applicazione di fertilizzanti azotati (W. H. Schlesinger, 2000). Quindi, le emissioni di CO<sub>2</sub> associate alla produzione di fertilizzanti a base di azoto potrebbero essere ridotte notevolmente se, l'azoto, fosse già contenuto nelle acque impiegate per l'irrigazione dei terreni semiaridi, ovvero se venissero impiegate acque reflue parzialmente trattate.

Le proprietà del terreno che influenzano fortemente il contenuto di carbonio nel suolo sono lo stato redox, tra cui i cationi Ca, Fe e Al, ed in particolare la distribuzione delle dimensioni delle particelle (tessitura). Suoli scarsamente drenanti con alto contenuto d'acqua, e di conseguenza con basso tenore di ossigeno, hanno un maggiore contenuto di carbonio rispetto ai terreni drenanti (molto porosi) a causa della limitata attività microbica. Alti livelli di cationi, in particolare calcio, stabilizzano e proteggono

Pagina 55 di 187

<sup>&</sup>lt;sup>64</sup> Schlesinger W. H., Carbon sequestration in soils: some cautions amidst optimism, Agriculture, Ecosystems and Environment 82 (2000) 121–127

meglio il carbonio nel suolo dall'ossidazione (Grigal D. F. et al., 1998)<sup>65</sup>. Il limo fine (2  $\pm$  5  $\mu$ m) e l'argilla grossolana (0,2  $\pm$  2  $\mu$ m) comportano concentrazioni più elevate di carbonio nel suolo (C per unità di massa), infatti, l'elevata superficie di queste frazioni migliora la formazione di complessi organo-minerali che proteggono il carbonio dall'ossidazione microbica.

Hansen et al. (1993) hanno concluso che i pioppeti hanno maturato un accumulo di carbonio nel suolo con un tasso di 1.6 Mg/(ha anno) che è maggiore dei valori riscontrabili nei terreni con altri usi. Questa conclusione si basa su osservazioni di piantagioni di 10-20 anni che contenevano circa 25 Mg/(ha anno) di carbonio in più rispetto ai terreni adiacenti.

Altri studi condotti da Grigal D. F. et al., (1998) in base ad analisi eseguite su piantagioni a breve rotazione, confermano quanto detto da altri ricercatori, ipotizzando che tali piantagioni potrebbero aumentare il contenuto di carbonio nel suolo di  $10 \pm 25$  Mg/ha pari a 1-2.5 t/(ha anno) nell'arco di 10-15 anni di rotazione. In sintesi dove i vecchi campi sono stati sostituiti da fitte foreste di latifoglie, si è registrato un aumento del contenuto di carbonio di circa 10-25 Mg/(ha anno) in 10-40 anni.

<sup>&</sup>lt;sup>65</sup> Grigal D. F. et al., *Soil carbon changes associated with short-rotation systems*, Biomass and Bioenergy Vol. 14, No. 4, pp. 371±377, 1998

### **CAPITOLO 2**

# LA PROGETTAZIONE E LA MODELLAZIONE DELL'IMPIANTO DI TRATTAMENTO A RIMOZIONE CONTROLLATA

## 2 LA PROGETTAZIONE E LA MODELLAZIONE DELL'IMPIANTO DI TRATTAMENTO A RIMOZIONE CONTROLLATA

#### 2.1 MATERIALI E METODI

#### 2.1.1 Il processo Ludzack-Ettinger

Attualmente, nella maggior parte degli impianti di taglia medio-piccola, l'unità biologica di depurazione è eseguita con lo schema di Ludzack-Ettinger costituito da due processi tra loro consecutivi: la fase di denitrificazione in condizioni anossiche (assenza di ossigeno libero), seguita da una fase di ossidazione e nitrificazione in condizioni aerobiche. Il processo, schematizzato in Figura 14, si compone di un reattore anossico, nel quale avviene la denitrificazione (riduzione dei nitrati ad azoto gas), seguito da un reattore aerato nel quale avviene la nitrificazione (ossidazione dell'ammoniaca in nitriti e poi in nitrati) e la rimozione del substrato carbonioso. I nitrati prodotti vengono inviati al reattore anossico (mediante ricircolo interno) dove fungono da accettori degli elettroni liberati dall'ossido-riduzione della sostanza organica (substrato) che è contenuta nel refluo in ingresso.

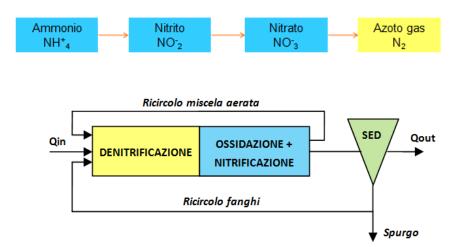


Figura 14: Schema di un processo integrato di depurazione a fanghi attivi con prede nitrificazione, e indicazione per ogni unità biologica delle fasi di rimozione dei composti azotati.

Il processo viene detto di pre-denitrificazione perché avviene prima della nitrificazione, oppure denitrificazione guidata dal substrato in ingresso. La corrente liquida in uscita viene poi inviata ad un sedimentatore dove avviene la separazione della fase liquida (cioè l'acqua depurata che viene scaricata nel corpo idrico ricettore), dalla fase solida (cioè i fanghi di supero che in parte vengono inviati a monte della vasca biologica mediante un'ulteriore linea di ricircolo).

#### 2.1.2 Gli schemi a rimozione controllata

I processi di depurazione specifici applicati sono scelti in base alle caratteristiche delle acque reflue da trattare, in particolare in riferimento alla concentrazione di sostanza organica e di nutrienti, ed alla destinazione d'uso dell'effluente (reimpiego o smaltimento).

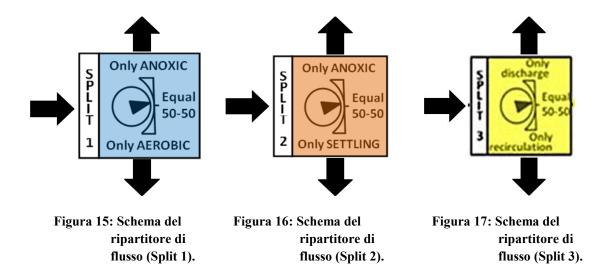
Il dato di partenza degli schemi proposti per la rimozione controllata delle sostanze nutritive, consiste nell'ipotesi che durante il periodo irriguo le acque reflue in ingresso all'impianto vengano trattate in modo tale da avere in uscita caratteristiche idonee per conseguire pratiche di fertirrigazione di colture energetiche.

L'ipotesi di partenza è stata quella di modificare un semplice e diffusissimo impianto di depurazione biologico a fanghi attivi secondo lo schema di Ludzack-Ettinger (1962).

#### 2.1.2.1 <u>I ripartitori di flusso</u>

L'obiettivo è stato quello di riuscire ad ottenere un semplice schema di depurazione in grado però di operare rimozioni parziali, selettive e regolabili degli inquinanti dannosi per l'ambiente e l'uomo, ma in grado di conservare le sostanze nutrienti utili per la fertirrigazione di coltivazione energetiche, magari su suoli di scarsa qualità e in uno stato di predesertificazione.

Per raggiungere questi obiettivi sono stati inseriti 3 ripartitori di flusso chiamati *Split* (Figure 15, 16, 17).



#### Split 1

Mediante l'impiego del ripartitore di flusso posto in ingresso all'impianto (Split 1), il refluo in ingresso può essere ripartito in due diversi flussi di portata variabile e regolabile. In particolare:

- tutto il refluo in ingresso all'impianto è inviato al reattore anossico;
- tutto il refluo in ingresso all'impianto è inviato al reattore aerobico;
- il refluo in ingresso all'impianto è inviato in entrambi i reattori in proporzioni variabili.

La presenza dello Split 1 permette il controllo della biodegradazione del substrato carbonioso.

#### Split 2

Al fine di rendere l'impianto effettivamente regolabile e modulabile nel processo di depurazione, è stato introdotto un secondo ripartitore di flusso (Split 2).

In questo caso il refluo in uscita dal reattore aerobico può essere ripartito in due diversi flussi di portata variabile e regolabile. In particolare:

- tutto il refluo in uscita dal reattore aerobico è inviato al reattore anossico,
   come ricircolo interno della miscela aerata;
- tutto il refluo in uscita dal reattore aerobico è inviato al sedimentatore secondario;

- il refluo in uscita dal reattore aerobico è inviato in entrambe le vasche (reattore anossico e di sedimentazione) con rapporti variabili.

Con l'introduzione dello Split 2 si è voluto agire direttamente sui processi biologici di rimozione dei composti azotati variando l'entità del ricircolo interno, ovvero dei nitrati.

#### Split 3

È stato quindi inserito un terzo ripartitore di flusso posto a valle dello scarico fanghi del sedimentatore secondario. In questo modo è stato possibile regolare la portata di ricircolo fanghi (ovvero della biomassa attiva). In particolare:

- tutti i fanghi in uscita dal sedimentatore secondario sono inviati in testa all'impianto come ricircolo fanghi;
- tutti i fanghi in uscita dal sedimentatore secondario sono scaricati ed inviati al trattamento di stabilizzazione;
- tutti i fanghi in uscita dal sedimentatore secondario sono inviati in entrambe le destinazioni (ricircolo e smaltimento) con rapporti variabili.

#### 2.1.2.2 Il ricircolo fanghi

L'altra fondamentale differenza tra lo schema classico (impiegato durante il periodo non irriguo) e gli schemi proposti, riguarda la destinazione finale del ricircolo fanghi, il quale può agire direttamente sui processi biologici di depurazione di consumo della sostanza organica e di rimozione dei composti azotati.

L'idea è che l'inviare il ricircolo fanghi al reattore aerobico (dove ha luogo il processo di ossidazione e nitrificazione) piuttosto che al reattore anossico (dove ha luogo il processo di denitrificazione) può modificare radicalmente l'efficienza di rimozione dei composti azotati. Infatti, spostare il ricircolo fanghi al reattore aerobico, piuttosto che al reattore anossico (tipico del processo Ludzack-Ettinger), dovrebbe comportare una buona rimozione dell'ammoniaca ed una ridotta rimozione dei nitrati. In questo modo si dovrebbe avere la rimozione dell'ammoniaca e della sostanza organica rapidamente biodegradabile (che sono dannosi per l'ambiente), preservando i

nitrati e la sostanza organica lentamente biodegradabile che possono essere utili alla fertirrigazione.

#### 2.1.2.3 Il nuovo schema di trattamento

Il nuovo schema proposto, dotato degli accorgimenti tecniche e delle specifiche prima indicate, è riportato nella Figura 18.

Nel nuovo schema ipotizzato, l'acqua reflua in ingresso all'impianto è ripartita (tramite lo *Split 1*) in due linee: una inviata al reattore anossico, l'altra al reattore aerobico.

La portata in uscita dalla vasca di ossidazione viene inviata ad un altro ripartitore di portata (*Split 2*) che la suddivide in due flussi distinti: uno al sedimentatore, l'altro, che costituisce il ricircolo interno (o miscela aerata), alla vasca di denitrificazione.

Il vantaggio dello schema è che, con lo stesso impianto e con ridotte modifiche impiantistiche, scegliendo una particolare configurazione impiantistica (funzione della regolazione imposta agli Split 1, 2 e 3, oltre che ad una serie di rubinetti on-off) si può scegliere e definire un particolare schema di processo.

La scelta dello schema classico (Figura 19) o semplificato (Figura 20), permetterebbe quindi la possibilità di scegliere il grado di trattamento a cui sottoporre il refluo, e quindi l'efficienza di rimozione delle sostanze disciolte e di conseguenza il livello di qualità finale.

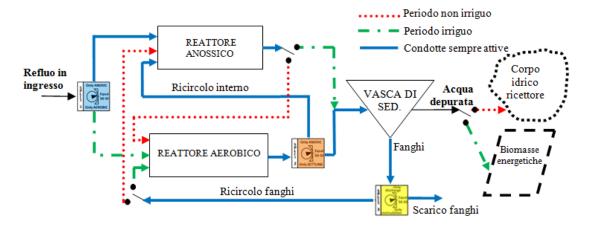


Figura 18: Nuova configurazione di impianto per la rimozione controllata (schema semplificato).

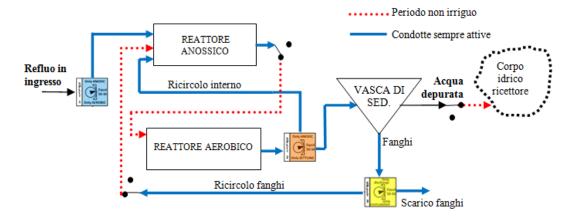


Figura 19: Impianto a schema semplificato: configurazione per il periodo non irriguo.

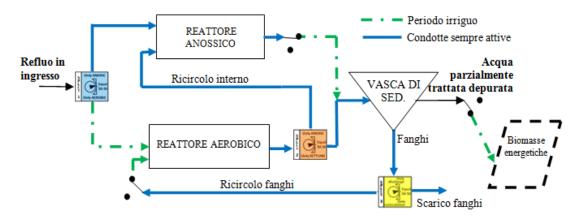


Figura 20: Impianto a schema semplificato: configurazione per il periodo irriguo.

#### 2.1.3 I modelli di simulazione ASM

Nel 1983 la *International Association for Water Quality* (IAWQ) ora *International Water Association* (IWA) costituì un gruppo di studio per l'esame dei modelli esistenti allo scopo di proporre un modello semplice ma efficace per poter predire il rendimento depurativo dei depuratori biologici operanti mediante processi di: Ossidazione del Carbonio, Nitrificazione, Denitrificazione.

Venne così creato *l'Activated Sludge Model n. 1* (ASM1), come perfezionamento di un precedente modello UCT (University of Cape Town), basato sulle tre fondamentali ipotesi: valide le Cinetiche di Monod; Ciclo batterico basato su Death-regeneration (morte-rigenerazione); Suddivisione del COD nelle frazioni rapidamente e lentamente biodegradabile.

Il modello ASM1 non è l'unico mezzo messo a disposizione per modellare i processi a fanghi attivi riguardanti l'ossidazione, la nitrificazione e la denitrificazione.

L'IWA ha sviluppato nuovi modelli per sopperire alle carenze del modello ASM1 anche se tutt'oggi rimane quello più utilizzato. Per esempio il modello ASM1 non prende in considerazione i processi di rimozione del fosforo.

Per far fronte a questa mancanza è nato il modello ASM2 che ha modellato i processi che coinvolgono il fosforo tramite l'attività dei cosiddetti PAO, ovvero i microrganismi accumulatori di fosforo. Il fatto che l'ASM2 prenda in considerazione i componenti immagazzinati all'interno della cellula porterebbe a un modello in cui sia presa in considerazione la struttura cellulare interna dei singoli microrganismi. L'ASM2 sceglie, tuttavia, di adottare solo delle proprietà medie, sebbene ciò possa portare anche ad approssimazioni eccessive, dal momento che ogni cellula ha la sua storia e quindi una struttura diversa. Nonostante ciò il nuovo modello, a differenza dell'ASM1, rappresenta un passo in avanti in quanto vengono presi in considerazione anche i processi che vengono svolti all'interno della cellula batterica che sicuramente giocano un ruolo non trascurabile.

Anche l'ASM2 ha un limite: non viene considerata l'attività denitrificante dei PAO. Infatti tali batteri, lavorando anche in condizioni anossiche, danno un contributo non trascurabile alla denitrificazione. Per tener conto di quest'ulteriore aspetto è stato sviluppato un ulteriore modello, sulla base del precedente, in cui si è praticamente fatta una semplice integrazione di ciò che mancava; è nato così il modello ASM2d (Henze *et* 

al., 1999)<sup>66</sup>. Rispetto all'ASM1 vengono considerati ben 21 processi e nuove variabili come l'alcalinità.

Infine l'ultimo modello sviluppato dall'IWA è l'ASM3 (Gujer et al.,1999) la cui maggiore differenza rispetto all'ASM1 è quella di riconoscere l'importanza dei polimeri di accumulo nel metabolismo eterotrofo della materia e, analogamente all'ASM2, presta attenzione alla struttura cellulare batterica nella descrizione dei processi. Nel modello ASM3 tutto il materiale rapidamente biodegradabile (S<sub>S</sub>) è prima immagazzinato come componente cellulare (X<sub>STO</sub>) che viene poi utilizzato per la crescita. Differentemente dall'ASM1 nell'ASM3 non c'è crescita diretta sul substrato esterno. Un'altra sostanziale differenza è che nell'ultimo modello il consumo di ossigeno è associato solo alla fase di crescita batterica e non anche al decadimento. Inoltre il decadimento della biomassa è descritto facendo distinzione tra quella eterotrofa e quella autotrofa; ciò permette anche una differenziazione dei flussi di ammonio e di COD. La presenza di questi disaccoppiamenti interni permette una più facile calibrazione del modello ASM3. In aggiunta a quanto detto è stato dimostrato che questo modello funziona meglio per i reflui industriali dove i meccanismi di accumulo sono significativi e dove le zone non aerate sono notevoli. Una piccola pecca dell'ASM3 è che non considera il processo di rimozione biologica del fosforo. In ogni caso, l'utilizzo del modello ASM3 è proiettato verso il futuro e dovrebbe portare a risultati più precisi.

#### 2.1.4 Implementazione del modello ASM1

Il modello ASM1, scelto per eseguire le simulazioni degli schemi a rimozione controllata proposti in questa ricerca, è stato principalmente sviluppato per gli impianti di trattamento di acque reflue di origine civile, al fine di descrivere la rimozione dei composti organici e dell'azoto, con il simultaneo consumo di ossigeno e nitrati quali accettori di elettroni. Il modello, inoltre, fornisce una buona descrizione della produzione di fango. Come unità di misura della concentrazione di sostanza organica è stato adottato il COD (Chemical Oxygen Demand), mentre all'interno del modello la

66 Henze M, Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G., Van Loosdrecht M. C. M.,

Activated Sludge Model No. 2D ASM2D, Wat. Sci. Tech. Vol. 39, No. 1, pp. 165-182, 1999

Pagina 65 di 187

grande varietà di composti organici e azotati è stata suddivisa in un numero limitato di frazioni sulla base di considerazioni di biodegradabilità e solubilità.

#### 2.1.4.1 Il frazionamento del COD e dell'azoto

La corretta caratterizzazione delle acque reflue in ingresso ad un impianto di depurazione è indispensabile per il dimensionamento o l'ottimizzazione delle configurazioni di processo. L'applicazione di molti metodi di progettazione, soprattutto nel caso di modelli avanzati di simulazione, è condizionata dalla disponibilità di una caratterizzazione sufficientemente dettagliata delle acque reflue influenti, in modo da consentire l'utilizzo delle dettagliate equazioni implementate nei modelli.

Maggiore è il dettaglio della conoscenza dei reflui, maggiore è la capacità revisionale dei modelli.

Gli approcci basati sul BOD<sub>5</sub> hanno dimostrato i loro limiti che in buona parte vengono superati dal frazionamento del COD.

I modelli ASM consentono di effettuare il dimensionamento di un processo a fanghi attivi tramite bilanci di massa che riguardano le sostanze organiche, quantificate in termini di COD, di azoto e di fosforo. Il COD (Chemical Oxygen Demand) sostituisce il BOD (Biochemical Oxygen Demand) nella quantificazione dei substrati organici in quanto è il parametro che può generare correlazioni tra substrati, biomasse e ossigeno consumato in termini di elettroni equivalenti.

Affinché possano essere valutate i parametri necessari per il dimensionamento di un processo a fanghi attivi, occorre effettuare un frazionamento del COD che dipende dal tipo di modello che si vuole utilizzare.

Le variabili che entrano in gioco nel modello ASM1 sono quelle riportate in tabella secondo un ordine standard che poi è anche quello adottato nella fase di implementazione del modello in Simulink-Matlab.

Tabella 2. Frazionamento del COD secondo le componenti del modello ASM1 (Henze et al.,1987)<sup>67</sup>.

No. componente	Componente	Unità di misura	Descrizione
1	$S_{I}$	$mg_{COD}/l$	Sostanza organica inerte solubile
2	$S_{S}$	mg <sub>COD</sub> /l	Substato organico velocemente biodegradabile
3	$X_{\rm I}$	mg <sub>COD</sub> /l	Sostanza organica inerte particolata
4	$X_{\mathrm{S}}$	mg <sub>COD</sub> /l	Substrato organico lentamente biodegradabile
5	$X_{BH}$	$mg_{COD}/l$	Biomassa attiva eterotrofa
6	$X_{BA}$	mg <sub>COD</sub> /l	Biomassa attiva autotrofa
7	$X_{P}$	mg <sub>COD</sub> /l	Residuo non biodegradabile che si origina dal decadimento
8	$S_{O}$	$mg_{COD}/l$	Ossigeno disciolto
9	$S_{NO}$	mg <sub>N</sub> /l	Nitriti e nitrati
10	$S_{ m NH}$	mg <sub>N</sub> /l	Azoto ammoniacale
11	$S_{ m ND}$	mg <sub>N</sub> /l	Azoto organico solubile biodegradabile
12	$X_{ND}$	mg <sub>N</sub> /l	Azoto organico particolato biodegradabile
13	$S_{ALK}$	mole HCO <sub>3</sub> -/m <sup>3</sup>	Alcalinità

Il COD viene suddiviso in frazioni che hanno un preciso significato fisico ed impiantistico, secondo il frazionamento proposto dall'IAWQ. Il COD totale può essere suddiviso in una frazione biodegradabile e una non biodegradabile, ciascuna delle quali a sua volta suddivisibile in due frazioni, una solubile e una particolata. Il substrato azotato è suddiviso in azoto ammoniacale (S<sub>NH</sub>), azoto organicamente legato e azoto della biomassa attiva, cioè la frazione della biomassa costituita da azoto. In modo analogo alla suddivisione del COD, l'azoto organico è suddiviso in aliquote solubili e particolate che possono essere entrambe biodegradabili o non-biodegradabili.

<sup>&</sup>lt;sup>67</sup> Henze M., C. P. L. Grady Jr., W. Gujer, G. R. Marais and T. Matsuo (1987). *Activated sludge model no. 1*. Scientific and Technical Report No. 1,IAWPRC}, London

#### 2.1.4.2 <u>I processi biologici e la matrice stechiometrica</u>

Dopo aver definito le variabili essenziali secondo il modello ASM1 vengono analizzati gli otto processi fondamentali che intervengono nel reattore e che relazionano le variabili le une con le altre portando il sistema a una condizione di *equilibrio complesso*.

Per ogni processo biologico vengono riportate, oltre che i bilanci stechiometrici presi in riferimento nel modello ASM1 (così come riportato da Takács and Vanrolleghem, 2006)<sup>68</sup>, anche le relative velocità dei processi  $\rho_j$  [ML<sup>-3</sup>T<sup>-1</sup>].

#### 1. Crescita aerobica degli eterotrofi

Questo processo, descritto dalla cinetica di Monod, dà il massimo contributo alla rimozione di COD e crescita di nuova biomassa. Il substrato disciolto Ss è usato per la crescita che può essere limitata dall'ossigeno. Per la sintesi cellulare viene anche utilizzato l'Azoto ammoniacale.

reazione stechiometrica:

$$2.57 C_{2.43} H_{3.96} O + 2.50 O_2 + NH_3 \rightarrow C_5 H_7 O_2 N + 1.24 CO_2 + 3.09 H_2 O_3 + 1.24 CO_4 + 1.24 CO_5 +$$

velocità di processo [ML<sup>-3</sup>T<sup>1</sup>]:

$$\rho_1 = \mu_H \left( \frac{S_S}{K_s + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_{BH}$$

#### 2. Crescita anossica degli eterotrofi

In assenza di ossigeno gli eterotrofi possono usare il nitrato come accettore di elettroni per degradare il substrato disciolto  $S_S$  e produrre azoto gassoso (processo di denitrificazione). Si ritiene sempre valida la cinetica di Monod.

reazione stechiometrica:

$$2.57 C_{2.43}H_{3.96}O + 2.0 HNO_3 + NH_3 \rightarrow 1.24 CO_2 + C_5H_7O_2N + N_2 + 4.09 H_2O_3$$

\_\_\_

<sup>&</sup>lt;sup>68</sup> Takács I., Vanrolleghem P.A.. (2006) Elemental Balances in Activated Sludge Modelling. IWA Publishing, London, UK.

$$\rho_2 = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_s + S_S}\right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O}\right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}}\right) \eta_g X_{BH}$$

#### 3. Crescita aerobica degli autotrofi

L'ossidazione dell'ammoniaca produce l'energia necessaria alla crescita degli autotrofi con consumo di ossigeno. La produzione di biomassa è scarsa e la variazione di alcalinità importante. Si fa un'approssimazione considerando il processo di nitrificazione come una reazione a un solo step.

reazione stechiometrica:

$$48.59 \text{ NH}_3 + 5 \text{ CO}_2 + 90.19 \text{ O}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} + 47.59 \text{ HNO}_3 + 45.59 \text{ H}_2\text{O}$$

velocità di processo  $[ML^{-3}T^{-1}]$ :

$$\rho_3 = \mu_A \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) X_{BA}$$

#### 4. Decadimento degli eterotrofi

Il processo è modellato secondo l'ipotesi della morte-rigenerazione. Gli organismi muoiono con un certo tasso e una porzione del materiale è considerata non biodegradabile. Una parte della biomassa ricicla il substrato particolato.

reazione stechiometrica:

$$C_5H_7O_2N + 1.28 H_2O \rightarrow 1.58 C_{2.43}H_{3.96}O + 0.08 C_5H_7O_2N + 0.92 NH_3 + 0.77 CO_2$$

velocità di processo 
$$[ML^{-3}T^{-1}]$$
:

$$\rho_A = b_H X_{BH}$$

#### 5. Decadimento degli autotrofi

Il processo segue le orme del decadimento degli eterotrofi.

reazione stechiometrica:

$$C_5H_7O_2N + 1.28 H_2O \rightarrow 1.58 C_{2.43}H_{3.96}O + 0.08 C_5H_7O_2N + 0.92 NH_3 + 0.77 CO_2$$

velocità di processo [
$$ML^{-3}T^{-1}$$
]:  
 $\rho_5 = b_A X_{BA}$ 

#### 6. Ammonificazione dell'azoto organico solubile

L'azoto organico biodegradabile solubile è convertito in ammoniaca dagli eterotrofi attivi. Si ha un cambiamento di alcalinità dovuto al consumo di ioni idrogeno.

reazione stechiometrica:

$$NH_3 \rightarrow NH_3$$

velocità di processo [ML<sup>-3</sup>T<sup>-1</sup>]:

$$\rho_6 = K_{\scriptscriptstyle A} S_{\scriptscriptstyle ND} X_{\scriptscriptstyle BH}$$

#### 7. Idrolisi del carbonio organico intrappolato

Il substrato organico lentamente biodegradabile viene portato all'esterno della massa di fango, in condizioni aerobiche o anossiche, dando vita nuovamente al substrato prontamente biodegradabile. La velocità del processo è determinata dal tasso di idrolisi.

reazione stechiometrica:

$$C_{2,43}H_{3,96}O \rightarrow C_{2,43}H_{3,96}O$$

velocità di processo [ML<sup>-3</sup>T<sup>-1</sup>]:

$$\rho_{7} = k_{h} \frac{X_{S}/X_{BH}}{K_{X} + X_{S}/X_{BH}} \left[ \left( \frac{S_{O}}{K_{OH} + S_{O}} \right) + \eta_{h} \left( \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_{O}} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{BH}$$

#### 8. Idrolisi dell'azoto organico intrappolato

L'azoto organico biodegradabile particolato è trasformato in azoto organico solubile con un certo tasso definito dalla reazione di idrolisi.

reazione stechiometrica:

$$NH_3 \rightarrow NH_3$$

velocità di processo [ML<sup>-3</sup>T<sup>-1</sup>]:

$$\rho_8 = \rho_7 \left( \frac{X_{ND}}{X_S} \right)$$

Dal punto di vista applicativo risulta molto importante *l'approccio matriciale* del modello ASM1 in cui viene costruita una matrice in cui compaiono le 12 componenti del modello in relazione agli 8 processi. Le celle della matrice contengono i coefficienti stechiometrici che "pesano" il processo per quella particolare specie.

Per esempio per valutare il termine generativo corrispondente alla biomassa autotrofa  $X_{BA}$ , si individua la colonna corrispondente, nel nostro caso la numero 6, e spostandosi in direzione verticale si moltiplica il contenuto di ogni cella per la corrispondente velocità di processo, e si effettua una sommatoria.

Naturalmente, per esempio, è chiaro che nel caso della specie  $X_{BA}$ , i processi coinvolti saranno la crescita aerobica dei microrganismi autotrofi e il loro decadimento quindi si potrà scrivere:

$$r_{X_{BA}} = \rho_3 - \rho_5$$

La matrice delle componenti del modello ASM1 e delle relative velocità di processo, con le quali è possibile calcolare i termini di generazione per ogni specie è riportata nella Tabella 3.

Tabella 3. Matrice stechiometrica del modello ASM1.

Velocità di processo p <sub>j</sub> [ML <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> ]	ال	ρ <sub>2</sub>	δ3	ρ4	P <sub>5</sub>	90	ρ,	$\rho_8$	
12 X <sub>ND</sub>				$-i_{XB}-f_{P}i_{XP}$	$-i_{XB}-f_{P}i_{XP}$			-1	
S <sub>ND</sub>						-1		1	
10 S <sub>NH</sub>	- ixB	-i <sub>XB</sub>	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			1			
6 S <sub>NO</sub>		$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-\frac{1}{Y_A}$						$r_i = \sum_j \nu_{ij} \rho_j$
8 °S	$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$						$r_i = \sum_i$
7 Xp				fp	fp				
6 X <sub>BA</sub>			1		-1				
5 X <sub>BH</sub>	1	1		7					
4 X							-1		
3 X <sub>1</sub>									
2 S <sub>s</sub>	$-\frac{1}{Y_H}$	$-\frac{1}{Y_H}$					1		
S <sub>I</sub>									
Componente → i	1 Crescita aerobica dei microrganismi eterotrofi	2 Crescita anossica dei microrganismi eterotrofi	Crescita aerobica dei microrganismi autotrofi	4 Decadimento dei microrganismi eterotrofi	5 Decadimento dei microrganismi autotrofi	6 Ammonificazione dell'azoto organico solubile	7 Idrolisi del substrato organico intrappolato nella biomassa	8 Idrolisi dell'azoto organico intrappolato nella biomassa	Velocità di conversione $[\mathrm{ML}^3\mathrm{T}^1]$

----

Nella scrittura delle equazioni di bilancio occorre specificare i termini di generazione per ogni singola specie; tali termini si avvalgono di una combinazione lineare delle velocità di reazione descritte precedentemente secondo costanti che prendono il nome di *parametri stechiometrici* (Tabella 4).

Poiché tutte le grandezze che compaiono nelle equazioni devono essere riferite al loro ossigeno equivalente (COD), quando compaiono molecole diverse si devono utilizzare i coefficienti stechiometrici per ricavare *l'equivalenza in termini di ossigeno*.

I parametri cinetici (Tabella 5) dipendono essenzialmente dalla temperatura alla quale funziona l'impianto. Inoltre i valori numerici di tali parametri determinano la risposta del modello, alcuni sono poco variabili da impianto a impianto e possono essere fissati a valori medi di letteratura. Altri sono fortemente rappresentativi del particolare impianto e vanno calibrati di volta in volta. Dalle analisi di sensitività di letteratura appare che i parametri più sensibili sono:  $\mu_A$ ,  $b_H$ ,  $\eta_g$ ,  $k_h$ ,  $k_X$ ,  $\eta_h$ .

Non è possibile calibrare ciascun parametro separatamente, a causa della correlazione fra essi; diverse combinazioni di parametri possono produrre circa la stessa risposta del modello. La seguente tabella mostra una descrizione dei vari parametri e il loro range di variazione (dati di letteratura).

Tabella 4: Parametri stechiometrici.

Simbolo	Descrizione	Unità di misura	Valore
$Y_H Y$	Rendimento di crescita dei microrganismi eterotrofi	-	0.38 - 0.75
$Y_A Y_n$	Rendimento di crescita dei microrganismi autotrofi	-	0.07 - 0.28
$f_p$	Frazione della biomassa che genera un residuo non biodegradabile particolato	-	0.08
$i_{X\!B}$	Rapporto ponderale N/COD nella biomassa attiva	-	0.086
$i_{XP}$	Rapporto ponderale N/COD nella biomassa endogena	-	0.06

Tabella 5: Parametri cinetici del modello ASM1 e relativi valori di letteratura .

