

Raport științific și tehnic - etapa 2

Stabilirea structurii funcționale a instalației de tip biorafinărie pe baza conceptului HILS (Hardware in the Loop Simulations), proiectarea fotobioreactorului de laborator și proiectarea de algoritmi de control validați pe model matematic

Rezumat

Etapa 2 a proiectului Nr. 269/2014 – BIOCON (*Stabilirea structurii funcționale a instalației de tip biorafinărie pe baza conceptului HILS (Hardware in the Loop Simulations), proiectarea fotobioreactorului de laborator și proiectarea de algoritmi de control validați pe model matematic*) a constat în realizarea a șapte activități, după cum urmează: *Stabilirea structurii funcționale a instalației de tip biorafinărie pe baza conceptului HILS* (activitatea 2.1), *Proiectarea fotobioreactorului pentru creșterea fotosintetică a microalgelor* (activitatea 2.2), *Proiectarea și configurarea structurii hardware de conducere a instalației de tip biorafinărie în conformitate cu structura funcțională adoptată* (activitatea 2.3), *Proiectarea sistemului de interfață om-mașină pentru instalația de tip biorafinărie, în conformitate cu structura HILS adoptată* (activitatea 2.4), *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului fuzzy pentru instalația de tip biorafinărie* (activitatea 2.5), *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal pentru digestorul anaerob și fotobioreactor* (activitatea 2.6) și *Diseminarea rezultatelor obținute* (activitatea 2.7). Toate activitățile **au fost realizate integral** și au rolul de a pregăti etapa 3 a proiectului, în care se prevede obținerea unor rezultate pe cale experimentală pe structura pilot a instalației de tip biorafinărie (HIL) adoptată în cadrul proiectului.

În cadrul activității 2.1 a fost stabilită o diagramă a fluxurilor schimbate între cele două componente interconectate ale instalației de tip biorafinărie în structură HIL. Sunt prezentate procesele chimice și biochimice care au loc atât în digestor, cât și în fotobioreactor rezultând o schemă funcțională care va sta la baza experimentelor din etapa 3 a proiectului. Activitatea 2.2 a constat în proiectarea fotobioreactorului de laborator (componenta fizică a structurii HILS). Astfel, a fost ales un fotobioreactor de formă rectangulară, cu volumul util de 5l. Au fost proiectate și dimensionate toate elementele constructive ale corpului fotobioreactorului. Au fost alese traductoarele și elementele de execuție necesare dezvoltării și implementării sistemului de monitorizare și control al fotobioreactorului. Tot în cadrul activității 2.2, a fost proiectat și sistemul de iluminare cu led-uri necesar creșterii microalgelor. În cadrul activității 2.3 s-a adoptat un sistem de interfață (pentru funcțiile de achiziție și comandă) din familia dSpace, care permite implementarea funcțiilor de monitorizare și control pe baza unor scheme Matlab-Simulink. Aceste scheme sunt convertite în codul aferent sistemului dSpace și rulează on-line pe placa dSpace. A fost, de asemenea, configurat și calculatorul pe care rulează programele Matlab-Simulink, precum și interfața grafică. În cadrul activității 2.4 a fost proiectată interfața grafică om-mașină pentru operarea instalației de tip biorafinărie. Interfața a fost dezvoltată în mediul ControlDesk și, prin ecranele construite, oferă facilități de vizualizare a valorilor numerice ale mărimilor de interes din proces, facilități de afișare grafică pentru urmărirea evoluțiilor în timp ale variabilelor procesului, de introducere a mărimilor de referință, de schimbare în timpul rulării aplicației a valorilor parametrilor reguletoarelor și de stocare a valorilor variabilelor procesului în vederea unor prelucrări ulterioare. În cadrul activității 2.5 s-a abordat controlul fuzzy al fotobioreactorului. Astfel, s-au propus și validat prin simulare numeric un algoritm control fuzzy pentru digestorul anaerob, un algoritm de control fuzzy pentru fotobioreactor și apoi controlul întregii instalații de tip biorafinărie. Pentru acest ultim punct s-a studiat în prealabil efectul conectării fotobioreactorului cu digestorul anaerob asupra buclelor de reglare. Concluzia care se desprinde de aici este că substratul de intrare (mărime de perturbație) are o pondere mai redusă și un efect lent, pe când influențele produse de rata de diluție a digestorului anaerob sunt de amplitudine mai mare, însă sunt rejectate foarte rapid. În cadrul activității 2.6 a fost abordat un algoritm de control optimal de tip extremum seeking pentru cele două entități ale instalației de tip biorafinărie. În ambele cazuri au fost definiți indicii de performanță (pentru digestorul anaerob au fost tratate trei situații cu indici de performanță diferiți: 1. cantitatea de metan produsă în digestor, 2. nivelul de poluanți la ieșirea digestorului și 3. un indice agregat (pentru fotobioreactor s-a adoptat un indice de performanță care ține cont de productivitate și de costul consumului de energie electrică). Algoritmul funcționează corect, adică prinde întotdeauna punctul de maxim al criteriului de performanță, dar cu dezavantajul major că timpul de căutare este destul de mare, ceea ce îl face inadecvat pentru un control aplicat on-line pe instalația fizică. În consecință, s-au dezvoltat proceduri prin care controlul extremal al fotobioreactorului se realizează indirect, prin transformarea căutării extremale într-o problemă de stabilizare la o referință optimală. Controlul optimal al întregului proces se realizează prin reglarea biomasei la o referință optimală, utilizând diluția ca mărime de comandă. Au fost stabilite două variante de obținere a regimului optimal al fotobioreactorului.

Rezultatele obținute în această etapă a proiectului au fost diseminate în 10 lucrări științifice, publicate în proceedings-urile unor conferințe indexate în baze de date internaționale (IEEE xplore, Scopus). Din lipsa spațiului în acest raport, pe site-ul proiectului BIOCON a fost postat un RST extins care detaliază fiecare activitate în parte, la [Raport etapa II](#). De asemenea, tot pe site-ul proiectului, a fost postată o prezentare video a interfeței HMI, realizată în cadrul activității 2.4 la [Prezentare video proiect BIOCON](#).

1. Activitatea 2.1

Instalația de tip biorafinărie propusă în prezentul proiect constă în două subsisteme interconectate, și anume un digester anaerob și un fotobioreactor, obiectivul global fiind analiza experimentală și creșterea eficienței prin automatizarea acesteia. Diagrama flux (structura funcțională) adoptată pentru instalația de tip biorafinărie este prezentată în Fig. 1.1 unde se pot observa conexiunile dintre cele două subsisteme atât prin fluxuri difuzive cât și prin fluxuri convective. Pe lângă degradarea deșeurilor organice lichide sau solide, obiectivul digesterelor anaerobe este producerea de biogaz (max. 70% CH₄ și restul CO₂). La arderea biogazului sunt emise cantități considerabile de CO₂ care poate fi redus pe cale biologică, cu ajutorul microalgelor care îl utilizează ca sursă de carbon. Cantitatea de biomasă din microalge produsă reprezintă o sursă de compuși cu valoare adăugată. Aceasta este procesată, iar resturile de microalge reprezintă un deșeu organic care poate fi un adaos de substrat pentru digesterul anaerob în vederea producerii de biogaz. Astfel, instalația de tip biorafinărie, formată din cuplajul între un digester anaerob și un fotobioreactor, poate îndeplini următoarele funcții:

- Obținerea de biomasă din microalge în vederea producerii de compuși cu valoare adăugată,
- Bio-mitigația CO₂ rezultat la arderea biogazului și utilizarea sa ca substrat pentru procesul de creștere fotosintetică a microalgelor,
- Utilizarea resturilor de biomasă provenite din extracția compușilor cu valoare adăugată din microalge ca substrat pentru producerea de biogaz în treapta anaerobă,
- Producția de biogaz din deșeuri organice lichide sau solide.

Detalii suplimentare privind diagrama flux (structura funcțională) adoptată pentru instalația de tip biorafinărie se găsesc în RST extins.

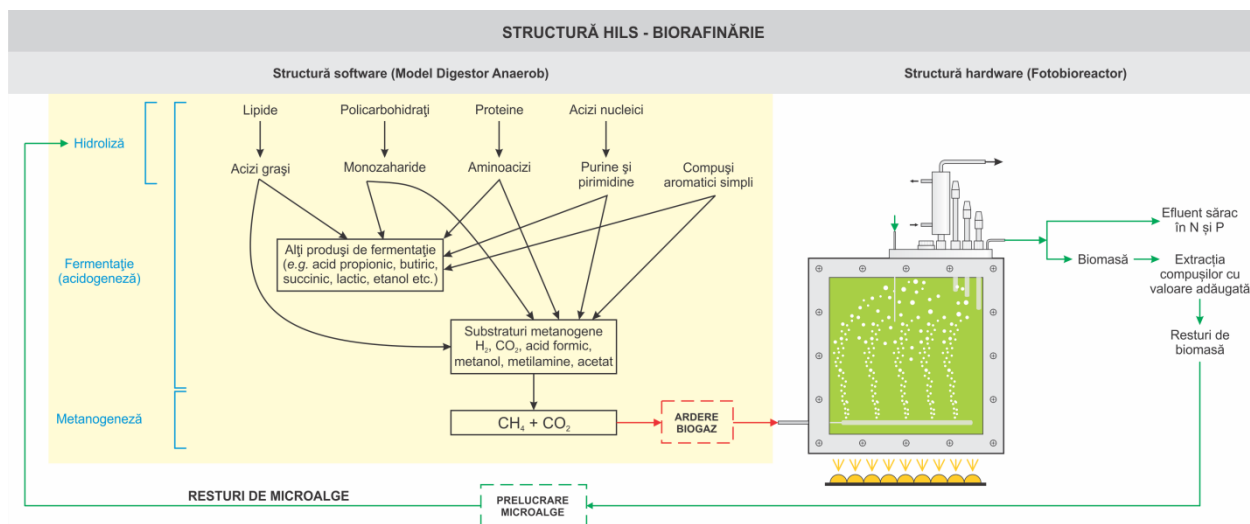


Fig. 1.1 Diagrama flux (structura funcțională) adoptată pentru instalația de tip biorafinărie

2. Activitățile 2.2 și 2.3 În cadrul acestor activități a fost realizat proiectul fotobioreactorului de laborator împreună cu echipamentul de monitorizare și control aferent. Au fost avute în vedere următoarele elemente ale echipamentului: corpul fotobioreactorului și sistemul suport; alegerea traductoarelor și a elementelor de execuție; proiectarea sistemului de iluminare artificială a fotobioreactorului; proiectarea sistemului de răcire și alegerea echipamentului de calcul și a sistemului de interfață. Bioreactorul, în formă de prismă dreptunghiulară, are un volum total de 6 litri: $V = 320 \times 375 \times 50 \text{ mm}^3$. Volumul util, asigurat prin proiectare, este de circa 5 litri. Bioreactorul trebuie să permită, prin construcție, expunerea biomasei la fluxul luminos asigurat de panoul cu LED-uri, pe o suprafață cât mai mare și pe o adâncime de maxim 50 mm. Astfel, Soluția constructivă a bioreactorului trebuie să asigure montarea următoarelor accesorii: septum, condensator și senzorii de turbiditate, de pH și de oxigen. Această cerință este rezolvată prin forma constructivă a plăcii superioare, prelucrată din oțel inoxidabil, unde sunt prevăzute 10 orificii în care sunt montate 5 reducții, sonda pentru microaerator, plus alte orificii pentru dezvoltări ulterioare. Bioreactorul este format dintr-un corp susținut de un suport fix montat pe un cadru compus din profile de aluminiu. Panoul cu LED-uri este fixat pe un suport care poate glisa de-a lungul cadrului suport din aluminiu, în vederea poziționării față de suprafața frontală a bioreactorului, pe o cursă cuprinsă între 50 și 200 mm. Barbotarea biomasei este asigurată de un microaerator alimentat printr-o sondă fixată în placa superioară. Bioreactorul poate fi golit prin deșurubarea dopului de la ștutul de evacuare. Corpul bioreactorului, prelucrat din tablă de oțel inoxidabil, este fixat pe cadrul suport prin două șuruburi M8. După poziționarea corespunzătoare față de bioreactor, panoul cu LED-uri este fixat pe cadrul suport din aluminiu, cu ajutorul a două șuruburi M8. Pereții frontali ai bioreactorului sunt proiectați sub forma unor ferestre cu plăci din acril transparent (plexiglas). Plăcile din

acril transparent sunt prinse de corpul bioreactorului prin intermediul unor rame din oțel inoxidabil. Etanșarea este realizată cu ajutorul a două garnituri din cauciuc, cu secțiune circulară ($\varnothing 3$), prin strângere cu ajutorul unor șuruburi M6. **Detalii suplimentare de proiectare sunt prezentate în RST extins.** În Fig. 2.1 și 2.2 sunt prezentate părțile componente ale fotobioreactorului și reprezentarea expandată a fotobioreactorului.

