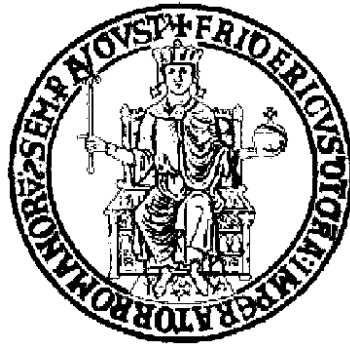


Università degli Studi di Napoli “FEDERICO II”



Scuola Politecnica e delle Scienze di Base

Dipartimento di Ingegneria Civile, Edile ed Ambientale

Corso di Laurea in Ingegneria per l’Ambiente e il  
Territorio

**Modellazione dei processi biologici e di scambio termico per  
un sistema di digestione anaerobica della Frazione Organica  
del Rifiuto Solido Urbano**

Relatori:

Prof. Francesco Calise

Prof. Massimiliano Fabbricino

Prof. Luigi Frunzo

Ing. Maria Vicidomini

Candidata:

Alessandra Infante

Matr. M67/412

Anno Accademico

2018/2019

## Abstract

Il recupero di materia e di energia da materiali altrimenti ritenuti di scarto rappresenta una valida strategia nel campo della corretta gestione dei rifiuti e consente l'instaurarsi di un'economia circolare e il raggiungimento di una crescita sostenibile.

La Frazione Organica del Rifiuto Solido Urbano può rappresentare un'importante risorsa per il recupero energetico e di materia. Il D. lgs n. 152/2006 definisce rifiuto organico l'insieme dei «*Rifiuti biodegradabili di giardini e parchi, rifiuti alimentari e di cucina prodotti da nuclei domestici, ristoranti, servizi di ristorazione e punti vendita al dettaglio e rifiuti simili prodotti dall'industria alimentare raccolti in modo differenziato*».

L'applicazione della digestione anaerobica al trattamento dei rifiuti permette la produzione di biogas, che è un combustibile formato per la maggior parte da metano, e di digestato che può diventare un ammendante organico utilizzabile in agricoltura o per ripristini ambientali. Il biogas può essere consumato in situ per alimentare le richieste energetiche dell'impianto o sottoposto ad un processo di upgrading a biometano, da immettere in rete o da destinare all'autotrazione.

Le rese del processo di digestione anaerobica sono fortemente influenzate dalla temperatura di esercizio che si instaura all'interno del digestore, la quale dipende strettamente dalle prestazioni del sistema di riscaldamento del reattore e dalle condizioni ambientali. Nonostante tale dipendenza, non è presente molto materiale in letteratura che proponga un'analisi globale della digestione anaerobica sia dal punto di vista cinetico che termico.

Per tale ragione si è scelto di incentrare il presente lavoro di tesi sulla definizione di un modello del digestore che tenga conto sia dei processi biologici che avvengono durante la digestione anaerobica, nel caso in esame, della FORSU, sia dei fenomeni di scambio termico che interessano il reattore. Tale modello può essere inserito all'interno di sistemi di poligenerazione di energia necessarie ad alimentare l'impianto. Nel caso in esame, è stato definito uno schema d'impianto in cui il digestore è alimentato termicamente ed elettricamente sia mediante collettori fotovoltaici cogenerativi a concentrazione (CPVT) sia con prelievo dalla rete nazionale. L'impianto produce energia elettrica, termica e biogas

che, sottoposto ad upgrading, è trasformato in biometano da destinare all'autotrazione o da immettere in rete per beneficiare delle politiche incentivanti.

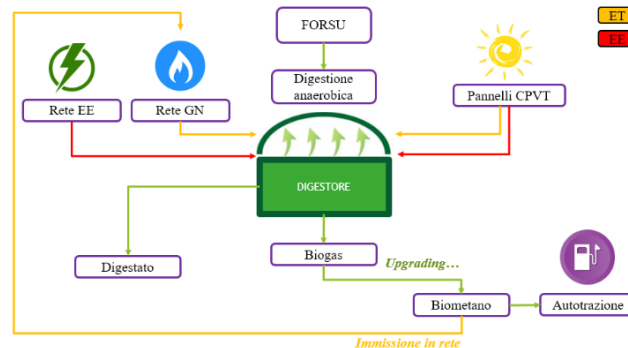


Fig. 1: Scenario esaminato

Per simulare il comportamento del digestore si è proceduto alla definizione di un modello cinetico di digestione anaerobica della FORSU che si basa sull'Anaerobic Digestion Model No. 1 dell'Iwa Task Group e che tiene conto dei processi biologici e biochimici riassunti nella figura seguente.