Simbolo	Descrizione	Unità di misura	Letteratura
$\mu_{\scriptscriptstyle H}$	Massimo tasso specifico di crescita della biomassa eterotrofa $\mu_{m}$	$\frac{1}{d}$	0.6 - 13.2
$b_{\scriptscriptstyle H}$	Coefficiente di decadimento della biomassa etrerotrofa $k_{ m d}$	$\frac{1}{d}$	0.05 - 1.6
$k_{s}$	Coefficiente di semisaturazione per la biomassa eterotrofa $k_{\scriptscriptstyle S}$	$\frac{g_{COD}}{m^3}$	5 - 225
$k_{OH}$	Coefficiente di semisaturazione dell'ossigeno per la biomassa eterotrofa	$\frac{g_{O_2}}{m^3}$	0.01 – 0.20
$k_{\scriptscriptstyle NO}$	Coefficiente di semisaturazione dell'azoto per la biomassa eterotrofa denitrificante	$\frac{g_{NO_3-N}}{m^3}$	0.1 – 0.5
$\mu_{\scriptscriptstyle A}$	Massimo tasso specifico di crescita della biomassa autotrofa $\mu_{mn}$	$\frac{1}{d}$	0.2 - 1
$b_{\scriptscriptstyle A}$	Coefficiente di decadimento della biomassa autotrofa $k_{\it dn}$	$\frac{1}{d}$	0.05 - 0.2
$k_{OA}$	Coefficiente di semisaturazione dell'ossigeno per la biomassa autotrofa $oldsymbol{k}_O$	$\frac{g_{O_2}}{m^3}$	0.4 - 2
$k_{_{NH}}$	Coefficiente di semisaturazione dell'ammoniaca per la biomassa autotrofa	$\frac{g_{NH_3-N}}{m^3}$	1
$\eta_{_g}$	Fattore di correzione per $\mu_{H}$ in condizioni anossiche	-	0.6 - 1
$k_a$	Velocità di ammonificazione	$\frac{m^3}{g_{COD} \cdot d}$	0.064
$k_h$	Massimo tasso specifico di idrolisi	$\frac{1}{d}$	2.6
$k_X$	Coefficiente di semisaturazione per l'idrolisi del substrato lentamente biodegradabile	-	0.018
$\eta_{\scriptscriptstyle h}$	Fattore di correzione per l'idrolisi in condizioni anossiche	-	0.4

## 2.1.5 Implementazione del modello ASM1 in Matlab-Simulink

#### 2.1.5.1 *Il reattore*

Il sottosistema reattore deve svolgere le funzioni che permettono di simulare l'effettivo comportamento sia della vasca di denitrificazione che di quella di ossidazione.

Nell'implementazione del modello, la differenza tra le due vasche è solo quella di considerare nulla la portata di aria inviata al reattore anossico.

Questo blocco permette la risoluzione di 12 equazioni differenziali tramite i due sottoblocchi "*Equazioni di bilancio*" e "*integrator*".

Separatamente sono stati inviati nell'equazioni di bilancio i termini di generazione, calcolati a loro volta attraverso una combinazione dei parametri stechiometrici e delle velocità di reazione implementate secondo il modello ASM1.

Le 12 equazioni risolte sono le seguenti e derivano dalla legge di conservazione della materia:

$$Accumulo = Ingresso - Uscita \pm Generazione$$

Il bilancio per la generica componente può essere scritto nella seguente forma:

$$\frac{dX_{j}}{dt} = \frac{Q}{V} (X_{j,in} - X_{j}) + r_{j}$$

dove  $r_i$  rappresenta il termine di generazione.

Nel caso del bilancio dell'ossigeno, poiché nel reattore aerobico è insufflata aria dall'esterno, è necessario tener conto di un opportuno termine di trasferimento dell'ossigeno, in modo da avere:

$$\frac{dS_O}{dt} = \frac{Q}{V} \left( S_{O,in} - S_O \right) + r_{So} + K_{LA} \left( S_O^{sat} - S_O \right)$$

dove  $S_0^{sat}$  è la concentrazione di ossigeno di saturazione, ovvero la quantità massima di ossigeno che può essere disciolta nell'acqua. Tale valore, secondo la legge di Henry, è proporzionale alla pressione parziale dell'ossigeno nell'atmosfera e vale, considerando una temperatura di  $20^{\circ}$ C, 9.5 mg/l.

 $K_{LA}$  rappresenta invece il termine di trasferimento di ossigeno ed è funzione della portata d'aria insufflata per unità di volume del reattore  $q_{air}$ .

$$K_{LA} = 300 \cdot \left(1 - e^{-0.42 \cdot q_{air}}\right)$$

Questo parametro esprime sostanzialmente la capacità di trasferimento del gas verso la fase liquida e dipende, oltre che dalla temperatura, dalla dimensione delle bolle generate dagli aeratori e di conseguenza dalla superficie di scambio.

## 2.1.5.2 <u>Il Controllo dell'ossigeno disciolto</u>

E' opportuno che il valore della concentrazione di ossigeno misurata all'uscita del reattore aerobico non sia al di sotto o al di sopra di un valore prefissato di *set point* fissato pari a 2 mg/l.

Nel caso considerato, gli insufflatori forniscono una portata di aria costante giornaliera di  $7 \, \text{m}^3/\text{m}^3$  di reattore. A seconda dell'*errore*, *e*, calcolato come la differenza tra la concentrazione di *set point* e quella misurata all'uscita del reattore (e =  $S_{O,Set point}$  -  $S_O$ ), si valuta il valore che deve assumere il segnale di uscita u(t), fatto variare tra 0 e 1, che viene moltiplicato per  $q_{air}$ . La frazione che andrà a moltiplicare la portata d'aria sarà proporzionale all'errore misurato e varrà zero nel caso in cui la concentrazione misurata è uguale a quella di *set point* e 1 qualora la concentrazione misurata fosse nulla.

#### 2.1.5.3 Il regolatore dei flussi (Split)

Lo *split* esegue la ripartizione della portata in ingresso in due uscite distinte. In particolare, variando tra 0 e 1, determina la frazione di portata in ingresso da inviare al reattore anossico (*out1*); la restante frazione calcolata per differenza sarà inviata al reattore aerobico (*out 2*). Con il selettore è stato possibile prelevare le 12 concentrazioni dal segnale di ingresso *in1* ed inviarle alle due uscite.

### 2.1.5.4 Il miscelatore

Il ruolo del miscelatore è sostanzialmente quello di creare una media pesata delle concentrazioni provenienti dai due segnali in ingresso rispetto alle portate.

Si otterrà nuovamente un vettore a 13 componenti, in cui l'ultima componente è rappresentata dalla somma delle portate. La funzione utilizzata per il calcolo della generica concentrazione *j* è la seguente:

$$X_{j} = \frac{X_{j,1} \cdot Q_{1} + X_{j,2} \cdot Q_{2} + X_{j,3} \cdot Q_{3}}{\sum Q}$$

#### 2.1.5.5 Il sedimentatore

Il processo di sedimentazione in uno schema a fanghi attivi è fondamentale per l'abbattimento delle sostanze sospese nel refluo che si producono in conseguenza delle reazioni biologiche di degradazione. È quindi molto importante poter simulare il funzionamento di questa unità per monitorare e dimensionare correttamente la vasca di sedimentazione, insieme a tutto il processo di depurazione.

I modelli odierni di sedimentazione secondaria si basano su una discretizzazione del sedimentatore in un certo numero di layer (Teoria del Flusso Solido) tramite la definizione di un'equazione differenziale parziale che definisce il bilancio di massa in ogni layer, in funzione soprattutto della posizione di esso nel sedimentatore (testa, fondo, punto di immissione, ecc..).

I diversi modelli di sedimentazione proposti in letteratura differiscono appunto per l'equazione differenziale parziale utilizzata per il bilancio di massa in ciascun layer (Holenda et al., 2006)<sup>69</sup>.

Bryant  $(1972)^{70}$ , Stenstrom  $(1975)^{71}$  e Vitasonic  $(1986)^{72}$ , hanno ipotizzato di dividere il sedimentatore di altezza totale z e volume V, in un certo numero di layer di uguale altezza e sezione trasversale A.

<sup>&</sup>lt;sup>69</sup> Holenda B., Pasztor I., Kárpáti A., Redey A., Comparison of one-dimensional secondary settler tank model, Official Pubblication of the European Water Association (EWA), E-Water (2006).

<sup>&</sup>lt;sup>70</sup> Bryant J. O. (1972), Continuous Time Simulation of the Conventional Activated Sludge Wastewater Renovation System. Ph. D. dissertation, Clemson University, Clemson, S. C.

No. Stenstrom M. K., 1975. A dynamic model and computer compatible control strategies for wastewater treatment plants. PhD dissertation, Clemson University, Clemson, South

Il modello attualmente più utilizzato per la sedimentazione secondaria è il modello a 10 layer di Takács et al. (1991)<sup>73</sup>. Nonostante il progresso registrato negli ultimi anni, il modello sviluppato da Takács et al. (1991) è ancora quello più usato (Watts et al., 1996<sup>74</sup>, Plósz et al., 2010<sup>75</sup>). Questo può essere in parte spiegato dal fatto che la maggior parte dei pacchetti software prevede soltanto il modello di Takács et al. (1991), oppure gli elaboratori dei modelli non possiedono il necessario background e l'abilità per implementare gli altri approcci (Plósz et al., 2010). Uno degli svantaggi del modello di Takács, è dovuto dal fatto che la concentrazione dei solidi dipende dall'altezza dei layer (z), ma non dal gradiente di concentrazione. Inoltre, nel modello di Takács, la discretizzazione in 10 layer eseguita dal modello del primo ordine introduce una sufficiente dispersione numerica da non far rilevare un profilo liscio di concentrazione (Takács, 2008).

Nonostante questi svantaggi, quello di Takács rimane il modello maggiormente utilizzato, ed è stato implementato in questo studio per descrivere la sedimentazione secondaria. Il modello di Takács utilizza, come equazione della velocità di sedimentazione, una espressione doppia esponenziale.

Le ipotesi alla base del modello sono:

- validità della teoria del flusso solido;
- valutazione dei soli *flussi verticali*, considerando di trascurabile importanza gli effetti delle componenti orizzontali delle velocità di sedimentazione;
- assenza di gradienti di concentrazione di solidi sospesi (SS) lungo ciascuna sezione trasversale del sistema di sedimentazione (di area A);
- uguale frazione non sedimentabile di particelle in ingresso e in uscita (cioè si ritiene siano trascurabili gli eventuali processi biochimici in vasca di

Pagina 78 di 187

<sup>&</sup>lt;sup>72</sup> Vitasonic Z. Z. (1986), An Integrated Control Strategy for the Activated Sludge Process . Ph. D. dissertation, Rice University, Houston, Tex.

Takács J., Patry G. and Nolasco (1991), A Dynamic Model of the Clarification-Thickining Process, Hydromantis Inc., 1985 Main St W., Suite 302, Hamilton, Ontario, Canada L8S 1G5 and CH2M Hill Engineering Ltd, 180 King Street South, Waterloo, Ontario, Canada N2J 1P8

Watts, R.W., Svoronos, S.A. & Koopman, B. (1996) One-dimensional modelling of secondary clarifiers using a concentration and feed-velocity dependent dispersion coefficient. Wat. Res. 30(9), 2112–2124.

Plósz Benedek Gy., Ingmar Nopens, Jeriffa DeClercq, Lorenzo Benedetti, Peter A. Vanrolleghem. (2010). Shall we upgrade one-dimensional secondary settler models using in WWTP simulators? Yes. IWA WWC 2010.

sedimentazione assumendo che la sedimentazione secondaria sia un mero processo di separazione liquido-solido);

- vasca di sedimentazione considerata come un reattore a flusso continuo;
- vasca di sedimentazione a forma cilindrica.

L'espressione della velocità di sedimentazione proposta da Takács è dedotta dal modello di Vesilind (1968)<sup>76</sup>. In essa Takács ha introdotto un nuovo contributo esponenziale che tiene conto delle modalità di sedimentazione per flocculazione, otre alla sedimentazione ostacolata, così come indicato nell'equazione.

$$v_{s,j}(X) = \max \left\{ 0, \min \left[ v_0', v_0 \cdot \left( e^{-r_h(X_j - X_{\min})} - e^{-r_p(X_j - X_{\min})} \right) \right] \right\}$$

La descrizione dei parametri della velocità di sedimentazione introdotti da Takács sono riportati nella Tabella 6.

**Parametro Significato** Unità Valore velocità effettiva di massima  $\dot{\nu_0}$ 250 m/d sedimentazione 474 m/d  $v_0$ massima velocità teorica di sedimentazione (Vesilind, 1968) parametro di sedimentazione all'interno  $m^3/g_{SS}$ zona di ispessimento 0.000575 (0  $r_h$ sedimentazione ostacolata) parametro di sedimentazione nella zona di 0.00286  $m^3/g_{SS}$  $r_p$ flocculazione

Tabella 6. Parametri della velocità di sedimentazione di Takács.

La funzione tiene conto del fatto che, al variare del valore di concentrazione di SS, la velocità di sedimentazione assume un valore differente, così come riportato in tabella 7.

Vesilind A. P. (1968), Discussion of "Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories, by R. I. Dick and B. B. Ewing, J. sanit. Engrs Div. Am. Soc. Civ. Engrs 94

Il limite inferiore a cui deve tendere la funzione X nel modello nel layer di chiarificazione, ovvero la minima concentrazione di solidi sospesi  $X_{min}$ , dipende da:

$$X_{\min} = f_{ns} \bullet X_{\perp}$$
 Concentrazione minima di solidi sospesi nel sedimentatore.

$$X_F = 0.75 \sum_{j=1}^{n} X$$
 Contributo delle sole componenti soggette a sedimentazione, ovvero quelle particolate  $(X_{F,j})$ .

 $f_{ns}$  è la frazione della concentrazione di fanghi non sedimentabili.

Tabella 7. Variazione della velocità di sedimentazione di Takács in funzione della concentrazione di solidi sospesi SS.

Concentrazione di SS	Variazione della velocità di sedimentazione di Takács		
X <x<sub>min</x<sub>	La velocità di sedimentazione $v_s$ è pari a zero, dal momento che la concentrazione di solidi sospesi nell'influente è al di sotto del valore di concentrazione minimo conseguibile nell'effluente con il processo di sedimentazione.		
$X_{min} < X < X_{low}$	I solidi sedimentano in maniera lenta, ma la velocità di sedimentazione $v_s$ cresce con la concentrazione $X$ . Per basse concentrazioni di $SS$ , non appena si verifica un aumento della concentrazione dei solidi nella zona più alta del sistema adibita alla chiarificazione e alla sedimentazione libera, il diametro medio della particelle tende ad incrementarsi così da provocare un aumento della velocità di sedimentazione $v_s$ ( $Takács\ et\ al.,\ 1990^{77}$ ).		
$X_{low} < X < X_{hight}$	Se nei solidi sospesi è preponderante la frazione che sedimenta modo più o meno rapido, la velocità di sedimentazione può esse ritenuta indipendente dal valore della concentrazione del fango. ritiene quindi che i fiocchi abbiano raggiunto le loro massin dimensioni. In tale sezione si ha, dunque, la massima velocità sedimentazione.		
X>X <sub>hight</sub>	Il modello utilizza il ramo decrescente della funzione esponenziale, fino a tendere asintoticamente a zero in quanto per valori elevati di $X$ si va sempre più verso una condizione di sedimentazione ostacolata.		

Takács J., Patry G. and Nolasco (1991), A Dynamic Model of the Clarification-Thickining Process, Hydromantis Inc., 1985 Main St W., Suite 302, Hamilton, Ontario, Canada L8S 1G5 and CH2M Hill Engineering Ltd, 180 King Street South, Waterloo, Ontario, Canada N2J 1P8

Il modello di sedimentazione di Takács nella sua forma qua sviluppata, utilizza una discretizzazione in 10 layer e si basa, per i bilanci di massa, sulle seguenti espressioni delle equazioni differenziali parziali.

Strato di Chiarificazione (m=1)
$$\frac{dX_{m}}{dt} = \frac{v_{up}(X_{m-1} - X_{m}) - \min(J_{S,\min}, J_{S,m-1})}{z_{m}}$$

*Strati sopra quello di Alimentazione*  $(2 \le i \le m-1)$ 

$$\frac{dX_{m}}{dt} = \frac{v_{up} \cdot (X_{m+1} - X_{m}) - \min(J_{S,m}, J_{S,m+1}) + \min(J_{S,m}, J_{S,m-1})}{z_{m}}$$

Strato di Alimentazione (Layer m

$$\frac{dX_{m}}{dt} = \frac{Q_{F} \cdot X_{F}}{A} - (v_{up} + v_{dn}) \cdot X_{m} - \min(J_{S,m}, J_{S,m+1}) + \min(J_{S,m}, J_{S,m-1})}{z_{m}}$$

*Strati sotto quello di Alimentazione* ( $m + 1 \le j \le n - 1$ )

$$\frac{dX_{m}}{dt} = \frac{v_{dn} \cdot \left(X_{m-1} - X_{m}\right) - \min(J_{S,m}, J_{S,m+1}) + \min(J_{S,m}, J_{S,m-1})}{z_{m}}$$

Strato di Ispessimento (Layer n)

$$\frac{dX_{m}}{dt} = \frac{v_{dn} \cdot \left(X_{m-1} - X_{m}\right) + \min\left(J_{S,m}, J_{S,m-1}\right)}{z_{m}}$$

Il punto di alimentazione del refluo nel sedimentatore è stato posto a circa la metà dell'altezza della colonna di sedimentazione (circa 1.8 metri dalla sommità rispetto un'altezza fissata di 4 metri).

Nel modello di Takács, viene introdotto un valore di riferimento della concentrazione di SS detto  $X_T$ . Il flusso gravitazionale  $J_s$  relativo al generico strato m,

assume un differente valore in funzione della concentrazione  $X_m$  in ingresso a tale layer, secondo le seguenti equazioni.

se 
$$X_m \le X_T$$
  $\rightarrow$   $J_{S,m} = v_{S,m} X_m$  se  $X_m > X_T$   $\rightarrow$   $J_{S,m} = \min(v_{S,m} X_m, v_{S,m-1} X_{m-1})$ 

Negli strati più bassi del sistema, cioè a partire dal layer in cui si verifica l'alimentazione della portata, nei quali la concentrazione dei solidi è sicuramente più alta di quella imposta  $X_T$ , il flusso solido  $J_S$  è dato sempre dal minimo flusso tra quello del layer considerato e quello del layer precedente (m-1).

I parametri di interesse impiegati per l'implementazione del modello sono riportati nella Tabella 8.

Tabella 8. Parametri introdotti dal modello di Takács.

Parametro	Significato		
$X_m$	concentrazione dei fanghi nello strato m generico		
$v_{up} = \frac{Q_E}{A}$	velocità del liquido verso l'alto		
$v_{dn} = \frac{Q_W + Q_{RS}}{A} = \frac{Q_S}{A}$	velocità del liquido verso il basso		
$Z_{m}$	altezza del singolo piatto		
Qw portata di fanghi biologici in uscita dal fondo sedimentatore			
$Q_E$	portata di chiarificazione, in uscita dall'alto del sedimentatore		
$Q_{RS}$	portata di ricircolo dei fanghi, in testa alla vasca aerata		

## 2.1.6 Parametri e cinetiche biologiche

Il modello matematico, implementato in codice SIMULINK, è stato realizzato in modo tale da poter descrivere, con un unico modello, un numero molto elevato di differenti configurazioni impiantistiche.

Il modello è in grado di descrivere il funzionamento del classico impianto biologico a fanghi attivi con predenitrificazione, noto come il processo Ludzack-Ettinger. Inoltre, mediante l'impiego di alcuni accorgimenti (quali gli Split e gli Switch), passando da configurazioni classiche a quelle per il periodo irriguo (ovvero di riutilizzo delle acque reflue), si possono simulare diversi schemi di impianto, ovvero gli schemi semplificati a rimozione controllata. Il periodo non irriguo (solitamente l'inverno) è caratterizzato da reflui effluenti con caratteristiche idonee per lo scarico nel corpo idrico ricettore. Nel periodo irriguo (solitamente l'estate), invece, è stato assunto che l'effluente debba avere caratteristiche utili alla irrigazione, quindi trattati con schemi semplificati a bassa rimozione. I due periodi sono caratterizzati da configurazioni impiantistiche diversi degli Split e degli Switch (Tabella 9).

Tabella 9: Specifiche tecniche del modello in funzione del periodo di simulazione.

Configurazione periodo NON IRRIGUO	Configurazione periodo IRRIGUO
Split 1 = 1	Split 1 variabile tra 0 e 1 (da regolare in base alla ripartizione tra reattore aerobico e anossico)
Split 2 variabile tra 0 e 1 (da regolare in base alla portata Qrma)	Split 2 variabile tra 0 e 1 (da regolare in base alla portata Qrma)
tutti gli switch in posizione "non irriguo"	tutti gli switch in posizione "irriguo"
costanti e parametri cinetici relativi ad una temperatura ambiente di 10°	costanti e parametri cinetici relativi ad una temperatura ambiente di 20°

Per entrambi i periodi sono stati considerati valori diversi dei parametri cinetici, riferiti alla temperatura di 20°C per il periodo irriguo e di 10°C per il periodo non irriguo (Tabella 10).

Tabella 10. Parametri cinetici imposti nel modello in relazione alla temperatura (Henze M. et al., 1999)<sup>78</sup>.

1999	) .			
Parametro	Descrizione	Unità di misura	Valore a T=10°C	Valore a T=20°C
μн	Massimo tasso specifico di crescita della biomassa eterotrofa	1/d	3.00	6.00
$b_{\mathrm{H}}$	Coefficiente di decadimento della biomassa etrerotrofa	1/d	0.20	0.62
$k_s$	Coefficiente di semisaturazione per la biomassa eterotrofa	g <sub>COD</sub> /m <sup>3</sup>	20	20
$k_{\mathrm{OH}}$	Coefficiente di semisaturazione dell'ossigeno per la biomassa eterotrofa	$g_{O2}/m^3$	0.20	0.20
$k_{NO}$	Coefficiente di semisaturazione dell'azoto per la biomassa eterotrofa denitrificante	$g_{NO3-}$ $_N/m^3$	0.50	0.50
μΑ	Massimo tasso specifico di crescita della biomassa autotrofa	1/d	0.30	0.80
$b_A$	Coefficiente di decadimento della biomassa autotrofa	1/d	0.10	0.20
$k_{OA}$	Coefficiente di semisaturazione dell'ossigeno per la biomassa autotrofa	$g_{O2}/m^3$	0.40	0.40
$k_{ m NH}$	Coefficiente di semisaturazione dell'ammoniaca per la biomassa autotrofa	$g_{NH3-N/m^3}$	1.00	1.00
$\eta_{g}$	Fattore di correzione per $\mu_H$ in condizioni anossiche	-	0.80	0.80
ka	Velocità di ammonificazione	$m^3/(g_{COD}$	0.04	0.08
$k_{\mathrm{H}}$	Massimo tasso specifico di idrolisi	1/d	1.00	3.00
$k_{X}$	Coefficiente di semisaturazione per l'idrolisi del substrato lentamente biodegradabile	-	0.01	0.03
$\eta_{h}$	Fattore di correzione per l'idrolisi in condizioni anossiche	-	0.10	0.40

<sup>&</sup>lt;sup>78</sup> Henze M, Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G., Van Loosdrecht M. C. M., Activated Sludge Model No. 2D ASM2D, Wat. Sci. Tech. Vol. 39, No. 1, pp. 165-182, 1999

## 2.1.7 Configurazioni impiantistiche nel periodo irriguo

Con le opportune combinazioni, si sono realizzate e simulate le configurazioni impiantistiche nei due periodi, con l'ipotesi che il refluo in ingresso fosse un liquame di origine civile senza variazioni nel tempo di portata e concentrazioni.

Per verificare l'ipotesi dello schema a bassa rimozione sono state eseguite varie simulazioni valutando la risposta del modello al variare delle configurazioni dell'impianto.

In particolare sono stati testati cinque gradi di ripartizione (chiamati A, B, C, D, E) della portata in ingresso tra il reattore aerobico ed il reattore anossico variando la portata del 25% alla volta (Figura 21).

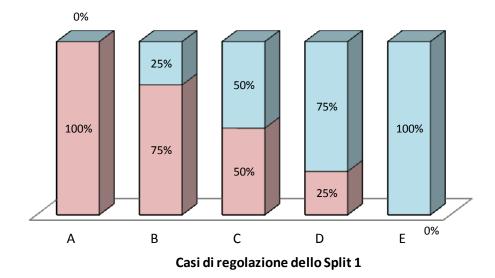
Questa variazione delle portata di ricircolo interno è molto importante perché influenza l'efficienza di rimozione dei nitrati. Infatti, seguendo tale procedura, il modello è in grado di simulare un processo a fanghi attivi variabile tra uno schema di tipo *Ludzack-Ettinger* modificato ed uno schema di tipo *Wuhrmann* (1952).

Per ogni ipotesi di ripartizione della portata in ingresso (casi A, B, C, D, E), sono stati individuati 5 sottocasi con una variazione del 25% alla volta. Ogni sottocaso ipotizza un diverso valore della portata di ricircolo interno (o miscela aerata) che dal reattore aerobico viene inviato al reattore di denitrificazione (Figura 22).

Tutte le simulazioni sono state eseguite per tre diversi valori della portata di ricircolo dei fanghi, come riportato in Tabella 11. In questo modo è stata valutata la sensitività del modello al variare della concentrazione della biomassa attiva nei reattori biologici.

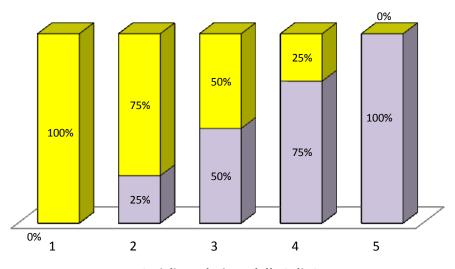
Tabella 11. Schema delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 3.

CASO	Portata di ricircolo fanghi		
X	55% della portata totale in ingresso all'impianto di trattamento		
Y	100% della portata totale in ingresso all'impianto di trattamento		
Z	150% della portata totale in ingresso all'impianto di trattamen		
	to		



- ■% della portata totale influente all'impianto che viene inviata al reattore anossico
- ■% della portata totale influente all'impianto che viene inviata al reattore anossico

Figura 21. Schema delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 1.



- Casi di regolazione dello Split 2
- % del flusso in uscita dal reattore aerobico e inviato al reattore anossico
- % del flusso in uscita dal reattore aerobico e inviato al sedimentatore secondario

Figura 22. Schema delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 2.

#### 2.2 RISULTATI E DISCUSSIONE

# 2.2.1 Verifica del modello

Dopo aver costruito il modello rappresentate un classico impianto di depurazione a fanghi attivi, è stato testato il funzionamento e la robustezza mediante l'utilizzo di dati noti di letteratura. I dati in questione sono quelli contenuti nel BSM1<sup>79</sup> - Benchmark Simulation Model no. 1 (*IWA Taskgroup on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008*) eseguite dal Task Group costituito da IWA (International Water Association) e da COST (European Cooperation in Science and Techonology).

I dati di riferimento del BSM1 comprendono i diversi tipi di parametri (geometrici, cinetici, stechiometrici, ecc.), i dati di input (quali frazionamento del COD, portata influente), dati impiantistici (portate di ricircolo fanghi, di miscela aerata, durata delle simulazioni, oltre che dati quali pluviogrammi, ecc.). Il BSM1 permette, inoltre, di eseguire simulazioni in regime stazionario (Closed Loop) ed in regime dinamico (Open Loop).

Dal punto di vista impiantistico, il BSM1 prende in riferimento un classico impianto biologico a fanghi attivi con predenitrificazione e vasca di sedimentazione secondaria, così come riportato nella Figura 23.

I risultati delle simulazioni hanno prodotto i risultati attesi (in termini di portate e concentrazioni effluenti) validando il modello costruito. In Figura 24 si riporta il confronto tra i dati del BSM1 e quelli forniti dal modello.

<sup>&</sup>lt;sup>79</sup> http://www.benchmarkwwtp.org/

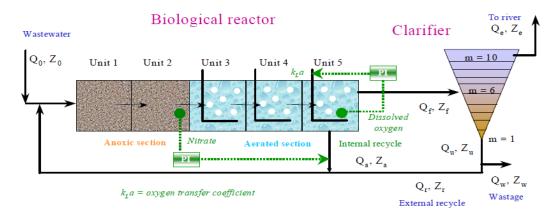


Figura 23: Schema di impianto del Benchmark Simulation Model no. 1

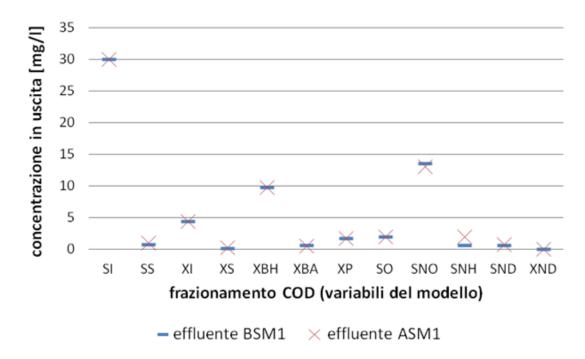


Figura 24: Confronto tra i dati del BSM1 ed i risultati forniti dal modello ASM1 costruito.

#### 2.2.2 La configurazione non irrigua

Lo schema impiantistico applicato nel periodo non irriguo, ovvero in inverno, è realizzato secondo la configurazione Ludzak-Ettinger in grado di produrre reflui trattati con caratteristiche idonee per lo scarico nel corpo idrico ricettore. È stato quindi dimensionato un impianto di depurazione biologico a scala reale per 10,000 abitanti

equivalenti (AE) (Tabella 12). I dati progettuali (volumetrie dei reattori, portate in ingresso, concentrazioni in ingresso ed in uscita, ecc.) sono stati poi inseriti nel modello matematico realizzato. I dati progettuali relativi all'impianto di 10,000 AE sono stati quindi impiegati per le successive simulazioni numeriche.

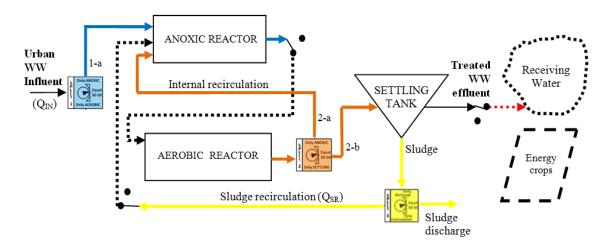


Figura 25. Impianto a schema semplificato: configurazione per il periodo non irriguo.

Il frazionamento del COD in ingresso è stato eseguito secondo il metodo proposto da Andreottola G. et al.,  $(2004)^{80}$ , adattandoli per i 10,000 AE ipotizzati (Tabella 13).

La risposta del modello è analizzata considerando le concentrazioni delle principali sostanze effluenti dall'impianto (sostanza organica totale; sostanza organica rapidamente biodegradabile; azoto totale; azoto ammoniacale; nitrati) in relazione a quanto proposto dal BSM1.

$$COD_{IN} = S_I + S_S + X_I + X_S + X_{BH} + X_{BA} + X_P$$
 $BOD_{5^{IN}} = 0.65 * [S_S + X_S + (1 - f_P) * (H_{BH} + X_{BA})]$ 
 $BOD_{5^{OUT}} = 0.25 * [S_S + X_S + (1 - f_P)(H_{BH} + X_{BA})]$ 
 $N_{tot^{IN}} = S_{NO} + S_{NKj}$ 
 $S_{NKj^{IN}} = S_{NH} + S_{ND} + X_{ND} + i_{XB}(X_{BH} + X_{BA}) + i_{XP}(X_P + X_I)$ 
 $Nitrate = S_{no}$ 
 $Ammonia = S_{nh}$ 

Andreottola G., Foladori P., Caratterizzazione avanzata dei reflui e delle cinetiche biologiche per la progettazione degli impianti di depurazione, Università degli studi di Trento, Vagliasindi, ANDIS, pag 445, 2004.

Tabella 12. Dati progettuali dell'impianto progettato e simulato.

UNIT SYSTEM	VALUE	MEASUREMENT UNITS
Abitanti equivalenti	10,000	AE
Portata in ingresso all'impianto	2,400	m <sup>3</sup> /d
COD totale in ingresso	540	mg/l
Azoto totale in ingresso	65	mg/l
Volume del reattore anossico	440	m <sup>3</sup>
Volume del reattore aerobico	1,330	m <sup>3</sup>
Volume del sedimentatore secondario	830	m <sup>2</sup>
Altezza del sedimentatore secondario	4	m
Durata delle simulazioni	100	giorno
Età dei fanghi	14	giorno

Tabella 13. Frazionamento del COD in ingresso al modello (per 10000 AE).

Componentet	Unità di misura	Concentrazione in ingresso
$S_{\mathrm{I}}$	$mg_{COD}/l$	16.74
$S_{S}$	mg <sub>COD</sub> /l	173.34
$X_{I}$	mg <sub>COD</sub> /l	96.66
$X_{S}$	mg <sub>COD</sub> /l	253.26
$X_{BH}$	mg <sub>COD</sub> /l	0.00
$X_{BA}$	$mg_{COD}/l$	0.00
$X_{P}$	$mg_{COD}/l$	0.00
$S_{O}$	mg <sub>COD</sub> /l	0.00
$S_{NO}$	$mg_N/l$	1.00
$S_{NH}$	mg <sub>N</sub> /l	43.69
$S_{ND}$	mg <sub>N</sub> /l	3.48
$X_{ND}$	mg <sub>N</sub> /l	10.16
$S_{ALK}$	mol/m <sup>3</sup>	7

È stata quindi eseguita la simulazione del modello ASM1 realizzato con i dati progettuali riportati nelle tabelle 12 e 13 con un periodo di simulazione di 100 giorni. I risultati della simulazione nella configurazione non irrigua, espressi in termini di concentrazione di COD totale e Azoto totale, sono riportati nella Tabella 14.