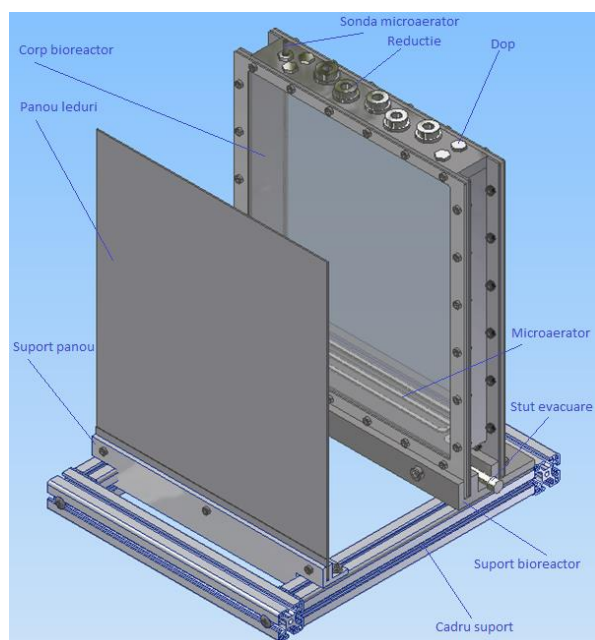


Fig. 2.1 Părțile componente ale fotobioreactorului

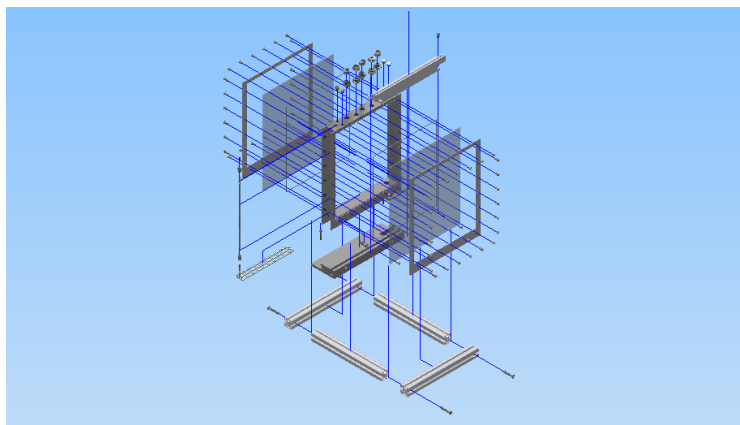


Fig. 2.2 Reprezentarea expandată a fotobioreactorului

În continuare, au fost alese elementele de câmp ale sistemului de monitorizare și control aferente fotobioreactorului. Pentru operarea în regim continuu, instalația a fost prevăzută cu pompe peristaltice iar pentru măsură, fotobioreactorul a fost echipat cu următorii senzori: senzor de pH și temperatură, turbiditate, oxigen dizolvat (opțional), senzor de lumină, debitmetre. A fost proiectat, de asemenea, sistemul de iluminare artificială a fotobioreactorului (Fig. 2.3). În final au fost alese sistemul de calcul și cel de interfață de tip dSpace pentru configurarea sistemului de monitorizare și control aferent instalației de tip biorafinărie (**v. RST extins**).

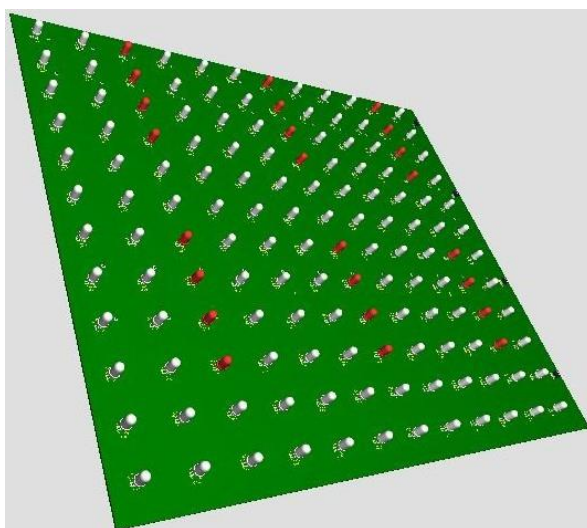


Fig. 2.3 Panoul cu dispunerea led-urilor albe și „roșu îndepărtat”

3. Activitatea 2.4

În cadrul activității 2.4 a fost realizată interfața om-mașină pentru monitorizarea și controlul instalației de tip biorafinărie, parte integrantă a sistemului HIL. Cum pentru implementarea sistemului de conducere a instalației de tip biorafinărie s-a optat pentru un echipament de tip dSpace, pentru dezvoltarea interfeței grafice s-a utilizat mediul de programare ControlDesk, specific sistemului dSpace. Funcțiile realizate de interfața HMI sunt: afișarea numerică a mărimilor de interes din cadrul procesului în casete dedicate; urmărirea în timp real a evoluțiilor mărimilor de interes în ferestre grafice special definite; introducerea valorilor mărimilor de referință pentru buclele de reglare ale sistemului de control pentru instalația de tip biorafinărie; schimbarea parametrilor reglatoarelor, în acest fel oferindu-se posibilitatea operatorului să intervină în timpul procesului pentru a corecta parametrii reglatoarelor în timp real; memorarea valorilor mărimilor de interes din cadrul procesului în fișiere de tip *mat*

pentru prelucrări ulterioare off-line. Pentru a fi cât mai sugestivă, interfața HMI a fost dezvoltată pe baza unei scheme sinoptice prezentată în Fig. 3.1 – Ecranul principal al interfeței. Aceasta trebuie să furnizeze date despre procesul global și despre schimburile dintre cele două componente și, în același timp, să asigure funcționalitatea celor trei bucle de reglare ale sistemului de control aferent instalației de tip biorafinării. În afară de ecranul principal, au mai fost proiectate ecranul aferent digesterului anaerob, ecranele aferente fotobioreactorului, primul conținând numai valori numerice - casete pentru afișare sau pentru introducerea de valori numerice pentru cele trei bucle de reglare ale fotobioreactorului - așa cum s-a prezentat la ecranul principal. În plus față de ecranul principal, au fost definite 6 casete suplimentare pentru parametrii reglatoarelor. În felul acesta parametrii reglatoarelor pot fi ușor modificați în timpul simulării sau a funcționării instalației. Al doilea ecran aferent fotobioreactorului conține ferestre grafice (Fig. 3.2) pentru vizualizarea evoluțiilor mărimilor din cele trei bucle de reglare (bucula de biomasă, cea de pH și cea de iluminare). Fiecare fereastră este organizată astfel: în partea de sus se afișează mărimea măsurată și referința, iar în partea de jos mărimea de comandă. Testarea și validarea interfeței grafice s-a făcut pe un model matematic simplu, implementat în Matlab-Simulink, obținut prin liniarizarea modelului nelinier al fotobioreactorului prezentat în RST 1. Detaliile suplimentare privind interfața HMI sunt prezentate în RST extins ([RST extins proiect BIOCON etapa 2 Partea I](#)) iar modul de operare în prezentarea video de pe site-ul proiectului ([Prezentare video proiect BIOCON](#)).

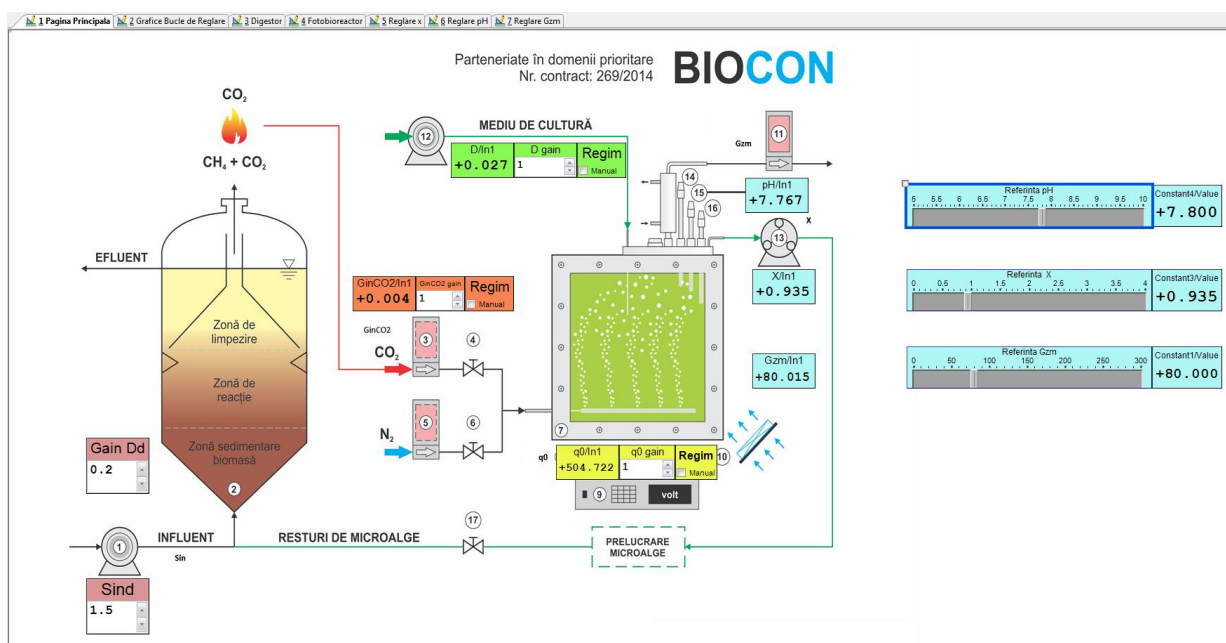


Fig. 3.1 Ecranul principal al interfeței HMI

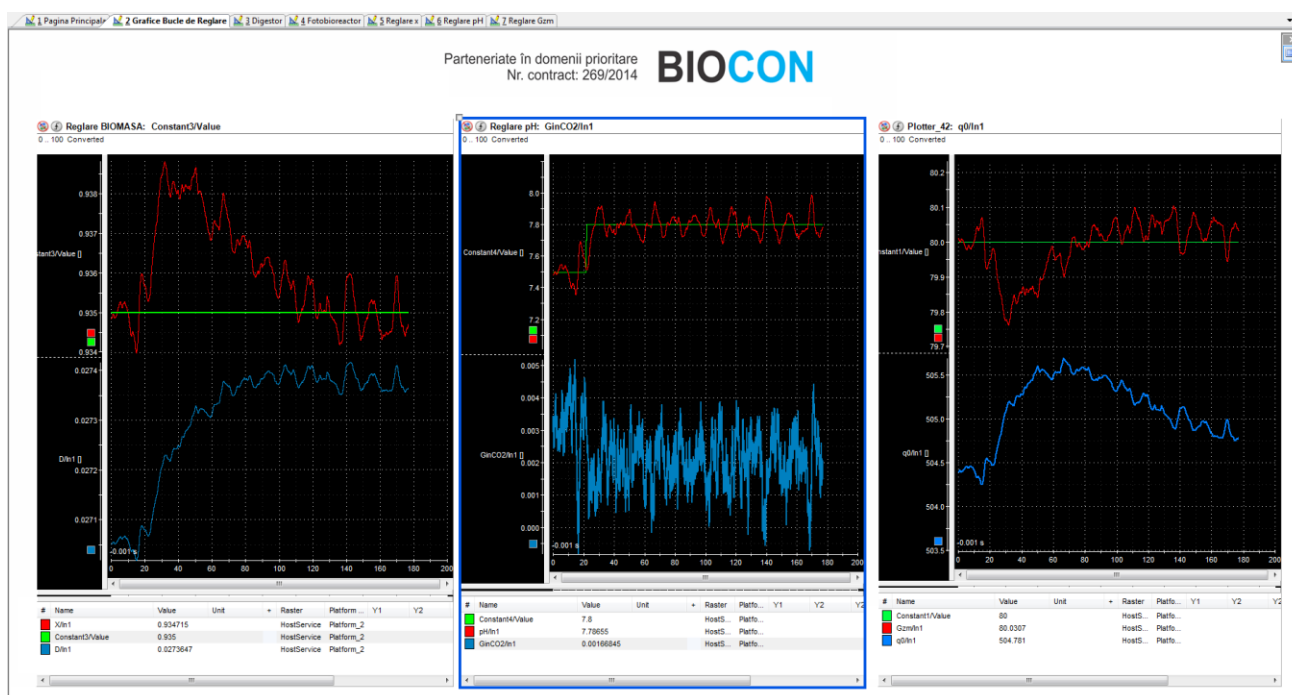


Fig. 3.2 Ecran cu ferestrele grafice aferente fotobioreactorului

4. Activitățile 2.5 și 2.6

4.1 Introducere

În conformitate cu activitățile proiectului, prevăzute în această etapă, s-a abordat controlul celor două componente ale instalației de tip biorafinărie (digestor anaerob și fotobioreactor) prin tehnici fuzzy și tehnici de control optimal. În etapa 2 a proiectului, validarea legilor de control s-a făcut prin simulare numerică, pe modele matematice prezentate în etapa 1. Practic, la punctul 4 al raportului științific și tehnic sunt cumulate activitățile 2.5 - *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului fuzzy pentru instalația de tip biorafinărie* și 2.6 - *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal pentru digestorul anaerob și fotobioreactor*. Pentru asigurarea unei prezentări logice și coerente a controlului digestorului anaerob și a fotobioreactorului pentru creșterea fotosintetică a microalgelor s-a abordat la început controlul optimal și apoi controlul fuzzy. Astfel, în cadrul activității 2.6 s-a realizat o analiză a posibilităților de optimizare a fotobioreactorului și a digestorului anaerob prin metode de tip extremum seeking (hill climbing). În continuare, în cadrul activității 2.5 s-a abordat controlul fuzzy al celor două entități, în regim cuplat, în punctul de funcționare optim determinat în activitatea 2.6. În acest mod se justifică prezentarea în ordinea menționată a cercetărilor corespunzătoare celor două activități. De asemenea, trebuie menționat faptul că, din lipsă de spațiu, prezentarea detaliată a raportului care include cele două activități se găsește în *RST extins*, pe site-ul proiectului BIOCON: [RST extins proiect BIOCON etapa 2 Partea II](#).