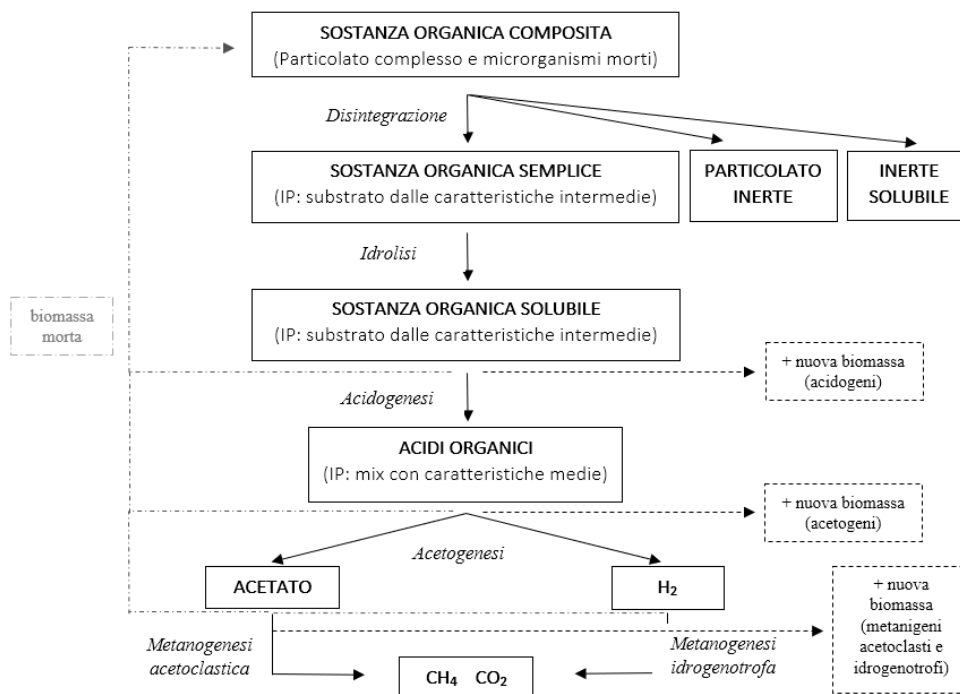


Fig. 2: Schema delle fasi del processo di digestione anaerobica che costituiscono il modello

Le prime due reazioni sono modellate attraverso cinetiche del primo ordine, le altre e la relativa crescita microbica sono modellate con le cinetiche di Michaelis-Menten e di Monod, dipendenti, con la legge di Arrhenius, dalla temperatura, che rappresenta il parametro di collegamento tra il modello cinetico e il modello di scambio termico che sarà presentato successivamente.

Il modello cinetico è implementato su un reattore completamente miscelato CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor). Trascurando la variazione di massa dovuta alla gassificazione, si ipotizza che la portata volumetrica di FORSU in ingresso sia uguale a quella del digestato in uscita e che il volume occupato dal rifiuto resti costante. Con tali ipotesi sono state scritte 13 equazioni differenziali di bilancio di massa sulle 13 componenti del sistema del tipo:

$$\frac{d C_{waste,i}}{dt} = \frac{Q_{in}}{V_{waste}} * C_{waste,i,in} - \frac{Q_{out}}{V_{waste}} * C_{waste,i} + \sum_{j=1}^{10} \varphi_j * \alpha_{i,j}$$

e tre equazioni per la stima delle portate gassose di metano, anidride carbonica e biogas.

$$Q_{gas\_CH4} = Q_{out} * S_{CH4}$$

$$Q_{gas\_CH4} = Q_{gas\_CO2}$$

$$Q_{biogas} = Q_{gas\_CH4} + Q_{gas\_CO2}$$

Il termine nella sommatoria del bilancio di massa è il prodotto tra la cinetica del processo  $j$ , che può essere sia di generazione che di consumo, e il coefficiente biochimico della specie  $i$  nel processo  $j$ . Sono stati considerati 10 processi e 13 componenti, riassunti nella tabella seguente.