Tabella 14: Confronto tra i limiti normativi, i dati progettuali e la risposta del modello.

Frazione del refluo	d.l. 152/2006 parte III, All. 5, tab. 1,2,4 (mg/l)	Modello matematico (mg/l)
COD totale	≤ 100	35.2
N totale	≤ 15	15.8

Si osserva che il modello genera concentrazioni effluenti dall'impianto compatibili con la normative per lo scarico (d.l. 152/2006 e s.m.i.), il che indica il corretto funzionamento del modello matematico ed la giusta progettazione di massima. Per quanto riguarda l'azoto, la concentrazione stimata dal modello è di poco superiore al limite di normativa, ma questo non preoccupa in quanto, oltre a poter applicare una migliore calibrazione del modello per questa particolare configurazione, bisogna considerare che il modello sovrastima la concentrazione di azoto di circa 1 mg/l rispetto BSM1 (Figura 24).

Avendo riscontrato il corretto funzionamento del modello e dei dati progettuali, quest'ultimi (relativi all'impianto di 10,000 AE) sono stati impiegati per le successive simulazioni numeriche relative agli schemi a rimozione controllata (schemi semplificati) da impiegare durante il periodo irriguo.

## 2.2.3 La fase di transizione del cambio di configurazione

Il passaggio dalla configurazione impiantistica per il periodo non irriguo, a quella impiegata durante il periodo irriguo (e viceversa), avviene mediante dei rubinetti aggiunti (nel modello sono degli *Switch on-off*), i quali consentono di modificare il percorso e la destinazione delle varie correnti di fluido. In questo modo si può passare da una configurazione all'altra in modo molto veloce.

Dal punto di vista della risposta dell'impianto (e quindi del modello), passare da una configurazione all'altra significa variare i parametri ed i processi operativi in modo tale da variare la concentrazione effluente delle sostanze di interesse (ad esempio COD e azoto totale). Questo si traduce nel variare l'efficienza dei processi biologici al fine di diminuire o aumentare la concentrazione effluente in relazione alla destinazione finale del refluo, o del grado di trattamento a cui si vuole sottoporre il refluo.

Ovviamente, il passaggio da una configurazione ad un'altra non sarà immediato, ma richiederà un certo intervallo di tempo durante il quale i processi biologici si ristabiliscano raggiungendo una condizione di equilibrio.

Nella Figura 26 si riporta, a titolo di esempio, il profilo delle concentrazioni di COD e azoto totali in uscita dall'impianto quando si esegue un cambio di configurazione impiantistica. Nello specifico è riportato un passaggio dalla configurazione per lo scarico nel corpo idrico ricettore (periodo non irriguo), ad una configurazione per l'irrigazione di biomasse energetiche (periodo irriguo) che garantisce un alto recupero dei composti azotati. Si osserva che, per entrambi i cambi di configurazione, si registrano le variazioni delle concentrazioni effluenti le quali raggiungono dei valori stabili dopo un tempo di transizione più o meno rapido. La condizione di equilibrio, può essere più o meno raggiunta velocemente in funzione di numerosi parametri, quali ad esempio: la temperatura del refluo che influenza le cinetiche batteriche e microbiologiche, il carico di inquinanti, la portata che influisce sulla concentrazione delle sostanze disciolte, nonché le condizioni operative e di conduzione dell'impianto.

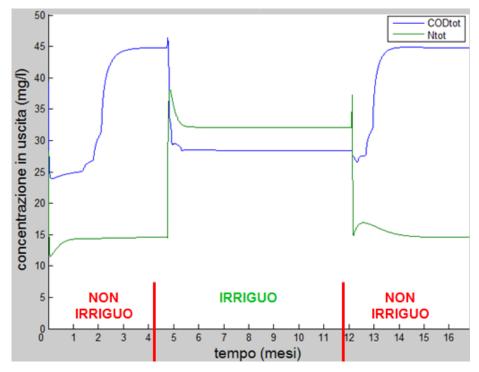


Figura 26: Profilo delle concentrazioni di COD e azoto totali in uscita dall'impianto durante il periodo di transizione nel passaggio dalla configurazione per il periodo non irriguo a quella per il periodo irriguo e viceversa.

Questo è un problema molto importante da tenere in considerazione nella gestione di un impianto di depurazione. Infatti, il blocco temporaneo o il rallentamento di un processo biologico causato da una cattiva conduzione, da sversamenti accidentali o incontrollati di carichi inquinanti, dal cambio di configurazione impiantistica negli schemi biologici modificati ai fini del riutilizzo, possono inibire i processi di depurazione portando, difatti, a ridurre o rallentare l'efficacia del trattamento biologico.

La particolarità dello schema semplificato proposto, è stato pensato in maniera tale da evitare anche questo tipo di problema. Infatti, in certi casi, sono necessarie anche parecchie settimane per ristabilire la completa efficienza dei processi biologici. Ad esempio questo tipo di problema è stato riscontrato nel processo a fanghi attivi modificato da Cornel P. et al. (2003) per il quale è stato registrato il problema di dover riattivare la linea di denitrificazione dopo il cambio di stagione dalla configurazione estiva a quella invernale. Per questo motivo, negli schemi a rimozione controllata oggetto di studio, attraverso le particolari configurazioni impiantistiche, si evita di bloccare completamente, anche per piccoli periodi, i processi biologici.

## 2.2.4 La configurazione irrigua

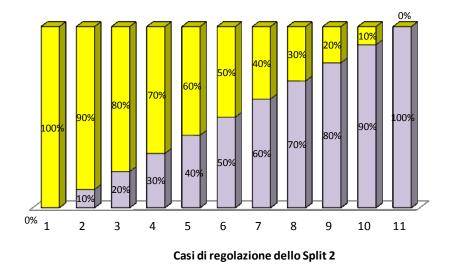
Ogni configurazione impiantistica è caratterizzata dal valore assunto da tre parametri impiantistici:

- *Split 1*: grado di ripartizione della portata influente tra reattore aerobico e reattore anossico;
- Split 2: entità della portata di ricircolo interno;
- *Split 3*: entità della portata di ricircolo fanghi (biomassa attiva).

Sono state condotte tre serie di simulazioni al fine di valutare la sensibilità del modello alle variazioni della densità del refluo (funzione della portata di ricircolo della biomassa attiva):

- X: Qrf = 55% della portata totale in ingresso all'impianto di trattamento;
- Y: Qrf = 100% della portata totale in ingresso all'impianto di trattamento;
- Z: Qrf = 120% della portata totale in ingresso all'impianto di trattamento.

Per condurre una accurata analisi della risposta del modello, solo per l'analisi di sensitività, i sottocasi derivanti dalla regolazione dello *Split 2* sono stati aumentati da 5 a 11, come riportato nella figura 27.



- ■% del flusso in uscita dal reattore aerobico e inviato al reattore anossico
- ☐ % del flusso in uscita dal reattore aerobico e inviato al sedimentatore secondario

Figura 27. Analisi di sensitività del modello: schema specifico delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 2.

In seguito si riportano i risultati ottenuti per il caso X: Qrf = 100% Qin e suddivisi per ripartizione dello Split 1 (A, B, C, D, E).

# 2.2.4.1 Analisi qualitativa

I risultati forniti dalle simulazioni evidenziano come il modello funziona così come ipotizzato. Infatti, le concentrazioni in uscita delle varie sostanze sono molto variabili in funzione della configurazione impiantistica adottata dalla regolazione degli Split..

Di seguito si riporta una più accurata analisi quali-quantitativa (Figure 28, 29, 30, 31, 32).

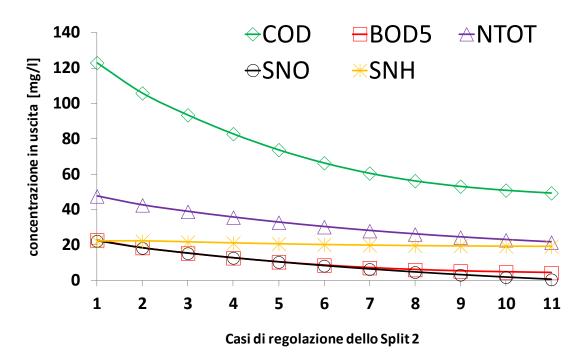


Figura 28. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento - Split 1 = Caso A (Qrf = 100% Qin).

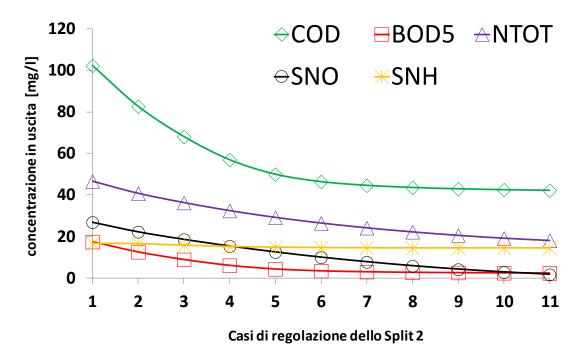


Figura 29. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento - Split 1 = Caso B (Qrf = 100% Qin).

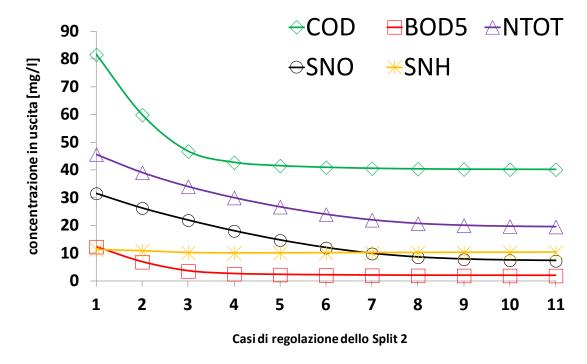


Figura 30. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento - Split 1 = Caso C (Qrf = 100% Qin).

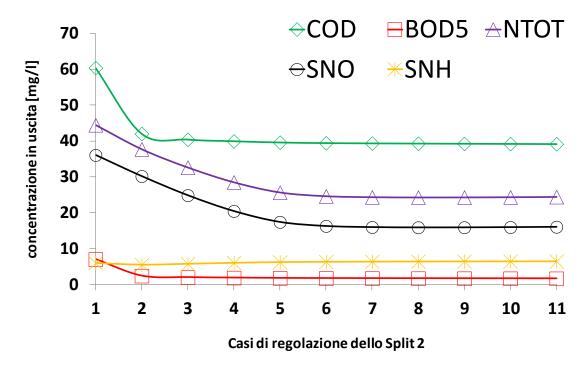


Figura 31. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento - Split 1 = Caso D (Qrf = 100% Qin).

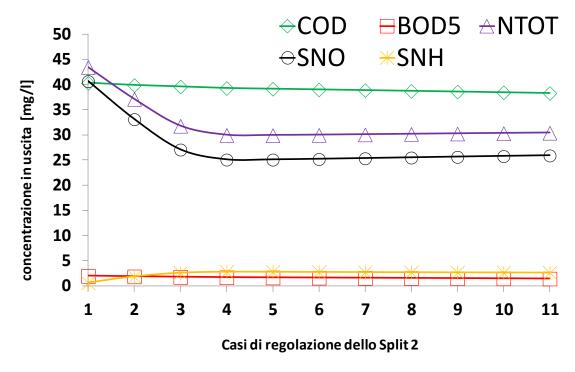


Figura 32. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento - Split 1 = Caso E (Qrf = 100% Qin).

- COD Vs  $N_{TOT}$ : Le concentrazioni in uscita sono molto variabili in funzione della configurazione impiantistica scelta. Ai fini dell'irrigazione, l'ideale sarebbe avere in uscita alte concentrazioni di sostanza organica lentamente biodegradabile e di nitrati
- $S_{NO}$  Vs  $N_{TOT}$ : Maggiore è la concentrazione di nitrati in uscita, minore è la concentrazione di ammoniaca. La configurazione migliore è quella che produce la più bassa concentrazione di azoto ammoniacale in uscita.
- *N<sub>TOT</sub> Vs* BOD<sub>5</sub>: A basse concentrazioni di ammoniaca in uscita corrispondono anche basse concentrazioni di sostanza organica rapidamente biodegradabile. Questa correlazione è ottima per ridurre l'impatto sull'ambiente.
- $N_{TOT}$  Vs COD: A basse concentrazioni di azoto ammoniacale corrispondono medie concentrazioni di sostanza organica totale in uscita. Questo potrebbe essere uno limite se l'intento della fertirrigazione è anche quello di accumulare il carbonio nei suoli (pratica nota come "sequestro di carbonio").

Dall'analisi si deduce che non esiste una configurazione impiantistica ottimale, ma la più idonea va scelta in base alle concentrazioni di Total Organic Matter e azoto totale che si vuole in uscita, ovvero in base all'utilizzo ed alla destinazione finale del refluo recuperato.

Si può quindi affermare che l'impianto ipotizzato in questo studio è in grado di produrre acque reflue parzialmente trattate. A seconda della configurazione impiantistica scelta, si possono ottenere alte concentrazioni di azoto totale e basse concentrazioni di Total Organic Matter; oppure il contrario in relazione alla destinazione finale del refluo.

### 2.2.4.2 Analisi di sensitività

È stata quindi condotta l'analisi di sensitività del modello in relazione all'influenza degli ripartitori di portata *Split 1*, *Split 2* e *Split 2*.

In questo caso i risultati (Figure 33-37), relativi al caso Y: Qrf = 100% Qin, sono stati raggruppati per componente analizzando l'insieme delle variazioni di concentrazione della sostanza organica totale (COD), della sostanza organica rapidamente biodegradabile (BOD<sub>5</sub>), dell'azoto totale ( $N_{TOT}$ ), dell'azoto ammoniacale ( $N_{TOT}$ ), dell'azoto ammoniacale ( $N_{TOT}$ ), dell'azoto ammoniacale ( $N_{TOT}$ ).

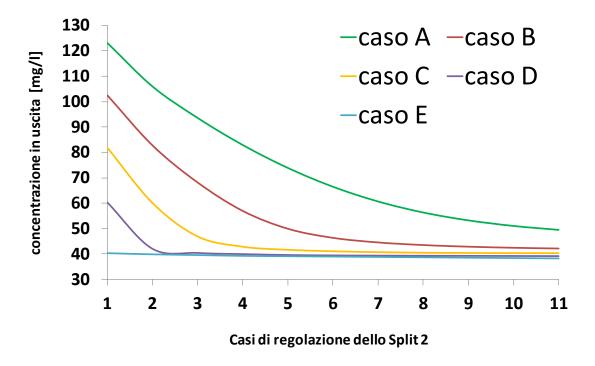


Figura 33. Andamento del parametro COD: analisi di sensitività in funzione dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11).

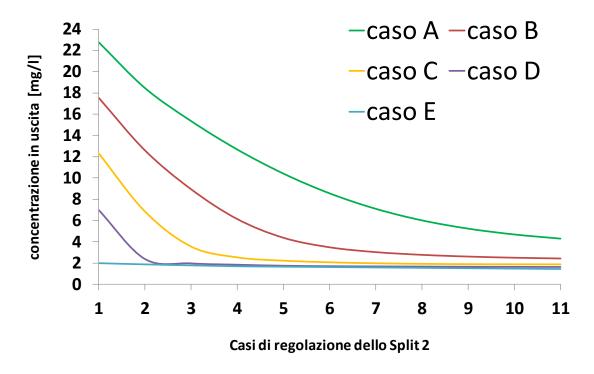


Figura 34. Andamento del parametro BOD<sub>5</sub>: analisi di sensitività in funzione dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11).

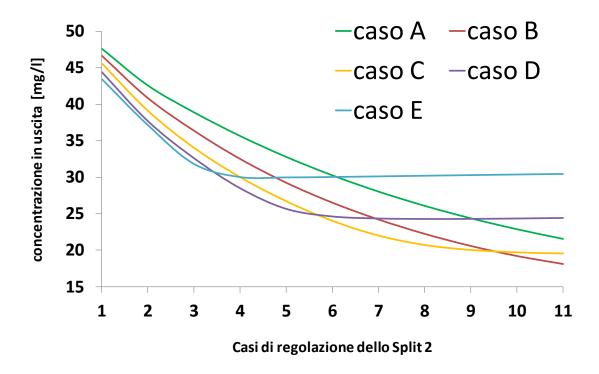


Figura 35. Andamento del parametro  $N_{TOT}$ : analisi di sensitività in funzione dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11).

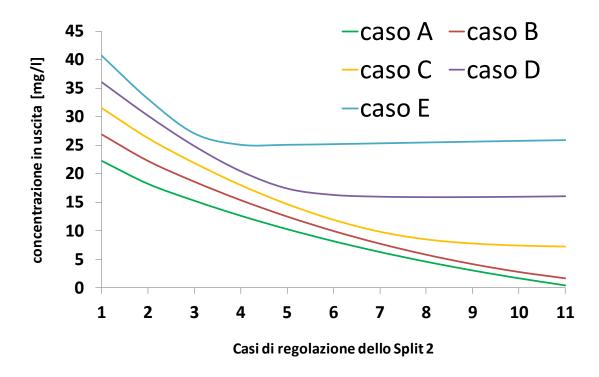


Figura 36. Andamento del parametro  $S_{NO}$ : analisi di sensitività in funzione dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11).

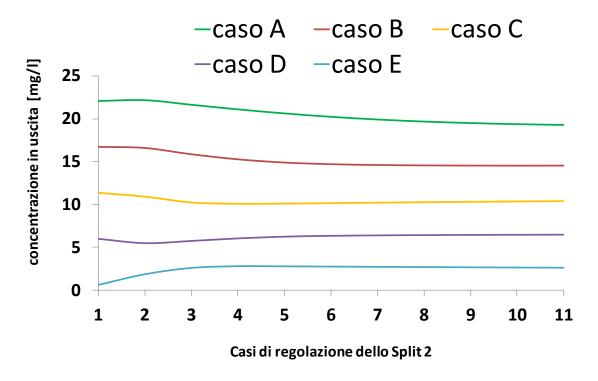


Figura 37. Andamento del parametro  $S_{\rm NH}$ : analisi di sensitività in funzione dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11).

#### Sensitività dello Split 1

Lo Split 1 ha il compito di ripartire il refluo influente in due flussi: uno al reattore aerobico, l'altro al reattore anossico.

Le simulazioni indicano che all'aumentare della portata influente inviata al reattore anossico (Split 1 – casi A, B) aumenta l'efficienza di rimozione dei nitrati. Contemporaneamente, si riscontra un maggiore rilascio di azoto ammoniacale e di sostanza organica rapidamente biodegradabile, che sono molto dannose per il corpo idrico ricettore.

Questo comportamento (atteso) è causato dal fatto che, soprattutto nell'ipotesi A (il 100% del refluo influente è inviato al reattore anossico), il processo di ossidazione e nitrificazione avviene solo sulla portata di ricircolo fanghi, mentre la maggior parte dell'azoto ammoniacale e del substrato carbonioso non vengono ossidati. Questo comporta quindi una bassa produzione di nitrati che vengono completamente rimossi grazie al ricircolo interno.

Comportamento inverso si ha invece nei casi in cui lo Split 1 convoglia portate elevate al reattore aerobico (Split 1 – casi E, D) favorendo i processi di ossidazione e nitrificazione. Infatti, si ottengono in uscita bassissime concentrazioni di sostanza organica (totale e rapidamente biodegradabile) e di azoto ammoniacale. Al contempo si hanno alte concentrazioni di nitrati in quanto un'alta percentuale dell'ammonica in ingresso all'impianto non viene inviata al reattore anossico; cioè non è sottoposta al processo di denitrificazione.

Per quanto riguarda lo Split 1, si può concludere che la variazione di ripartizione dal caso A al caso E comporta una maggiore efficienza di rimozione della sostanza organica e dell'ammonica a cui corrisponde un alto rilascio di nitrati nell'effluente, ovvero il contrario.

#### Sensitività dello Split 2

Lo *Split 2* ha il compito di ripartire la portata in uscita dal reattore aerobico (soggetto ai processi biologici di ossidazione e nitrificazione) in due flussi: uno inviato alla vasca di sedimentazione; l'altro inviato al reattore anossico, e costituisce il ricircolo interno della miscela aerata.

Per tutti i casi (A, B, C, D, E) all'aumentare della portata di ricircolo interno corrisponde una maggiore efficienza del trattamento (che si ottiene passando da un ricircolo nullo pari allo 0% fino ad un ricircolo massimo pari al 100% della portata in uscita dal reattore aerobico). Infatti, si registra una diminuzione della concentrazione effluente di sostanza organica (totale e rapidamente biodegradabile) e di nitrati, anche se la concentrazione dell'ammonica rimane pressoché costante al variare del ricircolo interno.

Si può quindi affermare che per alte portate di ricircolo interno si hanno rimozioni più spinte dei composti analizzati. Questo è vero soprattutto per le configurazioni nelle quali la ripartizione iniziale del refluo convoglia maggiori volumi al reattore anossico piuttosto che al reattore aerobico (*Split 1* – casi A, B). Infatti, all'aumentare della portata di ricircolo interno (con alte concentrazioni di nitrati), aumenta l'efficienza del processo di denitrificazione, con conseguente conversione dei nitrati in azoto gassoso e maggiore consumo del substrato carbonioso.

Dal punto di vista pratico, tale considerazione non può però essere ritenuta sempre valida perché alte portate di ricircolo interno comportano l'aumento della concentrazione di ossigeno libero nel reattore di denitrificazione, che invece, deve essere mantenuto in condizioni anossiche, cioè con assenza di ossigeno libero. Il fenomeno appena descritto è dimostrato osservando l'andamento dei nitrati nei casi D ed E: in questi si ha un arresto del processo di denitrificazione, rispettivamente a partire dal 50% (caso 5-6) e dal 30% (caso 3-4) del ricircolo interno, causato dalle ridotte portate di refluo nel reattore anossico (in seguito alla ripartizione dello *Split 1*). Questo comporta un aumento della concentrazione dell'ossigeno libero disciolto. Al contrario, nel caso A e per basse portate di ricircolo interno, si hanno basse rimozioni di sostanza organica rapidamente biodegradabile e di azoto ammoniacale; di conseguenza si hanno alti rilasci di tali sostanze.

Si può quindi concludere che, per quanto riguarda lo *Split 2*, in generale all'aumentare della portata di ricircolo interno aumenta l'efficienza di rimozione.

#### Sensitività dello Split 3

I risultati evidenziano che, a parità di configurazione dello *Split 1* e dello *Split 2*, il variare dello *Split 3* (portata di ricircolo dei fanghi), non implica significative variazioni delle concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento.

Si riscontra solo un piccolo aumento dell'efficienza di rimozione della sostanza organica, mentre rimane pressoché invariato il rilascio dei composti azotati.

Dal punto di vista qualitativo, invece, l'aumento della portata di ricircolo fanghi, comporta un aumento della rapidità con cui le concentrazioni raggiungono il loro valore minimo all'aumentare della portata di ricircolo interno.

Questo significa che, al fine di ottenere le stesse concentrazioni effluenti, all'aumentare della portata di ricircolo fanghi, si riduce la portata di ricircolo interno.

## Considerazioni sull'analisi quali-quantitativa

- *Split 1*: la variazione di ripartizione dal caso A al caso E comporta una maggiore efficienza di rimozione della sostanza organica e dell'ammonica a cui corrisponde un alto rilascio di nitrati nell'effluente, ovvero il contrario.
- Split 2: all'aumentare della portata di ricircolo interno aumenta l'efficienza di rimozione.
- All'aumentare della portata influente inviata al reattore anossico (Split 1 Casi A,
   B) aumenta l'efficienza di rimozione dei nitrati, ma con un maggiore rilascio di azoto ammoniacale.
- Questo comportamento (atteso) è causato dal fatto che, soprattutto nell'ipotesi A (il 100% del refluo influente è inviato al reattore anossico), il processo di ossidazione e nitrificazione avviene solo sulla portata di ricircolo fanghi, mentre la maggior parte dell'azoto ammoniacale e del substrato carbonioso non vengono ossidati.
- Nei casi in cui lo *Split 1* convoglia portate elevate al reattore aerobico (casi E, D) sono favoriti i processi di ossidazione e nitrificazione; infatti in uscita si hanno bassissime concentrazioni di COD e di azoto ammoniacale (S<sub>NH</sub>).
- Per tutti i casi (A, B, C, D, E) all'aumentare della portata di ricircolo interno (Split
   2) corrisponde una maggiore efficienza del trattamento (che si ottiene passando da un ricircolo nullo pari allo 0% fino ad un ricircolo massimo pari al 100% della

portata in uscita dal reattore aerobico). Praticamente, tale considerazione non può però essere ritenuta sempre valida perché alte portate di ricircolo interno comportano l'aumento della concentrazione di ossigeno libero nel reattore di denitrificazione, che invece, deve essere mantenuto in condizioni anossiche, cioè con assenza di ossigeno libero.

## 2.2.5 Le efficienze di rimozione

Lo schema di trattamento a rimozione controllata proposto si dimostra quindi, efficace nella selezione e nell'efficienza di rimozione dei costituenti contenuti nelle acque reflue.

Le simulazioni rilevano efficienze di rimozione molto variabili (Tabella 15).

Tabella 15. Schema per la rimozione controllata: confronto tra le efficienze di rimozione e le concentrazioni stimate all'uscita dell'impianto di trattamento. I valori sono riferiti al caso Y: Orf=100%Qin.

Parametro	Efficienza di rimozione			Concentrazione in uscita
COD	Massima	92.9%	$\rightarrow$	38.34 mg/l
COD	Minima	77.3%	7	123.08 mg/l
non	Massima	99.5%	$\rightarrow$	1.44 mg/l
$BOD_5$	Minima	91.8%	フ	22.76 mg/l
N	Massima	71.7%		47.68 mg/l
$N_{TOT}$	Minima	25.7%	7	18.13 mg/l
C	Massima	98.6%	$\rightarrow$	0.61 mg/l
$S_{NH}$	Minima	49.2%	7	22.20 mg/l

Per i composti dannosi per l'ambiente, quali la sostanza organica rapidamente biodegradabile e l'azoto ammoniacale, le efficienze di rimozione sono molto alte, rispettivamente pari a 99.5% e 98.6% per  $BOD_5$  ed  $S_{NH}$ .

Molto importante è l'efficienza di rimozione del BOD<sub>5</sub>, la cui stima non è mai inferiore al 91.8%.

La possibilità di trattare il refluo con efficienze variabili e modulabili, permette di avere effluenti con caratteristiche molto variabili in funzione della destinazione finale del refluo. Infatti, si possono avere in uscita concentrazioni molto alte di COD e N<sub>TOT</sub> per favorire le pratiche di fertirrigazione (in funzione anche della tipologia di biomassa da irrigare), oppure concentrazioni molto basse per un sicuro scarico nel corpo idrico ricettore.

Prendendo in esame le efficienze di rimozione del COD, del BOD<sub>5</sub> e dell'azoto totale uscenti relative ai casi di regolazione dello *Split 3* (che regola la portata di ricircolo dei fanghi, Tabella 16), si nota come gli schemi a rilascio controllato ipotizzati, hanno effettivamente la capacità di eseguire rimozioni parziali e modulabili mostrando un ampio range di variazione della capacità depurativa.

Tabella 16: Confronto tra le efficienze di rimozione per varie configurazioni impiantistiche.

Tipo di	Portata di	COD [%]		BOD <sub>5</sub> [%]		N <sub>TOT</sub> [%]			
configurazione impiantistica	ricircolo dei fanghi (Qrf)	min	max	min	max	min	max	Indicazioni della Normativa (d.l. 152/2006)	
Schemi a rimozione controllata	55% Qin	73.1	93.4	89.6	99.5	18.6	67.9		
	100% Qin	77.3	92.9	91.8	99.5	20.2	71.0		
(periodo irriguo)	120% Qin	78.5	92.8	92.5	99.5	20.7	72.4		
Predenitrificazione		83.4		96.8		75.1		COD	>75
classica	55% Qin							BOD <sub>5</sub>	80
(periodo non irriguo)								N	70- 80

Inoltre, confrontando le concentrazioni in uscita (tabella 17) stimate per gli schemi a rimozione controllata con le indicazioni dall'attuale normativa italiana per la depurazione delle acque reflue (D.l. 152/2006, Testo Unico Ambientale), si nota per il COD il rispetto della normativa in termini di efficienza di rimozione.

Per quanto riguarda l'azoto, invece, le efficienze di rimozione sono in alcuni casi inferiori alle indicazioni di normativa, ma questo si ha nei casi in cui il modello esegue una bassa rimozione dei nitrati.

Tabella 17: Confronto tra le concentrazioni in uscita dall'impianto per varie configurazioni impiantistiche.

Tipo di configurazione	Portata di	COD [mg/l]		BOD <sub>5</sub> [mg/l]		N <sub>TOT</sub> [mg/l]	
impiantistica	ricircolo dei fanghi (Qrf)	min	max	min	max	min	max
Schemi a rimozione controllata nella	55% Qin	35.6	145.5	1.5	29.0	1 8.7	47.5
configurazione di riutilizzo irriguo	100% Qin	38.3	123.1	1.4	22.8	16.9	46.6
irriguo	120% Qin	39.1	116.3	1.4	20.9	16.1	46.2
Schemi a rimozione controllata nella configurazione di scarico nel corpo idrico ricettore	55% Qin	89.8		8.8		15.3	
Normativa d.l. 152/2006 scarico nel corpo idrico ricettore	-	100		25		15	
Normativa d.l. 152/2006 riutilizzo irriguo	-	100		20		35	

## 2.2.6 Il recupero agronomico

Le simulazioni sono state eseguite considerando 5 casi di ripartizione della portata operate dallo *Split 1* (casi A, B, C, D, E come indicato nella Figura 21), e 5 sottocasi di ripartizione eseguiti dallo *Split 2* (casi 1, 2, 3, 4, 5 come riportato nella Figura 22).

La risposta del modello è stata valutata analizzando le concentrazioni delle principali sostanze disciolte nel refluo, stimate all'uscita dell'impianto secondo le formulazioni proposte dal BSM1 (IWA and COST, 2008); nello specifico: la sostanza organica totale (espressa come COD); la sostanza organica rapidamente biodegradabile (espressa come BOD<sub>5</sub>), l'azoto totale ( $N_{TOT}$ ), l'azoto ammoniacale ( $N_{TOT}$ ) ed i nitrati ( $N_{TOT}$ ).

Le simulazioni sono state eseguite ipotizzando due differenti periodi funzione delle stagioni climatiche e delle necessità idriche e nutritive delle biomasse per le quali si è ipotizzato il recupero agronomico delle acque reflue. È quindi stato preso in riferimento il periodo "non irriguo" ed il periodo "irriguo".

Il periodo "non irriguo" corrisponde ai mesi invernali durante i quali non è previsto nessun apporto idrico alla vegetazione, ed è quindi caratterizzato da acque reflue trattate completamente e con caratteristiche idonee per lo scarico nel corpo idrico ricettore.

Il periodo "irriguo" corrisponde, invece, ai mesi (estate, primavera, autunno) nei quali è necessario un apporto idrico e nutritivo alle specie vegetali. Durante questo periodo, è stato assunto che l'effluente debba avere caratteristiche utili alla fertirrigazione, e quindi trattato con schemi semplificati a rimozione controllata.

Nelle risultati riportati in questa sezione, il periodo "irriguo" è associato ad un periodo di circa 8 mesi, mentre il periodo "non irriguo" è riferito ai 4 mesi invernali.

Nella Figura 38 è riportata la stima della concentrazione di COD in uscita dall'impianto in funzione della regolazione dello *Split 3*. In particolare, il limite superiore rappresenta il caso in cui lo *Split 1* invia tutta la portata in ingresso all'impianto direttamente al reattore anossico (tipico dello schema Ludzack-Ettinger); mentre il limite inferiore indica il caso in cui il ripartitore di flusso 1 convoglia l'intera portata al reattore aerobico (tipico dello schema Wuhrmann). La differenza tra il valore

massimo e minimo rappresenta l'oscillazione tra i casi di simulazione indicati nelle Figure 21 e 22.

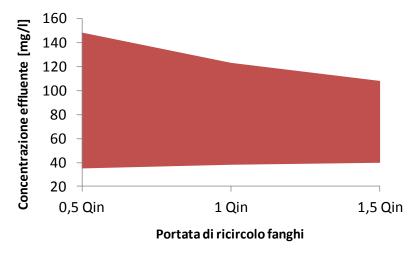


Figura 38. Concentrazione effluente di COD al variare della portata di ricircolo fanghi (Split 3).