4.2 Controlul optimal al digestorului anaerob

Schema de principiu a buclei de optimizare, care utilizează principiul “hill climbing”, este dată în Fig. 4.1. Optimizatorul adăunează o variație sinusoidală la valoarea de regim staționar curent a ratei de diluție. Această operație, interpretată uneori ca o “modulație” a variabilei D , produce o deplasare periodică a punctului de funcționare în jurul punctului curent situat pe caracteristica statică extremală. Oscilațiile sinusoidale, $S \sin(\omega_0 t)$, trebuie să aibă o perioadă mult mai mare decât durata regimului tranzitoriu a procesului, iar amplitudinea S trebuie să fie redusă, însă suficient de mare, încât răspunsul oscilatoriu obținut la ieșirea procesului să fie detectabil în raport cu zgomotul din proces. În funcție de poziția punctului curent de funcționare pe caracteristica statică extremală, această variație poate fi în fază sau în antifază cu oscilația $S \sin(\omega_0 t)$ aplicată la intrare. La ieșirea procesului este conectat un derivator la limită cauzal, care extrage componenta oscilatorie a semnalului aferent criteriului I , iar polul p este ales astfel încât să realizeze și o operație de filtrare. Semnalul de la ieșirea

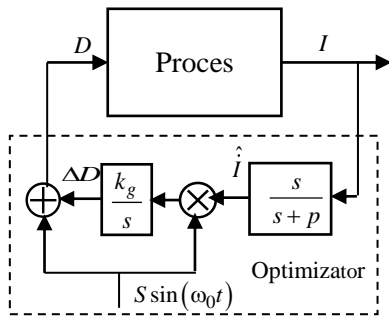


Fig. 4.1 Structura buclei de optimizare a fotobioreactorului

derivatorului, \hat{I} , este procesat printr-un redresor sensibil la fază (demodulator de tip „produs”), obținându-se un semnal care se aplică integratorului cu funcția de transfer k_g / s .

Regulatorul cu structura din Fig. 4.1 s-a utilizat atât pentru optimizarea digestorului anaerob, cât și a fotobioreactorului. În cazul digestorului anaerob, studiul a fost realizat pe o variantă modificată a modelului matematic propus de Bastin și Dochain, model prezentat în RST etapa 1, secțiunea 3.3. Au fost definiți trei indicatori de performanță: 1. cantitatea de metan eliminat sub formă gazoasă – y_1 ; 2. nivelul de poluanți (acesta se exprimă ca suma ponderată a substraturilor S_1 și S_2 , $y_2 = c_1 \cdot S_1 + c_2 \cdot S_2$ și trebuie să fie minim); pentru simplificarea analizei, s-a optat pentru un criteriu y_2 modificat, cel dat de ecuația (4.2), care trebuie maximizat, și 3. un criteriu de performanță agregat care ia în considerare primele două criterii – y_3 :

$$y_1 = c_p \cdot P \quad (4.1)$$

$$y_2 = S_{1,in} - (c_1 \cdot S_1 + c_2 \cdot S_2) \quad (4.2)$$

$$y_3 = c_3 \cdot y_1 + c_4 \cdot S_2 \quad (4.3)$$

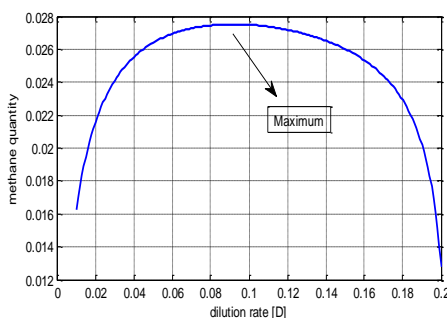


Fig. 4.2 Caracteristica statică pentru criteriul y_1

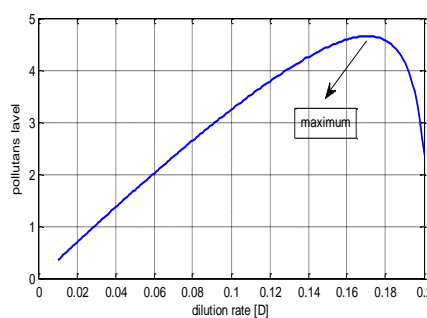


Fig. 4.3 Caracteristica statică pentru criteriul y_2

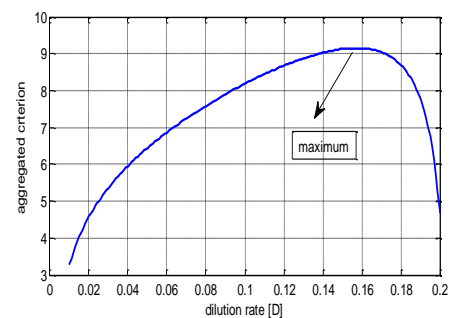


Fig. 4.4 Caracteristica statică pentru criteriul y_3

Au fost calculate analitic coordonatele punctelor de extrem ale caracteristicilor statice ale procesului de digestie anaerobă în cele trei cazuri menționate și s-au trasat aceste caracteristici (Fig. 4.2 – Fig. 4.4).

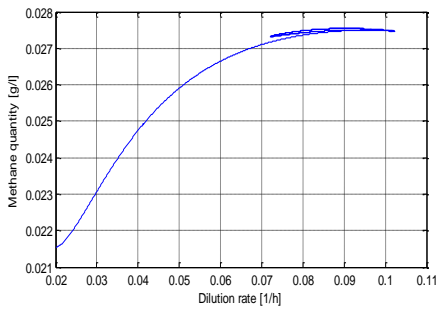


Fig. 4.5 Caracteristica $y_1=f(D)$

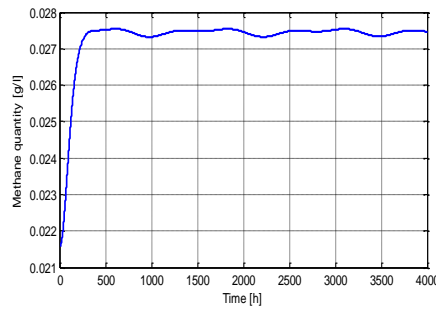


Fig. 4.6 Evoluția în timp a criteriului y_1

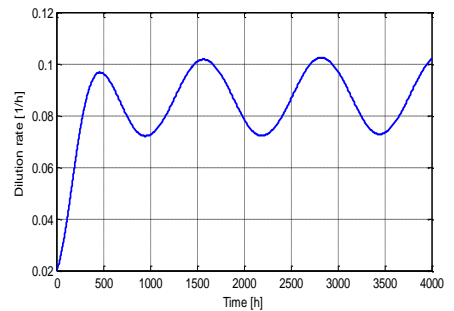


Fig. 4.7 Evoluția în timp a ratei de diluție

Din Fig. 4.2 - 4.4 se observă că indicele de performanță prezintă un punct de maxim în fiecare caz. Coordonatele acestor puncte sunt următoarele: $y_{10,max} = 0.0275$ [g/l], $D_{0,max} = 0.092$ [h⁻¹]; $y_{20,max} = 4.65$ [g/l], $D_{0,max} = 0.171$ [h⁻¹]; $y_{30,max} = 9.15$ [g/l], $D_{0,max} = 0.157$ [h⁻¹]. Simulările au fost efectuate în Matlab – Simulink, fiind tratate toate cele trei cazuri:

Cazul 1 – variabila de calitate este cantitatea de metan în formă gazoasă acumulată la ieșirea digesterului anaerob:

a) Algoritmul a fost inițializat cu $D_0=0.02$ [h⁻¹] (procesul de căutare pornește din stânga punctului de maxim; parametrii regulatorului optimal sunt $\omega=0.015$ rad/sec, $S=0.015$, $p=0.005$, $k_g=4$). În jurul punctului de maxim, de coordonate $D_{0,max}=0.092$ [h⁻¹] și $y_{10,max}=0.0275$ [g/l], procesul de căutare intră într-un regim oscilant, ceea ce se vede mai pronunțat pe comandă (Fig. 4.7). Se poate observa că valoarea medie a oscilațiilor comenzii reprezintă valoarea vitezei de diluție la care se atinge punctul de maxim.

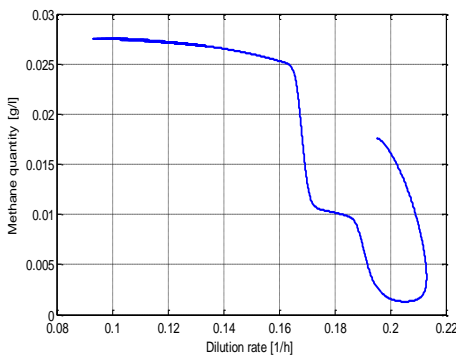


Fig. 4.8 Caracteristica $y_1=f(D)$

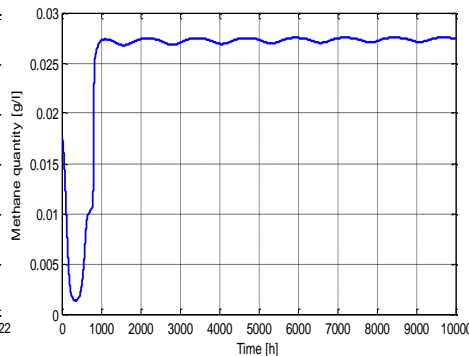


Fig. 4.9 Evoluția în timp a criteriului y_1

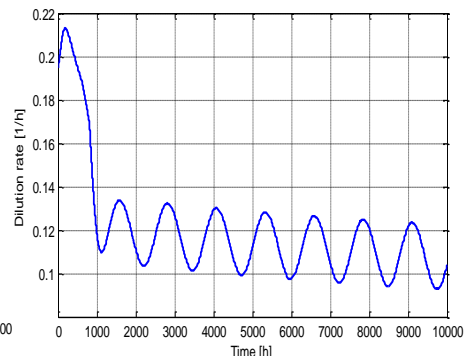


Fig. 4.10 Evoluția în timp a ratei de diluție

b) Algoritmul este inițializat cu $D_0=0.195$ [h⁻¹] (procesul de căutare al comenzii optimale începe din dreapta punctului de maxim).

În simulare a fost folosit același controller de tip extremum seeking (cu aceiași parametri). Din Fig 4.8 - 4.10 se poate observa convergența controllerului. Acesta găsește maximum, dar într-un timp de căutare destul de lung. La început algoritmul se apropie foarte de rapid de maxim din punctul inițial $D_0=0.195$ [h⁻¹] până în punctul $D_0=0.12$ [h⁻¹], după care apropierea este încetinită. Primul interval corespunde regimului dinamic, după care procesul de căutare este încetinit deoarece caracteristica statică în jurul punctului de maxim este foarte plată (Fig. 4.2).

Cazul 2 – criteriul de performanță este diferența dintre $S_{1,in}$ și nivelul concentrațiilor de componente poluante din digesterul anaerob. Coordonatele punctului de maxim sunt $y_{20,max}=4.65$ [g/l], $D_{0,max}=0.171$ [h⁻¹]. În acest caz căutarea comenzii optimale este inițializată din stânga punctului de maxim $D_0=0.14$ [h⁻¹]). Rezultatele simulărilor în cazul 2 sunt prezentate în Fig. 4.11 - 4.13.

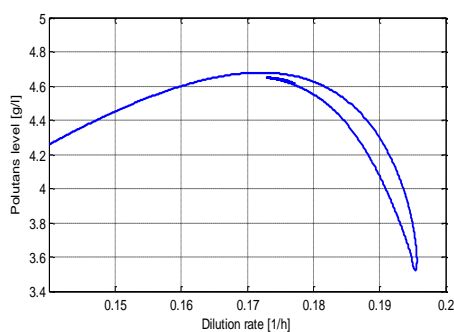


Fig. 4.11 Caracteristica $y_2=f(D)$

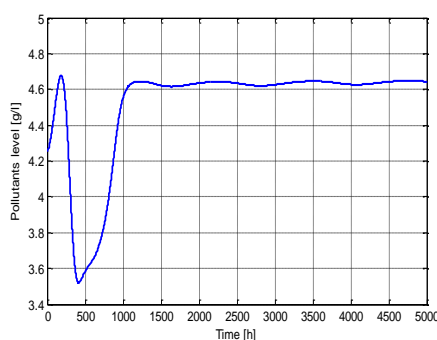


Fig. 4.12 Evoluția în timp a criteriului y_2

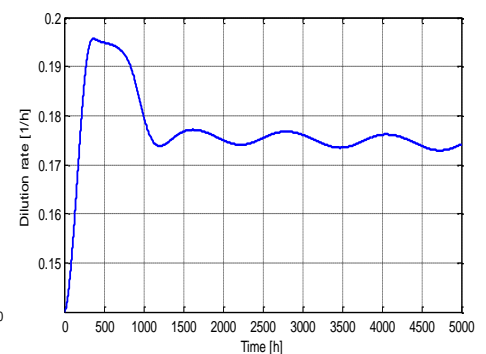


Fig. 4.13 Evoluția în timp a ratei de diluție

Și în cazul 2 se poate observa o bună convergență a procesului de căutare a comenzii optimale.

Cazul 3 – criteriul de performanță este unul agregat pe baza celor două criterii aferente cazurilor 1 și 2. Coordonatele punctului de maxim sunt $y_{30,max}=9.15$ [g/l], $D_{0,max}=0.157$ [h⁻¹]. Algoritmii de căutare a comenzii optimale a fost inițializat din partea stângă a punctului de maxim ($D_0=0.008$ [h⁻¹]). Figurile 4.14, 4.15 și 4.16 prezintă rezultatele de simulare corespunzătoare cazului 3. Convergența procesului de căutare a comenzii optimale este, de asemenea, asigurată și în acest caz.