Processi modellati		Componenti del sistema	
	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Disintegrazione</li> <li>2. Idrolisi</li> <li>3. Acidogenesi</li> <li>4. Acetogenesi</li> <li>5. Metanogenesi acetoclastica</li> <li>6. Metanogenesi idrogenotrofa</li> <li>7. Decadimento acidogeni</li> <li>8. Decadimento acetogeni</li> <li>9. Decadimento metanigeni acetoclasti</li> <li>10. Decadimento metanigeni idrogenotrofi</li> </ol>		<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Sostanza organica composta</li> <li>2. Sostanza organica semplice (mix. carboidrati, proteine, lipidi)</li> <li>3. Particolato inerte</li> <li>4. Inerte solubile</li> <li>5. Sostanza organica solubile (mix. zuccheri, amminoacidi, LFCA)</li> <li>6. Miscela di acidi organici</li> <li>7. Acido acetico</li> <li>8. Idrogeno gassoso</li> <li>9. Metano gassoso</li> <li>10. Biomassa acidogena</li> <li>11. Biomassa acetogena</li> <li>12. Biomassa metanigena acetoclastica</li> <li>13. Biomassa metanigena idrogenotrofa</li> </ol>

Tab. 1: Processi modellati (*j*) e componenti del sistema (*i*)

Successivamente, si è proceduto alla definizione delle caratteristiche geometriche e strutturali del digestore e al dimensionamento del sistema di riscaldamento mediante le tradizionali equazioni di scambio termico, tenendo conto che il set di serpentine interne deve fornire una potenza termica tale da riscaldare il rifiuto fino alla temperatura di esercizio desiderata e coprire le dispersioni termiche del reattore. A partire da una temperatura di ingresso  $T_{in}$  dell'acqua di riscaldamento di  $55^{\circ}\text{C}$ , necessaria per ottenere una temperatura di esercizio di  $40^{\circ}\text{C}$ , sono risultate necessarie 4 serpentine operanti in parallelo di diametro  $0,025\text{ m}$ , con un'area di scambio e una portata complessive, rispettivamente, di circa  $14\text{ m}^2$  e  $2005\text{ kg/h}$ .

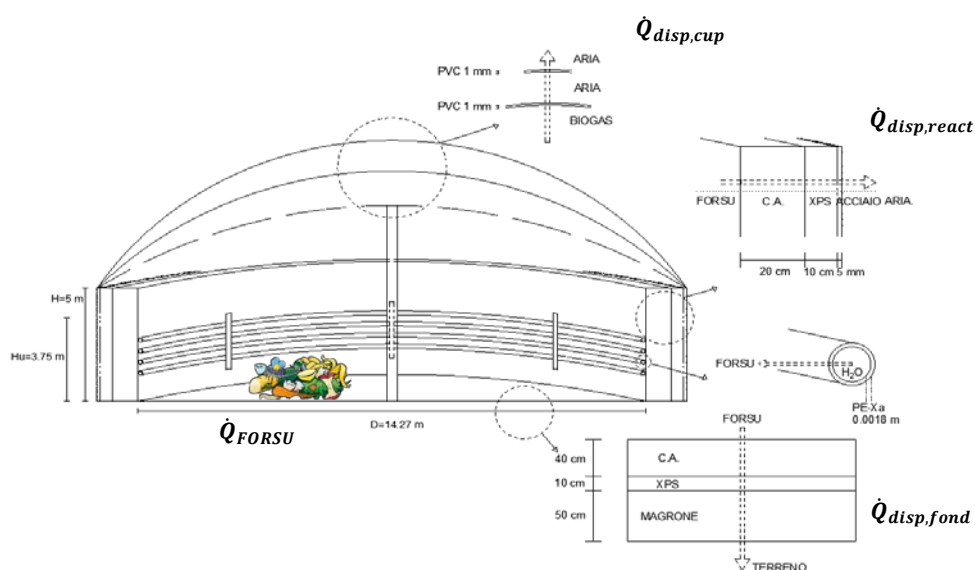


Fig. 3: Sezione del digestore

In seguito, è stato definito il modello di scambio termico del digestore, costituito da due equazioni scritte nell'ipotesi di regime stazionario nelle due temperature incognite, la temperatura del reattore  $T_{reattore}$  e la temperatura dell'acqua in uscita  $T_{outwater}$ :

- 1) l'equazione di bilancio termico del reattore
- 2) l'equazione di scambio termico della serpentina, che uguaglia la potenza termica rilasciata in seguito al raffreddamento dell'acqua con la potenza scambiata attraverso il tubo.