Dall'analisi si può dedurre che a parità di configurazione dello *Split 1* e dello *Split 2*, la variazione della portata di ricircolo fanghi indotta dalla regolazione dello *Split 3*, non comporta significative variazioni nelle concentrazioni in uscita dall'impianto (Figura 38.). L'analisi qualitativa mostra che l'incremento della portata di ricircolo fanghi comporta un aumento della velocità a cui la concentrazione di COD raggiunge il suo valore minimo. All'aumentare della portata di ricircolo fanghi si registra un limitato aumento dell'efficienza di rimozione della sostanza organica, mentre il rilascio di composti azotati non sembra essere strettamente dipendente alla variazione della portata di ricircolo fanghi (Figura 39). Infatti, le concentrazioni di azoto totale in uscita variano sempre nell'intervallo 18 - 47 mg/l.

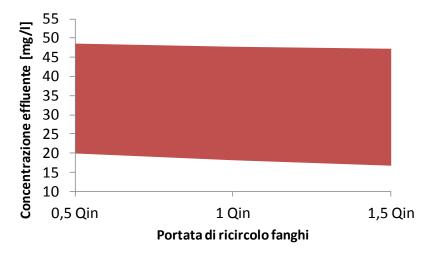


Figura 39. Concentrazione effluente di N<sub>TOT</sub> al variare della portata di ricircolo fanghi (Split 3).

La figura 40 mostra le concentrazioni in uscita della sostanza organica totale espressa come concentrazione di COD. Il grafico confronta le concentrazioni di COD stimate all'uscita dell'impianto durante il periodo non irriguo (l'impianto è nella configurazione per lo scarico nel corpo idrico ricettore) con le concentrazioni stimate durante il periodo irriguo (l'impianto è nella configurazione a rimozione controllata).

L'escursione della concentrazione durante il periodo non irriguo (80-100 mg/l) è riferita ai limiti di scarico fissati dalla normativa italiana (d.lgs. 152/2006) ed a variazioni del carico inquinante ipotizzato nelle simulazioni.

Per quanto riguarda i casi di ripartizione dello *Split 1* (casi A, B, C, D, E), l'intervallo di variazione è funzione della variazione della portata di ricircolo interna, ovvero dalla regolazione dello *Split 2*.

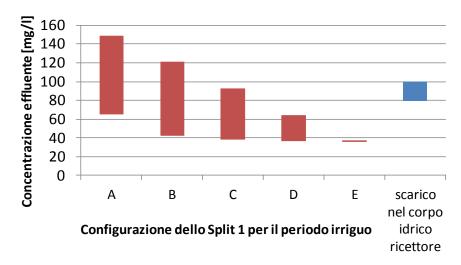


Figura 40. Concentrazione effluente di COD nel periodo irriguo e non irriguo.

Dalla figura 40 si deduce che le maggiori variazioni della concentrazione effluente di COD si ottengono per basse portate di ricircolo fanghi ( $Split\ 3 = 0,5\ Qin$ ). Questa particolare configurazione garantirebbe quindi una maggiore flessibilità di funzionamento dell'impianto ed una migliore sua regolazione in funzione della destinazione finale del refluo trattato (scarico o riutilizzo irriguo).

La Figura 40 mostra, inoltre, che il passaggio dal caso  $Split\ 1 = A$  (tutta la portata in ingresso all'impianto viene inviata al reattore anossico) al caso  $Split\ 1 = E$  (tutta la portata in ingresso viene inviata al reattore aerobico), comporta una riduzione

della concentrazione in uscita della sostanza organica totale (COD), causato dall'aumento dell'efficienza di rimozione del substrato carbonioso.

La Figura 41 riporta le concentrazioni in uscita dell'azoto totale. Anche in questo caso il grafico confronta le concentrazioni di  $N_{TOT}$  stimate all'uscita dell'impianto durante il periodo non irriguo (l'impianto è nella configurazione per lo scarico nel corpo idrico ricettore) con le concentrazioni stimate durante il periodo irriguo (l'impianto è nella configurazione a rimozione controllata).

Per tutti i casi di regolazione dello Split 1 (casi A, B, C, D, E), l'aumento della portata di ricircolo interno ad opera dello Split 2, comporta un aumento dell'efficienza di trattamento. Il range di variazione si ottiene passando da un ricircolo nullo della miscela aerata (equivalente allo 0%), fino al massimo ricircolo interno equivalente al 100% della portata in uscita dal reattore aerobico che viene inviata in testa al reattore di denitrificazione. Il valore massimo per ogni caso dello Split 1 (casi A-E) si ha per configurazioni dello Split 2 che convogliano tutta la portata in uscita dal reattore aerobico al sedimentatore; mentre i valori minimi si riferiscono al caso in cui tutta la portata in uscita dal reattore aerobico è ricircolo interno di miscela aerata.

Le concentrazioni di azoto totale presenti nell'effluente durante il periodo irriguo, anche in questo grafico sono confrontate con la concentrazione massima ammissibile dalla normativa italiana (d.lgs. 152/2006) per lo scarico nel corpo idrico ricettore, fissata a 15 mg/l.

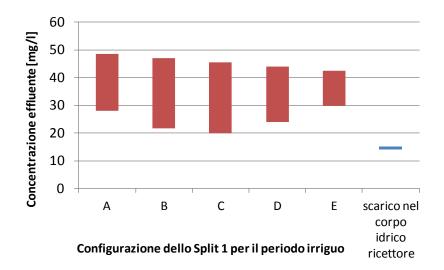


Figura 41. Confronto tra la concentrazione di azoto totale effluente nel periodo senza irrigazione e nel periodo irriguo (al variare dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (variazione min-max).

In realtà, nella pratica operativa, è sconsigliato un alto ricircolo interno da inviare al reattore anossico. Infatti, convogliare nella vasca anossica elevate portate di miscela aerata, quindi con presenza di ossigeno libero residuo, comporterebbe un aumento della concentrazione di ossigeno libero nel reattore di denitrificazione che, invece, dovrebbe essere mantenuto in condizioni anossiche, ovvero in assenza di ossigeno libero. Questa condizione si riscontra in Figura 41 nei casi Split 1 = D, E. Infatti, confrontando la figura 41 e la Figura 36, si può notare che il processo di denitrificazione (conversione dei nitrati NO<sub>3</sub> in azoto gas N) subisce un arresto causato dall'eccessiva concentrazione di ossigeno libero indotta dall'elevato ricircolo di miscela aerata.

### 2.2.6.1 Confronto tra il recupero di sostanza organica e di azoto

È stato eseguito il confronto tra il recupero agronomico di sostanze nutritive e fertilizzanti, durante il periodo irriguo grazie all'impianto a rimozione controllata, con le quantità delle stesse sostanze che invece vengono potenzialmente scaricate nel corpo idrico ricettore da un impianto comune di trattamento che rispetta i limiti di normativa. Questo confronto può essere importante per dimostrare ulteriormente che il recupero agronomico da acque reflue potrebbe portare anche benefici diretti al corpo idrico ricettore.

Le stime di seguito riportate sono riferite al caso in cui lo *Split 3* è regolato in modo da inviare come portata di ricircolo fanghi una portata uguale al 55% della portata in ingresso all'impianto (Split 3 = caso X, Tabella 11). I risultati sono riportati solo per questa configurazione perché dalle simulazioni è emerso che è in grado di fornire i maggiori range di variazione (massimo – minimo) in relazione alle configurazioni assunte dallo *Split 1* e dallo *Split 2*.

A tal fine, nelle Figure 42 e 43, sono anche riportate le quantità di sostanza organica e di azoto totali che verrebbero rilasciati nel corpo idrico ricettore, qualora il refluo non venisse riutilizzato, ma normalmente trattato per lo scarico. Per quest'ultimo caso, i valori riportati sono valori medi, ottenuti dalle simulazioni, avendo fissato come valore massimo delle concentrazioni allo scarico, i valori imposti dalla normativa italiana sulle acque (D.L. 152/2006). Le massime concentrazioni effluenti di

riferimento nelle simulazioni sono 100 mg/l per il COD totale e 15mg/l per l'azoto totale.

Sono stati quindi ipotizzati due scenari per le acque reflue trattate con il classico impianto di depurazione:

- le acque sono scaricate nel corpo idrico ricettore per una durata di 4 mesi (periodo non irriguo);
- le acque non vengono riutilizzate e sono scaricate nell'ambiente tutto l'anno.

In Figura 42 è riportata la stima dei recuperi agronomici, intesi come recupero di sostanza organica totale espressa come COD. Per ogni caso dello *Split 1* (A, B, C, D, E), il valore massimo è riferito al caso *Split 2* = 1 (portata nulla di miscela aerata), mentre il valore inferiore è riferito al caso *Split 2* = 5 (portata massima di miscela aerata). La linea verde indica il recupero agronomico ottenuto quando la portata in uscita dal reattore aerobico è ripartito esattamente a metà tra il sedimentatore secondario ed il reattore anossico (*Split 2* = caso 3, vedi Figura 22).

Nel secondo scenario della Figura 42 (scarico nel corpo idrico per 12 mesi l'anno), la sostanza organica scaricata è comparabile a quella recuperata in 8 mesi di riutilizzo delle acque reflue mediante l'impiego degli schemi di trattamento a rimozione controllata.

Le simulazioni indicano stime del recupero agronomico di sostanza organica totale variabile tra 85.4 e 20.3 tonnellate di COD su un periodo irriguo di 8 mesi.

Questo mostra come l'attuale sistema di trattamento delle acque reflue, rilascia nell'ambiente quantità elevate di sostanza organica che, invece, potrebbero essere recuperate per le pratiche di fertirrigazione. Si porterebbe quindi garantire una maggiore salvaguardia dell'ambiente ricettore riducendo di circa un terzo il COD totale scaricatovi.

In Figura 43 è riportata la stima dei recuperi agronomici di composti azotati  $(N_{TOT})$ . Anche in questo caso, per ogni caso dello *Split 1* (A, B, C, D, E), il valore massimo è riferito al caso *Split 2* = 1 (portata nulla di miscela aerata), mentre il valore inferiore è riferito al caso *Split 2* = 5 (portata massima di miscela aerata). La linea verde indica il recupero agronomico ottenuto quando la portata in uscita dal reattore aerobico è ripartito esattamente a metà tra il sedimentatore secondario ed il reattore anossico (*Split 2* = caso 3, vedi Figura 22).

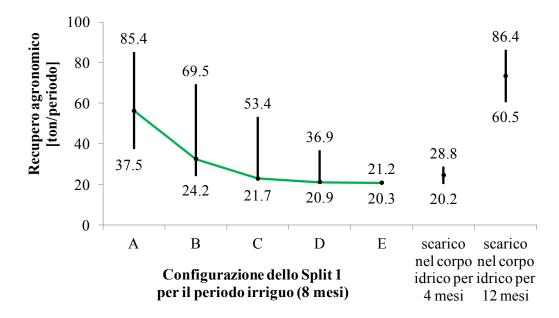


Figura 42. Recupero agronomico della sostanza organica totale (COD) espresso come tonnellate sul periodo di riferimento.

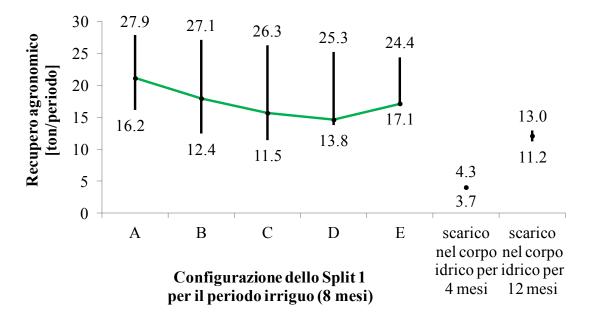


Figura 43. Recupero agronomico dei composti azotati totali  $(N_{TOT})$  espresso come tonnellate sul periodo di riferimento.

Le simulazioni indicano stime del recupero agronomico di azoto totale variabile tra 27.9 e 11.5 tonnellate di  $N_{TOT}$  su un periodo irriguo di 8 mesi.

Anche per l'azoto totale, ipotizzando il corretto funzionamento degli impianti di depurazione e di conseguenza un completo rispetto dei limiti normativi allo scarico, il quantitativo di azoto scaricato nel corpo idrico ricettore per un periodo di 12 mesi, è paragonabile alla quantità che si può recuperare per pratiche di fertirrigazione. Risulta quindi evidente il quantitativo elevato di sostanza nutritiva che viene rilasciata nell'ambiente e che in molti casi è responsabile di fenomeni di inquinamento e di eutrofizzazione dei corsi d'acqua.

Sono stati poi confrontati i recuperi agronomici delle sole sostanze stabili e, nelle giuste dosi, utili per il suolo e per le colture ma non pericolose per l'ambiente, ossia la sostanza organica lentamente biodegradabile ed in composti azotati esclusa l'ammoniaca.

Queste stime sono state calcolate a partire dalle concentrazioni in uscita dall'impianto di trattamento a rimozione controllata (a valle della sedimentazione secondaria), in particolare:

- la concentrazione di sostanza organica lentamente biodegradabile, utile come apporto di carbonio alle colture ed ai suoli, è stata valutata come la differenza COD – BOD<sub>5</sub>, ovvero misura della sostanza organica totale meno la sostanza organica velocemente biodegradabile;
- la concentrazione di composti azotati, utili come apporto di sostanze nutritive alle colture, è stata valutata come la differenza  $N_{TOT} S_{NH}$ , ovvero l'azoto totale meno l'azoto ammoniacale.

Le stime di seguito riportate sono riferite al caso in cui lo *Split 3* è regolato in modo da inviare come portata di ricircolo fanghi una portata uguale al 55% della portata in ingresso all'impianto (Split 3 = caso X, vedi tabella 11). I risultati sono riportati solo per questa configurazione in modo da confrontarli con quelli precedentemente esposti; differiscono comunque di qualche punto percentuale rispetto agli altri casi di regolazione dello *Split 3*.

Le quantità di materiale agronomicamente utile recuperate in 8 mesi di irrigazione (periodo irriguo) sono molto variabili in relazione alla configurazione impiantistica adottata: 21.0 – 57.1 tonnellate di sostanza organica lentamente biodegradabile, e 1.3 – 24.4 tonnellate di composti azotati.

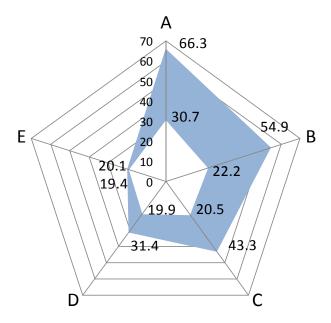


Figura 44. Recupero di sostanza organica stabile per un periodo irriguo di 8 mesi (Qrf = 55% Qin).

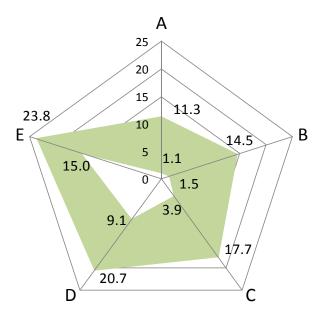


Figura 45. Recupero di azoto stabile per un periodo irriguo di 8 mesi (Qrf = 55% Qin).

Si ricorda che i fosfati contenuti nei reflui non sono valutati in questo studio perché il modello ASM1 usato non tiene in considerazione i processi e le cinetiche dei fosfati (problema risolto con il modello ASM2, più usato per acque reflue industriali).

Significativo è l'andamento delle figure 10-11 che esprime il legame tra i recuperi agronomici. A dimostrazione di quanto detto in precedenza, si rileva un comportamento inversamente proporzionale tra le sostanze di riferimento, infatti, ad alti recuperi di sostanza organica stabile corrispondono ridotti recuperi di azoto poco dannoso per l'ambiente. Questo comportamento è essenzialmente dovuto ai processi biologici, i quali sono strettamente correlati alla configurazione impiantistica adottata.

Le maggiori concentrazioni di sostanza organica nell'effluente si hanno in corrispondenza del  $Split\ I = A$  per il quale tutta la portata influente è inviata al reattore anossico (così come avviene nello schema modificato di Ludzack-Ettinger-1962, a parte il ricircolo fanghi). Invece, le maggiori concentrazioni di composti azotati nell'effluente si hanno in corrispondenza del  $Split\ I = E$ , opposto al precedente, per il quale tutta la portata influente all'impianto è inviata al reattore aerobico (così come avviene nello schema di Wuhrmann-1952).

### 2.2.7 La produzione di fanghi

Le simulazioni sono state eseguite considerando 5 casi di ripartizione della portata operate dallo Split 1 (casi A, B, C, D, E come indicato nella Figura 21.), e 5 sottocasi di ripartizione eseguiti dallo Split 2 (casi 1, 2, 3, 4, 5 come riportato nella Figura 22). La stima della produzione di fanghi biologici da smaltire sono state eseguite utilizzando la formulazione proposta dal BSM1<sup>81</sup> (IWA and COST, 2008), ma valutata in condizioni stazionarie.

$$SP_{w} = 0.75(X_{S,w} + X_{I,w} + X_{BH,w} + X_{BA,w})Q_{w}$$

<sup>81</sup> IWA, Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1), Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008

Pagina 117 di 187

Nelle figure 46 e 47 sono riportate le stime della produzione di fanghi biologici, ottenute con le formulazioni indicate dal BSM1 ed espresse come kgSS/kgCOD rimossi con il trattamento biologico.

Nella figura 46 è riportata la produzione di fanghi stimata al variare della portata di ricircolo fanghi (ad opera dello *Split 3*) che viene inviata in testa al reattore aerobico nel periodo irriguo. Le stime indicano una scarsa influenza di tale parametro sulla sensibilità del modello alla valutazione della produzione di fanghi, a parte di una minore oscillazione dell'intervallo di produzione nel caso di alte portate di ricircolo fanghi sostanzialmente dovute ad un maggiore tempo di permanenza della biomassa nel reattore biologico.

Nella figura 47 si può osservare che la produzione di fanghi aumenta all'aumentare della portata Qin inviata al reattore aerobico tramite la regolazione dello Split 1.

Nel periodo irriguo (casi A-E) la portata di ricircolo fanghi è inviata in testa al reattore aerobico, mentre durante il periodo non irriguo la stima è stata eseguita considerando il classico schema di trattamento di Ludzack-Ettinger nel quale il ricircolo fanghi è inviato al reattore anossico.

Il valore massimo per ogni caso dello Split 1 (casi A-E) si ha per configurazioni dello Split 2 che convogliano tutta la portata in uscita dal reattore aerobico al sedimentatore; mentre i valori minimi si riferiscono al caso in cui tutta la portata in uscita dal reattore aerobico è ricircolo interno di miscela aerata.

La produzione di fanghi specifica aumenta all'aumentare della portata di refluo influente inviata al reattore aerobico tramite la regolazione dello Split 1, dal caso A (tutto il refluo influente è inviato al reattore anossico), al caso E (tutta la portata è inviato al reattore di ossidazione-nitrificazione. Per questi casi la produzione di fanghi biologici stimata dal modello è molto inferiore rispetto al caso in cui l'impianto è nella configurazione per lo scarico nel corpo idrico ricettore (periodo non irriguo). In particolare,la produzione di fanghi dello schema proposto varia tra 0,19 e 0,25 kgSS/kgCOD<sub>REMOVED</sub>. Questa produzione è di molto inferiore al valore di circa 0,41 ottenuto dalla simulazione nella configurazione non irrigua, ovvero per lo scarico nel corpo idrico ricettore.

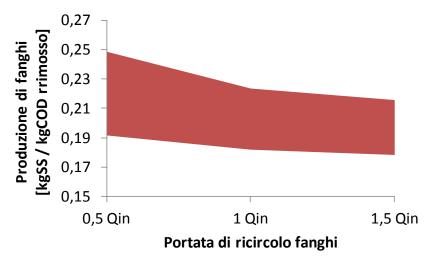


Figura 46. Produzione di fanghi al variare della portata di ricircolo fanghi kgSS/kgCOD rimosso.

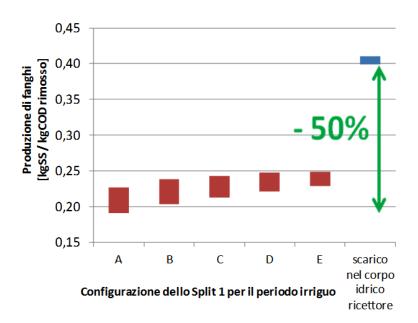


Figura 47: Confronto tra la produzione di faghi da smaltire nel periodo senza irrigazione e nel periodo irriguo (al variare dello Split 1 (casi A-E) e dello Split 2 (variazione min-max) [kgSS/kgCOD rimosso].

L'adottare uno schema a rimozione controllata per il riutilizzo irriguo delle acque reflue trattate in filiere bioenergetiche, quindi, potrebbe comportare una riduzione di circa il 50% della produzione di fanghi biologici (rispetto ad un comune schema di Ludzack-Ettinger preso come riferimento per il confronto) con un notevole beneficio ambientale ed economico.

## 2.2.8 I consumi energetici

Le simulazioni sono state eseguite considerando 5 casi di ripartizione della portata operate dallo Split 1 (casi A, B, C, D, E come indicato nella Figura 21), e 5 sottocasi di ripartizione eseguiti dallo Split 2 (casi 1, 2, 3, 4, 5 come riportato nella Figura 22).

I consumi energetici del trattamento di depurazione sono stati suddivisi in 4 gruppi principali, secondo le indicazioni e le formulazioni del BSM1<sup>82</sup> (IWA and COST, 2008):

- **PE** (**Pumping Energy**): consumo del pompaggio dei fanghi e delle acque;
- ME (Mixing Energy): consumo del mixer sommerso nel reattore anossico;
- AE (Aeration Energy): consumo associato alla fornitura di aria al reattore aerobico;
- SD (Sludge production to be disposed): consumi per la gestione dei fanghi biologici da stabilizzare e smaltire.

È stato inoltre considerato il consumo energetico del sedimentatore secondario prendendo in riferimento i prodotti commerciali, che comunque è risultato essere trascurabile rispetto gli altri processi presi in considerazione.

Non sono stati presi in considerazione i consumi energetici relativi al riscaldamento del refluo in quanto si è assunta la non necessità di tale fase di trattamento, soprattutto in relazione alla temperatura minima del refluo nel periodo invernale (pari a 10°C).

Il sistema di diffusione dell'aria nella vasca aerobica è stato ipotizzato del tipo a bolle medio-fini tramite diffusori a disco posti ad una profondità della vasca di 4 metri.

Tutti i consumi energetici sono stati stimati in kWh/m³ di refluo trattato.

Per la valutazione dei consumi energetici, sono stati considerate le diverse condizioni operative dell'impianto in relazione al periodo preso in considerazione. Il confronto è stato fatto considerando per il periodo irriguo il caso X: Qrf = 50% Qin, mentre per il periodo non irriguo la portata di ricircolo fanghi è stata impostata ad un

<sup>&</sup>lt;sup>82</sup> IWA, Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1), Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008

valore compreso tra 50% Qin e 100% Qin, in base alle condizioni di progetto tali da garantire il corretto funzionamento del processo.

Le Figure 48 e 49 mostrano i consumi energetici, espressi in kWh per ogni metro cubo di refluo trattato, rispettivamente al variare della portata di ricircolo fanghi ed al variare degli Split 1 e 2.

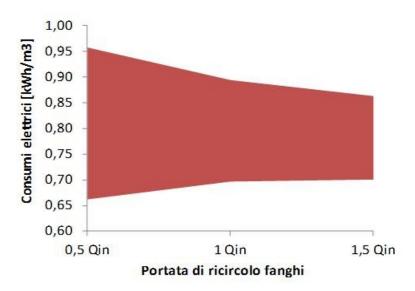


Figura 48. Stima del consumo energetico di trattamento nel periodo irriguo al variare delle condizioni operative (Split 1, 2 e 3). Valori espressi in [kWh/m³].

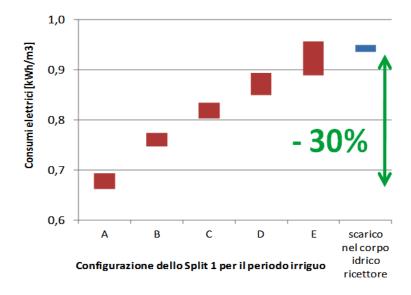


Figura 49: Confronto del consumo energetico di trattamento tra il periodo non irriguo ed il periodo irriguo (casi A-E) (Split 3 = 0.5 Qin). Valori espressi in [kWh/m3].

Il consumo energetico medio per il trattamento è costante e pari a circa  $0.8 \text{ kWh/m}^3$  (Figura 48). Per basse portate di ricircolo della biomassa attiva (*Split 3* = 50% Qin) si stimano le massime variazioni del consumo energetico pari a  $\pm 20\%$  rispetto al caso di alti ricircoli di fango.

Infatti, analizzando la figura 49, si ha che la variazione del costo di trattamento è correlata soprattutto al tipo di regolazione dello *Split 1* e poco dalla regolazione dello *Split 2* che è rappresentativo del range di variazione di ogni caso (A, B, C, D, E).

Il valore massimo per ogni caso dello Split 1 (casi A-E) si ha per configurazioni dello Split 2 che convogliano tutta la portata in uscita dal reattore aerobico al reattore anossico (come ricircolo interno); mentre i valori minimi si riferiscono al caso in cui tutta la portata in uscita dal reattore aerobico è inviato al sedimentatore.

Confrontando questi dati con i consumi energetici medi stimanti per il periodo non irriguo (~0.95 kWh/m3), si determina che questi sono paragonabili al caso *Split 1* = E. Se ne deduce che lo schema proposto per il riutilizzo irriguo, rispetto lo schema per lo scarico, dovrebbe ridurre i costi di trattamento fino al 30%.

La Figura 50 mostra che i maggiori consumi energetici sono associati ai parametri AE e SD. Le stime indicano che la fornitura di ossigeno comporta un consumo energetico di circa 0.22–0.35 kWh/m3 (corrispondenti al 35-40% dei consumi totali così come in Figura 50), mentre il trattamento dei fanghi biologici per lo smaltimento richiede 0.39–0.57 kWh/m³ (corrispondenti al 60-52% dei consumi totali così come in Figura 50).

La figura 51 indica, inoltre, che l'aumento della portata di ricircolo fanghi (secondo la regolazione dello Split 3) comporta un incremento dei consumi energetici associati alla fornitura di ossigeno ed una diminuzione dei costi di gestione dei fanghi.

Questo andamento è legato all'età dei fanghi nel reattore biologico. Infatti, l'aumento della portata di ricircolo fanghi comporta una maggiore ossigenazione della biomassa attiva e della sostanza organica nel reattore aerobico al fine di poter garantire una concentrazione di ossigeno disciolto non inferiore ai 2 mg/l. Si ha che il substrato carbonioso viene degradato più efficacemente portando ad una minore produzione di fanghi e di conseguenza minori consumi energetici per il loro trattamento.

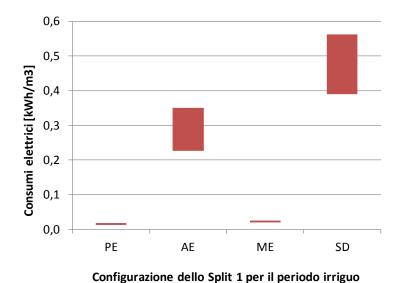
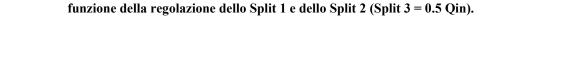


Figura 50. Consumo energetico medio per i fattori energetici considerati. Il range di variazione è



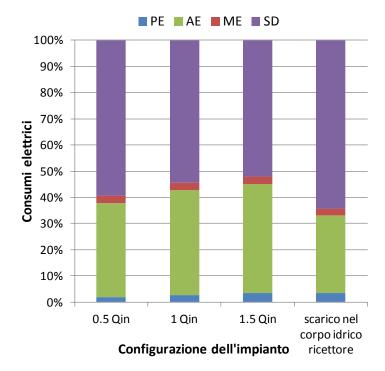


Figura 51. Confronto tra i consumi energetici del periodo irriguo e del periodo non irriguo. Valori espressi in percentuale.

## 2.2.9 Confronto con i trattamenti terziari

In questa fase si è ritenuto utile fare un confronto tra l'impianto a rimozione controllata proposto in questa ricerca, con alcuni schemi di trattamento attualmente più comuni che attualmente vengono impiegati per il trattamento delle acque reflue ai fini del riutilizzo irriguo (Tabella 18). In particolare sono stati presi in riferimento:

- processi terziari che si basano su MBR (Reattori Biologici a Membrana), ovvero reattori biologici aerati dotati di un sistema di microfiltrazione integrato;
- processo a fanghi attivi convenzionale con in cascata un processo di micro filtrazione e di osmosi inversa.

I parametri presi in riferimento sono stati:

- la concentrazione effluente di sostanza organica totale (misurata come COD);
- la concentrazione effluente di azoto totale (N<sub>TOT</sub>);
- la produzione specifica di fanghi biologici;
- il consumo energetico del processo di trattamento.

Tabella 18. Confronto tra alcuni parametri relativi a processi a fanghi attivi convenzionali per lo scarico nel corpo idrico ricettore, allo schema proposto per la rimozione controllata ed ai trattamenti terziari di filtrazione 83, 84, 85.

Tecnologia	COD <sub>Out</sub> [mg/l]	N <sub>TOT,Out</sub> [mg/l]	Produzione di fanghi [kgSS/kgCOD <sub>rimosso</sub> ]	Consumo elettrico [kWh/m³] (esclusa la gestione dei fanghi)	Riferimenti di letteratura
Fanghi attivi (ossidazione parziale) (10,000 AE)	80 – 100	15	0.40 - 0.42	0.30 - 0.32	Simulazioni del modello costruito
Schema semplificato (10,000 AE)	145 – 35	48 – 20	0.18 - 0.25	0.27 - 0.42	Simulazioni del modello costruito
MBR	<30	<10	< 0.25	≈ <b>0.6</b> − <b>0.8</b>	Metcalf & Eddy (2003) Melin T. et al., (2006) Gil J.A. et al., (2010)
Fanghi attivi + Micro Filtrazione + Osmosi inversa	2 – 8	< 0.1	≈ <b>0.40</b>	≈ 10 − 18	Metcalf & Eddy (2003) Melin T. et al., (2006)

<sup>84</sup> Melin T. et al., Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse, Desalination 187 (2006) 271–282

<sup>&</sup>lt;sup>83</sup> Metcalf and Eddy, (2003) *Wastewater engineering: treatment and reuse*, McGraw-Hill.

<sup>85</sup> Gil J.A., L. Túa, A. Rueda, B. Montaño, M. Rodríguez, D. Prats (2010). Monitoring and analysis of the energy cost of an MBR, Desalination 250 (2010) 997–1001

Il consumo energetico stimato per il processo a fanghi attivi convenzionale (stimato con il modello implementato) include: il consumo energetico del mixer sommerso situato nel reattore anossico, il consumo del sistema di aerazione a diffusori nel reattore aerobico, il consumo per il pompaggio dei fanghi e dell'acqua.

In genere, per questi trattamenti, la letteratura riporta consumi energetici complessivi pari a 0.3-0.6 kWh/m³ (Metcalf & Eddy, 2003<sup>86</sup>) e 0.13-0.65 kWh/m³ (SBW Consulting, 2002<sup>87</sup>). I consumi energetici stimati e riportati in tabella escludono quindi i consumi associati alle fasi di gestione dei fanghi biologici.

Per quanto riguarda, invece, la produzione specifica di fanghi, per la sola configurazione impiantistica costituita da fanghi attivi e da processi terziari di micro filtrazione e osmosi inversa, è stata considerata solo la produzione di fanghi associata al processo a fanghi attivi convenzionale (in quanto nel confronto ci si è soffermati solo sui fanghi biologici). A differenza dei sistemi MBR e di altri trattamenti terziari, l'impianto proposto è in grado di produrre reflui con concentrazioni molto variabili di COD e N<sub>TOT</sub> in relazione alla configurazione impiantistica adottata. La produzione di fanghi specifica dello schema proposto è paragonabile a quella di un MBR e, in entrambi i casi, è circa il 60% inferiore ad un trattamento convenzionale con processo a fanghi attivi.

Le stime relative ai consumi energetici per lo schema a rimozione controllata proposto, indicano richieste energetiche variabili in funzione della configurazione impiantistica adottata dagli *Split* 1, 2 e 3. I consumi rispetto gli impianti MBR risultano inferiori del 50%, mentre sono paragonabili a quelli di un impianto a fanghi attivi convenzionali (ad esclusione della quota SD). Di molto superiori sono invece i consumi energetici correlati all'uso di più processi di filtrazione terziaria su membrane.

In conclusione si può quindi affermare che i trattamenti terziari generano acque con una qualità molto elevata, ma a questa sono associati alti consumi energetici e bassissimi recuperi di sostanza organica e di sostanze nutritive (come l'azoto), rendendoli non convenienti nel caso in cui si voglia attuare una pratica di fertirrigazione, soprattutto per biomasse energetiche e per suoli che sono in uno stato di predesertificazione.

<sup>&</sup>lt;sup>86</sup> Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.