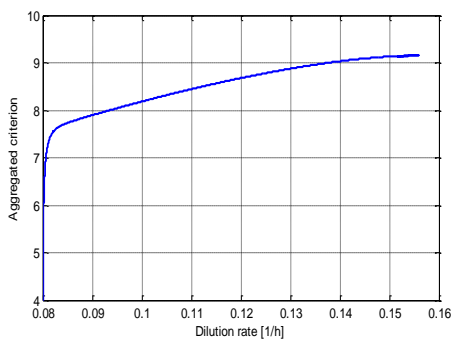


Fig. 4.14 Caracteristica $y_3=f(D)$

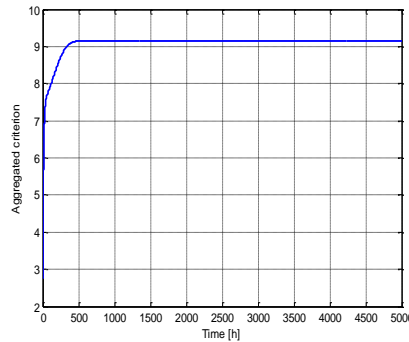


Fig. 4.15 Evoluția în timp a criteriului y_3

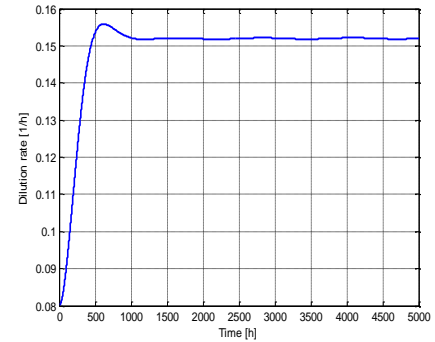


Fig. 4.16 Evoluția în timp a ratei de diluție

Din simulările prezentate, se poate observa (mai pronunțat în cazul criteriului 2) că, la începutul procesului de căutare, variațiile comenzii, care reflectă apropierea de punctul de maxim al criteriului de performanță, sunt mari; apoi variațiile comenzii devin din ce în ce mai reduse, ilustrând o apropiere lentă a punctului curent de punctul de optim. Această observație sugerează utilizarea unui controller extremum seeking cu adaptarea parametrului k_g (la începutul procesului de căutare parametrul k_g trebuie să ia valori reduse pentru a se apropia de punctul de optim cu pași mici și pentru a evita deplasări neraționale, așa cum se întâmplă acum, după care valoarea lui k_g trebuie să crească (pași din ce în ce mai mari) în zona plată a punctului de maxim.

4.3. Conducerea automată a fotobioreactorului

4.3.1. Principii de conducere automată a fotobioreactorului

Fotobioreactorul a fost modelat în faza anterioară a proiectului ca un sistem dinamic multivariabil neliniar de ordin 16, care poate fi adus – prin analiza valorilor singulare Hankel – la un sistem dinamic redus, de ordinul 4 sau chiar 3. Reprezentarea intrare-ieșire a sistemului este dată în Fig. 4.17. Mărimile de intrare sunt: rata de diluție D [1/h], fluxul incident de lumină q_0 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și debitul de CO_2 la intrare, provenit prin arderea gazului metan produs de digester, G_{inCO_2} [mol/h]. Cele 3 grade de libertate furnizate de mărimile de intrare pot fi utilizate pentru impunerea a 3 cerințe privind conducerea bioreactorului. Două din acestea se referă la:

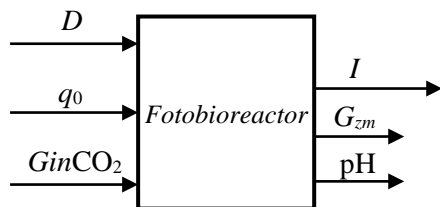


Fig. 4.17 Reprezentarea intrare-ieșire a fotobioreactorului

- asigurarea unui flux *mediu* de lumină în secțiunea bioreactorului, G_{zm} , care să corespundă unui regim eficient, din punctul de vedere al utilizării acestei resurse energetice în procesul de creștere a masei algale. Impunerea referinței dorite pentru fluxul mediu de lumină G_{zm} se realizează prin comanda fluxul incident q_0 ;

- stabilirea unei valori a pH-ului mediului de cultură, care să asigure maximul ratei volumetrice de creștere a biomasei, în condițiile de cultură date. Această cerință se asigură prin comanda debitului de CO_2 la

intrare, G_{inCO_2} ;

- cea de a treia cerință este de natură globală și are ca obiectiv maximizarea productivității I a fotobioreactorului. Criteriul de optim I este maximizat prin comanda ratei de diluție D .

În concluzie, sistemul de conducere automată a fotobioreactorului include o buclă de optimizare a criteriului I , prin intermediul ratei de diluție D , și buclele de stabilizare la valorile de referință pentru pH și pentru una din mărimile semnificative ale sistemului radiant (iradianța medie, G_{zm} , sau raportul I dintre lungimea secțiunii active a fotobioreactorului și adâncimea acestuia), prin intermediul comenzii debitului de CO_2 la intrare, G_{inCO_2} , respectiv a iradianței incidente, q_0 .

4.3.2 Optimizarea fotobioreactorului

Criteriul de performanță este productivitatea fotobioreactorului,

$$I_0 = X \cdot D \quad [\text{Kg/m}^3/\text{h}] \quad (4.4)$$

Acest criteriu este utilizabil atunci când optimizarea se face prin comanda ratei de diluție. Dacă mărimea de comandă este fluxul incident de lumină, funcția $I(q_0) = X(q_0) \cdot D$ este monoton crescătoare, deci nu se poate utiliza ca un criteriu de optimizare. În acest caz trebuie să se utilizeze un indicator de performanță care ține cont nu

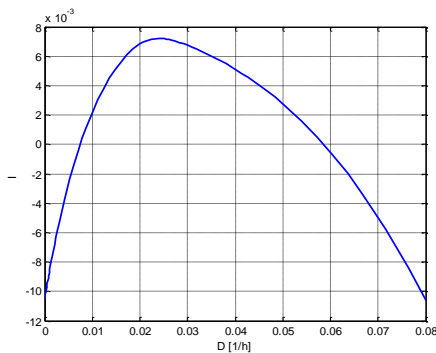


Fig. 4.18 Forma extremală a criteriului $I(D)$

numai de productivitate, dar și de costul consumului de energie electrică. În ipoteza liniarității acestui cost cu fluxul incident de lumină, criteriul de optimizare are forma

$$I = X \cdot D - \gamma \cdot q_0 \quad (4.5)$$

unde γ este un coeficient de ponderare. La indicatorul I contează doar valoarea numerică a acestuia, deoarece cei doi termeni care îl compun au semnificații dimensionale diferite. Criteriul (4.5) poate fi adoptat în ambele variate de alegere a mărimii de comandă: D și q_0 . În primul caz, termenul $\gamma \cdot q_0$ este o constantă care nu schimbă alura curbei $I(D)$. În Fig. 4.18 este ilustrată alura extremală a criteriului $I(D)$, care va fi avută în vedere în secțiunile următoare.

4.3.3 Optimizarea de tip hill climbing a fotobioreactorului

Structura regulatorului care optimizează criteriul I prin comanda ratei de diluție D este cea din Fig. 4.1. În Fig. 4.19 este ilustrată funcționarea optimizatorului în raport cu caracteristica statică extremală a procesului, reprezentată cu linie întreruptă. La epuizarea regimului dinamic de pornire, punctul de funcționare al bioreactorului este în A, după care optimizatorul deplasează lent spre stânga punctul de operare până în B, când s-a aplicat o variație în treaptă a mărimii de intrare $GinCO_2$. În acest caz, procesul are o altă caracteristică statică extremală și punctul de funcționare trece din B în C. În continuare, optimizatorul caută regimul optimal în noua situație, deplasând lent spre dreapta punctul de operare până în D. În Fig. 4.20 este prezentată evoluția semnalului ΔD , care se adaugă intrării D (v. Fig. 4.1) și care determină deplasarea punctului de operare spre stânga, respectiv spre

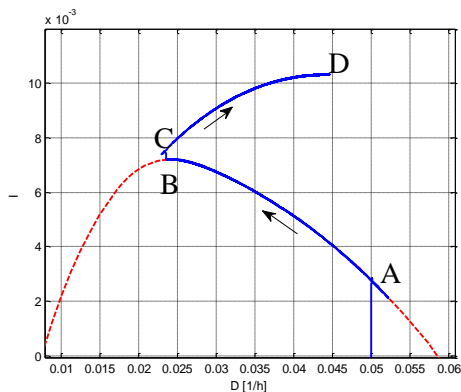


Fig. 4.19 Traectoria punctului de funcționare în procesul de optimizare

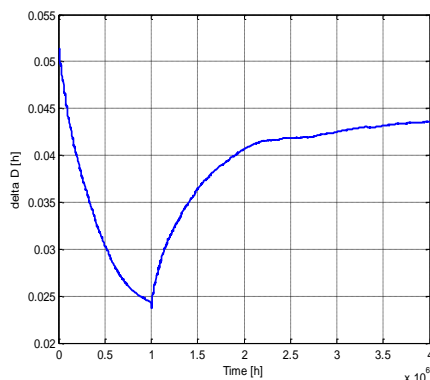


Fig. 4.20 Evoluția variabilei ΔD în procesul de optimizare

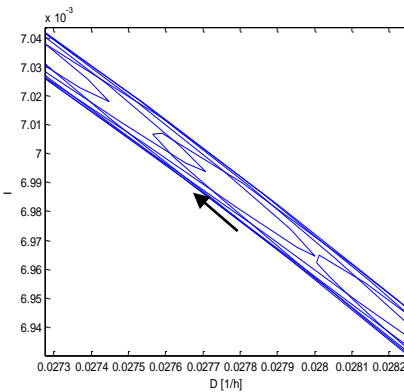


Fig. 4.21 Zoom în Fig. 4.19

dreapta. Parametrii optimizatorului utilizați în această simulare au fost $S = 0.001$ [1/h]; $\omega_0 = 0.0003$ [rad/s]; $p = 0.001$ [1/h]; $k_g = 3$. Ansamblul evoluțiilor din Fig. 4.19 și 4.20 confirmă funcționarea corectă a optimizatorului. Totuși, trebuie să se țină cont de următoarele observații și constatări:

- în general, tehnicile de optimizare de tip „hill climbing” se aplică atunci când excitarea cu semnalul $S \sin(\omega_0 t)$ a procesului are loc cu o frecvență la care procesul este considerat ca un element proporțional **fără dinamică**, astfel încât răspunsul sinusoidal nu este afectat de un posibil defazaj introdus de proces. În general, se poate aprecia că dinamica procesului de optimizare trebuie să fie cu cel puțin un **ordin de mărime** mai lentă decât dinamica procesului propriuzis;
 - dinamica unui fotobioreactor este de circa 3-4 zile, deci procesul de optimizare poate avea loc în circa 1-2 luni, în funcție de cât de departe este punctul de operare inițial, în raport cu punctul regimului optim;
 - durata considerată în cadrul simulării care a generat figurile 4.19 și 4.20 este nerealistă, din punct de vedere practic. Chiar și așa, efectul dinamicii procesului este vizibil, dacă se face un zoom într-o zonă oarecare din traiectoria dată în Fig. 4.19 (v. Fig. 4.21). Datorită defazajului introdus de proces, deplasarea punctului mediu de funcționare înspre regimul optimal se face prin traiectorii în planul $I-D$ de forma unor bucle cu deschidere redusă, așa cum se remarcă în Fig. 4.21. Această deschidere depinde de defazajul introdus de proces.

Pentru reducerea timpului de căutare a extremului este necesară creșterea pulsației ω_0 . În acest caz, semnalul sinusoidal $S \sin(\omega_0 t)$ excită procesul în banda de frecvențe la care defazajul introdus de acesta este important. Acum deplasarea punctului mediu de funcționare înspre regimul optimal se face prin traiectorii în planul $I-D$ de forma unor bucle cu deschidere mare, așa cum se remarcă în Fig. 4.22. Simularea pe baza căreia s-au obținut Fig. 4.22 și 4.23 s-a făcut cu următorii parametri ai optimizatorului: $S = 0.0005$ [1/h]; $\omega_0 = 0.035$ [rad/s]; $p = 0.055$ [1/h]; $k_g = 650$. Se remarcă faptul că procesul este excitat cu o variație sinusoidală a cărei pulsație este cu două ordine de mărime mai mare decât în simularea anterioară.

S-au ajustat, de asemenea, polul p , precum și ceilalți parametri care afectează dinamica optimizării. Orizontul de timp în care s-a realizat simularea a fost împărțit în 3 intervale $[0 \ t_1]$, $(t_1 \ t_2]$, $(t_2 \ t_{\text{final}}]$, la fiecare din acestea existând o anumită valoare a principalei mărimi perturbatoare, în cazul de față $GinCO_2$: 0.002 [mol/l] – în primul interval, 0.05 [mol/l] – în al doilea și 0.0025 [mol/l] – în al treilea. În planul $I - D$, traiectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare este prezentată în Fig. 4.22, unde cu linii subțiri întrerupte sunt figurate traiectoriile dinamice, de foarte scurtă durată, și cu linie groasă – traiectoriile aferente procesului de optimizare de tip hill climbing. Cele 3 trei intervale sunt marcate prin culori diferite, utilizate în ambele grafice din Fig. 4.22 și 4.23, cel de al doilea grafic ilustrând evoluția ratei de diluție D . În primul interval (marcat cu albastru), regimul optimal se obține printr-o deplasare lentă, realizată printr-o traiectorie în formă de spirală. În acest prim interval, durata procesului de optimizare este de circa 45 zile, în condițiile când punctul static de funcționare inițial este sensibil diferit de punctul de operare optimal. La momentul t_1 , mărirea exogenă $GinCO_2$ are o variație importantă, însă regimul optimal corespunzător noii caracteristici statice se află în vecinătatea regimului optimal anterior. În consecință, traiectoria

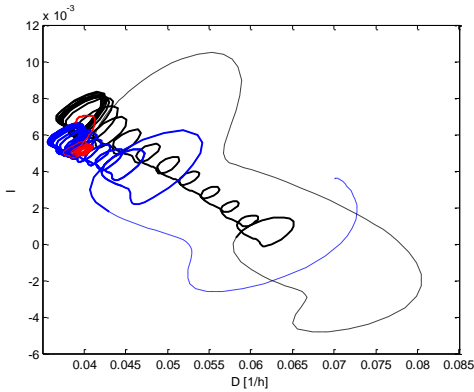


Fig. 4.22 Traiectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare

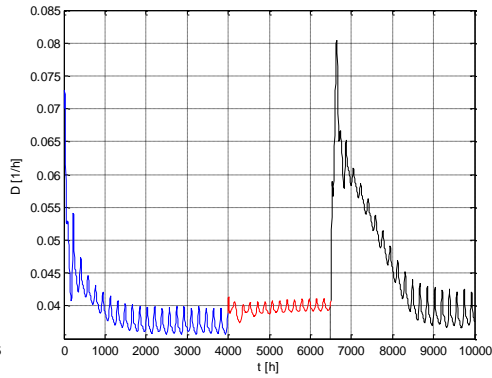


Fig. 4.23 Evoluția ratei de diluție D în procesul de optimizare

aferentă intervalului 2 de funcționare (marcată cu roșu) ilustrează o adaptare foarte rapidă, cu o deplasare nesemnificativă a punctului de operare optimal. În intervalul 3 este ilustrată o situație contrară, când mărirea exogenă $GinCO_2$ are, la momentul t_2 , o variație importantă, care „aruncă” punctul de funcționare la mare distanță față de optimul noii caracteristici statice extreme. Totuși, în practică variațiile mărimilor exogene nu sunt sub formă de treaptă, ci sunt variații foarte lente, iar deplasarea lentă a punctului de funcționare prin procedura hill climbing nu este alterată de variații bruște ale mărimilor exogene.