I modelli cinetico e termico sono stati poi combinati per ottenere un unico modello del digestore, costituito dalle 13 equazioni differenziali di bilancio di massa nelle 13 componenti incognite, dalle equazioni per il calcolo delle portate gassose e dalle due equazioni di scambio termico del reattore nelle due incognite  $T_{reattore}$  e  $T_{outwater}$ .

Le equazioni differenziali sono state risolte mediante la funzione "ode15s", i bilanci con l'algoritmo "fsolve", in ambiente MATLAB®.

Inserendo come dati di input la portata della FORSU in ingresso, le concentrazioni iniziali delle varie componenti, la portata e la temperatura iniziale dell'acqua di riscaldamento, la temperatura ambiente e i parametri geometrici e termici dell'impianto, il modello globale restituisce come output la temperatura di esercizio del digestore, la temperatura in uscita dell'acqua di riscaldamento e la portata di biogas, nonché gli andamenti delle concentrazioni delle varie componenti nel tempo e le potenze termiche in gioco.

In particolare, alimentando una portata di FORSU di 626 kg/h alla  $T_{ambiente}=15^{\circ}\text{C}$ , in un CSTR di  $800\text{ m}^3$ , secondo i risultati del modello, si raggiunge una temperatura di esercizio di circa  $38^{\circ}\text{C}$ , una  $T_{out, water}= 43,54^{\circ}\text{C}$  e una portata di biogas di 144,60 kg/h. Le dispersioni termiche sono pari a 10,6 kW, concentrate maggiormente in corrispondenza della cupola gasometrica.