<sup>&</sup>lt;sup>87</sup> SBW Consulting, Inc., (2002). *Energy Benchmarking Project-Secondary Wastewater Treatment*. Pacific Gas and Electric Company

## **CAPITOLO 3**

# IL BILANCIO DELLA CO<sub>2</sub> EMESSA DALL'IMPIANTO

## 3 IL BILANCIO DELLA CO<sub>2</sub> EMESSA DALL'IMPIANTO

Il trattamento delle acque reflue può contribuire all'effetto serra emettendo metano (CH<sub>4</sub>) e anidride carbonica (CO<sub>2</sub>) dai processi biologici di depurazione e dal consumo di energia (Cakir F.Y. et al., 2005<sup>88</sup>, Yerushalmi L. et al., 2009<sup>89</sup>).

Le emissioni di gas serra come CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e ossidi di azoto (N<sub>2</sub>O), da impianti di trattamento delle acque reflue sono considerate una delle principali fonti secondarie di gas serra (Sahely H.R. et al., 2006<sup>90</sup>).

Considerando una prospettiva di 100 anni, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e N<sub>2</sub>O hanno un Potenziale di Riscaldamento Globale (GWP) rispettivamente pari a 1, 23 e 310 (European Commission, 2001<sup>91</sup>).

Ai trattamenti di depurazione sono associate rilevanti emissioni di anidride carbonica, dirette o equivalenti, dovute ai processi di stabilizzazione biologica, ai consumi energetici per la realizzazione e gestione degli impianti ed allo smaltimento in discarica dei fanghi prodotti, oltre che ad un peggioramento della qualità del corpo idrico ricettore (Figura 52).

Solo negli ultimi anni, sono presenti nella letteratura scientifica alcuni studi rivolti allo studio ad alla stima delle emissioni di gas serra causate dal trattamento delle acque reflue.

<sup>&</sup>lt;sup>88</sup> Cakir F.Y., Stenstrom M.K., *GHG gas production: a comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology.* Water Research (2005) 39, 4167-4203.

<sup>&</sup>lt;sup>89</sup> Yerushalmi Laleh, Haghighat Fariborz and Bani Shahabadi Maziar. *Contribution of On-Site and Off-Site Processes to Greenhouse Gas (GHG) Emissions by Wastewater Treatment Plants*. World Academy of Science, Engineering and Technology (2009) 54.

<sup>&</sup>lt;sup>90</sup> Sahely H.R., MacLean H.L., Monteith H.D., Baglet D.M. (2006). Comparison of on-site and upstream GHG emissions from Canadian municipal wastewater treatment facilities. J. Environ. Eng. 5, 405-415.

<sup>&</sup>lt;sup>91</sup> IPCC - Intergovernmental Panel on Climate Change. Climate change 2001: The scientific basis. Contribution of Working Group I to the third assessment report of the IPCC. Cambridge University Press, 2001.

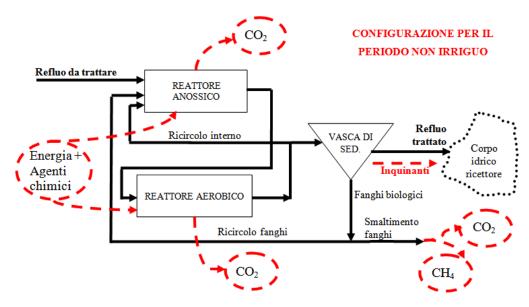


Figura 52. Emissioni di gas serra associate ad uno schema Ludzack-Ettinger per la depurazione di acque reflue.

I risultati di questi studi (Bani Shahabadi M. et al., 2010<sup>92</sup>; Cakir F.Y. et al., 2005<sup>93</sup>; El-Fadel M. et al., 2001<sup>94</sup>; Monteith HD et al., 2005<sup>95</sup>; Rosso D. et al., 2008<sup>96</sup>; Sahely H.R. et al., 2006<sup>97</sup>; Yerushalmi Laleh et al., 2009<sup>98</sup>; Progetto AQUATEC, 2002-2006<sup>99</sup>; Metcalf & Eddy, 2003<sup>100</sup>) non sempre sono completi e confrontabili tra loro, ma a volte presentano discordanti. Infatti, alcune delle stime delle emissioni di gas serra, come quelle proposte da Cakir F.Y. et al. (2005) e Monteith HD et al. (2005) sono state

<sup>&</sup>lt;sup>92</sup> Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., *Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application*, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

<sup>&</sup>lt;sup>93</sup> Cakir F.Y., Stenstrom M.K., GHG gas production: a comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. Water Research (2005) 39, 4167-4203.

<sup>&</sup>lt;sup>94</sup> El-Fadel M., Massound M., *Methane emissions from wastewater management*. Environmental Pollution (2001) 114, 177-185.

Monteith HD, Sahely HR, MacLean HL Bagley DM. A rational procedure for estimation of greenhouse-gas emissions from municipal wastewater treatment plants. Water Environ. Res. Jul-Aug (2005) 77(4), 390-403.

<sup>&</sup>lt;sup>96</sup> Rosso D. et al., The carbon-sequestration potential of municipal wastewater, Chemosphere 70 (2008) 1468–1475

<sup>&</sup>lt;sup>97</sup> Sahely H.R., MacLean H.L., Monteith H.D., Baglet D.M. (2006). Comparison of on-site and upstream GHG emissions from Canadian municipal wastewater treatment facilities. J. Environ. Eng. 5, 405-415.

<sup>&</sup>lt;sup>98</sup> Yerushalmi Laleh, Haghighat Fariborz and Bani Shahabadi Maziar. Contribution of On-Site and Off-Site Processes to Greenhouse Gas (GHG) Emissions by Wastewater Treatment Plants. World Academy of Science, Engineering and Technology (2009) 54.

<sup>&</sup>lt;sup>99</sup> Progetto AQUATEC, 2002-2006, Università degli Studi della Basilicata, *Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione per la soluzione dell'emergenza acqua.* 

<sup>&</sup>lt;sup>100</sup> Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.

eseguite valutando le emissioni associate alla rimozione della sostanza organica, ma senza considerare il contributo dato dalla rimozione delle sostanze nutritive.

In Tabella 19 si riportano alcuni coefficienti di produzione equivalente di CO<sub>2</sub> reperibili in letteratura.

Tabella 19. Coefficienti di emissione di CO2 equivalente, dati di letteratura.

Autore	Coefficiente di emissione	Unità di misura
Cakir (2005)	1.375	KgCO <sub>2</sub> / kgCOD
Rosso (2008)	0.36	KgCO <sub>2</sub> / kgBOD
Yerushalmi (2009)	0.88	
AQUATEC P. (2006)	3.1-4.2	KgCO <sub>2</sub> / kgBOD
Bani Shahabadi (2010)	0.67-0.99	KgCO <sub>2</sub> / kgBOD
Bani Shahabadi (2009) <sup>101</sup>	1.69-2.61	KgCO <sub>2</sub> / m <sup>3</sup>

Alle emissioni prodotte dalla rimozione biologica delle sostanze disciolte nel refluo, andrebbero inoltre aggiunte le emissioni associate alla gestione dei fanghi biologici. Ad esempio, il metano prodotto dal trattamento e smaltimento dei fanghi di depurazione costituisce circa il 5% delle sorgenti globali di metano (El Fadel et al., 2001).

Le emissioni di gas serra prodotte dagli impianti di depurazione delle acque reflue dipendono principalmente dal tipo di trattamento applicato. È chiaro che con l'aumentare del grado di affinamento i risultati possono fornire stime molto differenti, soprattutto in relazione anche alla destinazione finale del refluo trattato (scarico nel corpo idrico ricettore o ad esempio riutilizzo irriguo).

Infatti, Il dibattito scientifico è ancora più acceso quando si considerano pratiche di riutilizzo delle acque reflue per l'irrigazione di biomasse energetiche. In questo ambito è molto discusso il bilancio dei gas serra per l'energia rinnovabile prodotta da biomasse.

Infatti, secondo quanto riportato dal protocollo IPCC (2001)<sup>102</sup>, la produzione di CO<sub>2</sub> da biomasse non dovrebbe essere considerata come una fonte di gas serra. Questa

<sup>&</sup>lt;sup>101</sup> Bani Shahabadi M. et al., *Impact of process design on GHG generation by wastewater treatment plants*, water research 43 (2009) 2679-2687

assunzione, sarebbe vera se la produzione di combustibili a partire da biomasse energetiche non impiegasse o consumasse energia prodotta da fonti fossili, cosa che nella realtà avviene molto raramente (Bani Shahabadi M. et al., 2010)<sup>103</sup>.

Il bilancio globale delle emissioni di gas serra per biomasse energetiche, non può inoltre limitarsi alla sola fase di combustione, ma dovrebbe considerare anche tutte le altre fasi del processo di produzione del combustibile ottenuto dalle biomasse.

In questo ambito si inserisce il lavoro proposto, nel quale, oltre a valutare le emissioni di CO<sub>2</sub> equivalente dal trattamento acque reflue, si vogliono implementare nuovi schemi di trattamento per il riutilizzo irriguo dei reflui.

Lo scopo è quello di valutare la sostenibilità energetica ed ambientale del riutilizzo irriguo, attraverso l'impiego di schemi a rimozione controllata, in colture energetiche.

La stima delle emissioni di gas serra (GHG emissions) prodotte dagli impianti di trattamento delle acque reflue sono raggruppabili in due gruppi: le emissioni on-site e le emissioni off-site.

Le emissioni *on-site* sono principalmente causate e correlate ai processi biologici di trattamento della fase liquida e della fase solida delle acque reflue.

Le emissioni *off-site* sono invece le emissioni correlate a fattori esterni del processo biologico, quali:

- consumo di energia elettrica e termica;
- produzione e trasporto di agenti chimici, come ad esempio gli agenti alcalini per la correzione del pH;
- degradazione degli inquinanti residui presenti nelle acque di scarico;
- trattamento e smaltimento dei fanghi biologici da smaltire.

Nello studio proposto sono state prese in riferimento le emissioni di  $CO_2$  e  $CH_4$ , ma sono state trascurate le emissioni di  $N_2O$  a causa della scarsità di informazioni presenti in letteratura circa questi composti e le relative cinetiche di reazione. Inoltre, tra

<sup>&</sup>lt;sup>102</sup> IPCC - Intergovernmental Panel on Climate Change. Climate change 2001: The scientific basis. Contribution of Working Group I to the third assessment report of the IPCC. Cambridge University Press, 2001.

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

le emissioni off-site non sono state considerate le emissioni associate alla produzione ed all'utilizzo dei prodotti chimici usati per il processo di disinfezione.

#### 3.1 MATERIALI E METODI

Le emissioni di gas serra (GHG emissions) prodotte dagli impianti di trattamento delle acque reflue, e valutate in questo studio, sono raggruppabili in due gruppi: le emissioni *on-site* e le emissioni *off-site*.

Le emissioni *on-site* sono principalmente causate e correlate ai processi biologici di trattamento della fase liquida e della fase solida delle acque reflue.

Le emissioni off-site sono invece le emissioni correlate a fattori esterni del processo biologico, quali:

- consumo di energia elettrica e termica;
- produzione e trasporto di agenti chimici, come ad esempio gli agenti alcalini per la correzione del pH;
- degradazione degli inquinanti residui presenti nelle acque di scarico;
- trattamento e smaltimento dei fanghi biologici da smaltire.

## 3.1.1 La procedura di simulazione per la stima delle emissioni di gas serra

Nello studio proposto sono state prese in riferimento le emissioni di CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>, ma sono state trascurate le emissioni di N<sub>2</sub>O a causa della scarsità di informazioni presenti in letteratura circa questi composti e le relative cinetiche di reazione. Inoltre, tra le emissioni *off-site* non sono state considerate le emissioni associate alla produzione ed all'utilizzo dei prodotti chimici usati per il processo di disinfezione.

La stime delle emissioni è stata eseguita con due metodologie diverse che sono state implementate in due differenti modelli denominati, rispettivamente, *modello a bilanci di massa* e *modello a matrice stechiometrica modificata*.

La differenza sostanziale tra i due modelli riguarda la metodica implementata per la stima delle emissioni on-site relative ai processi biologici.

Le due tecniche in particolare consistono in:

- I. *modello a bilanci di massa:* I bilanci di massa applicati sono stati eseguiti a partire dal bilancio tra la sostanza organica e azotata presente in ingresso e in uscita all'impianto di trattamento acque. La metodologia di riferimento è quella proposta da Bani Shahabadi M. et al., (2010)<sup>104</sup> e da Metcalf & Eddy, (2003)<sup>105</sup>.
- II. modello a matrice stechiometrica modificata: I bilanci di massa sono stati eseguiti tramite le equazioni stechiometriche tipiche del modello ASM1 e modificando la sua matrice stechiometrica in modo da valutare la CO<sub>2</sub> equivalente direttamente dai bilanci di massa eseguiti da modello.

Per entrambi i casi è stata eseguita una stima complessiva delle emissioni equivalenti (così come indicato da prospetto in Figura 53 ed i risultati sono stati poi confrontati.

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., *Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application*, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

<sup>&</sup>lt;sup>105</sup> Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.

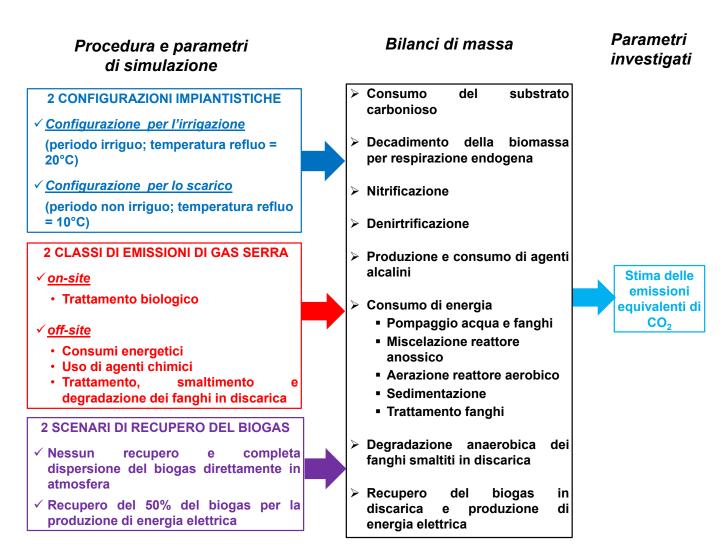


Figura 53. Procedura eseguita per la stima delle emissioni di gas serra.

#### 3.1.2 Il modello a bilanci di massa

## 3.1.2.1 I processi biologici

Il trattamento delle acque reflue produce, principalmente nelle unità biologiche, le emissioni di gas serra. Infatti, nel reattore aerobico, la frazione biodegradabile della sostanza organica in parte viene ossidata a CO<sub>2</sub> dalla biomassa aerobica, in parte viene invece inglobata in nuova biomassa. Alte emissioni di CO<sub>2</sub> sono inoltre prodotte con i processi di rimozione dei nutrienti, specialmente durante la rimozione dei composti azotati.

Come descritto, una delle principali assunzioni degli schemi a rimozione controllata proposti in questo studio, è appunto quella di agire sui processi di denitrificazione in modo da controllare l'efficienza di rimozione dell'azoto. Una delle conseguenze dirette di questa ipotesi, è quindi quella di controllare, ed eventualmente ridurre, le emissioni di gas serra associate alla rimozione dei nutrienti.

Il metodo usato per stimare le emissioni di CO<sub>2</sub> dai reattori biologici prende in riferimento:

- Le reazioni stechiometriche proposte da Metcalf & Eddy (2003)<sup>106</sup> a da Bani Shahabadi M. et al. (2010)<sup>107</sup> relative a: consumo di sostanza organica, decadimento della biomassa per respirazione endogena, nitrificazione e denitrificazione.
- Bilanci di massa applicati ai processi biologici mediante la formula semplificata estrapolata dallo studio proposto da Bani Shahabadi M. et al.,
   (2010) e dei corrispettivi coefficienti stechiometrici riportati in Tabella 20.

Tra i processi biologici presi in considerazione, la nitrificazione comporta un consumo di CO<sub>2</sub>, mentre tutti gli altri causano delle emissioni di CO<sub>2</sub> come prodotto di scarto dei processi di decomposizione della materia organica presente nelle acque reflue.

<sup>&</sup>lt;sup>106</sup> Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

Di seguito si riportano le reazioni stechiometriche di riferimento in questo approccio.

Consumo di  $0.02C_{10}H_{19}O_3N + 0.01NH_4^+ + 0.01HCO_3^- + 0.1O_2$ sostanza  $\rightarrow 0.03C_5H_7O_2N + 0.11H_2O + 0.06CO_2$ organica Decadimento della biomassa  $0.05C_5H_7O_2N + 0.25O_2 \rightarrow 0.2CO_2 + 0.05NH_4^+ + 0.05HCO_3^$ per  $+ 0.05 H_2 O$ respirazione endogena  $0.127NH_4^+ + 0.24O_2 + 0.01CO_2 + 0.0025HCO_3^ \rightarrow 0.0025C_5H_7O_2N + 0.125NO_3^- + 0.25H^+$ Nitrificazione  $+0.175H_2O$  $0.02C_{10}H_{19}O_3N + 0.193NO_3^- + 0.19H^+$  $\rightarrow 0.001C_5H_7O_2N + 0.02NH_4^+ + 0.096N_2$ Denitrificazione  $+0.232H_2O + 0.173CO_2 + 0.02HCO_3^-$ 

Di seguito si riportano le equazioni di bilancio semplificate estrapolate dallo studio di da Bani Shahabadi M. et al.,  $(2010)^{108}$ .

 $CO_2$  prodotta dalla rimozione del BOD  $mCO_{2,BOD}$  0.33 $[Q_{IN}(BOD_{5,IN} - BOD_{5,OUT}) - 1.42P_{X,CBOD}]$  carbonioso  $(kgCO_2/d)$   $mCO_{2,BOD}$  0.33 $[Q_{IN}(BOD_{5,IN} - BOD_{5,OUT}) - 1.42P_{X,CBOD}]$   $mCO_{2,DK-NIT} = mCO_{2,BOD} + 1.56M_{X,degraded}$   $mCO_{2,OK-NIT} = mCO_{2,BOD} + 1.56M_{X,degraded}$   $mCO_{2,DKN} = 2.62(N_{TOT,IN} - N_{TOT,OUT})Q_{IN}$   $mCO_{2,DKN} = 2.62(N_{TOT,IN} - N_{TOT,OUT})Q_{IN}$   $mCO_{2,BIOL} = mCO_{2,OK-NIT} + mCO_{2,DKN}$   $mCO_{2,BIOL} = mCO_{2,OK-NIT} + mCO_{2,DKN}$ 

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

Pagina 135 di 187

#### Dove:

- $mCO_{2,BIOL}$ : Produzione di CO<sub>2</sub> nel reattore biologico (kgCO<sub>2</sub>/d)
- mCO<sub>2,BOD</sub>: Produzione di CO<sub>2</sub> per la rimozione del BOD carbonioso (kgCO<sub>2</sub>/d)
- mCO<sub>2.DEN</sub>: Produzione di CO<sub>2</sub> per i processi di denitrificazione (kgCO<sub>2</sub>/d)
- mCO<sub>2,OX-NIT</sub>: Produzione di CO<sub>2</sub> per i processi di ossidazione e nitrificazione (kgCO<sub>2</sub>/d)
- $M_{X,DEGRADED}$ : Ammontare di biomassa decaduta per respirazione endogena nel reattore (kgVSS/d)
- $P_{X,CBOD}$ : Produzione di biomassa dall'utilizzo del BOD carbonioso

Nella Tabella 20 si riportano i coefficienti stechiometrici relativi all'emissione di anidride carbonica.

Tabella 20. Coefficienti stechiometrici per la produzione di CO2 per il bilancio di massa.

Processo	Coefficiente	Unità di misura	
Consumo di sostanza organica	0.33	$gCO_2/gBOD$	
Decadimento della biomassa respirazione endogena	per	1.42	gBOD/gVSS
Nitrificazione		1.56	gCO <sub>2</sub> /gVSS
Denitrificazione		2.62	gCO <sub>2</sub> /gN

L'eventuale aggiunta di sorgenti esterne di carbonio, come ad esempio il metanolo, non è stata presa in considerazione: data la configurazione impiantistica ed i carichi di inquinanti nell'acqua reflua in ingresso all'impianto ipotizzati in questo studio, si ritiene che la sostanza organica complessiva sia sufficiente alle richieste dei processi biologici e non sia un fattore limitante per le attività batteriche.

## 3.1.2.2 La gestione e lo smaltimento dei fanghi biologici

Una frazione di biomassa contenuta nel fango da smaltire viene convertita in anidride carbonica ed in metano come conseguenza della respirazione endogena a cui sono sottoposti i fanghi se smaltiti in ambiente anaerobico.

Nelle simulazioni eseguite, le emissioni *on-site* di gas serra dovute alle fasi di gestione dei fanghi da smaltire sono state considerate e valutate a partire dai consumi energetici. Il parametro di riferimento è il coefficiente SD determinato secondo le indicazioni del BSM1<sup>109</sup> (IWA and COST, 2008) già analizzato in precedenza.

In questo studio è stato assunto che i fanghi vengono smaltiti in discarica.

Di conseguenza, le emissioni *off-site* causate dai fanghi sottoposti ai processi di degradazione anaerobica in discarica, sono state stimate tramite il bilancio stechiometrico per la decomposizione in ambiente anaerobico proposta da Bani Shahabadi M. et al., 2010)<sup>110</sup>, dedotto dalla seguente equazione.

$$0.05C_5H_7O_2N + 0.2H_2O \rightarrow 0.075CO_2 + 0.125CH_4 + 0.05NH_4^+ + 0.05HCO_3^-$$

La biomassa è rappresentata dall'elemento  $C_5H_7O_2N$  (Metcalf and Eddy, 2003)<sup>111</sup>.

Dall'equazione si sono ricavati i coefficienti specifici di emissione di gas serra, in particolare:

Il contributo della CO<sub>2</sub> equivalente associata alla fase di trasporto dei fanghi in discarica non è stato considerato in questa analisi.

La rimanente frazione biodegradabile di biomassa, sottoposta alle condizioni anaerobiche della discarica, subisce processi di decomposizione che portano alla generazione di biogas, principalmente composto da metano (CH<sub>4</sub>) e da anidride

<sup>&</sup>lt;sup>109</sup> IWA, *Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1)*, Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008.

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., *Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application*, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

<sup>&</sup>lt;sup>111</sup> Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.

carbonica (CO<sub>2</sub>). Lo studio di Toprak et al. (1995)<sup>112</sup> ha stimato che la percentuale di metano e di anidride carbonica che si può formare in discarica sia, rispettivamente, del 52-80% e 7-28%. Altri studi suggeriscono una composizione del biogas pari al 50% di CH<sub>4</sub> ed al 50% di CO<sub>2</sub> (Progetto PON AQUATEC, 2006<sup>113</sup>). La stima della percentuale di metano nel biogas dipende principalmente dalla concentrazione di sostanza organica nel refluo da trattare (intesa come concentrazione di COD), dall'età del fango nel comparto biologico, dai pretrattamenti di stabilizzazione a cui il fango è sottoposto prima dello smaltimento in discarica e altre condizioni operative come la temperatura della discarica e del percolato (Toprak et al., 1995).

In queste simulazioni è stato ipotizzato che mediamente il biogas prodotto dalla degradazione dei fanghi in discarica possa essere costituito dal 50% di CO<sub>2</sub> e dal 50% di CH<sub>4</sub>.

Sono stati analizzati due scenari:

- I. Tutto il biogas prodotto dalla discarica non n\u00e9 recuperato, n\u00e9 trattato, e quindi viene disperso in atmosfera. In questo caso le emissioni di gas serra off-site della discarica sono valutate come tutta l'anidride carbonica e tutto il metano che vengono generati dalla decomposizione anaerobica dei fanghi;
- II. Il biogas viene in parte recuperato per la produzione di energia elettrica. Si è ipotizzato un recupero di metano pari al 50% del metano totale prodotto. In questo caso le emissioni di gas serra sono dovute alla CO<sub>2</sub> ed alla frazione di CH<sub>4</sub> che non viene recuperata, sono state prese in considerazione anche le emissioni di CO<sub>2</sub> causate dalla combustione del metano per la produzione di energia elettrica e di conseguenza le emissioni evitate per la mancata produzione di energia elettrica relativa al recupero. La produzione di CO<sub>2</sub> equivalente [gCO<sub>2</sub>/gCH<sub>4</sub>] derivante dalla combustione del metano è ricavata dal semplice bilancio stechiometrico della reazione di combustione riportata nella reazione di seguito, ed è pari a:

Toprak, Hikmet, Temperature and organic loading dependency of methane and carbon dioxide emission rates of a full-scale anaerobic waste stabilization pond. Water Research, Vol. 29, Issue: 4, April, (1995) pp. 1111-1119.

Progetto AQUATEC, 2002-2006, Università degli Studi della Basilicata, Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione per la soluzione dell'emergenza acqua.

Coefficiente di equivalenza per la combustione del metano

 $2.75~gCO_2/gCH_4$ 

Reazione per la combustione del metano

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$$

In ciascuno dei due scenari, la quantità di metano che è dispersa in atmosfera è convertita in quantità di CO2 equivalente mediante il fattore di equivalenza GWP indicato dal IPCC (2001)<sup>114</sup>, pari a:

Fattore di equivalenza GWP

23 kgCO<sub>2</sub> / kgCH<sub>4</sub>

#### 3.1.2.3 La Correzione dell'alcalinità

Per determinare l'emissione di gas serra in seguito all'uso di agenti alcalini è stato implementato, in un algoritmo inserito nel modello ASM1, il metodo proposto da Masotti et al. (2001)<sup>115</sup> per la stima del consumo di genti alcalini.

Il metodo prevede che:

- Il processo di nitrificazione, e quindi il consumo di azoto, è caratterizzato da un rateo di consumo dell'alcalinità pari a -7.14 gAlk/gN<sub>TOT</sub>.
- In seguito alla nitrificazione, avviene un abbassamento del pH dovuto alla formazione di CO<sub>2</sub> disciolta nel refluo.
- La parte di CO<sub>2</sub> rilasciata per stripping viene trascurata.
- Il processo di denitrificazione comporta un recupero di alcalinità pari a +3.14 gAlk/gNO<sub>3</sub>.
- La concentrazione minima di alcalinità nell'effluente può essere assunta pari a circa 50 mgAlk/litro. Questo valore minimo è necessario per mantenere stabile il pH in modo da avere un "effetto tampone" contro l'instaurarsi di condizioni acide nell'acqua.
- L'agente alcalino (Alk) è identificato come CaCO<sub>3</sub>.

<sup>&</sup>lt;sup>114</sup> IPCC - Intergovernmental Panel on Climate Change. Climate change 2001: The scientific basis. Contribution of Working Group I to the third assessment report of the IPCC. Cambridge University Press, 2001.

<sup>&</sup>lt;sup>115</sup> Masotti L., Verlicchi P. Depurazione delle acque di piccole comunità. Hoepli 2001, Itlay.

- Il fattore di emissione dell'agente alcalino è di 1.2 gCO<sub>2</sub>/gAlk.
- Per piccoli impianti (ad esempio 10,000 abitanti equivalenti come nel presente lavoro di tesi) la correzione del pH è eseguita mediante l'aggiunta di bicarbonato di sodio che corrisponde a 0.67gAlk / gCaCO<sub>3</sub>.

## 3.1.2.4 <u>I Consumi energetici</u>

Le emissioni di gas serra relative ai consumi energetici sono state valutate a partire dai consumi elettrici, così come descritto nel capitolo 2.

Tutte le formulazioni proposte dal BSM1<sup>116</sup> (IWA and COST, 2008) sono state valutate allo stato stazionario perché le simulazioni sono state eseguite considerando condizioni costanti delle caratteristiche del refluo in ingresso all'impianto di trattamento.

Le emissioni equivalenti di CO<sub>2</sub>, sono state quindi ottenute considerando il coefficiente di equivalenza, indicato dal Ministero dell'Ambiente italiano, e pari a 0.5 kgCO<sub>2</sub> / kWh.

## 3.1.3 Il modello a matrice stechiometrica modificata

Il modello a matrice stechiometrica modificata differisce dal modello a bilanci di massa essenzialmente per la metodica impiegata per la stima delle emissioni di gas serra associate ai trattamenti biologici di depurazione che avvengono all'interno del reattore biologico (emissioni on-site) e per la correzione dell'alcalinità.

Per la stima delle emissioni di CO<sub>2</sub> equivalente derivanti dai consumi energetici, dalla gestione dei fanghi e dal loro smaltimento in discarica e dal recupero di biogas sono, invece, impiegati gli stessi algoritmi implementati per il *modello a bilanci di massa*.

<sup>&</sup>lt;sup>116</sup> IWA, Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1), Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008.

## 3.1.3.1 <u>I processi biologici</u>

Il trattamento delle acque reflue, principalmente nel reattore biologico, genera emissioni di gas serra. Infatti, nel reattore aerobico, una frazione della sostanza organica biodegradabile è ossidata a CO<sub>2</sub> ad opera della biomassa aerobica, mentre il resto è incorporato in nuova biomassa. Alte emissioni di CO<sub>2</sub> sono inoltre generate durante il processo di rimozione dei nutrienti, specialmente durante la rimozione dei composti azotati.

Una tipica composizione della biomassa è  $C_5H_7O_2N$  (Metcalf & Eddy, 2003<sup>117</sup>; Takács et al., 2006<sup>118</sup>; Bani Shahabadi, 2010)<sup>119</sup>.

La reazione di decomposizione della biomassa è riportata nella seguente equazione.

$$C_5H_7O_2N + 5O_2 = 5CO_2 + 2H_2O$$

La produzione di biomassa è causata dalla crescita dei batteri eterotrofi (anossica ed aerobica) e autotrofi. Il consumo di biomassa è causato dai processi di decadimento endogeno.

La composizione del substrato è rappresentata da  $C_{2.43}H_{3.96}O$  (Takács et al., 2007)<sup>120</sup>. La reazione chimica per la completa ossidazione è riportata nell'equazione seguente.

$$C_{2.43}H_{3.96}O + 2.92O_2 = 2.43CO_2 + 1.98H_2O$$

Per determinare le emissioni di CO<sub>2</sub> causate dai processi biologici di depurazione delle acque reflue sono state prese in considerazione le reazioni stechiometriche proposte da Takács and Vanrolleghem (2006)<sup>121</sup>.

Takács I., Vanrolleghem P.A.. (2006) Elemental Balances in Activated Sludge Modelling. IWA Publishing, London, UK.

<sup>&</sup>lt;sup>117</sup> Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., *Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application*, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

<sup>&</sup>lt;sup>120</sup> Takács I., Vanrolleghem P.A., Wett B. and Murthy S.. (2007). Elemental balance based methodology to establish reaction stoichiometry in environmental modeling. Water Science & Technology Vol 56 No 9 pp 37–41 Q IWA Publishing 2007.

Takács I., Vanrolleghem P.A.. (2006) Elemental Balances in Activated Sludge Modelling. IWA Publishing, London, UK.

Crescita

batteri eterotrofi

Crescita

anossica dei  $2.57 C_{2.43}H_{3.96}O + 2.0 HNO_3 + NH3 \rightarrow 1.24 CO_2 + C_5H_7O_2N + N_2 + 4.09 H_2O$ 

batteri eterotrofi

Crescita dei  $48.59 \text{ NH}_3 + 5 \text{ CO}_2 + 90.19 \text{ O}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} + 47.59 \text{ HNO}_3 + 45.59 \text{ H}_2\text{O}_2\text{N} + 47.59 \text{ HNO}_3 + 45.59 \text{$ 

batteri autotrofi 43.37 Ki13 + 3 CO<sub>2</sub> + 50.17 O<sub>2</sub> 7 C<sub>3</sub>11/O<sub>2</sub>IV + 47.37 III VO<sub>3</sub> + 43.37 II<sub>2</sub>O

*Decadimento dei*  $C_5H_7O_2N + 1.28 H_2O$  → 1.58  $C_{2.43}H_{3.96}O + 0.08 C_5H_7O_2N + 0.92 NH_3 + batteri eterotrofi 0.77CO<sub>2</sub>$ 

*Decadimento dei*  $C_5H_7O_2N + 1.28 H_2O$  → 1.58  $C_{2.43}H_{3.96}O + 0.08 C_5H_7O_2N + 0.92 NH_3 +$ 

Ammonificatione  $NH_3 \rightarrow NH_3$ 

Idrolisi del

batteri autotrofi

substrato  $C_{2,43}H_{3,96}O \rightarrow C_{2,43}H_{3,96}O$ 

 $0.77CO_2$ 

particolato

Idrolisi

*dell'azoto*  $NH_3 \rightarrow NH_3$ 

Publishing, London, UK.

particolato

Le reazioni chimiche descrivono ciascuno dei processi del modello AM1 per una composizione generale dei parametri e della stechiometria, così come per la composizione delle variabili di stato (Takács et al., 2006)<sup>122</sup>.

Nei modelli cinetici a fanghi attivi, nella digestione anaerobica ed in altri campi della modellistica ambientale, si fa affidamento sulla definizione corretta dei coefficienti stechiometrici.

Il bilancio degli elementi garantiscono un semplice e rigoroso metodo per stabilire i coefficienti stechiometrici delle reazioni rappresentate nella matrice stechiometrica del modello ASM1.