4.3.4 Reglarea automată a pH-ului

În secțiunea 4.3.1 s-a arătat că stabilizarea pH-ului se face la o valoare optimală, în raport cu un criteriu ce vizează rata volumetrică de creștere a biomasei, și se realizează printr-un regulator care comandă debitul de CO_2 la intrare, $GinCO_2$. Parametrii regulatorului PI utilizat în bucla de reglare au fost: $K_{p_{pH}} = 0.01$; $Ti_{pH} = 2$. Răspunsurile sistemului de reglare la următoarele variații în treaptă ale referinței: $7 \rightarrow 7.5$, $8 \rightarrow 7.5$ sunt reprezentate în Fig. 4.24, cu linie continuă, respectiv cu linie întreruptă. Se observă că, datorită neliniarităților procesului, sunt diferențe între cele două răspunsuri, depinzând de sensul de variație. Aceste diferențe devin notabile dacă amplitudinea variațiilor în treaptă crește. Astfel, pentru următoarele variații în treaptă ale referinței: $6.5 \rightarrow 7.5$, $8.5 \rightarrow 7.5$,

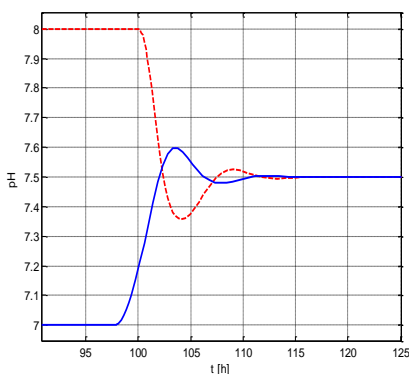


Fig. 4.24 Răspunsuri la semnale treaptă mici ale referinței buclei de pH

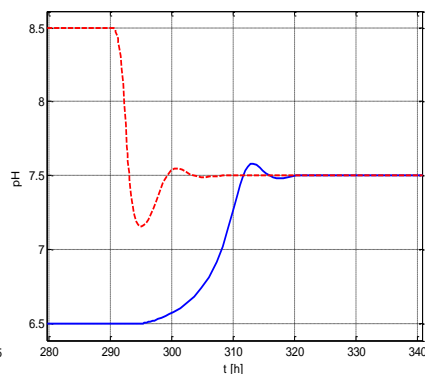


Fig. 4.25 Răspunsuri la semnale treaptă mari ale referinței buclei de pH

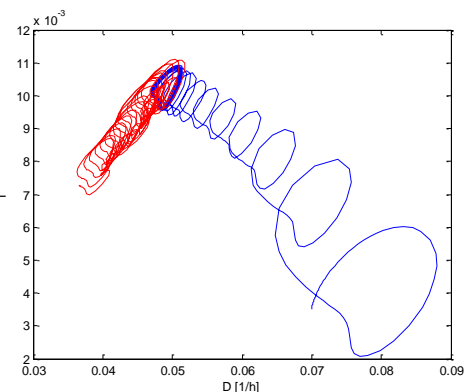


Fig. 4.26 Procesul de optimizare, atunci când $q_0 = \text{const}$ (albastru) și când q_0 are o variație lentă în rampă (roșu)

răspunsurile buclei sunt reprezentate în Fig. 4.25.

Funcționarea buclei de pH în contextul optimizării procesului s-a examinat în cadrul unui scenariu în care se analizează și modul în care algoritmul „hill climbing” reușește să urmărească punctul de optim, atunci când o variabilă exogenă, în cazul de față fluxul incident de lumină, q_0 , are o variație lentă. S-a considerat un regim inițial în care $q_0 = 300$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$], după care fluxul incident de lumină are o variație lentă în timp până la 120 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]. În Fig. 4.26 este reprezentată evoluția punctului curent de funcționare în planul $I-D$, cu albastru – în prima fază – când $q_0 = \text{const.}$, și cu roșu – atunci când q_0 are o variație în rampă și punctul de

funcționare corespunzător regimului optimal se modifică, fiind urmărit prin programul de optimizare. În ambele faze, valoarea medie a pH-ului rămâne la valoarea de referință, 7.5.

4.3.5 Conducerea automată a subsistemului radiativ al bioreactorului

Comanda fluxului incident de lumină se poate realiza în două abordări, vizând:

a - reglarea automată a mediei iradianței locale pe secțiunea bioreactorului. Iradianța locală, $G(z)$, se calculează cu relația (1) din RST 1, iar iradianța medie va fi notată în continuare cu G_{zm} . În cadrul acestei bucle, regulatorul comandă fluxul incident de lumină, q_0 , prin intermediul unui regulator clasic (PI);

b - reglarea unei mărimi notată cu Γ , care reflectă raportul dintre distanța luminată pe direcția radiației incidente și adâncimea fotobioreactorului. Dacă acest raport este subunitar, înseamnă că o parte din volumul fotobioreactorului nu este luminat, iar dacă este supraunitar, rezultă că sursa radiativă luminează dincolo de adâncimea acestuia, deci utilizarea sursei este nerațională din punct de vedere energetic. Rezultă că valoarea optimă a mărimii Γ este 1.

4.3.5.1 Reglarea automată a iradianței medii. În cadrul primei abordări, regulatorul PI al buclei pentru iradianța medie a avut parametrii: $Kp_{G_{zm}} = 10$; $Ti_{G_{zm}} = 4$ [h⁻¹]. Evoluția mărimii G_{zm} atunci când referința buclei este de 85 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și de 100 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] sunt date în Fig. 4.27, cu linie plină, respectiv cu linie întreruptă. Se observă că evoluția mărimii reglate este foarte rapidă în prima oră a regimului dinamic, după care se

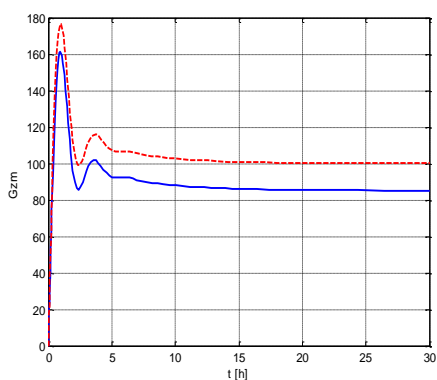


Fig. 4.27 Evoluția mărimii G_{zm} la o referință de 85 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină) și de 100 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie întreruptă)

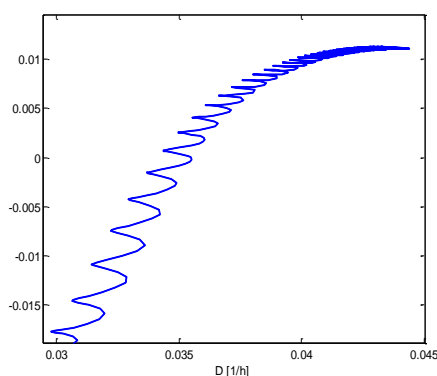


Fig. 4.28 Evoluția punctului de funcționare la acțiunea simultană a buclei de optimizare și de reglare a mărimii G_{zm}

obține o variație scăzătoare, care se apropie asimptotic de referințele impuse pentru regimul staționar. Explicația evoluției scăzătoare a iradianței medii vine din valoarea inițială mare a fluxului incident q_0 . Regulatorul comandă micșorarea iradianței incidente, având ca efect reducerea iradianței medii. În același timp scade și concentrația biomasei, cu efect de creștere a iradianței locale în secțiunea fotobioreactorului, însă acest

proces este foarte lent în raport cu primul. Evoluția iradianței medii din Fig. 4.27 este consecința acțiunilor simultane ale celor 2 efecte menționate.

Studiul **funcționării simultane** a buclelor de reglare a iradianței medii și a pH-ului s-a făcut în continuare, pentru a estima efectul cuplajului dintre aceste bucle, ca urmare a caracterului multivariabil al procesului. S-a constatat o diferență de 1-2 ordine de mărime între duratele de stabilizare a celor 2 mărimi reglate, G_{zm} și pH, și dinamica biomasei. După aducerea mărimilor reglate la referințele impuse, comenzile q_0 și G_{inCO_2} nu rămân constante, ci evoluează lent spre un regim staționar, odată cu stabilizarea concentrației de biomasă, X . Această comportare este consecința evoluției lente a biomasei, care afectează cele două bucle, însă componenta integratoare din regulatoare elimină practic această influență.

În continuare, s-a studiat modul în care bucla de reglare a iradianței medii funcționează împreună cu bucla de căutare a extremului prin algoritmul hill climbing. În Fig. 4.28 este prezentată traiectoria punctului curent de funcționare în planul $I - D$, la **funcționarea simultană a buclei de optimizare și a celei de reglare a mărimii G_{zm}** . Înregistrarea s-a realizat pe un orizont de timp larg și reflectă procesul de căutare pornind de la un punct inițial foarte depărtat de punctul aferent regimului optimal. În general, s-a constatat că există influențe între cele două bucle, iar problema acordării regulatorului extremal este - în acest context - dificilă.

4.3.5.2 Reglarea automată a raportului dintre lungimea secțiunii active a fotobioreactorului și adâncimea acestuia. Fie z coordonata spațială pe direcția radiației luminoase incidente și L adâncimea fotobioreactorului ($L = 4$ cm). Iradianța G scade exponențial în raport cu z , datorită absorbției luminii de către biomasa cu concentrația X . Distribuțiile iradianței pe adâncimea fotobioreactorului, pentru diferite concentrații ale biomasei, sunt prezentate în Fig. 4.29. Fie G_c iradianța din mediul de cultură, la care rata de creștere a microalgelor este egală cu rata morții acestora și z_{G_c} adâncimea la care se obține iradianța G_c . Mărimea G_c este o constantă care depinde doar de specia microorganismelor. Cazul când $z_{G_c} < L$ (reprezentat linie întreruptă în Fig. 4.29), se obține atunci când X este mare și absorbția radiației de către biomasă este foarte importantă. Pe segmentul (z_{G_c}, L) de pe coordonata z nu se obține creșterea masei algale, ci reducerea acesteia. Evident, această situație trebuie evitată și se impune creșterea iradianței luminoase incidente, $G|_{z=0} = q_0$. Cazul când $z_{G_c} > L$ (reprezentat

cu linie-punct în Fig. 4.29) este ipotetic și se obține atunci când absorbția radiației de biomasă este redusă, urmare a concentrației mici de biomasă. O asemenea situație se obține atunci când iradianța incidentă, q_0 este mare și poate fi considerată ca neconvenabilă, din punctul de vedere al consumului energetic. O situație particulară („optimală”) este cea în care $z_{G_c} = L$, când toate punctele din mediul de cultură participă la dezvoltarea microorganismelor și, în același timp, iradianța la $z > L$ este minimă. Acest caz este reprezentat cu linie continuă în Fig. 4.29. În cele ce urmează se impune reglarea mărimii $\Gamma = z_{G_c} / L$ la valoarea unitară, prin comanda iradianței incidente q_0 . Expresia analitică pentru z_{G_c} este:

$$z_{G_c} = \frac{\log(G_c / q_0)}{E_a X (\alpha - 1) / (2\alpha)}, \quad \text{cu } \alpha = \sqrt{E_a / (E_a + 2bE_s)} \quad (4.6)$$

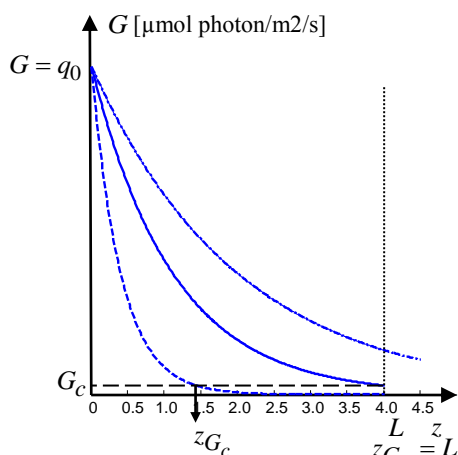


Fig. 4.29 Distribuții ale iradianței pe adâncime fotobioreactorului, pentru diferite concentrații ale biomasei

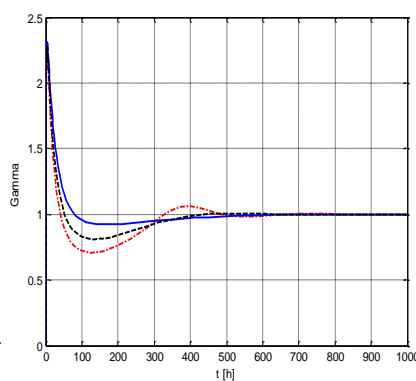


Fig. 4.30 Variația mărimii reglate în bucla de stabilizare a mărimii Γ , pentru: $D=0.015$ (dash); 0.02 (dot); 0.025 (solid), în $[1/h]$

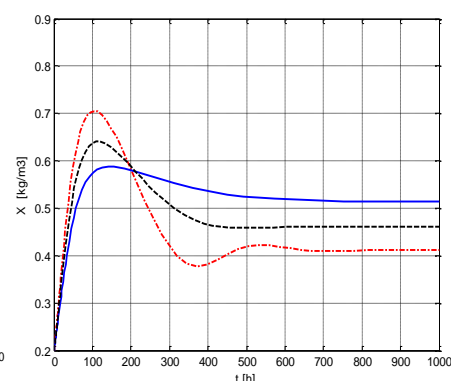


Fig. 4.31 Variația biomasei pentru: $D=0.015$ (linie punct); 0.02 (punctat); 0.025 (linie plină), în $[1/h]$

unde E_a și E_s sunt coeficienții de absorbție masică și de dispersie masică, iar b este fracția de dispersie a luminii prin reflexie (adimensional). Pentru microorganismele din bioreactor, $G_c = 5$ $[\mu\text{mol photon}/\text{m}^2/\text{s}]$.