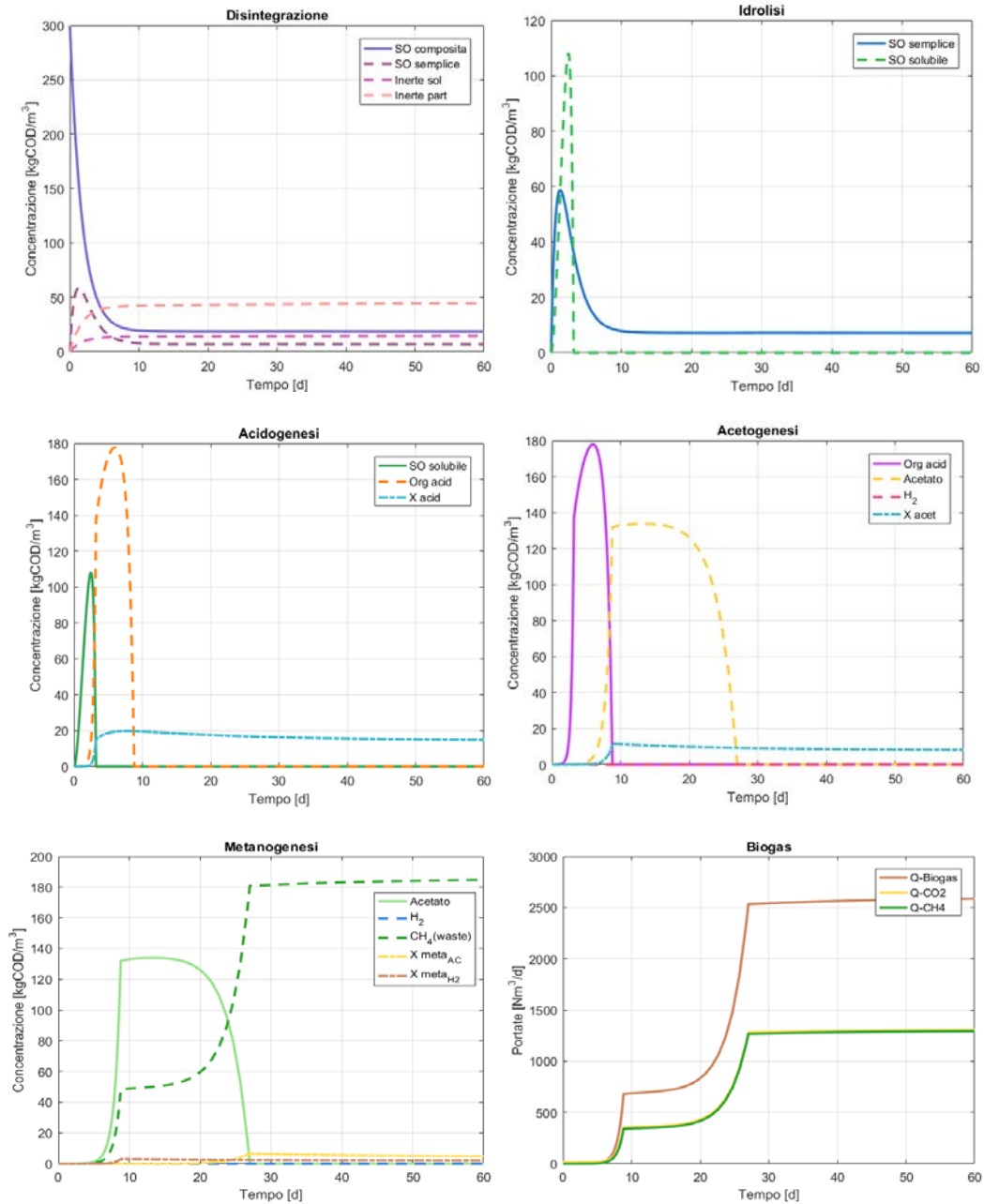


Fig. 4: Andamento della concentrazione delle varie componenti e delle portate gassose a  $T_{\text{react}}=38.11^{\circ}\text{C}$

Il digestore così modellato è stato inserito in uno schema d'impianto definito in ambiente TRNSYS costituito dai seguenti componenti:

- Collettori solari CPVT che alimentano il fabbisogno elettrico e termico del digestore;
- Uno scambiatore di calore ausiliario HESC che riduce la temperatura dell'acqua in uscita dai collettori, in caso di temperature prossime a quella di evaporazione;
- Un serbatoio di accumulo stratificato;

- Una caldaia ausiliaria alimentata con gas naturale che fornisce l'energia termica necessaria al raggiungimento della temperatura di set-point desiderata in ingresso al digestore;
- Il digestore anaerobico;
- Un inverter;
- Pompe di circolazione a portata costante che convogliano la portata dal serbatoio alla caldaia e dal digestore al campo solare; quest'ultima è accesa solo quando c'è radiazione e la temperatura in ingresso ai collettori è minore di quella in uscita, affinché il campo solare non raffreddi la portata;
- Una unità di upgrading di biogas a biometano con separazione a membrane selettive.