I processi biologici che concorrono alla produzione di CO<sub>2</sub> sono: la crescita aerobica degli eterotrofi; la crescita anossica degli eterotrofi; la crescita degli autotrofi; il decadimento degli autotrofi e degli eterotrofi.

Takács I., Vanrolleghem P.A. (2006) Elemental Balances in Activated Sludge Modelling. IWA

La deduzione di questi coefficienti deriva dai bilanci di massa eseguiti da Takács et al., (2007) e sono mostrati nella Tabella 21.

Per il calcolo è stato considerato il coefficiente stechiometrico (mole/m<sup>3</sup>) relativo alla produzione di CO<sub>2</sub> dedotto dalle equazioni di Takács and Vanrolleghem, (2006) e convertite in g/m<sup>3</sup> in modo da essere direttamente utilizzabili nei bilanci di massa del modello ASM1.

Tabella 21: Coefficienti di produzione di CO2 dei processi biologici.

Processo	Coefficiente stechiometrico di produzione della CO <sub>2</sub> [gCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]	
Crescita aerobica dei batteri eterotrofi	0.341	
Crescita anossica dei batteri eterotrofi	0.314	
Crescita dei batteri autotrofi	- 0.1375	
Decadimento dei batteri eterotrofi	0.212	
Decadimento dei batteri autotrofi	0.212	

Il coefficiente del processo di crescita degli autotrofi è negativo in quanto lo sviluppo degli autotrofi comporta un consumo della CO<sub>2</sub>.

Nella Tabella 22 si riporta la matrice stechiometrica del modello ASM1 modificata per eseguire il bilancio della CO<sub>2</sub> associata ai trattamenti biologici di depurazione delle acque reflue.

Tabella 22: Matrice stechiometrica del modello ASM1 modificata per il bilancio della CO<sub>2</sub>.

Componente S <sub>I</sub>	Ss	Xi	Xs	XBH	XBA	Хp	So	SNO	SNH	SND	X <sub>ND</sub>	SALK	SCO2BIOL
gCOD)	m³] [gCOD,	$[gCOD/m^3]$ $[gCOD/m^3]$ $[gCOD/m^3]$	[gCOD/m <sup>3</sup> ]	[gCOD/m³]	$ \lceil g_{\text{COD}/m^3} \rceil \lceil g_{\text{COD}/m^3} \rceil \lceil g_{\text{COD}/m^3} \rceil $	[gCOD/m <sup>3</sup> ]	$[gO^2/m^3]$	[gN/m³]	$[g_{ m N/m}^3]$	$[gN/m^3]$	$[gN/m^3]$	[mole/m <sup>3</sup> ]	$[gCO_2/m^3]$
	$-\frac{1}{Y_S}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{\lambda 3}}{14}$	0.341
	$-\frac{1}{Y_{\scriptscriptstyle H}}$			1				$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-i_{XB}$			$\frac{1 - Y_{_{\rm H}}}{14 * 2.86  Y_{_{\rm H}}} - \frac{i_{_{\rm MB}}}{14}$	0.341
					1		$-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{X_{\overline{A}}}$	$-i_{xs}-\frac{1}{Y_{_A}}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$	-1.375
Decadiemnto degli eterotrofi			$1-f_p$	-1		$f_P$					$-i_{X\!B} - f_P i_{X\!P}$		0.212
Decadimento degli autotrofi			$1-f_p$		-1	$f_P$					$-i_{XB}-f_{p^jXP}$		0.212
Ammonificazione dell'azoto solubile organico									1	-1		$\frac{1}{14}$	
Idrolisi del carbonio organico della biomassa	1		-1										
										1	-1		

## 3.1.3.2 La correzione del'alcalinità

Il modello a matrice stechiometrica modificata è stato studiato applicando due metodi distinti di stima delle emissioni di CO<sub>2</sub> correlate all'uso di agenti alcalini per la correzione dell'alcalinità.

In primo luogo, al modello a matrice stechiometrica modificata, è stato applicato il metodo di Masotti<sup>123</sup> con lo stesso tipo di reagente, così come applicato al modello a bilanci di massa. In questo modo si sono potuti eseguire dei confronti diretti.

In secondo luogo, le stime delle emissioni di gas serra, sono state valutate implementando un nuovo algoritmo in grado di sfruttare il calcolo dell'alcalinità nel refluo già presente nel modello ASM1. In questo caso quindi, oltre alla nuova metodologia di calcolo, l'unità di misura sono le moli HCO<sub>3</sub>-/m³, mentre l'agente alcalino considerato al posto del bicarbonato di sodio, è stato lì'idrossido di calcio.

Per calcolare nel modello costruito il consumo e la possibile aggiunta di agenti alcalini, è stata considerata una concentrazione di 7 moli HCO<sub>3</sub>-/l come la concentrazione minima accettabile nell'effluente, quanto meno per ristabilire le caratteristiche iniziali del refluo trattato in modo da non restituire un refluo con un basso valore di alcalinità.

Questo è necessario per mantenere stabili i valori di pH ed assicurare un effetto "buffer" contro l'acidificazione delle acque.

L'agente alcalino preso in riferimento è stato l'idrossido di calcio. L'idrossido di calcio Ca(OH)2 è considerato come un reagente per l'alcalinità dovuto ai bassi costi ed alle alte efficienze. Ogni grammo di Ca(OH)2 provvede a fornire alla miscela 1.35 grammi di alcalinità come CaCO<sub>3</sub> equivalente; siccome il modello ASM1 considera soltanto gli ioni bicarbonato come soluto alcalino, l'alcalinità specifica di 1 grammo di idrossido di calcio è equivalente a 1.11 grammi di HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>.

La produzione di idrossido di calcio dal calcare è responsabile di emissioni di CO<sub>2</sub> generate dalle reazioni chimiche e dalla combustione dei combustibili fossili.

Il primo termine può essere calcolato in accordo con la stechiometria (riportata di seguito) che corrisponde a 0.59 grammi di CO<sub>2</sub> generata per grammi di Ca(OH)2 prodotta.

$$CaCO_3 + H_2O \rightarrow Ca(OH)2 + CO_2$$

<sup>123</sup> Masotti L., Verlicchi P. Depurazione delle acque di piccole comunità. Hoepli 2001, Itlay.

Il secondo termine può essere calcolato considerando che la prima fase dei processi di realizzazione (calcinazione del CaCO<sub>3</sub> in CaO) è endotermico e richiede approssimativamente 200 kg di carbone per tonnellata di calce viva (Hill and Mason, 1997)<sup>124</sup>, che corrisponde a 0.35 grammi di CO<sub>2</sub> emessi per grammi di Ca(OH)2 usati per la correzione di alcalinità. Il calore generato dal secondo step (idratazione del CaO a Ca(OH)2, che è esotermico, non è stato considerato perché nella maggior parte dei casi questa energia non viene recuperata.

Quindi, nel complesso, deve essere contabilizzata per la correzione dell'alcalinità l'emissione di 0.94 grammi di CO<sub>2</sub> per ogni grammo di Ca(OH)2. Il valore dell'alcalinità nel modello proposto, è ricavato dalla formulazione del BSM1<sup>125</sup> (IWA e COST, 2008) è stato usato per eseguire i bilanci di massa descritti.

Hill N., Mason K. (1997). *How to calculate the energy efficiency of your lime burning process*. The Schumacher Center for Technology and Development. World Cement 1997

<sup>&</sup>lt;sup>125</sup> IWA, *Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1)*, Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008.

#### 3.2 RISULTATI E DISCUSSIONE

# 3.2.1 Verifica dei modelli per la stima della CO<sub>2</sub>

La validità dell'algoritmo costruito per la stima delle emissioni di CO<sub>2</sub> è stata fatta confrontando i risultati ottenuti per il periodo non irriguo (impianto nella configurazione impiantistica classica di Ludzack-Ettinger modificata) con i dati di letteratura.

Per poter confrontare correttamente i dati di letteratura con quelli forniti da modello, è stato necessario di volta in volta fare delle diverse ipotesi, ciascuna per ogni dato di letteratura preso in riferimento. Infatti, i risultati forniti dai diversi autori differiscono per temperatura del refluo, concentrazione dei carichi di inquinanti, processi valutati per la stima delle emissioni *on-site* ed *off-site*. Per questo motivo, i risultati delle simulazioni riportati nelle successive tabelle non sono tutti direttamente confrontabili tra loro, ma solo con il corrispondente dato di letteratura.

Si riportano i principali processi investigati ed i parametri operativi riferiti agli studi presenti in letteratura.

Nella Tabella 23 si riportano le emissioni di CO<sub>2</sub> equivalente stimate dal modello a bilanci di massa e dal modello a matrice stechiometrica modifica e confrontate con i dati di letteratura.

#### Processi investigati

- A. Processo biologico a fanghi attivi per l'ossidazione dei substrati (emissioni onsite)
- B. Correzione dell'alcalinità (emissioni off-site)
- C. Consumi energetici (emissioni off-site)
- D. Trattamento fanghi (emissioni off-site)
- E. Recupero del biogas per la produzione di energia elettrica (emissioni off-site)

#### Parametri operativi

- 1. *Cakir* (2005)<sup>126</sup>:  $T_{refluo} = 20$ °C;  $Q_{IN} = 37850$  m<sup>3</sup>/d;  $COD_{IN} = 60-660$ mg/l (al reattore biologico); età del fango: ~10d; produzione specifica di  $CO_2$  per la produzione di energia elettrica: 0.96 kg $CO_2$ /kWh.
- 2. *Cakir (2005):*  $T_{refluo} = 20$ °C;  $Q_{IN} = 37850$  m<sup>3</sup>/d;  $COD_{IN} = 300$ mg/l (al reattore biologico); età del fango: ~10d; produzione specifica di  $CO_2$  per la produzione di energia elettrica: 0.96 kg $CO_2$ /kWh.
- 3. **Rosso** (2008)<sup>127</sup>: BOD<sub>5\_IN</sub> = 150mg/l; N-NH<sub>4\_IN</sub> = 20mg/l; D.I. = 250l/ab d; Q<sub>IN</sub> =  $140 \times 10^6$  m<sup>3</sup>/d; età del fango: ~15d.
- 4. *Yerushalmi*  $(2009)^{128}$ :  $Q_{IN} = 1000 \text{ m}^3/\text{d}$ ;  $BOD_{u\_IN} = 2000 \text{ gBOD/m}^3$ ;  $TKN_{IN} = 100 \text{ gN/m}^3$ ;  $T_{refluo} = 25 ^{\circ}C$ .
- 5. *Yerushalmi (2009):*  $Q_{IN} = 1000 \text{ m}^3/\text{d}$ ;  $BOD_{u\_IN} = 2000 \text{ gBOD/m}^3$ ;  $TKN_{IN} = 100 \text{ gN/m}^3$ ;  $T_{refluo} = 25 ^{\circ}\text{C}$ ; Emissione di  $CO_2$  associata all'utilizzo di agenti alcalini per la correzione dell'alcalinità: 1.74  $gCO_2/gAlk$ .
- 6. **AQUATEC P. (2006)**<sup>129</sup>:  $Q_{IN} = 2400 \text{ m}^3/\text{d}$ ;  $BOD_{5\_IN} = 280 \text{ mg/l}$ ;  $N-NH_{4\_IN} = 60 \text{ mg/l}$ ; D.I. = 250 l/ab d; 10,000 abitanti equivalenti; età del fango:~15d;  $T_{refluo} = 20^{\circ}\text{C}$ ; produzione specifica di  $CO_2$  per la produzione di energia elettrica: 0.5 kg $CO_2/\text{kWh}$ ; Recupero di del biogas pari al 50% della produzione totale; composizione del biogas: 50%  $CH_4$ , 50%  $CO_2$ .
- 7. *Bani Shahabadi (2009)*<sup>130</sup>:  $Q_{IN} = 1000 \text{ m}^3/\text{d}$ ;  $BOD_{IN} = 1400 \text{ gBOD/m}^3$  (in ingresso al reattore biologico);  $T_{refluo} = 20^{\circ}\text{C}$ ; Efficienza di rimozione del BOD del sedimentatore primario = 30%; Tutti i fanghi prodotti sono inviati a digestore anaerobico; Emissioni valutate con e senza il recupero di biogas.
- 8. *Bani Shahabadi (2009):* Q<sub>IN</sub> = 1000 m³/d; BOD<sub>IN</sub> = 1400 gBOD/m³; T<sub>refluo</sub> = 20°C; Alk\_in=100 gCaCO<sub>3</sub>/m³; emissione di CO2 associata all'utilizzo di agenti alcalini per la correzione dell'alcalinità: 1.74 gCO<sub>2</sub>/gAlk; Efficienza di rimozione del BOD del sedimentatore primario = 30%.
- 9. *Bani Shahabadi (2010)*<sup>131</sup>:  $Q_{IN} = 1000 \text{ m}^3/\text{d}$ ;  $BOD_{IN} = 1700\text{-}2500 \text{ gBOD/m}^3$ ;  $TKN_{IN} = 80\text{-}140 \text{ gN/m3}$ ;  $T_{refluo} = 20^{\circ}\text{C}$ ; Efficienza di rimozione del BOD del sedimentatore primario = 30%.

<sup>&</sup>lt;sup>126</sup> Cakir F.Y., Stenstrom M.K., GHG gas production: a comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. Water Research (2005) 39, 4167-4203.

Rosso D. et al., *The carbon-sequestration potential of municipal wastewater*, Chemosphere 70 (2008) 1468–1475

Yerushalmi Laleh, Haghighat Fariborz and Bani Shahabadi Maziar. Contribution of On-Site and Off-Site Processes to Greenhouse Gas (GHG) Emissions by Wastewater Treatment Plants. World Academy of Science, Engineering and Technology (2009) 54.

Progetto AQUATEC, 2002-2006, Università degli Studi della Basilicata, Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione per la soluzione dell'emergenza acqua.

Bani Shahabadi M. et al., Impact of process design on GHG generation by wastewater treatment plants, water research 43 (2009) 2679-2687

Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., *Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants – Model development and application*, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092

Tabella 23: Stima delle emissioni di CO<sub>2</sub> equivalente: confronto tra i dati di letteratura, del modello a bilanci di massa e del modello a matrice stechiometrica modifica. In entrambi i modelli il calcolo delle emissioni associate alla correzione di alcalinità è eseguito con il metodo di Masotti.

Unità di	Coeff	iciente di em	issione	Duo cossi
Unità di misura del coefficiente di emissione	Modello a matrice stechiometrica modificata	Modello a bilancio di massa	Letteratura	Processi investigati e parametri operativi
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	1.32-1.37	0.97-1.11	1.26-1.39 Bani Shahabadi (2009)	A -7
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	1.27-1.39	0.87-1.05	0.99-1.04 Bani Shahabadi (2010)	A -9
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	1.17-1.26	0.88-1.38	0.36 Rosso (2008)	A -3
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	1.32-1.33	0.87-1.13	0.88-0.95 Yerushalmi (2009)	A -4
KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	1.91-1.94	1.40-1.59	1.76-1.95 Bani Shahabadi (2009)	A -7
KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	1.57-2.37	1.79-2.27	1.69-2.61 Bani Shahabadi (2010)	A -9
KgCO <sub>2</sub> /kgCOD	1.30-1.49	0.97-1.22	1.375 Cakir (2005)	A, C -1
KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	3.34-3.93	2.69-3.48	3.26 Bani Shahabadi (2009)	A, B, C, D -8
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	2.37-2.73	1.90-2.43	2.33 Bani Shahabadi (2009)	A, B, C, D -8
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	2.43-2.65	2.17-2.22	1.6 Yerushalmi (2009)	A, B, C, D -5
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	3.25-4.70	3.09-4.74	3.1-4.2 AQUATEC P. (2006)	A, C, D, E -6
KgCO <sub>2</sub> /kgCOD	3.83-4.08	3.03-3.91	3.73 Cakir (2005)	A, C, D, E -2

Dall'analisi della Tabella 23, risulta che, nella maggior parte dei casi, le stime di letteratura delle emissioni di gas serra associate ai vari processi di trattamento delle acque reflue sono inferiori alle stime ottenute dai due modelli implementati.

Questo può indicare che i modelli realizzati, sono effettivamente in grado di stimare le emissioni di gas serra, con l'esecuzione di stime dello stesso ordine di grandezza dei dati di letteratura, ed in molti casi anche superiori, indice che, probabilmente, i modelli sono efficaci e sono sensibili alle diverse condizioni di lavoro e di carico dell'impianto.

Nello specifico, sono state prese in esame solo le stime massime, sia dei dati di letteratura, sia dalle stime dei modelli, sono state calcolate le variazioni in termini percentuali (Tabella 24). Si osserva che i modelli realizzati, ed in particolare il modello a matrice stechiometrica modificata, eseguono stime di diversi punti percentuali maggiori dei dati di letteratura. Salvo alcuni casi dove risulta evidente la discordanza dei dati, allo scopo di rendere più attendibili i confronti, sono stati tenuti in considerazione anche altri parametri quando non espressamente indicati dagli autori, quali: l'efficienza di recupero del biogas dalla discarica; il tipo di trattamento a cui sono sottoposti i fanghi; la presenza di unità di trattamento anaerobiche, a monte del processo a fanghi attivi, non contemplate nell'analisi proposta.

Questi risultati sono importanti perché, a parte possibili imprecisioni nell'estrapolare i dati di interesse dai risultati proposti dagli autori, e delle ipotesi fatte per i numerosi parametri in gioco nei modelli, si può comunque concludere che l'impiego di un modello di simulazione, quale l'ASM1, modificato opportunamente per la stima delle emissioni di gasa serra, può generare stime più accurate in quanto correlate direttamente ai processi biologici implementati dal modello.

Tabella 24: Variazioni percentuali tra i dati di letteratura, il modello a bilanci di massa ed il modello a matrice stechiometrica modifica.

TI!AN J.	Coefficiente o	li emissione	[variazione %]	Danasasi
Unità di misura del coefficiente di emissione	Modello a matrice stechiometrica modificata	Modello a bilancio di massa	Letteratura	Processi investigati e parametri operativi
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	-1.44	-20.14	Bani Shahabadi (2009)	A -7
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	36.65	0.96	Bani Shahabadi (2010)	A -9
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	250.00	283.33	Rosso (2008)	A -3
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	40.00	18.95	Yerushalmi (2009)	A -4
KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	-0.51	-18.46	Bani Shahabadi (2009)	A -7
KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	-9.20	-13.03	Bani Shahabadi (2010)	A -9
KgCO <sub>2</sub> /kgCOD	8.36	-11.27	Cakir (2005)	A, C -1
KgCO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	20.55	6.75	Bani Shahabadi (2009)	A, B, C, D -8
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	17.17	4.29	2.33 Bani Shahabadi (2009)	A, B, C, D -8
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	65.63	38.75	Yerushalmi (2009)	A, B, C, D -5
KgCO <sub>2</sub> /kgBOD	11.9	12.86	AQUATEC P. (2006)	A, C, D, E -6
KgCO <sub>2</sub> /kgCOD	9.38	4.83	Cakir (2005)	A, C, D, E -2

## 3.2.2 Stima della CO<sub>2</sub> emessa al variare del frazionamento del COD influente

L'analisi è stata condotta variando la caratterizzazione del refluo, cioè il frazionamento del COD in ingresso all'impianto. È infatti molto importante valutare l'influenza che ha la caratterizzazione delle acque reflue sull'efficienza dei processi produttivi. Questa analisi risulta fondamentale soprattutto per i più recenti metodi di dimensionamento e di verifica per i processi biologici a fanghi attivi, quali i modelli ASM, che coinvolgono un numero molto elevato di parametri e le cui equazioni stechiometriche si basano sul bilancio del COD.

Per poter eseguire questa analisi, sono stati presi in riferimento diversi studi (Casellas et al., 2008<sup>132</sup>; Choubert et al., 2006<sup>133</sup>; Andreottola et al., 2004<sup>134</sup>; Striker A.E. 2000<sup>135</sup>; IWA 2008<sup>136</sup>; Henze 1987<sup>137</sup>; Marquot 2006<sup>138</sup>) che hanno considerato diversi tipi di frazionamento sul COD estrapolati da studi su reflui reali e sulle caratteristiche del modello ASM1. Le percentuali di frazionamento del COD di letteratura sono riportate nella Tabella 25, mentre le concentrazioni prese in riferimento per le simulazioni sono riportate in Tabella 26.

Per eseguire questa analisi sono stati confrontati i due modelli realizzati per il bilancio della CO<sub>2</sub>: il *modello a bilanci di massa* ed il *modello a matrice stechiometrica modificata*.

<sup>&</sup>lt;sup>132</sup> Casellas Magali, Christophe Dagota, Marie-Noëlle Pons, Michel Baudu (2008). Influent fractionation for the use of AS M1 to optimize urban wastewater treatment: Application to the removal of C and N in a SBR. Revue des Sciences de l'Eau 21(4) (2008) 451-462

Choubert J-M, Y Racault, A Grasmick, J-P Canler and A Heduit (2006). A simulation-based optimisation approach to control nitrogen discharge by activated sludge under winter seasonal peak load; Available on website http://www.wrc.org.za; ISSN 0378-4738 = Water SA Vol. 32 No. 4 October 2006

Andreottola G., Foladori P., Caratterizzazione avanzata dei reflui e delle cinetiche biologiche per la progettazione degli impianti di depurazione, Università degli studi di Trento, Vagliasindi, ANDIS, pag 445, 2004

Stricker A.E. Application de la modelisation a l'étude du traitement de l'azote par boues activees en aeration prolongee: comparaison des performances en temps sec et en temps de pluie. Ph.D. Thesis, ENGEES, Strasbourg, France, 207

<sup>&</sup>lt;sup>136</sup> IWA, *Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1)*, Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008.

Henze M., C. P. L. Grady Jr., W. Gujer, G. R. Marais and T. Matsuo (1987). Activated sludge model no. 1. Scientific and Technical Report No. 1,IAWPRC}, London

Marquot Aurélien 2006. *Modelling nitrogen removal by activated sludge on full-scale plants:* Calibration and evaluation of ASM1. Cemagref de Bordeaux REBX – UPPA

I dati progettuali dell'impianto (dimensionato per 10,000 abitanti equivalenti) impiegati per le simulazioni sono quelli riportati nella Tabella 12. La temperatura del refluo ipotizzata è di 20°C.

I processi presi in riferimento per la stima dei gas serra emessi sono: processo biologico a fanghi attivi, consumi energetici, trattamento e smaltimento dei fanghi di supero, recupero parziale del biogas dalla discarica in seguito allo smaltimento dei fanghi biologici di depurazione.

Non sono state prese in considerazione le emissioni associate al controllo dell'alcalinità in quanto nei due modelli sono implementati due metodologie e due agenti alcalini differenti.

Tabella 25: Frazionamento del COD per diversi casi di letteratura

				9/	sul CO	<b>D</b> totale					% su N	<b>V</b> totale	
Dat	i di letteratura	$S_{I}$	$S_{S}$	$X_{I}$	$\mathbf{X}_{\mathbf{S}}$	$X_{BH}$	$X_{BA}$	$X_{P}$	$S_0$	$S_{NO}$	$S_{NH}$	$S_{ND}$	$X_{ND}$
-	media per 10,000AE	3.1	32.1	17.9	46.9	0	0	0	0	1.7	75.0	6.0	17.3
Andreottola	grandi impianti	4.8	22.9	23.1	49.2	0	0	0	0	1.7	78.1	3.8	16.4
2004	COD<360mg/l	4	32	19	45	0	0	0	0	1.7	78.0	5.3	15.0
	COD>575mg/l	2	29	19	50	0	0	0	0	1.7	76.8	4.8	16.7
<b>Choubert 2006</b>		6.5	22.5	6	65	0	0	0	0	0	65.5	9.0	25.5
Casellas 2008	senza pioggia <sup>c</sup>	6	23	9	62	0	0	0	0	10.6 b	27.7	29.0	32.7
Striker 2000	senza pioggia	4	31	15	50	0	0	0	0	0	22.0 b	33.0	45.0
IWA 2008		7.9	18.2	13.4	53.1	7.4	0	0	0	0	64.3	14.2	21.6
Henze 1987	valori estremi dei range di	11 <sup>a</sup>	18 <sup>a</sup>	22 <sup>a</sup>	49 <sup>a</sup>	0	0	0	0	0	12	29 <sup>a</sup>	59 <sup>a</sup>
nenze 198/	variazione	8 a	32 <sup>a</sup>	11 <sup>a</sup>	49 <sup>a</sup>	0	0	0	0	0	10	40 <sup>a</sup>	50 <sup>a</sup>
Marquot 2006		4.1	20.1	16.9	58.9	0	0	0	0	0	71	12 <sup>b</sup>	17

a: dato compreso nel range di variazione indicato dalla letteratura

b: dato estrapolato dai risultati proposti dall'autore

c: refluo costituito dall'85% da reflui urbani e dal 15% da reflui industriali (Limoges, Francia)

Tabella 26: Concentrazioni in ingresso all'impianto per diversi valori del frazionamento del COD (in riferimento ai dati di letteratura di Tabella 25).

						concent	razioni	[mg/l	]				
frazionam	ento COD (letteratura)	$S_{I}$	$S_{S}$	$X_{I}$	$X_S$	$X_{BH}$	$X_{BA}$	$X_{P}$	$S_0$	$S_{NO}$	$\mathbf{S}_{\mathbf{NH}}$	$\mathbf{S}_{\mathbf{ND}}$	$X_{ND}$
	media per 10,000 AE	16.74	173.34	96.66	253.26	0	0	0	0	1.0	43.7	3.5	10.1
Andreottola	grandi impianti	25.92	123.66	124.74	265.68	0	0	0	0	1.0	45.6	2.2	9.6
2004	COD<360mg/l	21.6	172.8	102.6	243	0	0	0	0	1.0	45.5	3.1	8.7
	COD>575mg/l	10.8	156.6	102.6	270	0	0	0	0	1.0	44.8	3.1	9.7
<b>Choubert 2006</b>		35.1	121.5	32.4	351	0	0	0	0	0.0	38.2	5.2	14.9
Casellasa 2008	senza pioggia	32.4	124.2	48.6	334.8	0	0	0	0	6.2	16.2	16.9	19.1
Striker 2000	senza pioggia	21.6	167.4	81	270	0	0	0	0	0.0	12.8	19.2	26.2
BSM1 2008		42.5	98.5	72.5	286.6	39.9	0	0	0	0.0	37.5	8.3	12.6
Henze 1987	valori estremi dei range di	59.4	97.2	118.8	264.6	0	0	0	0	0.0	7.0	16.9	34.4
nenze 1987	variazione	43.2	172.8	59.4	264.6	0	0	0	0	0.0	5.8	23.3	29.2
Marquot 2006		22.14	108.54	91.26	318.06	0	0	0	0	0.0	41.4	7.0	9.9

Il confronto tra i due algoritmi per la stima della CO<sub>2</sub> equivalente emessa, è fondamentale perché mette in evidenza le differenze intrinseche degli approcci applicati nei due modelli. Infatti, il *modello a bilanci di massa* esegue dei bilanci semplici tra le concentrazioni in ingresso ed in uscita della sostanza organica e dell'azoto, e considera la produzione dei fanghi stimata con le formule ingegneristiche di progettazione degli impianti. Invece, il *modello a matrice stechiometrica* esegue dei bilanci dinamici grazie all'uso della matrice stechiometrica.

Le differenze tra i due modelli sono ben rappresentate (Figura 54) dai risultati di questa analisi riportati (rispettivamente valutate, con e senza il recupero di biogas). Si osserva che il *modello a bilanci di massa* non risente assolutamente del frazionamento del COD in ingresso all'impianto; mentre il modello a *matrice stechiometrica modificata* è fortemente influenzato dalle variazioni del frazionamento del COD.

I risultati mettono in evidenza l'elevata sensibilità dell'algoritmo per la stima della CO<sub>2</sub> sulla base della matrice stechiometrica modificata, e sembra rispondere in maniera più "reale" alle variazioni delle componenti solubili e particolate presenti nel refluo, le quali influenzano le condizioni operative del processo di depurazione e smaltimento dei fanghi. Infatti, il *modello a bilanci di massa* stima una produzione di CO2 di 2.43 kgCO<sub>2</sub>/kgCOD rimosso, mentre il mo*dello a matrice stechiometrica modificata* stima, in termini percentuali rispetto all'altro modello, emissioni fino a ±12% nel caso di recupero del biogas, e di circa ±15% quando non viene recuperato il biogas.

Le differenze suddette sono inoltre rappresentate nelle figure seguenti (Figura 55) dove sono riportate le medesime emissioni, ma riferite alla produzione giornaliera stimata per un impianto a ossidazione parziale per 10,000 abitanti equivalenti, per un totale di 2,400 m<sup>3</sup>/giorno di reflui trattati.

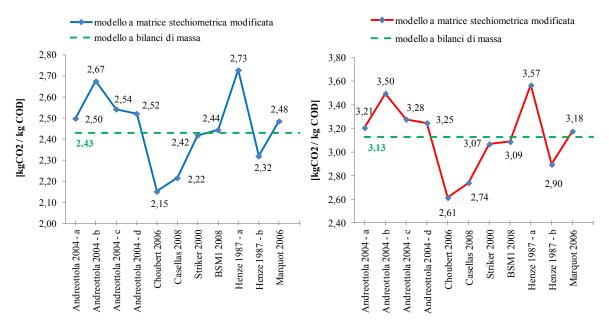


Figura 54: Modello a bilanci di massa Vs Modello a matrice stechiometrica modificata: stima delle emissioni di CO<sub>2</sub> al variare del frazionamento del COD (dati di letteratura) in ingresso all'impianto di trattamento. I valori sono espressi in kgCO<sub>2</sub>/kgCOD rimosso. A sinistra le stime nel caso di recupero del biogas, a destra le stime nel caso di nessun recupero di biogas. I processi presi in riferimento sono: processo biologico a fanghi attivi, consumi energetici, trattamento e smaltimento fanghi biologici.

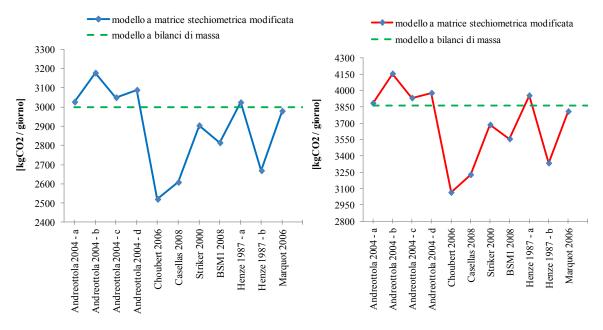


Figura 55: Modello a bilanci di massa Vs Modello a matrice stechiometrica modificata: stima delle emissioni di CO<sub>2</sub> al variare del frazionamento del COD (dati di letteratura) in ingresso all'impianto di trattamento. I valori sono espressi in kgCO<sub>2</sub>/giorno. A sinistra le stime nel caso di recupero del biogas, a destra le stime nel caso di nessun recupero di biogas. I processi presi in riferimento sono: processo biologico a fanghi attivi, consumi energetici, trattamento e smaltimento fanghi biologici.

## 3.2.3 Periodo irriguo (riutilizzo)

Per la stima delle emissioni durante il periodo irriguo relative agli schemi semplificati, si è ritenuto più opportuno confrontare i due metodi (a bilanci di massa e a matrice stechiometrica modificata) con i due metodi di calcolo dell'impiego di agenti alcalini (Masotti e ASM1 modificato) e con due agenti alcalini diversi (bicarbonato di sodio e idrossido di calcio, rispettivamente per il metodo di Masotti e per l'ASM1 modificato. In questo modo, si è voluto verificare se si ottenessero comunque delle riduzioni complessive delle emissioni di gas serra, indipendentemente dal modello impiegato per la stima delle emissioni associate al trattamento, e dalla metodica impiegata per la stima dell'uso e del tipo di agenti alcalini per la correzione dell'alcalinità del refluo.

## 3.2.3.1 <u>Modello a bilanci di massa</u>

Le Figure 56 e 57, mostrano le emissioni di gas serra stimate dal modello a bilanci di massa costruito. Nelle figure sono riportate le stime per il periodo non irriguo e per il periodo irriguo (con i diversi casi di ripartizione degli Split). Per ciascun caso Split 1 = A-E, l'oscillazione media è funzione dei 5 sottocasi di ripartizione (ad opera dello Split 2) che influenzano la portata di ricircolo interno della miscela aerata.

L'analisi delle stime ottenute dal modello a bilanci di massa confermano quindi, le ipotesi alla base della ricerca condotta. Infatti, le emissioni di gas serra indotte dagli schemi semplificati per la rimozione controllata, sono inferiori rispetto a quelle stimate dallo stesso modello durante il periodo non irriguo. L'andamento delle emissioni non è lineare, ma è funzione della configurazione impiantistica analizzata di volta in volta, in relazione alla regolazione dei ripartitori di flusso. Le emissioni specifiche, in termini di kgCO2/kgCOD rimosso nel caso di parziale recupero del biogas,, variano tra 2.25 e 3.08 rispettivamente per il caso di bassa e di alta efficienza di rimozione della sostanza organica. Rispetto al periodo non irriguo, la riduzione delle emissioni può essere quantificata in circa il 32.8%; mentre nel caso in cui non avviene nessun recupero del biogas il risparmio ammonterebbe a circa il 34%.