În Fig. 4.30 și 4.31 este ilustrată funcționarea buclei pentru stabilizarea la valoarea unitară a mărimii Γ , atunci când rata de diluție are succesiv valorile: $D=0.015, 0.020; 0.025$ $[1/h]$. Interpretarea acestor rezultate este următoarea: atunci când diluția este mare și nu ar exista bucla de reglare, biomasa ar scădea și coordonata z la care iradianța ajunge la valoarea unitară ar fi mare. Pentru a se evita situația menționată, la funcționarea în buclă închisă regulatorul mărimii Γ comandă în regim staționar, indirect, o valoare mare a biomasei. Această comandă se realizează prin creșterea iradianței incidente q_0 . **Se obține o situație foarte favorabilă, când – prin acțiunea buclei de reglare a mărimii Γ – creșterea diluției este însoțită de creșterea biomasei (v. Fig. 4.31), deci de creșterea productivității bioreactorului..**

În continuare s-a analizat situația când **bioreactorul funcționează cu două bucle de reglare: cele pentru Γ și pentru pH**. S-a constatat că evoluțiile mărimilor Γ , X și q_0 , atunci când funcționează simultan cele două bucle și atunci când funcționează numai bucla pentru Γ , nu prezintă diferențe semnificative. Această situație se explică prin faptul că bucla de pH are o dinamică mult mai rapidă decât cea pentru Γ .

Pe baza rezultatelor obținute, se pot stabili următoarele concluzii comparative privind performanțele celor două abordări: a) reglarea iradianței medii G_{zm} și b) reglarea mărimii Γ . În privința stabilirii referinței buclei de reglare, referința pentru G_{zm} nu are un suport fenomenologic detaliat, pe când referința pentru Γ este susținută fenomenologic. În privința efectului creșterii ratei de diluție asupra productivității: în prima abordare creșterea lui D produce micșorarea lui X și, de regulă, micșorarea productivității, pe când în a doua abordare, creșterea lui D conduce la creșterea productivității. În privința performanțelor de reglare: bucla de reglare pentru G_{zm} este rapidă în faza inițială, iar acordarea regulatorului este simplă, pe când la bucla de reglare pentru Γ acordarea este mai dificilă și există limitări ale domeniului de variație a diluției pentru care funcționarea buclei este admisibilă.

4.3.6 Conducerea automată integrată a fotobioreactorului

În secțiunile anterioare s-au analizat situațiile când în sistem funcționează fie o singură buclă: (de optimizare a criteriului I ; de reglare a pH; de reglare a lui G_{zm} sau Γ), fie funcționează simultan câte două din aceste bucle. În cele ce urmează se va analiza situația când **sunt în funcțiune toate cele trei bucle**, și anume: cea de optimizare, prin căutare extremală de tip hill climbing, și buclele de pH și G_{zm} . În Fig. 4.32 este prezentată traiectoria punctului curent de funcționare în planul $D-I$, în procesul de căutare a regimului optimal al procesului, atunci când sunt reglate mărimile pH și G_{zm} . Aici s-a considerat un punct inițial de funcționare foarte depărtat de optim.

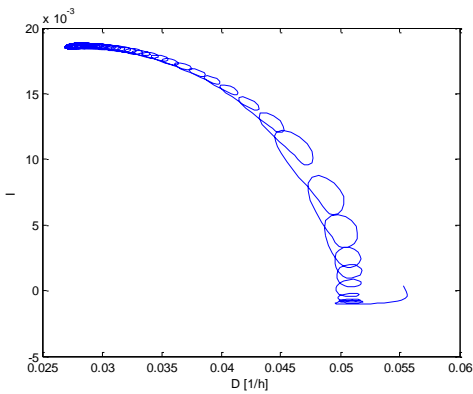


Fig. 4.32 Trajectoria punctului de funcționare în procesul de căutare a extremului, atunci când funcționează și buclele de pH și G_{zm}

regim staționar aferente buclelor de reglare pentru pH, respectiv G_{zm}/Γ , în condițiile când aceste bucle au referințe care asigură regimuri „optimale” ale subsistemelor fizico-chimic, respectiv radiant. În acest fel se obține „imobilizarea” caracteristicii extremale în raport cu mărimile exogene G_{inCO_2} și q_0 , astfel încât este îndeplinită condiția transformării problemei de căutare extremală într-o problemă de stabilizare a biomasei X la o valoare de referință optimală, prin comanda ratei de diluție, D . Referințele buclelor de stabilizare a mărimilor G_{inCO_2} și q_0 se determină prin simularea în prealabil a buclelor pentru pH, respectiv G_{zm}/Γ . Valorile de regim staționar ale comenzilor G_{inCO_2} și q_0 din aceste bucle, obținute prin simulare, sunt referințele căutate.

Ambele variante presupun că alte mărimi de intrare în proces, decât cele implicate în discuția menționată (adică, G_{inCO_2} , q_0 , D), rămân constante. De fapt, este vorba de concentrația influentului, care poate fi asigurată la o valoare constantă, prin soluții tehnologice sau de control.

În cele ce urmează s-a considerat varianta 1 ca fiind de referință. Argumentele pentru această opțiune sunt: a) se asigură permanent regimurile „optimale” ale subsistemelor fizico-chimic, respectiv radiant și b) în eventualitatea, puțin probabilă, că nu există soluții eficiente pentru stabilizarea concentrației influentului, este posibilă asocierea unei proceduri de tip gain scheduling pentru ajustarea referinței optimale a buclei de biomasă în funcție de concentrația influentului. Totuși, a fost analizată și varianta 2, cu rezultate **prezentate detaliat în secțiunile 4.3.6.3 - 4.3.6.6 din RST extins**.

4.3.6.1 Optimizarea procesului prin reglarea simultană a mărimilor pH, G_{zm} și X

Într-o etapă preliminară s-au trasat două caracteristici statice: cea extremală $I = I(D)$ și $X = X(D)$, atunci când funcționează buclele de pH și G_{zm} . Ele sunt date în Fig. 4.33, respectiv Fig. 4.34. Se observă că valoarea optimală a criteriului de performanță, $I_{opt} = 0.0187$, dedusă din Fig. 4.33, corespunde cu valoarea găsită de regulatorul extremal (v. Fig. 4.32). Pentru deducerea referinței optimale a buclei de reglare a biomasei, se citește mai întâi din grafic valoarea optimală a diluției D_{opt} . Intrând cu această valoare în caracteristica statică $X = X(D)$ (Fig. 4.34), se obține valoarea biomasei aferente regimului optimal, X_{opt} . În continuare se pune problema stabilizării printr-o buclă de reglare a biomasei la referința $X_{ref} = X_{opt}$. În condițiile reglării mărimilor pH și G_{zm} la referințe care asigură regimuri „optimale” pentru subsistemele fizico-chimic, respectiv radiant, dinamica buclei de reglare a biomasei la valoarea de referință $X_{ref} = X_{opt} = 0.935$ [Kg/m³], rezultată din caracteristica dată în Fig.

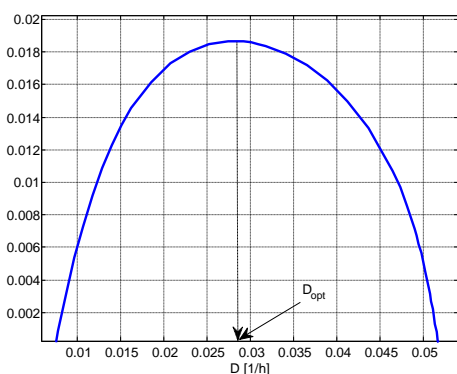


Fig. 4.33 Caracteristica statică $I = I(D)$ când funcționează buclele de pH și G_{zm}

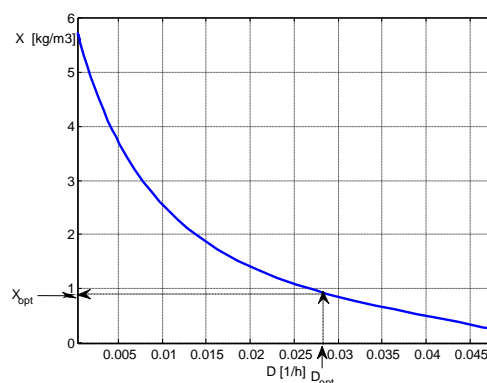


Fig. 4.34 Caracteristica statică $X = X(D)$ când funcționează buclele de pH și G_{zm}

4.34, este ilustrată în Fig. 4.35. Evoluția biomasei (Fig. 4.35.a) indică ajustarea lui X la valoarea optimală menționată, atunci când diluția se stabilizează la valoarea $D = D_{opt} = 0.028$ [1/h] (v. Fig. 4.35.b, 4.33 și 4.34). În Fig. 4.35.c este dată variația indicatorului de performanță, I . Acesta se stabilizează la valoarea $I_{opt} = 0.0186$.

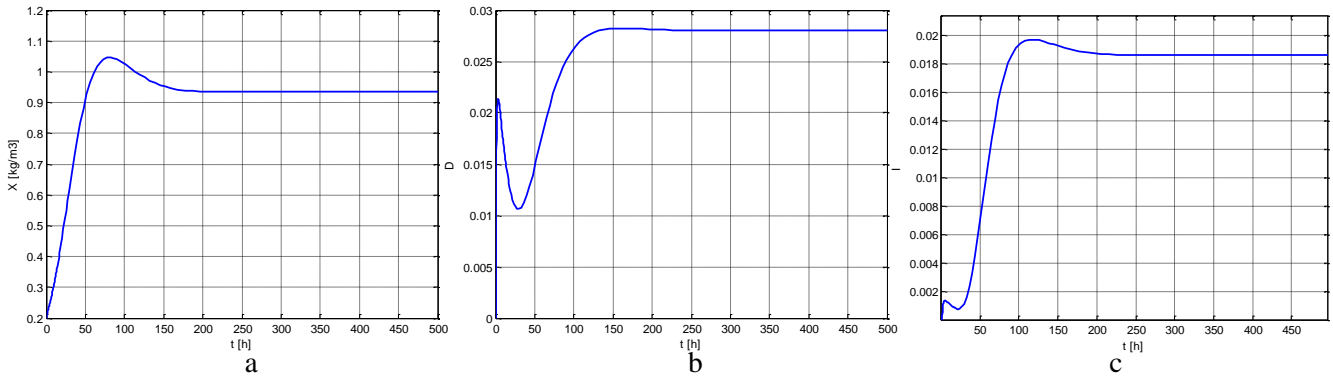


Fig. 4.35 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) și a criteriului de performanță (c) la funcționarea buclei de reglare a biomasei X

4.3.6.2 Optimizarea procesului prin reglarea simultană a mărimilor pH, Γ și X

Față de cazul din secțiunea anterioară, în sistemul radiant se reglează mărimea Γ , în loc de G_{zm} . Procedând în mod similar, s-au trasat mai întâi două caracteristici statice: cea extremală $I = I(D)$ și $X = X(D)$, reprezentate în Fig. 4.36 și 4.37. Se remarcă faptul că alura caracteristicii $X = X(D)$ este crescătoare, pe când în cazul reglării mărimii G_{zm} această caracteristică este scăzătoare (v. Fig. 4.34). Ca și în cazul secțiunii anterioare, din

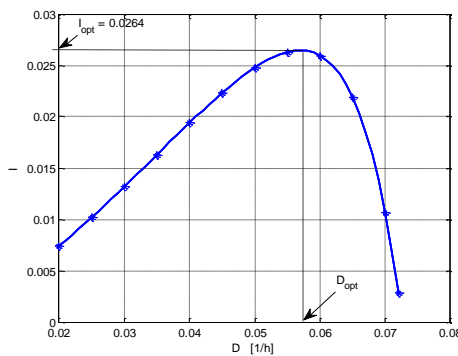


Fig. 4.36 Caracteristica statică $I = I(D)$ atunci când funcționează buclele pentru pH și Γ

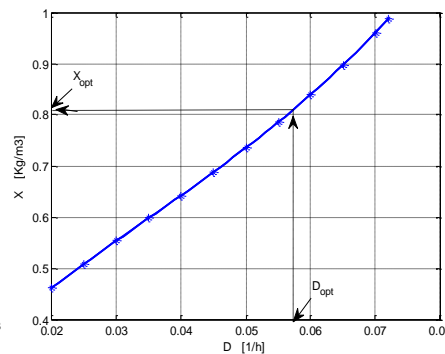


Fig. 4.37 Caracteristica statică $X = X(D)$ atunci când funcționează buclele pentru pH și Γ

caracteristica funcției criteriu se determină diluția optimă ($D_{opt}=0.057$ [1/h]), la care corespunde $I_{opt} = 0.0264$.

Intrând cu valoarea D_{opt} în caracteristica $X = X(D)$, se obține concentrația biomasei corespunzătoare regimului optim: $X_{opt} = 0.81$ [Kg/m³]. Această valoare se impune ca referință în bucla de reglare a biomasei. Rezultatele obținute prin simularea buclei de reglare a biomasei sunt prezentate în Fig.