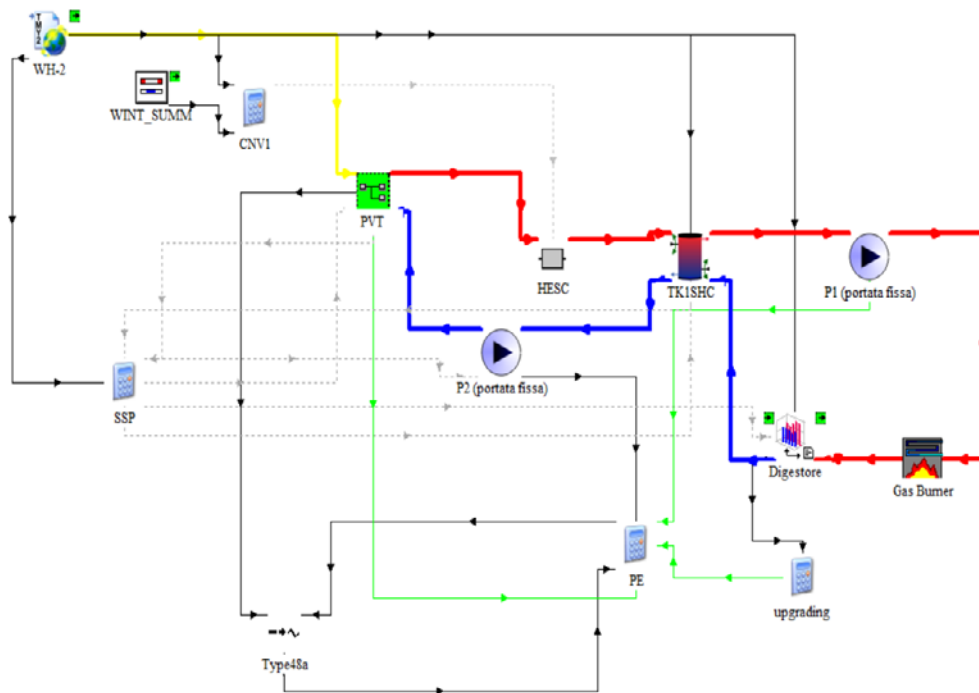


Fig. 5: Schema dell'impianto complessivo

Il campo solare è stato dimensionato con l'intento di soddisfare il carico termico del digestore. L'area totale necessaria è risultata pari a circa 48 m<sup>2</sup>, distribuita in 4 collettori di area unitaria di 12 m<sup>2</sup>, operanti con una portata d'acqua di 2200 kg/h.

Dalla simulazione dinamica del modello complessivo d'impianto per tutte le ore dell'anno si è visto che il contributo della caldaia ausiliaria è molto significativo rispetto



alla produzione di energia termica del campo solare, come era prevedibile in un sistema dimensionato su una frazione solare modesta. Inoltre, la maggior parte dell'energia elettrica necessaria all'impianto viene prelevata dalla rete elettrica nazionale. Per tali ragioni il campo solare risulta sottodimensionato. In giorni molto soleggiati la temperatura in ingresso al reattore nelle ore più calde del giorno può raggiungere 60°C senza l'ausilio della caldaia, determinando una temperatura del digestore di 47°C, una portata di biogas di 147 kg/h e di biometano derivante dall'upgrading di circa 40 kg/h. (59 Sm<sup>3</sup>/h).

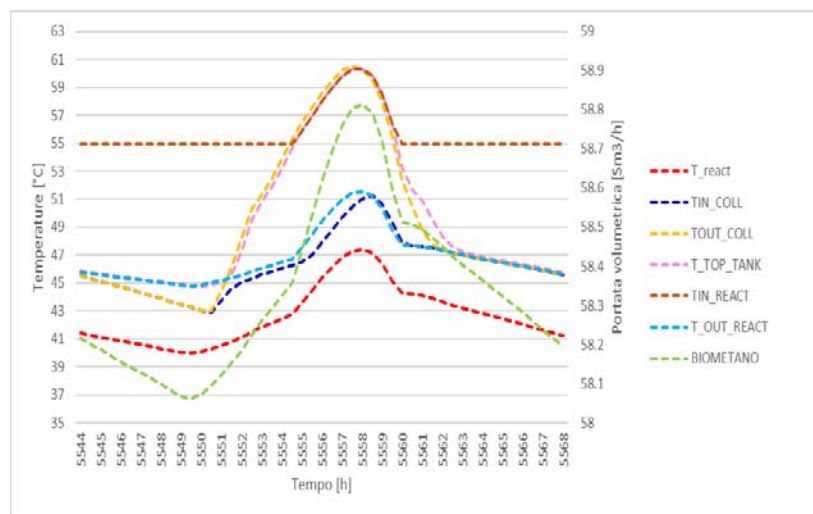


Fig. 6: Andamento nel tempo della temperatura di esercizio, delle temperature dell'acqua in ingresso e uscita dal collettore, del top del tank, di ingresso e uscita dal reattore e variazione della portata volumetrica di biometano

Il modello del digestore illustrato permette di stimare la produzione di biogas al variare della temperatura di esercizio del digestore in funzione dei fenomeni di scambio termico che avvengono all'interno del reattore.

Futuri sviluppi potrebbero consistere nella modellazione di altri processi che influenzano le cinetiche biologiche (es. inibizioni) o ulteriori fenomeni di scambio termico (es. termini radiativi), nonché nell'ottimizzazione del dimensionamento del campo di collettori CPVT con analisi parametriche e nella validazione dei risultati mediante il confronto con dati sperimentali.