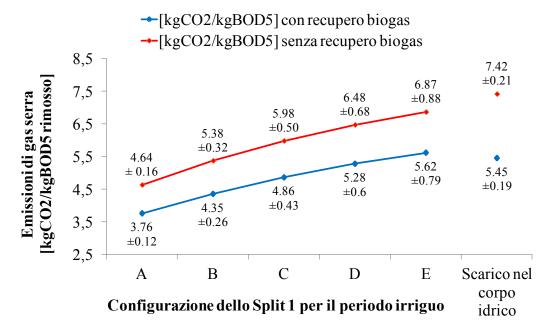


Figura 56: Stima delle emissioni di gas serra [kgCO<sub>2</sub>/kgBOD5] dall'impianto di trattamento valutate per i casi di recupero e nessun recupero del biogas prodotto in discarica dai fanghi.

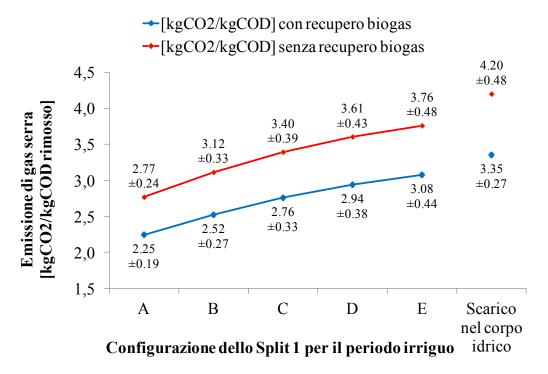


Figura 57: Stima delle emissioni di gas serra [kgCO<sub>2</sub>/kgCOD] dall'impianto di trattamento valutate per i casi di recupero e nessun recupero del biogas prodotto in discarica dai fanghi.

È evidente che le emissioni relative agli schemi semplificati, sono strettamente correlate alle efficienze di rimozione della sostanza organica e azotata disciolta nel refluo, oltre che dalla conseguente variazione della quantità di fanghi biologici da smaltire. A tal proposito, nella Figura 58 è riportata la correlazione tra le emissioni di gas serra e le concentrazioni effluenti di COD, di ammoniaca e di nitrati dall'impianto di trattamento a rimozione controllata. Le concentrazioni, correlate ai tassi specifici di emissione di CO<sub>2</sub> equivalente, sono funzione del substrato carbonioso rimosso.

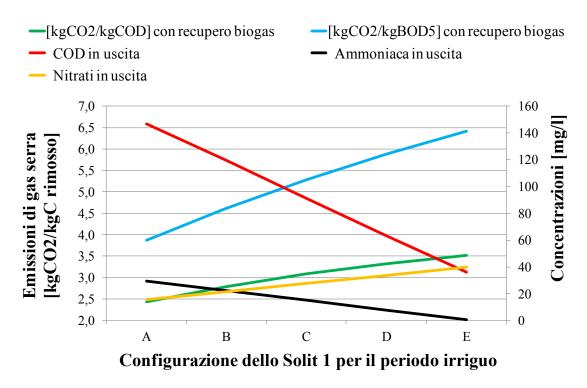


Figura 58: Correlazione tra le emissioni di CO2 equivalenti e le concentrazioni effluenti dall'impianto a rimozione controllata.

Si osserva che all'aumentare dell'efficienza di rimozione dell'impianto, diminuisce la concentrazione nell'effluente di COD e di ammoniaca. Contemporaneamente si verifica un aumento delle emissioni equivalenti di gas ad effetto serra dovute alla maggiore rimozione del substrato carbonioso. Di conseguenza si ha una maggiore emissione di CO<sub>2</sub> legata ai processi biologici, ai consumi energetici per la fornitura dell'ossigeno, e di CH<sub>4</sub> in seguito alla maggiore produzione di fanghi biologici che, smaltiti in discarica, producono metano per decomposizione anaerobica.

# 3.2.3.2 <u>Modello a matrice stechiometrica modificata</u>

# Analisi dei dati espressi in [kgCO<sub>2</sub>/kgCOD] riferiti ad una portata Qrf=0.5Qin.

La stima delle emissione riferite alla quantità di COD rimosso (Figura 59) non presenta particolarità e l'andamento è simile a quello ottenuto con il modello dei bilanci di massa. In sostanza le emissioni di  $CO_2$  diminuiscono durante il periodo irriguo mentre, le stime massime, così come per il modello a bilanci di massa, sono generate durante il trattamento per lo smaltimento nel corpo idrico ricettore, anche se confrontabili con quelle della configurazione Split 2 = E con la quale si ottiene il maggiore recupero di composti azotati stabili.

Il risparmio conseguibile con lo schema semplificato, in termini di emissione di gas serra, è quantificabile in circa il 22% rispetto il periodo non irriguo nel caso di parziale recupero del biogas.

#### Analisi dei dati espressi in [kgCO2/kgBOD5] riferiti ad una portata Qrf=0.5Qin.

Si osserva che il valore medio delle emissioni stimate durante il periodo non irriguo, è compreso nel range di variazione delle emissioni associate al periodo irriguo (Figura 60). A differenza di quanto stimato dal modello precedente (tramite i bilanci di massa), il modello della matrice stechiometrica modificata indica comportamenti diversi della stima delle emissioni di gas serra. Infatti, nella maggioranza dei casi, le emissioni equivalenti di CO<sub>2</sub> nel periodo non irriguo sono nettamente superiori a quelle stimate per il periodo irriguo (con un andamento simile al modello testato nel paragrafo precedente). Invece, per portate elevate convogliate dallo *Split 1* al reattore aerobico (casi D, E), il bilancio delle emissioni porta a emissioni simili, se non addirittura inferiori fino al 7% circa.

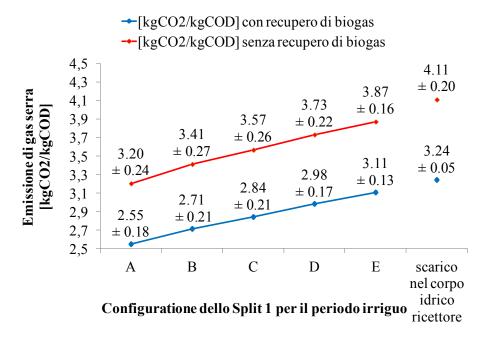


Figura 59: Stima delle emissioni [kgCO<sub>2</sub>/kgCOD] del modello con la matrice stechiometrica modificata.

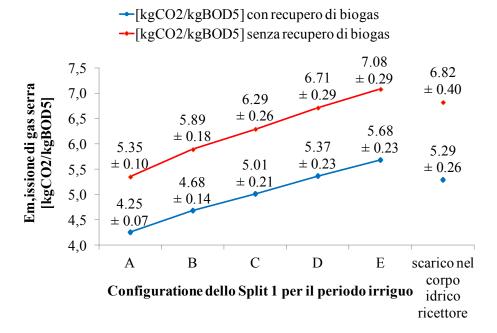


Figura 60: Stima delle emissioni [kgCO2/kgBOD5] del modello con la matrice stechiometrica modificata.

Quindi, se uno degli obiettivi degli schemi a rimozione parziale è quello di abbattere le emissioni di gas serra associate al trattamento delle acque reflue, allora il modello indica che, per ottenere questo scopo, è necessario settare lo Split 1 in modo da ridurre la portata influente inviata al reattore aerobico: in pratica, configurazioni impiantistiche che tendono allo schema di Wuhrrmann comportano emissioni di CO<sub>2</sub> equivalente simili a quelle del periodo non irriguo con lo schema Ludzak-Ettinger.

Si può comunque affermare che l'impiego di schemi a rimozione controllata, secondo quanto stimato dal modello a matrice stechiometrica modificata, comporta una riduzione delle emissioni di gas serra di circa il 20%.

Facendo la stessa analisi, ma considerando portate di ricircolo fanghi maggiori (fino 1.5 volte la portata da trattare), si ottiene lo stesso andamento ottenuto dal modello a bilancio di massa, cioè le emissioni durante il periodo non irriguo sono sempre maggiori rispetto le emissioni stimate durante il periodo irriguo. Il risparmio delle emissioni di CO<sub>2</sub> si aggira comunque sempre intorno al 20%.

Considerando il caso in cui la portata di ricircolo fanghi è circa la metà della portata in ingresso (caso riportato in figura), le simulazioni, indicano che nei casi E e D del periodo irriguo, le emissioni sono paragonabili a quelle del periodo non irriguo, nonostante in quest'ultimo le maggiori emissioni sono associate allo smaltimento dei fanghi. Per i processi biologici, invece, le emissioni sono molto simili. Altre variazioni si registrano per i consumi energetici che diminuiscono durante il periodo irriguo. Anche il controllo dell'alcalinità gioca un ruolo fondamentale per il bilancio delle emissioni negli schemi semplificati. Infatti, in seguito alla minore rimozione dei composti azotati si ha un maggiore consumo di agenti alcalini per prevenire l'abbassamento eccessivo del pH.

#### Analisi delle emissioni specifiche

Sono state analizzate le emissioni specifiche stimate dal modello per i tre processi principali che costituiscono l'unità biologica: la correzione dell'alcalinità (Figura 61), i consumi energetici (Figura 62) ed il processo biologico (Figura 63). Nelle figure, i valori massimi sono riferiti al caso in cui lo Split 2 convoglia tutta la portata (in uscita dal reattore aerobico) al sedimentatore; mentre i valori minimi sono ottenuti per effluenti dal reattore aerobico inviati solo al reattore anossico come ricircolo di miscela aerata. Il valore intermedio rappresenta il caso di ripartizione nel quale il 50% è inviato al reattore anossico ed il 50% al sedimentatore (Split 2 = 3).

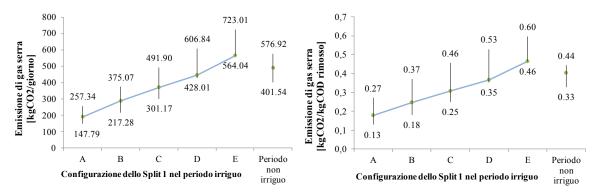


Figura 61: Emissione di gas serra causate dalla correzione di alcalinità. A sinistra i valori sono espressi in kgCO<sub>2</sub>/giorno; a destra in kgCO<sub>2</sub>/kgCOD.

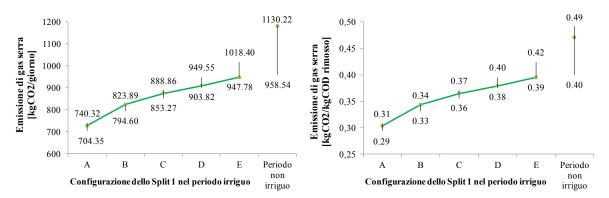


Figura 62: Emissione di gas serra causate dai consumi energetici della sola unità biologica. A sinistra i valori sono espressi in kgCO<sub>2</sub>/giorno; a destra in kgCO<sub>2</sub>/kgCOD.

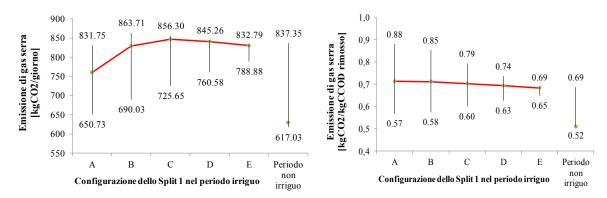


Figura 63: Emissione di gas serra causate dal processo biologico. A sinistra i valori sono espressi in kgCO<sub>2</sub>/giorno; a destra in kgCO<sub>2</sub>/kgCOD.

Dai risultati ottenuti si osserva che per la correzione dell'alcalinità e per i consumi energetici, le emissioni di gas serra aumentano al variare della configurazione impiantistica.

In particolare, per l'impianto a rimozione controllata nella configurazione irrigua con Spli 1 = A, si stimano le minori emissioni di  $CO_2$  equivalente, mentre per configurazioni impiantistiche con Split 2 = E, le emissioni sono confrontabili con quelle stimate per il periodo non irriguo, ovvero agli schemi classici di depurazione per lo scarico nel corpo idrico ricettore.

Per quanto riguarda la correzione dell'alcalinità, il modello a matrice stechiometrica modificata stima una variazione di circa il 78% delle emissioni di CO2 tra la configurazione A ed E dello Split 1; mentre rispetto al periodo non irriguo, si potrebbe ridurre l'emissione di gas serra fino al 70% circa.

Stesso discorso può essere fatto per i consumi energetici, per i quali si stima un risparmio di emissioni evitate, che può raggiungere il 37% rispetto il periodo non irriguo.

Per le emissioni associate ai processi biologici di depurazione, invece, le emissioni hanno un comportamento diverso dai casi precedenti, infatti, sembrano non risentire delle possibili configurazioni impiantistiche degli schemi a rimozione controllata. I range di variazione delle emissioni, sono correlati all'efficienza di rimozione della sostanza organica e quindi dalla concentrazione in uscita del COD. Infatti, al passare dalla configurazione Split 1 = A alla configurazione Split 2 = E porta a far diminuire e stabilizzare la concentrazione effluente di sostanza organica (vedi Figura 39). In questo caso, maggiore è la concentrazione di COD in uscita, minore è la produzione di CO<sub>2</sub> stimata.

#### 3.3 IL BILANCIO COMPLESSIVO DI CO<sub>2</sub>

Il recupero di fertilizzanti da sorgenti naturali, quali le acque reflue, è molto importante e può comportare il parziale rimpiazzamento o la sostituzione completa dei fertilizzanti di origine industriale. Infatti, la produzione dei fertilizzanti industriali, rappresenta una rilevante quota delle emissioni di gas serra riconducibili alle attività agricole.

La convenienza, o l'impatto delle filiere bioenergetiche per la produzione di energia rinnovabile o di combustibili "verdi", può portare quindi a risultati opposti e controvertibili circa la loro sostenibilità ambientale se si esegue una analisi completa in termini di bilancio della CO<sub>2</sub> equivalente emessa.

Il settore agricolo, considerando le emissioni dirette ed indirette, produce tra il 17 e il 32% di tutti i gas di origine umana (16.5 miliardi di tonnellate di biossido di carbonio) e l'uso dei fertilizzanti circa 2.11 miliardi di tonnellate di anidride carbonica ogni anno 139.

I fertilizzanti azotati impiegati nella coltivazione, possono essere considerati responsabili di una quota molto elevata di emissioni di gas serra (GHG), in particolare di N<sub>2</sub>O, come diretta conseguenza della loro produzione e spandimento sul suolo. Infatti, l'IPCC<sup>140</sup> (The Intergovernmental Panel on Climate Change) ha stimato che, oltre alle emissioni dirette di azoto in atmosfera, circa l'1.25% dell'azoto totale presente nei fertilizzanti applicati al suolo, si disperde in atmosfera sotto forma di N<sub>2</sub>O.

Kindred et al., (2008<sup>141</sup>) hanno stimato che la produzione, lo stoccaggio ed il trasporto di fertilizzanti azotati, causano una emissione di gas serra quantificabile in 7.11kg CO<sub>2</sub> equivalente per kg azoto prodotto.

<sup>139</sup> Bellarby j. et al., (2008). *Cool farming: climate impacts of agriculture and mitigation potential*, school of biological sciences, university of aberdeen, cruickshank building, st machar drive, Aberdeen.

<sup>140</sup> Sally J. (2010). Nitrogen fertiliser increases nitrous oxide emissions from a semi arid Vertosol. 19 th World Congress of Soil Science, Soil Solutions for a Changing World 1 – 6 August 2010, Brisbane, Australia

Kindred D. (2008). Effects of Climate Change on Plants: Implications for Agriculture. Effects of nitrogen fertiliser use on green house gas emissions and land use change. Aspects of Applied Biology 88

Secondo lo studio eseguito da IPCC nel  $2006^{142}$  (Tier 1 methodology), le emissioni di  $N_2O$  causate dai fertilizzanti posti sul suolo, sono responsabili di varie tipologie di emissioni quantificabili in:

- emissioni dirette:  $0.0157 \text{ kg N}_2\text{O} / \text{kg N}$ ;
- emissioni indirette per lisciviazione: 0.0036 kg N<sub>2</sub>O / kg N;
- emissioni indirette per volatilizzazione: 0.0015 kg N<sub>2</sub>O / kg N.

Si stima quindi una emissione totale pari a 0.0208 kg N<sub>2</sub>O / kg N.

Considerando il Potenziale di Riscaldamento Globale (GWP) dello'ossido di diazoto, stabilito dalla Commissione Europea nella prospettiva di 100 anni, pari a 310 rispetto il potenziale dell'anidride carbonica, si può ricavare una emissione equivalente di CO<sub>2</sub> pari a: 6.448 kg CO<sub>2</sub>eq / kg N.

Ovviamente questa è un'indicazione, in quanto le emissioni equivalenti di CO<sub>2</sub> associate alla produzione e all'uso dei fertilizzanti, dipende dalla loro stessa composizione e tipologia.

Nella Tabella 27 si riportano alcuni riferimenti di letteratura sulle emissioni di gas serra per diversi tipi di fertilizzanti azotati.

Se quindi, si riuscisse a diminuire il dosaggio per ettaro di fertilizzanti industriali, si garantirebbe un sicuro risparmio ed una mitigazione di questa quota di emissioni di CO<sub>2</sub>.

Ecco allora che l'incentivazione di pratiche fertirrigue attraverso il riuso delle acque reflue opportunamente trattate, può favorire il bilancio complessivo dei gas serra emessi da una filiera bioenergetica.

A tal fine, sono state stimate e quantificate le mancate emissioni derivanti dalla presenza di sostanze fertilizzanti azotate contenute nei reflui trattati dall'impianto a schema semplificato per la rimozione controllata.

Nella Tabella 28 si ricordano le quantità di azoto stabile e di sostanza organica lentamente biodegradabile (entrambe disciolte nel refluo recuperato), espresse in tonnellate, valutate per la durata del periodo irriguo ipotizzata pari a 8 mesi.

<sup>&</sup>lt;sup>142</sup> Penman J. et al. (2006). *IPCC Guidelines For National Greenhouse Gas Inventories*.

Tabella 27: Emissioni specifiche di CO2 per la produzione di fertilizzanti ed emissioni evitate grazie al recupero dei reflui trattati con lo schema semplificato.

Tipo di fertilizzante	Emissioni specifiche di CO2 per la produzione di fertilizzanti kgCO <sub>2</sub> / kgN	Riferimento di letteratura
Azoto stabile	3.294	Lal et al., 2004 <sup>143</sup>
Azoto stabile	6.588	Lal et al., 2004
Azoto stabile	7.11	Kindred D. et al., 2008 <sup>144</sup>
Acido nitrico (media per l'Europa)	9	Wood and Cowie, 2004 <sup>145</sup>
Nitrato di calcio (media per l'Europa)	7.482	Wood and Cowie, 2004
Nitrato di calcio (media per l'Europa con l'impiego di tecnologie moderne)	3.019	Wood and Cowie, 2004
Nitrato di ammonio (media per l'Europa)	6.726	Wood and Cowie, 2004

Tabella 28: Potenziale recupero delle sostanze agronomicamente utili mediante l'impianto semplificato.

Recupero di sostanze agronomicamente utili con	tonn	/ 8 mesi
l'impianto semplificato in relazione alla variazione della configurazione degli <i>Split</i>	Azoto stabile	Sostanza organica lentamente biodegradabile
Caso A	1.3	57.1
Caso E	24.4	21.0

Sono state quindi ricavate le emissioni di CO<sub>2</sub> per ciascun riferimento di letteratura, evitate grazie al recupero dei reflui trattati con lo schema semplificato (Tabella 29).

<sup>&</sup>lt;sup>143</sup> Lal R. et al., (2004). Carbon emission from farm operations. Environment International 30, 981-990

Kindred D. (2008). Effects of Climate Change on Plants: Implications for Agriculture. Effects of nitrogen fertiliser use on green house gas emissions and land use change. Aspects of Applied Biology 88

Wood and Cowie (2004). A Review of Greenhouse Gas Emission Factors for Fertiliser Production. Research and Development Division, State Forests of New South Wales. Cooperative Research Centre for Greenhouse Accounting For IEA Bioenergy Task 38 June 2004

Tabella 29: Emissioni specifiche di CO<sub>2</sub> per la produzione di fertilizzanti ed emissioni evitate grazie al recupero dei reflui trattati con lo schema semplificato.

Tipo di fertilizzante	Emissioni specifiche di CO <sub>2</sub> per la produzione di fertilizzanti	Emissioni di grazie al recuj trattati con sempl tonn CO	pero dei reflui lo schema ificato
	$kgCO_2$ / $kgN$	min	Max
Azoto stabile	3.294 Lal et al., 2004	4.3	80.4
Azoto stabile	6.588 Lal et al., 2004	8.6	160.7
Azoto stabile	7.11 Kindred D. et al., 2008	9.2	173.5
Acido nitrico (media per l'Europa)	9 Wood and Cowie, 2004	11.7	219.6
Nitrato di calcio (media per l'Europa)	7.482 Wood and Cowie, 2004	9.7	182.6
Nitrato di calcio (media per l'Europa con l'impiego di tecnologie moderne)	3.019 Wood and Cowie, 2004	3.9	73.7
Nitrato di ammonio (media per l'Europa)	6.726 Wood and Cowie, 2004	8.7	164.1

È stato poi eseguito il bilancio delle emissioni di gas ad effetto serra (per il periodo irriguo di 8 mesi e confrontato con le emissioni relative al periodo non irriguo) considerando il recupero dei fertilizzanti ed il processo di trattamento delle acque reflue a partire dalle stime eseguite nei paragrafi precedenti ottenute tramite il modello a matrice stechiometrica con la valutazione delle emissioni per la correzione dell'alcalinità con Ca(OH)2.

Il bilancio, riportato nella Tabella 30, è stato eseguito sulle stime ottenute dall'impianto per reflui urbani, dimensionato per 10,000 abitanti equivalenti, considerando anche i due casi di recupero e di non recupero del biogas prodotto dalla decomposizione dei fanghi biologici di depurazione smaltiti in discarica.

L'esecuzione di questo bilancio di massima evidenzia il verificarsi di notevoli risparmi sulle emissioni di gas serra. Infatti, soprattutto per i piccoli impianti dove non c'è un sistema interno di recupero del biogas, così come non avviene anche nelle discariche, si stima una mancata emissione di CO<sub>2</sub> equivalente variabile tra circa 135.6

e 323.0 tonnellate di gas serra nel periodo di 8 mesi e per un piccolo impianto di circa 10,000 abitanti equivalenti.

Considerando il coefficiente medio di emissioni di CO<sub>2</sub> associate alla produzione di energia elettrica di 0.5 kgCO<sub>2</sub> / kWh (Ministero dell'Ambiente) si ricava un risparmio in termini energetici variabile tra 271.2 e 646.0 MWh elettrici nel periodo di 8 mesi.

Tabella 30: Bilancio della CO<sub>2</sub> nel periodo irriguo di 8 mesi risparmiata dal trattamento a rimozione controllata e dal recupero di fertilizzanti.

	SEN RECUP BIO	ERO DI		UPERO DI OGAS
	tonn CO	<sub>2</sub> / 8 mesi	tonn CO	0 <sub>2</sub> / 8 mesi
	caso A	caso E	caso A	caso E
	min recupero di N	max recupero di N	min recupero di N	max recupero di N
Recupero di fertilizzanti	-3.9	-219.6	-3.9	-219.6
Trattamento acque reflue (compreso il carbonio organico disciolto nel refluo)	-319.1	+ 83.96	-245.38	+ 83.46
Bilancio della CO <sub>2</sub> nel periodo irriguo (8 mesi)	-323.0	-135.6	-249.3	-136.1

Si ricorda, infine, che le emissioni di CO<sub>2</sub> equivalente evitate, comprendono la quota di carbonio organico ceduto al suolo ed alle biomasse in seguito alla pratica di fertirrigazione ottenibile con l'impianto a rimozione controllata.

Infatti, un altro aspetto di fondamentale importanza da valutare, è l'accumulo di carbonio organico nel terreno dopo l'irrigazione con le acque reflue parzialmente trattate.

Il carbonio accumulato, grazie all'uso di pratiche agricole "sostenibili", non viene rilasciato in atmosfera con i processi tradizionali di trattamento delle acque, ma

piuttosto, si accumula nella biomassa e nel suolo (Mondini et al., 2008<sup>146</sup>; Progetto AQUATEC 2002-2006<sup>147</sup>). Questo fatto è stato dimostrato da Zan C. et al. 2001<sup>148</sup>. I risultati dello studio suggeriscono che le colture energetiche perenni coltivate su terreni relativamente fertili, hanno il potenziale per aumentare i livelli di carbonio nel suolo di più rispetto ai tradizionali sistemi agricoli o sistemi non gestiti.

Quindi in generale, la valutazione dell'equilibrio globale di CO<sub>2</sub> necessario per considerare anche il fenomeno noto come "sequestro del carbonio" nel suolo, implica un doppio vantaggio. Il primo è quello dell'aumento del contenuto di materia organica nel suolo al fine di ripristinare le condizioni della fertilità e di ridurre l'erosione e l'instaurarsi di condizioni di desertificazione. Il secondo riguarda la mancata o la riduzione delle emissioni di CO<sub>2</sub>, che invece sono stoccate nel suolo e nella biomassa in forma di carbonio organico.

Infatti, secondo lo studio di Rees R.M. et al. (2005)<sup>149</sup>, circa il 50% del carbonio assimilato dalle piante giovani può essere trasferito nel terreno.

Partendo da questi risultati, quindi, dalle 21.0-57.1 tonnellate di sostanza organica lentamente biodegradabile apportata al suolo tramite le acque reflue parzialmente trattate, si può ipotizzare che circa la metà sarà accumulata dalle piante a rapido accrescimento.

Di conseguenza, una quantità variabile tra le 10-28 tonnellate di carbonio potrebbero essere inglobate nel suolo per il fenomeno del "sequestro di carbonio". Queste considerazioni dovrebbero essere ulteriormente verificate in quelle aree agricole caratterizzate da condizioni di predesertificazione e di degrado.

Mondini C., Sequi P.. Implication of soil C sequestration on sustainable agriculture and environment. Waste Management 28 (2008) 678–684

Progetto AQUATEC, 2002-2006, Università degli Studi della Basilicata, Tecnologie innovative di controllo, trattamento e manutenzione per la soluzione dell'emergenza acqua.

<sup>&</sup>lt;sup>148</sup> Zan Claudia S., Fyles James W., Girouard Patrick, Samson Roger A.. Carbon sequestration in perennial bioenergy, annual corn and uncultivated systems in southern Quebec. Agriculture, Ecosystems and Environment 86 (2001) 135–144.

<sup>&</sup>lt;sup>149</sup> Rees R.M., Bingham I.J., Baddeley J.A.. C.A. Watson The role of plants and land management in sequestering soil carbon in temperate arable and grassland ecosystems. Geoderma 128 (2005) 130–154.

### **CONCLUSIONI**

La ricerca si è posta l'obiettivo di definire nuove metodologie e nuovi schemi di trattamento e di riutilizzo delle acque reflue urbane, che le rendano impiegabili, in modo sostenibile dal punto di vista energetico ed ambientale, in una filiera di biomasse coltivate a fini energetici.

Lo sviluppo della ricerca ha permesso di valutare e quantificare, oltre che i vantaggi immediati derivanti dal recupero e dalla gestione più sostenibile della risorsa idrica, anche il recupero di sostanze agronomicamente utili all'aumento della resa e dell'accrescimento delle biomasse energetiche per la produzione di energia da fonti rinnovabili.

Uno degli aspetti innovativi della ricerca, è stato l'analisi del ciclo del carbonio atto a valutare le potenzialità di tale pratica per la riduzione delle emissioni di gas ad effetto serra. Infatti, ai trattamenti di depurazione sono associate rilevanti emissioni di anidride carbonica, dirette o equivalenti, dovute ai processi di stabilizzazione biologica, ai consumi energetici per la realizzazione e gestione degli impianti ed allo smaltimento in discarica dei fanghi prodotti, oltre che ad un peggioramento della qualità del corpo idrico ricettore.

La configurazione impiantistica proposta deriva dallo schema di Ludzack-Ettinger, il quale, con l'aggiunta di particolari accorgimenti, è stato convertito in un impianto molto flessibile e con efficienze di rimozione variabili delle sostanze disciolte nel refluo, tanto da poter considerare l'impianto proposto come un impianto a rimozione controllata e modulabile (anche detto impianto a schema semplificato). Il trattamento a rimozione regolabile è stato ottenuto con l'introduzione di tre ripartitori di portata: il primo divide la portata influente all'impianto in due flussi distinti inviati ai due reattori biologici; il secondo regola la portata di ricircolo interno; il terzo varia la portata di ricircolo fanghi.

Le ipotesi impiantistiche sono state analizzate con l'implementazione di un modello matematico basato sul modello ASM1. Il modello è stato costruito in maniera tale da poter simulare l'impianto in due periodi distinti: il periodo irriguo (schema a rimozione controllata per l'irrigazione) ed il periodo non irriguo (schema classico di depurazione per lo scarico del refluo nel corpo idrico ricettore, solitamente per i mesi invernali). Per entrambi i periodi sono state considerati diversi valori dei coefficienti delle cinetiche biologiche in relazione alla variazione di temperatura del refluo.

Al modello sono inoltre stati aggiunti degli algoritmi per il calcolo e la stima: del consumo energetico associato alle fasi di trattamento biologico dell'acqua reflua; della produzione di fanghi biologici; del consumo energetico relativo alle fasi di trattamento; del recupero agronomico potenziale degli schemi a rimozione controllata.

Le simulazioni degli schemi semplificati sono state eseguite assumendo valori di portate e di carichi di inquinanti tipici di un impianto di depurazione di reflui urbani al servizio di circa 10,000 abitanti equivalenti. Le simulazioni, inoltre, sono state eseguite

nell'ipotesi di condizioni stazionarie, ovvero caratteristiche costanti del refluo in ingresso.

I nuovi schemi a rimozione controllata, sono stati simulati al fine di valutare la capacità di eseguire rimozioni parziali, modulabili e selettive del carico organico e azotato in ingesso; l'efficacia degli schemi semplificati è stata valutata in termini di concentrazioni in uscita di COD, BOD<sub>5</sub>, azoto totale, azoto ammoniacale e nitrati.

I risultati hanno evidenziato un andamento delle concentrazioni in uscita molto variabile, dimostrando che l'impianto così ipotizzato ha la capacità di selezionare le sostanze da rimuovere e di scegliere le concentrazioni effluenti più idonee per l'irrigazione delle biomasse o per la salvaguardia del corpo idrico ricettore. L'impianto, così come è strutturato, è risultato essere in grado di eseguire diverse efficienze di rimozione a seconda della destinazione finale del refluo trattato e delle necessità irrigue delle biomasse irrigate (in termini di dosaggi minimi di fertilizzanti e di nutrienti richiesti dalle specie vegetali).

Il monitoraggio delle emissioni è stato eseguito tramite la costruzione di un algoritmo integrato nel modello ASM1 modificato. Tale algoritmo è in grado di eseguire i bilanci di massa tenendo conto delle reazioni stechiometriche di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione tipiche dei processi biologici. Inoltre, sono stati considerati anche il carbonio emesso e/o consumato durante le fasi di gestione e smaltimento dei fanghi, per la produzione ed il consumo dell'energia elettrica, per la produzione ed il consumo di additivi chimici come gli agenti alcalini utili alla correzione dell'alcalinità dei reflui.

La stima delle emissioni dell'impianto proposto, sia nella configurazione non irrigua, sia nella configurazione irrigua, è stata eseguita con due metodologie diverse. La prima metodologia è consistita nell'eseguire il bilancio di massa sulla base delle metodologie note in letteratura implementate nell'algoritmo costruito. La seconda metodica di monitoraggio, innovativa, oltre all'impiego dell'algoritmo, si è incentrata sulla modifica della matrice stechiometrica del modello ASM1: tramite degli opportuni coefficienti stechiometrici dedotti dai bilanci delle reazioni stechiometriche tipiche dei processi biologici di depurazione implementati dal modello ASM1, è stato eseguito direttamente il bilancio delle emissioni di anidride carbonica associate al trattamento. In questo modo è stato possibile stimare, direttamente e in modo molto più preciso e dettagliato, i flussi di carbonio organico correlabili ai processi biologici di depurazione delle acque reflue.

Lo schema a rimozione controllata, simulato con un refluo di 10,000 abitanti equivalenti a carico medio, ha permesso di ottenere acque reflue con ampie variazioni di concentrazione di COD (145 – 35 mg/l) e azoto totale (48 – 20 mg/l) in grado di soddisfare le richieste nutritive di colture energetiche ed accelerarne lo sviluppo riducendo, o eliminando del tutto, l'apporto di concimi di origine industriale. Inoltre, le efficienze di rimozione stimate per il BOD<sub>5</sub> ed il COD sono state rispettivamente di 91.8-99.5% e 77.3-92.9%.