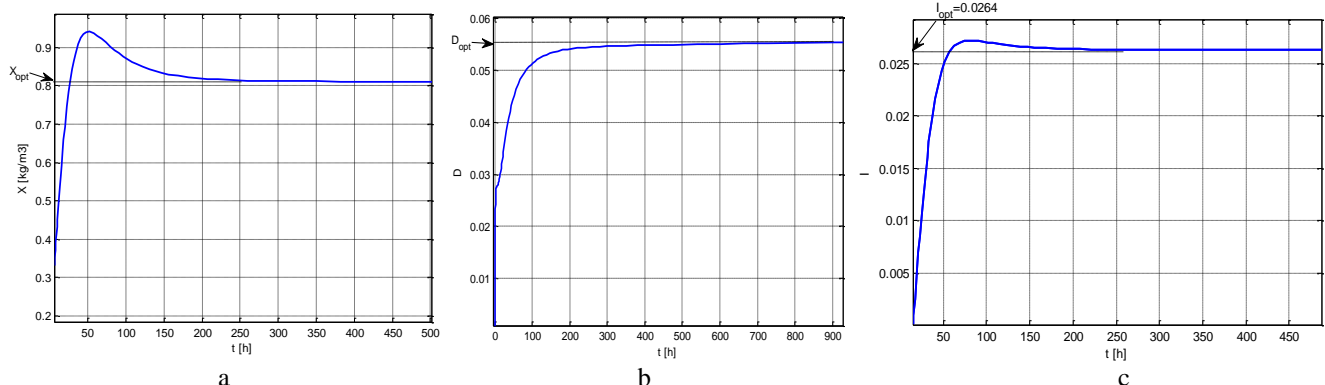


Fig. 4.38 Evoluția mărimii reglate (a), a mărimii de comandă (b) și a criteriului de performanță (c) în bucla de reglare a biomasei X

4.38. Comparând aceste rezultate cu cele obținute în cazul reglării mărimii G_{zm} , se desprind următoarele constatări:

1. Faptul că valoarea optimă a criteriului este mai mare când se reglează Γ (0.0264, față de 0.0186) trebuie apreciat în contextul evaluării și a altor valori ale mărimilor din sistem. Astfel, rezultatul obținut a implicat o creșterea a iradianței la peste 1200 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$], față de circa 500 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$], în cazul primei variante. Este evident că rezultatul comparării celor două variante depinde mult de alegerea factorului de ponderare γ din criteriul (4.5). Când se reglează Γ , soluția optimă se obține la o diluție de circa două ori mai mare decât atunci când se reglează G_{zm} , însă valoarea optimă a referinței de biomasă este cu circa 12% mai redusă.

2. Un aspect important constă în faptul că mărimea G_{zm} nu este direct măsurabilă, ci se estimează pe bază de model. În schimb, mărimea Γ este practic măsurabilă.

3. Cele 3 bucle de reglare aferente fiecărei variante (pH, G_{zm} -varianta1/ Γ -varianta2, X) au dinamici foarte diferite, după cum urmează:

- bucla de pH aduce mărimea reglată de la valoarea inițială la o valoare în jurul valorii prescrise (pH=7.5), în circa 3 ore - la reglarea lui G_{zm} (v. Fig. 4.39.a), și de circa 7 ore - la reglarea mărimii Γ (v. Fig. 4.39.b). În continuare, regulatorul rejectează perturbția produsă de schimbarea mediului fizico-chimic, ca urmare a dinamicii procesului microbiologic (dezvoltarea microorganismelor);
- buclele pentru mărimile G_{zm} și Γ au o dinamică inițială rapidă, ilustrată în Fig. 4.39.c și d. Pornind de la valori inițiale mari ale iradianței q_0 și de la valori reduse ale biomasei (în raport cu regimul staționar optimal), mărimile reglate au fost, în momentul inițial, mult mai mari decât referințele, astfel încât regulatorul comandă micșorarea lui q_0 , pentru aducerea mărimilor reglate în apropierea valorilor prescrise (80 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] pentru G_{zm} și 1 pentru Γ). Acest proces durează circa 7-10 ore, după care regulatorul comandă creșterea iradianței q_0 , urmare a faptului că biomasa începe să se dezvolte;
- buclele de reglare a biomasei sunt mai lente. Dinamica lor nu este influențată sensibil de parametrii de acord ai buclei de pH, însă este influențată de parametrii buclei de acord aferentă sistemului radiant.

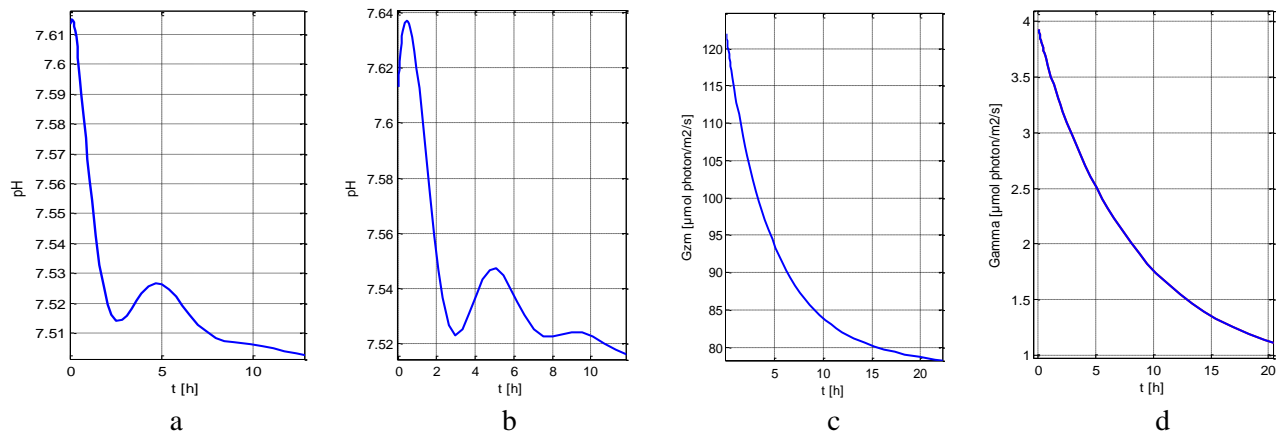


Fig. 4.39 Dinamica buclelor de pH: în varianta reglării lui G_{zm} (a) și a reglării lui Γ (b); dinamica buclei de G_{zm} (c); dinamica buclei de reglare a mărimii Γ (d)

4.3.6.3 Optimizarea procesului prin menținerea constantă a unor mărimi (q_0 și/sau G_{inCO_2}) și reglarea biomasei X la o referință optimală

Cea de a doua abordare în optimizarea FBR constă în reglarea biomasei X la o referință optimală, atunci când se impune stabilizarea mărimilor exogene G_{inCO_2} și q_0 la valorile *de regim staționar* aferente buclelor de reglare pentru pH, respectiv G_{zm}/Γ , în condițiile când aceste bucle au referințe care asigură regimuri „optimale” ale subsistemelor fizico-chimic, respectiv radiant. În această abordare au fost analizate detaliat 4 cazuri, după cum urmează:

- optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimii q_0 și reglarea mărimilor pH și X, atunci când variabila G_{zm} este de interes în sistemul radiant;
- optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimilor q_0 și G_{inCO_2} și reglarea mărimii X, atunci când variabila G_{zm} este de interes în sistemul radiant;
- optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimii q_0 și reglarea mărimilor pH și X, atunci când variabila Γ este de interes în sistemul radiant;
- optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimilor q_0 și G_{inCO_2} și reglarea mărimii X, atunci

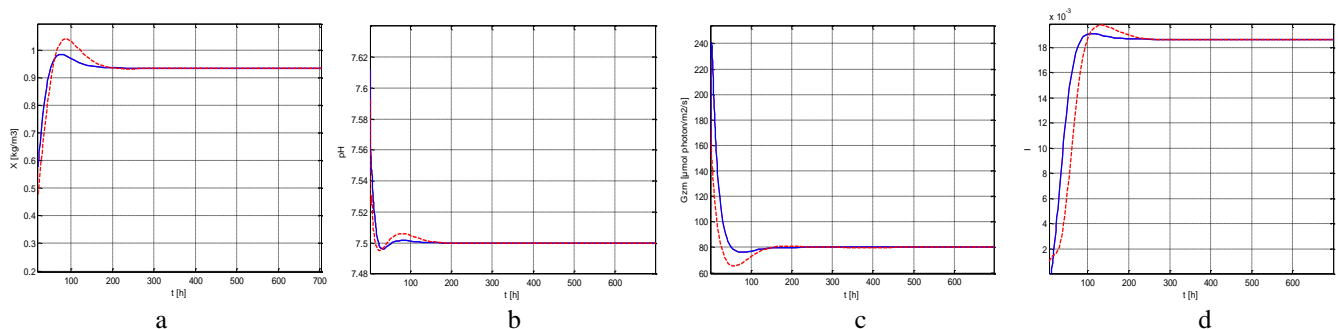


Fig. 4.40 Evoluția variabilei X (a), a pH-ului (b), a variabilei G_{zm} (c) și a indicatorului de performanță I (d) atunci când funcționează toate cele 3 bucle (linie întreruptă) și când se impune $q_0=505$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină)

când variabila Γ este de interes în sistemul radiant.

Toate aceste cazuri au fost analizate detaliat în **RST extins** (secțiunile 4.3.6.3 – 4.3.6.6). În cele ce urmează este ilustrat succint, în Fig. 4.40.a - d numai primul caz. Aici sunt prezentate evoluțiile mărimilor: X (Fig. 4.40.a), pH

(4.40.b), G_{zm} (4.40.c) și a indicatorului de performanță I (4.40.d), atunci când funcționează toate cele 3 bucle (linie întreruptă) și când se impune $q_0=505$ [μmol photon/m²/s] (linie plină). Se constată că, în ansamblu, funcționarea sistemului de control este similară celei din cadrul primei abordări de conducere a FBR. Concluzii similare se obțin și în celelalte cazuri, cu excepția cazului 2, unde pH-ul nu se găsește la valoarea prescrisă (7.5), cu efecte negative asupra biomasei X și criteriului I .

4.4 Controlul fuzzy al instalației de tip biorafinarie

În primele subcapitole ale secțiunii 4.4 este tratat controlul fuzzy aplicat digstorului anaerob, ca sistem independent, precum structura regulatorului fuzzy destinat fotobioreactorului. În continuare, s-a abordat controlul instalației de tip biorafinarie, considerând că fotobioreactorul este echipamentul care pilotează întreaga instalație, cu bucla principală de reglare a concentrației de biomasă și cele două bucle auxiliare (de reglare a pH-ului și a G_{zm}). Sunt analizate interacțiunile între aceste bucle de reglare, atunci când fotobioreactorul funcționează în circuit închis cu digstorul. În continuare se deduc modelele liniarizate ale digstorului și fotobioreactorului, iar în final se prezintă rezultatele numerice obținute la controlul fuzzy al instalației de tip biorafinarie (i.e. atunci când fotobioreactorul lucrează în regim cuplat cu digstorul anaerob).

4.4.1 Controlul fuzzy al procesului de digestie anaerobă

Pentru proiectarea legilor de control fuzzy pentru procesul de digestie anaerobă s-a utilizat modelul matematic propus de Bastin și Dochain, într-o variantă modificată, având biomasa X ca mărime de ieșire (y) și diluția D ca mărime de comandă. Modelul nelinier a fost liniarizat în jurul punctului nominal de funcționare, obținându-se următoarea funcție de transfer de la D la y :

$$P(s) = k_P \frac{1 + T_{P1}s}{(1 + T_{P2}s)(1 + T_{P3}s)} \quad (4.7)$$

Parametrul k_P se obține cu relația $k_P = (y_{10} - y_{20}) / (u_{10} - u_{20})$, unde y_{10} și y_{20} sunt valori de regim staționar ale ieșirii procesului. Ceilalți trei parametri ai procesului, T_{P1} , T_{P2} și T_{P3} (constantele de timp ale procesului) din ecuația (4.7) se obțin rezolvând următoarea problemă de optimizare:

$$\mathbf{p}^* = \arg \min_{\mathbf{p} \in D} J(\mathbf{p}) \quad (4.8)$$

unde $\mathbf{p} = [T_{P1} \ T_{P2} \ T_{P3}]$ este vectorul parametrilor în raport cu care se minimizează funcția obiectiv $J(\mathbf{p})$. \mathbf{p}^* este soluția optimală a problemei de optimizare (4.8), cu $D \subset \mathbf{R}^3$, domeniul admisibil al lui \mathbf{p} . Expresia lui $J(\mathbf{p})$ este:

$$J(\mathbf{p}) = \sqrt{\frac{1}{T_h} \int_0^{T_h} [y(t) - y(t, \mathbf{p})]^2 dt} + \lambda \cdot \max_{0 \leq t \leq T_h} |[y(t) - y(t, \mathbf{p})]| \quad (4.9)$$

unde y_p este ieșirea modelului liniar (4.7), $T_h > 0$ este orizontul de timp, ales suficient de mare pentru a surprinde dinamica ambelor modele (liniar și nelinier), iar $\lambda > 0$ este un coeficient ponderare. Funcția obiectiv $J(\mathbf{p})$ din relația (4.9) reprezintă suma ponderată a erorilor medii pătratice între ieșirile modelelor, la care se adaugă eroarea maximă dintre ieșirile modelelor pe orizontul de timp considerat. De aceea, utilizarea lui $J(\mathbf{p})$ dat de ecuația (4.9), în combinație cu relația care exprimă parametrul k_P , garantează că modelul (4.7) aproximează bine modelul nelinier. Problema de optimizare (4.9) este rezolvată utilizând tehnici de algoritmi genetici.

- Proiectarea regulatorului fuzzy

Structura de control este prezentată în Figura 4.41, unde: C – controllerul, P – procesul de digestie anaerobă, r – referința și e – eroarea $e = r - y$. Regulatorul este de tip Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy discret (Figura 4.42)

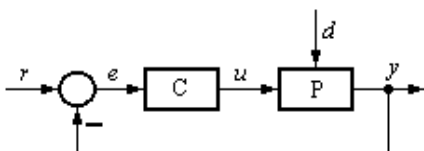


Fig. 4.41 Structura de control fuzzy

fiind obținut ca o extensie a unui regulator de tip “Two Inputs-Single Output Fuzzy Controller” (TISO-FC) cu dinamică dată de variabilele $\Delta e(k) = e(k) - e(k-1)$ – incrementul erorii și $\Delta u(k) = u(k) - u(k-1)$ – incrementul mărimii de comandă. Ținând cont de faptul că referința r este cunoscută, nu este nevoie de scalarea domeniilor lui e și u .