In relazione alla configurazione impiantistica adottata (funzione della scelta dei parametri di controllo e regolazioni caratteristici dello schema di trattamento proposto), è stato stimato che la produzione di fanghi biologici da trattare e da smaltire varia tra 0,19 e 0,25 kgSS/kgCOD rimosso, paragonabile ad un sistema MBR, e potrebbe ridursi anche del 50% rispetto il trattamento convenzionale per lo scarico diretto nel corpo idrico ricettore. Inoltre, è stato quantificato un risparmio di circa il 30% sui consumi energetici totali di trattamento.

Per quanto riguarda la produzione di anidride carbonica equivalente, è stato stimato attraverso il modello a matrice stechiometrica modificata, che i processi a fanghi attivi generano 0.52-0.69 kgCO<sub>2</sub>/kgCOD rimosso (ma il coefficiente è funzione delle condizioni operative imposte). Durante il periodo non irriguo (quando cioè i reflui sono trattati per lo scarico nel corpo idrico ricettore), gli impianti di depurazione sono invece responsabili delle emissioni di 5.29±0.26 kgCO<sub>2</sub>/kgBOD<sub>5</sub>, corrispondenti a 3.24±0.05 kgCO<sub>2</sub>/kgCOD (nel caso di parziale recupero di biogas). Grazie all'adozione degli schemi a rimozione controllata (nel periodo irriguo) sono state stimate emissioni di 4.25-5.68 kgCO<sub>2</sub>/kgBOD<sub>5</sub>, corrispondenti a 2.55-3.11 kgCO<sub>2</sub>/kgCOD. Il trattamento e riutilizzo delle acque reflue con gli schemi proposti gioverebbe ad una riduzione delle emissioni di gas serra di oltre il 20%.

I risultati delle simulazioni numeriche hanno dimostrato come l'utilizzo delle modifiche impiantistiche adottate, ha permesso una rimozione parziale, selettiva e modulabile delle sole sostanze dannose per l'ambiente.

A seconda della configurazione adottata, il refluo può essere idoneo per la salvaguardia del corpo idrico ricettore, ovvero per l'irrigazione di biomasse grazie all'alto contenuto di sostanze fertilizzanti non dannose per l'ambiente.

Dall'analisi delle simulazioni numeriche si è dedotto che non esiste una configurazione impiantistica ottimale, ma la più idonea va scelta in base alle concentrazioni di sostanza organica e azoto che si vogliono ottenere in uscita, ovvero in base all'utilizzo ed alla destinazione finale del refluo recuperato.

Ecco allora che la novità più rilevante consiste proprio nel fatto che lo schema semplificato proposto possiede una notevole flessibilità di funzionamento, garantita dalla possibilità di variare la configurazione impiantistica in maniera graduale da quella del periodo irriguo a quella del periodo non irriguo, ed è in grado di rimuovere in maniera selettiva soltanto le sostanze agronomicamente dannose. Il vantaggio è che con lo stesso impianto, impostando una configurazione impiantistica piuttosto che un'altra, si può definire la qualità del refluo in uscita.

Inoltre, attraverso questa procedura, è stato possibile monitorare le emissioni di gas serra al variare delle configurazioni impiantistiche adottate. Questo ha permesso di individuare, in fase di progettazione, gli schemi di trattamento che potrebbero comportare la minore emissione di anidride carbonica, diretta o equivalente, e che meglio si potrebbero integrare con una filiera bioenergetica.

Si può concludere che l'attività di ricerca svolta nell'ambito del corso di dottorato di ricerca ha permesso di individuare schemi di trattamento innovativi che permettono la rimozione controllata e regolabile delle sostanze nutritive e patogene presenti nelle acque reflue.

La flessibilità dell'impianto proposto simulato ha permesso, mediante lo stesso impianto, di scegliere la qualità del refluo in uscita. Con la scelta della configurazione impiantistica più appropriata (ottenuta con la diversa impostazione degli accorgimenti impiantistici proposti) si sono potute impostare le concentrazioni effluenti più idonee per lo scarico nell'ambiente o per l'irrigazione di biomasse energetiche.

Il contenuto variabile di composti azotati nell'acqua pronta per l'irrigazione potrebbe quindi colmare o sostituire completamente l'impiego di fertilizzanti industriali impiegati per accelerare lo sviluppo delle biomasse. Inoltre, l'alto contenuto di sostanza organica stabile nel refluo trattato potrebbe, oltre a ridurre le emissioni dirette di gas serra, anche favorire l'accumulo di carbonio nei suoli (pratica nota come "sequestro di carbonio"). Complessivamente, per il periodo di recupero delle acque e per la dimensione dell'impianto considerato, si è stimato un risparmio di emissioni di gas serra quantificato in circa 135-323 tonnellate di CO<sub>2</sub> equivalente in 8 mesi di riutilizzo delle acque reflue con l'impianto a rimozione controllata.

Nella pratica, il riutilizzo di acque reflue trattate con lo schema proposto porterebbe ad un duplice vantaggio: da un lato il recupero delle sostanze agronomicamente utili e già presenti nei reflui, dall'altro l'attivazione del processo di "sequestro" di carbonio nei suoli come fattore indispensabile per il contrasto alla desertificazione tipica dei suoli che caratterizzano i territori che si affacciano sul Mediterraneo.

#### **BIBLIOGRAFIA**

- Amaducci S., *Biodiversità e biotecnologie per le coltivazioni non alimentari*, Università Cattolica del Sacro Cuore, 2009
- Andreottola G., Foladori P., *Caratterizzazione avanzata dei reflui e delle cinetiche biologiche per la progettazione degli impianti di depurazione*, Università degli studi di Trento, Vagliasindi, ANDIS, pag 445, 2004.
- Angelakis A.N. et al., Water recycling and reuse in EUREAU countries: Trends and challenges, Desalination 218 (2008) 3–12
- Bani Shahabadi M. et al., *Impact of process design on GHG generation by wastewater treatment plants*, water research 43 (2009) 2679-2687
- Bani Shahabadi M. Yerushalmi L., Haghighat F., Estimation of GHG generation in wastewater treatment plants Model development and application, Chemosphere 78 (2010) 1085-1092
- Bellarby j. et al., (2008). Cool farming: climate impacts of agriculture and mitigation potential, school of biological sciences, university of aberdeen, cruickshank building, st machar drive, Aberdeen
- Bernetti et al., A methodology to anaylse the potential development of biomass energy sector: an application in Tuscany, Forest Policy and Economics 6 (2004) 415–432
- Bonomo L, Nurizzo C, Rolle E., *Trattamento avanzati e riutilizzo delle acque reflue: i problemi connessi e le prospettive in Italia*, Proceedings of the Second International Conference on Advanced 'di trattamento delle acque reflue, il riciclaggio e il riutilizzo, 14-16 settembre 1998, Milano
- Brenner A. et al., Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results, *Water, Air, and Soil Pollution* 123: 167–182, 2000.
- Bryant J. O. (1972), Continuous Time Simulation of the Conventional Activated Sludge Wastewater Renovation System. Ph. D. dissertation, Clemson University, Clemson, S. C.
- Cakir F.Y., Stenstrom M.K., GHG gas production: a comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. Water Research (2005) 39, 4167-4203.
- Casellas Magali, Christophe Dagota, Marie-Noëlle Pons, Michel Baudu (2008). *Influent fractionation for the use of AS M1 to optimize urban wastewater treatment: Application to the removal of C and N in a SBR*. Revue des Sciences de l'Eau 21(4) (2008) 451-462
- Choubert J-M, Y Racault, A Grasmick, J-P Canler and A Heduit (2006). *A simulation-based optimisation approach to control nitrogen discharge by activated sludge under winter seasonal peak load;* Available on website http://www.wrc.org.za; ISSN 0378-4738 = Water SA Vol. 32 No. 4 October 2006
- Cirelli G. L. et al., Long-term storage of reclaimed water: the case studies in Sicily (Italy), Desalination 218 (2008) 62–73
- Cornel et al., Water Reuse For Irrigation From Waste Water Treatment Plants With Seasonal Varied Operation Modes, Technische Universitaet Darmstadt, Institut WAR, Section Wastewater Technology, Germany 2003

- Cornel P., Weber B. Water Reuse For Irrigation From Waste Water Treatment Plants With Seasonal Varied Operation Modes, Technische Universitaet Darmstadt, Institut WAR, Section Wastewater Technology (2003), Germany.
- David R. et al., Settler dynamic modeling and MATLAB simulation of the activated sludge process, Chemical Engineering Journal 146 (2009) 174–183
- De Koning J. et al., Characterization and assessment of water treatment technologies for reuse, Desalination 218 (2008) 92–104
- El-Fadel M., Massound M., Methane emissions from wastewater management. Environmental Pollution (2001) 114, 177-185.
- Ercoli et al., Effect of irrigation and nitrogen fertilization on biomass yield and efficiency of energy use in crop production of Miscanthus, Field Crops Research 63 (1999) 3±11
- Fatta, S. Anayiotou, MEDAWARE project for wastewater reuse in the Mediterranean countries: An innovative compact biological wastewater treatment system for promoting wastewater reclamation in Cyprus,. Desalination 211 (2007) 34–47
- Gernaey K. V., van Loosdrecht Mark C.M., Henze M., Lind M., Jørgensen Sten B. (2004). Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art, *Environmental Modelling & Software* 19, 763–783.
- Gestore Servizi Elettrici, Rapporto sulle biomasse e sui rifiuti, 2009
- Gil J.A., L. Túa, A. Rueda, B. Montaño, M. Rodríguez, D. Prats (2010). Monitoring and analysis of the energy cost of an MBR, *Desalination* **250** (2010) 997–1001
- GRIGAL F. et al., Soil carbon changes associated with short-rotation systems, Biomass and Bioenergy Vol. 14, No. 4, pp. 371±377, 1998
- Gujer W., Henze M., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. R., The Activated Sludge Model No. 2: biological phosphorus removal. *Water Science and Technology* Vol 31 No 2 pp 1–11, 1995.
- Gujer W., Henze M., Mino T., Van Loosdrecht M., Activated Sludge Model No. 3. *Water Science and Technology* Vol 39 No 1 pp 183–193, 1999.
- Gujer W., M. Henze, T. Mino, T. Matsuo, M. C. Wentzel and G. R. Marais (1995).
- Hamoda M.F. et al, Sand filtration of wastewater for tertiary treatment and water reuse, Desalination 164 (2004) 203-211
- Hasar Halil, Kinaci Cumali, (2004). Comparison of a sMBR and a CASP System for Wastewater Reclamation and Re-use, *Filtration+Separation*, ISSN **0015-1882**, pp. 35-39.
- Hasselgren K., *Use of municipal waste products in energy forestry: highlights from 15 years of experience*, Biomass and Bioenergy Vol. 15, No. 1, pp. 71±74, 1998
- Henze M, Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G., Van Loosdrecht M. C. M., Activated Sludge Model No. 2D ASM2D, *Wat. Sci. Tech.* Vol. 39, No. 1, pp. 165-182, 1999.
- Henze M., C. P. L. Grady Jr., W. Gujer, G. R. Marais and T. Matsuo (1987). Activated sludge model no. 1. Scientific and Technical Report No. 1, IAWPRC}, London
- Hill N., Mason K. (1997). How to calculate the energy efficiency of your lime burning process. The Schumacher Center for Technology and Development. World Cement 1997
- Holenda B., Pasztor I., Kárpáti A., Redey A., Comparison of one-dimensional secondary settler tank model, Official Pubblication of the European Water Association (EWA), E-Water (2006).

- Illueca-Muñoz J. et al., Study of different alternatives of tertiary treatments for wastewater reclamation to optimize the water quality for irrigation reuse, Desalination 222 (2008) 222–229
- IPCC Intergovernmental Panel on Climate Change. Climate change 2001: The scientific basis. Contribution of Working Group I to the third assessment report of the IPCC. Cambridge University Press, 2001.
- IWA, *Benchmark Simulation Model no. 1 (BSM1)*, Task group on Benchmarking of Control Stategies for WWTPs, April 2008.
- Jeppsson U., (1996). Modelling aspects of wastewater treatment processes. Lund Institute of Technology, Dept. of Industrial Electrical Eng. and Automation, ISBN 91-88934-00-4.
- Jørgensen U. et al., Biomass energy in organic farming the potential role of short rotation coppice, Biomass and Bioenergy 28 (2005) 237–248
- Kindred D. (2008). Effects of Climate Change on Plants: Implications for Agriculture. *Effects of nitrogen fertiliser use on green house gas emissions and land use change*. Aspects of Applied Biology 88.
- Lal R. et al., (2004). Carbon emission from farm operations. Environment International 30, 981-990
- Lubello C. et al., *Municipal-treated wastewater reuse for plant nurseries irrigation*, Water Research 38 (2004) 2939–2947
- Lubello C., R. Gori, A.M. Bernardinis and G. Simonelli, *Ultrafiltration as tertiary treatment for industrial reuse, Proceedings of the IWA Regional Symposium on Water Recycling in Mediterranean Region*, Iraklio, Grecia, 2002, pp. 254–260.
- Mancini I. M., Masi S., Trulli E., Caniani D., Colucci V. D., Piscitelli M., *Stato Dell'arte Ed Applicazioni Sperimentali Per L'utilizzo Di Acque Reflue Trattate In Agricoltura*, Rifare Ediz. Adda, Italy, (2011) ISBN 9788880829218.
- Marcucci D., Installazione di un reattore ad alta temperatura e pressione per la rimozione di H2S dai gas di gassificazione della biomassa, Università degli studi di Firenze 2004
- Marquot Aurélien 2006. Modelling nitrogen removal by activated sludge on full-scale plants: Calibration and evaluation of ASM1. Cemagref de Bordeaux REBX LIPPA
- Masi S., D. Caniani, I.M. Mancini, E. Trulli, C. Lavinia, "Rimozione selettiva di sostanza organica da acque reflue attraverso uno schema a fanghi attivi modificato: modellazione e valutazione economica", X International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering "SIDISA.08", Firenze 2008.
- Masotti L., Verlicchi P. Depurazione delle acque di piccole comunità. Hoepli 2001, Itlay.
- McNeill L.S. et al., A sustainable approach for reusing treated wastewater in agricultural irrigation in the West Bank Palestine, Desalination 248 (2009) 315–321
- Melin T. et al., *Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse*, Desalination 187 (2006) 271–282
- Metcalf and Eddy, (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse, McGraw-Hill.
- Mondini C., Sequi P.. Implication of soil C sequestration on sustainable agriculture and environment. Waste Management 28 (2008) 678–684.

- Monteith HD, Sahely HR, MacLean HL, Bagley DM. A rational procedure for estimation of greenhouse-gas emissions from municipal wastewater treatment plants. Water Environ. Res. Jul-Aug (2005) 77(4), 390-403.
- Munz et al., Process efficiency and microbial monitoring in MBR (membrane bioreactor) and CASP (conventional activated sludge process) treatment of tannery wastewater, Bioresource Technology 99 (2008) 8559–8564
- OPET Organisations for the Promotion of Energy Technologies , *Utilizzo energetico della biomassa*, 2001
- Oron G. et al., Membrane technology for advanced wastewater reclamation for sustainable agriculture production, *Desalination* 218, 170–180, 2008.
- Penman J. et al. (2006). IPCC Guidelines For National Greenhouse Gas Inventories.
- Plósz Benedek Gy., Ingmar Nopens, Jeriffa DeClercq, Lorenzo Benedetti, Peter A. Vanrolleghem. (2010). Shall we upgrade one-dimensional secondary settler models using in WWTP simulators? Yes. IWA WWC 2010.
- Pollice A., Lopez A., Laera G., Rubino P., Lonigro A. (2004). Tertiary filtered municipal wastewater as alternative water source in agriculture: a field investigation in Southern Italy, *Science of the Total Environment* **324**, 201–210.
- Progetto AQUATEC (2002-2006) Università degli Studi della Basilicata, *Tecnologie* innovative di controllo, trattamento e manutenzione per la soluzione dell'emergenza acqua.
- Rees R.M., Bingham I.J., Baddeley J.A.. C.A. Watson The role of plants and land management in sequestering soil carbon in temperate arable and grassland ecosystems. Geoderma 128 (2005) 130–154.
- Rosenqvist et al., Economics of using wastewater irrigation of willow in Northern Ireland, Biomass and Bioenergy 29 (2005) 83–92
- Rosso D. et al., *The carbon-sequestration potential of municipal wastewater*, Chemosphere 70 (2008) 1468–1475
- Sahely H.R., MacLean H.L., Monteith H.D., Baglet D.M. (2006). Comparison of onsite and upstream GHG emissions from Canadian municipal wastewater treatment facilities. J. Environ. Eng. 5, 405-415.
- Sally J. (2010). Nitrogen fertiliser increases nitrous oxide emissions from a semi arid *Vertosol.* 19 th World Congress of Soil Science, Soil Solutions for a Changing World 1 6 August 2010, Brisbane, Australia.
- SBW Consulting, Inc., (2002). Energy Benchmarking Project-Secondary Wastewater Treatment. Pacific Gas and Electric Company
- Skärbäck E. et al., *Landscape perspective on energy forests*, Biomass and Bioenergy 28 (2005) 151–159
- Stenstrom M. K., 1975. A dynamic model and computer compatible control strategies for wastewater treatment plants. PhD dissertation, Clemson University, Clemson, South
- Stricker A.E. Application de la modelisation a l'etude du traitement de l'azote par boues activees en aeration prolongee: comparaison des performances en temps sec et en temps de pluie. Ph.D. Thesis, ENGEES, Strasbourg, France, 207
- Takács I., 2008. Experiments in Activated Sludge Modelling. PhD thesis, Ghent University, Belgium, p. 267
- Takács I., Patry G.G., Nolasco D. (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process, *Water Res.* **25** (10), 1263–1271.

- Takács I., Vanrolleghem P.A., Wett B. and Murthy S.. (2007). Elemental balance based methodology to establish reaction stoichiometry in environmental modeling. Water Science & Technology Vol 56 No 9 pp 37–41 Q IWA Publishing 2007.
- Takács I., Vanrolleghem P.A.. (2006) Elemental Balances in Activated Sludge Modelling. IWA Publishing, London, UK.
- Takács J., Patry G. and Nolasco (1991), A Dynamic Model of the Clarification-Thickining Process, Hydromantis Inc., 1985 Main St W., Suite 302, Hamilton, Ontario, Canada L8S 1G5 and CH2M Hill Engineering Ltd, 180 King Street South, Waterloo, Ontario, Canada N2J 1P8
- Tam L.S., Tang T.W., Lau G.N., Sharma K.R., Chen G.H. (2007). A pilot study for wastewater reclamation and reuse with MBR/RO and MF/RO systems, Desalination 202, 106–113.
- Toprak, Hikmet, Temperature and organic loading dependency of methane and carbon dioxide emission rates of a full-scale anaerobic waste stabilization pond. Water Research, Vol: 29, Issue: 4, April, (1995) pp. 1111-1119.
- U.S. EPA, Guidelines for Water Reuse, 2004.
- Vesilind A. P. (1968), Discussion of "Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories, by R. I. Dick and B. B. Ewing. J. sanit. Engrs Div. Am. Soc. Civ. Engrs 94
- Vitasonic Z. Z. (1986), An Integrated Control Strategy for the Activated Sludge Process. Ph. D. dissertation, Rice University, Houston, Tex.
- Watts R.W., Svoronos, S.A. & Koopman, B. (1996) One-dimensional modelling of secondary clarifiers using a concentration and feed-velocity dependent dispersion coefficient. Wat. Res. 30(9), 2112–2124.
- Wintgens T. et al., The role of membrane processes in municipal wastewater reclamation and reuse, *Desalination* 178, 1-11, 2005.
- Wintgens T., Melin T., Schiller A., Khan S., Muston M., Bixio D., Thoeye C. The role of membrane processes in municipal wastewater reclamation and reuse, Desalination (2005) 178, 1-11.
- Wood and Cowie (2004). A Review of Greenhouse Gas Emission Factors for Fertiliser Production. Research and Development Division, State Forests of New South Wales. Cooperative Research Centre for Greenhouse Accounting For IEA Bioenergy Task 38 June 2004
- Yerushalmi Laleh, Haghighat Fariborz and Bani Shahabadi Maziar. Contribution of On-Site and Off-Site Processes to Greenhouse Gas (GHG) Emissions by Wastewater Treatment Plants. World Academy of Science, Engineering and Technology (2009) 54.
- Zan Claudia S., Fyles James W., Girouard Patrick, Samson Roger A.. Carbon sequestration in perennial bioenergy, annual corn and uncultivated systems in southern Quebec. Agriculture, Ecosystems and Environment 86 (2001) 135–144.

# **INDICE DELLE FIGURE**

Figura 1: Schema della filiera bioenergetica	5
Figura 2: Stima del riutilizzo delle acque reflue nel mondo (ANDIS 2008)	
Figura 3: Ciclo dell'acqua e relativo riutilizzo dei reflui (Angelakis A.N. et a	
Figura 4: Possibilità di riutilizzo delle acque reflue in funzione del trattament depurazione applicato (J. de Koning et al., 2008)	to di
Figura 5: Progetti di riutilizzo delle acque reflue registrati nel mondo, (Ange et al., 2008)	
Figura 6: Flussi energetici ed emissioni in atmosfera associate agli impianti depurazione convenzionali	
Figura 7: Emissioni di CO <sub>2</sub> associate ai processi dei depurazione convenzion acque reflue (Progetto AQUATEC, 2002-2006)	ali delle
Figura 8: Configurazione impiantistica durante il periodo vegetativo, P. Corn 2003	
Figura 9: Concentrazione di azoto nelle linee 2 e 3 durante la fase riavvio de	
rimozione dell'azoto durante la transizione dal periodo irriguo al p non irriguo, P. Cornel et al., 2003	
Figura 10: Età del fango in funzione della temperatura (Vanox/Vtot=0,66), P al., 2003	. Cornel et 35
Figura 11: Schema impiantistico implementato, (Progetto AQUATEC, 2002-2	
Figura 12: Schema sintetico dei vari tipi di biomassa (OPET, 2001)	
Figura 13: Valutazione del recupero di energia da biogas (espresso in $10^{12} J_0$	$d^{-1}$ )
attuale e potenzialmente realizzabile, le etichette sono in milioni di (D. Rosso et al., 2008)	
Figura 14: Schema di un processo integrato di depurazione a fanghi attivi co	n prede
nitrificazione, e indicazione per ogni unità biologica delle fasi di ri	-
dei composti azotati	58
Figura 15: Schema del ripartitore di flusso (Split 1)	60
Figura 16: Schema del ripartitore di flusso (Split 2)	
Figura 17: Schema del ripartitore di flusso (Split 3)	
Figura 18: Nuova configurazione di impianto per la rimozione controllata	
Figura 19: Impianto a schema semplificato: configurazione per il periodo no	
	_
Figura 20: Impianto a schema semplificato: configurazione per il periodo irr	
Figura 21. Schema delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 1	_
Figura 22. Schema delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 2	
Figura 23: Schema di impianto del Benchmark Simulation Model no. 1	
Figura 24: Confronto tra i dati del BSM1 ed i risultati forniti dal modello AS.	M1
Figura 25. Impianto a schema semplificato: configurazione per il periodo noi	n irriguo.
Figura 26: Profilo delle concentrazioni di COD e azoto totali in uscita dall'in durante il periodo di transizione nel passaggio dalla configurazion	npianto
periodo non irriguo a quella per il periodo irriguo e viceversa	

# Indice delle figure

Figura 27. Analisi di sensitività del modello: schema specifico delle ripartizioni di
flusso applicate dallo Split 294
Figura 28. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di
$trattamento - Split \ 1 = Caso \ A \ (Qrf = 100\% \ Qin)95$
Figura 29. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di
trattamento - Split $1 = Caso\ B\ (Qrf = 100\%\ Qin)$ 96
Figura 30. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di
trattamento - Split $1 = Caso\ C\ (Qrf = 100\%\ Qin)96$
Figura 31. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di
trattamento - Split $1 = Caso D (Qrf = 100\% Qin)$ 97
Figura 32. Schema a rimozione controllata: concentrazioni in uscita dall'impianto di
trattamento - Split $I = Caso\ E\ (Qrf = 100\%\ Qin)$
Figura 33. Andamento del parametro COD: analisi di sensitività in funzione dello Split
1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11)
Figura 34. Andamento del parametro BOD <sub>5</sub> : analisi di sensitività in funzione dello Split
1 (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11)
Figura 35. Andamento del parametro $N_{TOT}$ : analisi di sensitività in funzione dello Split
I (casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11)
Figura 36. Andamento del parametro $S_{NO}$ : analisi di sensitività in funzione dello Split 1
(casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11)
Figura 37. Andamento del parametro $S_{NH}$ : analisi di sensitività in funzione dello Split 1
(casi A-E) e dello Split 2 (casi 1-11)
Figura 38. Concentrazione effluente di COD al variare della portata di ricircolo fanghi
(Split 3)
Figura 39. Concentrazione effluente di $N_{TOT}$ al variare della portata di ricircolo fanghi
(Split 3)
Figura 40. Concentrazione effluente di COD nel periodo irriguo e non irriguo 110
Figura 41. Confronto tra la concentrazione di azoto totale effluente nel periodo senza
irrigazione e nel periodo irriguo (al variare dello Split 1 (casi A-E) e dello
Split 2 (variazione min-max)
Figura 42. Recupero agronomico della sostanza organica totale (COD) espresso come
tonnellate sul periodo di riferimento
Figura 43. Recupero agronomico dei composti azotati totali ( $N_{TOT}$ ) espresso come
tonnellate sul periodo di riferimento
Figura 44. Recupero di sostanza organica stabile per un periodo irriguo di 8 mesi (Qrf
$= 55\% \ Qin)$ 116
Figura 45. Recupero di azoto stabile per un periodo irriguo di 8 mesi (Qrf = 55% Qin).
Figura 46. Produzione di fanghi al variare della portata di ricircolo fanghi
kgSS/kgCOD rimosso
Figura 47: Confronto tra la produzione di faghi da smaltire nel periodo senza
irrigazione e nel periodo irriguo (al variare dello Split 1 (casi A-E) e dello
Split 2 (variazione min-max) [kgSS/kgCOD rimosso]
Figura 48. Stima del consumo energetico di trattamento nel periodo irriguo al variare
delle condizioni operative (Split 1, 2 e 3). Valori espressi in [kWh/m³] 121
Figura 49: Confronto del consumo energetico di trattamento tra il periodo non irriguo
ed il periodo irriguo (casi A-E) (Split $3 = 0.5$ Qin). Valori espressi in
[kWh/m3]121

# Indice delle figure

Figura 50. Consumo energetico medio per i fattori energetici considerati. Il range di variazione è funzione della regolazione dello Split 1 e dello Split 2 (Split 3 =
0.5 Qin)
Figura 51. Confronto tra i consumi energetici del periodo irriguo e del periodo non irriguo. Valori espressi in percentuale
Figura 52. Emissioni di gas serra associate ad uno schema Ludzack-Ettinger per la depurazione di acque reflue
Figura 53. Procedura eseguita per la stima delle emissioni di gas serra
Figura 54: Modello a bilanci di massa Vs Modello a matrice stechiometrica modificata:
stima delle emissioni di $CO_2$ al variare del frazionamento del $COD$ (dati di
letteratura) in ingresso all'impianto di trattamento. I valori sono espressi in
kgCO2/kgCOD rimosso. A sinistra le stime nel caso di recupero del biogas, a
destra le stime nel caso di nessun recupero di biogas. I processi presi in
riferimento sono: processo biologico a fanghi attivi, consumi energetici,
trattamento e smaltimento fanghi biologici
Figura 55: Modello a bilanci di massa Vs Modello a matrice stechiometrica modificata:
stima delle emissioni di $CO_2$ al variare del frazionamento del $COD$ (dati di
letteratura) in ingresso all'impianto di trattamento. I valori sono espressi in
$kgCO_2$ /giorno. A sinistra le stime nel caso di recupero del biogas, a destra le
stime nel caso di nessun recupero di biogas. I processi presi in riferimento
sono: processo biologico a fanghi attivi, consumi energetici, trattamento e
smaltimento fanghi biologici157
Figura 56: Stima delle emissioni di gas serra [kgCO2/kgBOD5] dall'impianto di
trattamento valutate per i casi di recupero e nessun recupero del biogas
prodotto in discarica dai fanghi159
Figura 57: Stima delle emissioni di gas serra [kgCO <sub>2</sub> /kgCOD] dall'impianto di
trattamento valutate per i casi di recupero e nessun recupero del biogas
prodotto in discarica dai fanghi
Figura 58: Correlazione tra le emissioni di CO2 equivalenti e le concentrazioni
effluenti dall'impianto a rimozione controllata160
Figura 59: Stima delle emissioni [kgCO <sub>2</sub> /kgCOD] del modello con la matrice
stechiometrica modificata
Figura 60: Stima delle emissioni [kgCO2/kgBOD5] del modello con la matrice
stechiometrica modificata
Figura 61: Emissione di gas serra causate dalla correzione di alcalinità. A sinistra i
valori sono espressi in kgCO <sub>2</sub> /giorno; a destra in kgCO <sub>2</sub> /kgCOD164
Figura 62: Emissione di gas serra causate dai consumi energetici della sola unità
biologica. A sinistra i valori sono espressi in kgCO <sub>2</sub> /giorno; a destra in
$kgCO_2/kgCOD$
Figura 63: Emissione di gas serra causate dal processo biologico. A sinistra i valori
sono espressi in kgCO <sub>2</sub> /giorno; a destra in kgCO <sub>2</sub> /kgCOD

# **INDICE DELLE TABELLE**

Tabella 1: Consumo idrico in Europa per l'agricoltura (A.N. Angelakis et al., 2008) 18
Tabella 2. Frazionamento del COD secondo le componenti del modello ASM1 (Henze et
al.,1987)
Tabella 4: Parametri stechiometrici
Tabella 5: Parametri cinetici del modello ASMI e relativi valori di letteratura
Tabella 6. Parametri della velocità di sedimentazione di Takács
Tabella 7. Variazione della velocità di sedimentazione di Takacs in funzione della
concentrazione di solidi sospesi SS
Tabella 8. Parametri introdotti dal modello di Takács
Tabella 9: Specifiche tecniche del modello in funzione del periodo di simulazione 83
Tabella 10. Parametri cinetici imposti nel modello in relazione alla temperatura (Henze
M. et al., 1999)
Tabella 11. Schema delle ripartizioni di flusso applicate dallo Split 3
Tabella 12. Dati progettuali dell'impianto progettato e simulato
Tabella 13. Frazionamento del COD in ingresso al modello (per 10000 AE)
Tabella 14: Confronto tra i limiti normativi, i dati progettuali e la risposta del modello.
91
Tabella 15. Schema per la rimozione controllata: confronto tra le efficienze di
rimozione e le concentrazioni stimate all'uscita dell'impianto di
trattamento. I valori sono riferiti al caso Y: Qrf=100%Qin 105
Tabella 16: Confronto tra le efficienze di rimozione per varie configurazioni
impiantistiche106
Tabella 17: Confronto tra le concentrazioni in uscita dall'impianto per varie
configurazioni impiantistiche107
Tabella 18. Confronto tra alcuni parametri relativi a processi a fanghi attivi
convenzionali per lo scarico nel corpo idrico ricettore, allo schema
proposto per la rimozione controllata ed ai trattamenti terziari di filtrazione
Tabella 19. Coefficienti di emissione di CO2 equivalente, dati di letteratura 129
Tabella 20. Coefficienti stechiometrici per la produzione di CO2 per il bilancio di
massa136
Tabella 21: Coefficienti di produzione di CO <sub>2</sub> dei processi biologici143
Tabella 22: Matrice stechiometrica del modello ASM1 modificata per il bilancio della
$CO_2$
Tabella 23: Stima delle emissioni di CO2 equivalente: confronto tra i dati di letteratura,
del modello a bilanci di massa e del modello a matrice stechiometrica
modifica. In entrambi i modelli il calcolo delle emissioni associate alla
correzione di alcalinità è eseguito con il metodo di Masotti149
Tabella 24: Variazioni percentuali tra i dati di letteratura, il modello a bilanci di massa
ed il modello a matrice stechiometrica modifica151
Tabella 25: Frazionamento del COD per diversi casi di letteratura

## Indice delle tabelle

Tabella 26: Concentrazioni in ingresso all'impianto per diversi valori del
frazionamento del COD (in riferimento ai dati di letteratura di Tabella 25).
Tabella 27: Emissioni specifiche di CO2 per la produzione di fertilizzanti ed emissioni
evitate grazie al recupero dei reflui trattati con lo schema semplificato 168
Tabella 28: Potenziale recupero delle sostanze agronomicamente utili mediante
l'impianto semplificato168
Tabella 29: Emissioni specifiche di CO <sub>2</sub> per la produzione di fertilizzanti ed emissioni
evitate grazie al recupero dei reflui trattati con lo schema semplificato 169
Tabella 30: Bilancio della $CO_2$ nel periodo irriguo di 8 mesi risparmiata dal
trattamento a rimozione controllata e dal recupero di fertilizzanti 170

# Appendice

APPENDICE
Schema del modello implementato in Simulink-Matlab