Pentru fuzzyficare, s-au utilizat câte trei termeni lingvistici pentru fiecare variabilă de intrare, funcțiile de apartenență fiind prezentate în Fig. 4.42. Defuzzyficarea este realizată printr-o metodă de medie ponderată. S-a utilizat metoda de inferență SUM – PROD, baza de reguli fiind prezentată în Tabelul 2, unde concluziile regulilor sunt date de regulatorul discret PI:

$$f_1(k) = K_P [\Delta e(k) + \mu \cdot e(k)], \quad f_2(k) = \eta \cdot f_1(k) \quad (4.10)$$

Parametrul η , $0 < \eta < 1$, este introdus cu scopul de a reduce suprareglajul sistemului în buclă închisă cu regulator fuzzy. Reducerea suprareglajului are loc atunci când $e(k)$ și $\Delta e(k)$ au același semn. Figura 4.42 și Tabelul

2 indică faptul că baza completă de reguli (formată din nouă reguli), poate fi transformată într-o bază de reguli foarte simplă formată numai din două reguli. Practic, se poate afirma că regulatorul Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy se comportă ca un interpolator între două regulatoare liniare PI.

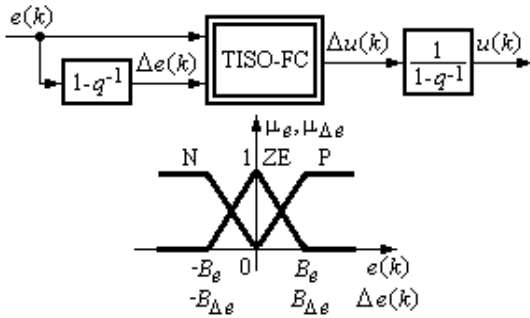


Fig. 4.42 Structura și funcțiile de apartenență ale intrărilor regulatorului Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy

Tabelul 2: Baza de reguli a regulatorului fuzzy de tip Takagi-Sugeno

	$e(k)$		
$\Delta e(k)$	N	ZE	P
P	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_2(k)$
ZE	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$
N	$\Delta u(k) = f_2(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$

Regulatorul Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy este proiectat pe baza unei proceduri formată din următorii doi pași care conduc la determinarea valorilor celor trei parametrii - η , B_e și $B_{\Delta e}$:

- Pasul 1 (proiectarea regulatorului liniar PI). Aceasta s-a făcut în domeniul frecvență, impunând o valoare pentru marginea de fază. Funcția de transfer a regulatorului PI este:

$$C(s) = k_C \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right), \quad (4.11)$$

unde: k_C – amplificarea regulatorului, T_i – constanta de timp de integrare. Pentru discretizare s-a utilizat metoda Tustin, perioada de eșantionare fiind T_s . În felul acesta, valoarea incrementului comenzii este dată de ecuația:

$$\Delta u(k) = K_P [\Delta e(k) + \mu \cdot e(k)], \quad (4.12)$$

expresiile celor doi parametrii fiind:

$$K_P = k_c (T_i - T_s / 2), \quad \mu = 2T_s / (2T_i - T_s). \quad (4.13)$$

- Pasul 2 (proiectarea regulatorului TISO-FC). Valorile parametrilor η și B_e sunt determinate pe baza experienței proiectantului aplicației. Aceste valori pot fi obținute utilizând o procedură de acordare optimală sau pe baza analizei stabilității sistemelor conduse cu regulatoare fuzzy. Pentru a obține valoarea celui de-al treilea parametru al regulatorului Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy se aplică principiul echivalenței modale:

$$B_{\Delta e} = \mu \cdot B_e \quad (4.14)$$

- *Rezultate obținute prin simulare numerică*

Validarea buclei de control (model liniar și regulator Takagi-Sugeno PI-fuzzy) s-a realizat pentru următorul set de parametrii: $k_1 = 3.2$, $k_2 = 16.7$, $k_3 = 1.035$, $k_4 = 1.194$, $k_5 = 1.5$, $c_P = 0.01$, $\mu_{1,max} = 0.2$, $k_{M1} = 0.75$, $\mu_{2,max} = 0.5$, $k_{M2} = 4$, și $k_{i2} = 21$. Valorile coeficienților prin care se exprimă ieșirea procesului sunt $\alpha_1 = 1.2$ și $\alpha_2 = 1.75$. Simulările s-au realizat pentru următorul vector al stării inițiale: $\mathbf{x}_0 = [10.703 \ 0.75 \ 0.6025 \ 0.0404 \ 2.745]^T$. Valoarea parametrului de ponderare în relația (4.9) a fost aleasă $\lambda = 1.25$, în ideea de a stabili ponderi apropiate pentru cei doi termeni din membrul drept al lui $J(\mathbf{p})$. Orizontul de timp în relația (4.9) a fost setat la valoarea de $T_h = 150 h$. Amplificarea procesului rezultă $k_P = (y_{10} - y_{20}) / (u_{10} - u_{20}) = 1.0796 / 0.05 = 21.592$. Domeniul admisibil al lui \mathbf{p} a fost ales conform cu (4.14)

$$D = [2.5, 10] \times [2.5, 10] \times [2.5, 10]. \quad (4.14)$$

Valorile parametrilor pentru GSA sunt următoarele: numărul de agenți $N_p = 50$, numărul maxim de iterații $k_{iter,max} = 100$, legea de scădere a constantei (acelerației) gravitaționale $g(k_{iter})$ în funcție de iterațiile GSA cu expresia $g(k_{iter}) = g_0 (1 - \psi \cdot k_{iter} / k_{iter,max})$, cu valoarea inițială a constantei gravitaționale $g_0 = 0.9$, valoarea parametrului $\psi = 44.4444$ și valoarea parametrului din expresia numitorului forței de interacțiune între doi agenți $\varepsilon = 0.01$. Aceste valori asigură precizia și viteza de convergență algoritmului GSA.

Constantele inițiale de timp în relația (4.7) au fost setate la valorile $T_{P1} = 9.7232$, $T_{P2} = 2.9471$ și $T_{P3} = 4.7609$ exprimate în ore. Rezolvarea problemei de optimizare conduce la valorile finale ale constantelor de timp ale modelului dat de ecuația (4.7): $T_{P1} = 5.36158 h$, $T_{P2} = 2.5 h$ și $T_{P3} = 2.5 h$.

Validarea prin simulare numerică a arătat un răspuns îmbunătățit obținut aplicând procedura de optimizare și că sistemul liniar simplificat asigură o precizie acceptabilă.

Pașul 1 al procedurii de proiectare prezentat anterior a fost aplicat sistemului simplificat liniar (4.7), obținut prin utilizarea algoritmului genetic. Impunând o margine de fază de 60° au rezultat următoarele valori pentru regulatorul liniar PI: $k_c = 0.04$ și $T_i = 0.5$ h. Perioada de eșantionare a fost fixată la valoarea de $T_s = 0.01$ h. Valorile parametrilor regulatorului PI numeric incremental au fost obținute din (5.13), $K_p = 0.0396$ și $\mu = 0.0202$. Considerând $\eta = 0.3$ și $B_e = 0.5$, valoarea lui $B_{\Delta e}$ a rezultat din relația (5.14): $B_{\Delta e} = 0.0101$.

Considerând referința

$$r(t) = 1.2 \cdot \sigma(t) - 0.4 \cdot \sigma(t - 40) + 0.2 \cdot \sigma(t - 80) \quad (4.15)$$

$d(t) = 35 \cdot \sigma(t)$ - o perturbație de tip treaptă, răspunsul sistemului cu regulator fuzzy este prezentat în Figura 4.43. Figura 4.44 include și răspunsul sistemului cu regulator PI, pentru comparație. Din cele două figuri, 4.43 și 4.44 rezultă ca regulatorul fuzzy conduce la performanțe superioare ale sistemului de control (suprareglaj mai mic) în

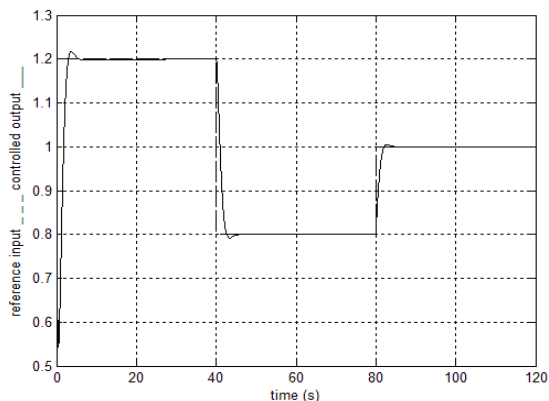


Fig. 4.43. Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu controller fuzzy la perturbații de tip treaptă

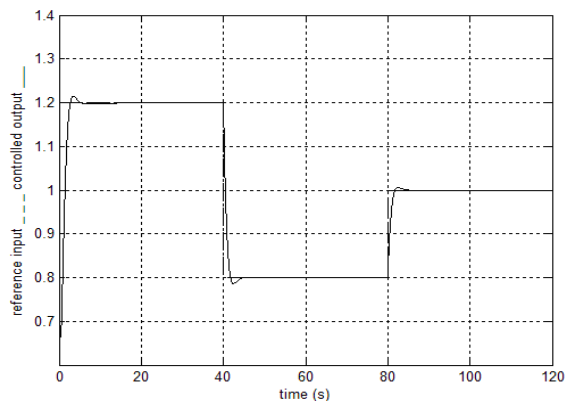


Fig. 4.44. Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu regulator PI la perturbații de tip treaptă

comparație cu sistemul controlat cu regulator PI.

În continuare se consideră referința dată de relația (4.15). Procesul neliniar condus cu regulatorul fuzzy și cu regulator PI a fost testat la o perturbație sinusoidală dată de relația (4.16):

$$d(t) = 35 \cdot \sigma(t) + 10 \cdot \sin(0.0375 \cdot t) + 2 \cdot \sin(0.375 \cdot t). \quad (4.16)$$

Răspunsul sistemului cu control fuzzy este prezentat în Fig. 4.45, iar cel cu regulator PI în Fig. 4.46. Fig. 4.45 și 4.46 indică faptul că, pentru această intrare de perturbație, ambele sisteme (cu regulator fuzzy și cu regulator PI) conduc la performanțe similare și comparabile cu cele obținute în cazul aproximării liniare, sistem condus cu

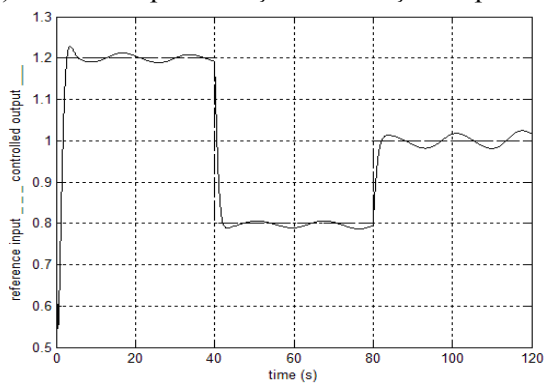


Fig. 4.45 Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu controller fuzzy la perturbație sinusoidală

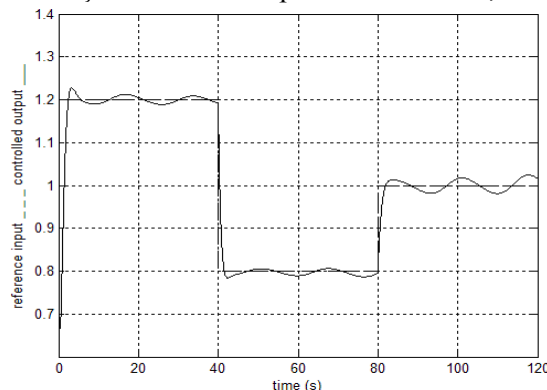


Fig. 4.46 Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu regulator PI la perturbație sinusoidală

regulator PI. Acest rezultat este de așteptat deoarece, așa cum s-a menționat anterior, regulatorul fuzzy este simplu și se comportă ca un interpolator a două reglatoare PI.

4.4.2 Regulatorul fuzzy al fotobioreactorului

Și în acest caz s-au abordat două variante de control: cu regulator fuzzy și cu regulator PI, pentru comparație. Ambele reglatoare (fuzzy și PI) pentru bucla de reglare a biomasei au fost proiectate pe un sistem liniarizat într-un punct de funcționare optimal, rezultat din cercetările din secțiunea 4.4.3.3. Ieșirea reglată este $y = X$ [kg/m³], mărimea de comandă este rata de diluție $u = D$ iar celelalte două bucle de reglare joacă rol de perturbații. Regulatorul PI de biomasă are funcția de transfer de forma (4.11). Cei doi parametri ai regulatorului PI au fost acordați obținându-se valorile parametrilor de acordare ale coeficientului de transfer $k_C = 0.035$ și constantei de timp de integrare $T_i = 20$ h.

Regulatorul fuzzy-PI Takagi-Sugeno este un regulator cu timp discret construit în jurul blocului neliniar

Two Inputs-Single Output Fuzzy Controller (TISO-FC) utilizând structura prezentată în Fig. 4.42, în care $\Delta e(k) = e(k) - e(k-1)$ este incrementalul erorii de reglare $e = X^{ref} - X$, unde X^{ref} este referința buclei de reglare a biomasei, $\Delta u(k) = u(k) - u(k-1)$ este incremental comenzii. Se acceptă faptul că eventualii factori de scalare neliniari ai variabilelor de intrare și ieșire aferente blocului TISO-FC sunt introduși în procesul condus. Fuzificarea în cadrul blocului TISO-FC este realizată pe baza funcțiilor de apartenență de intrare din Fig. 4.42. Pentru defuzificare este aplicată metoda mediei ponderate. Mecanismul de inferență utilizează operatorii SUM și PROD, cu o bază de reguli alcătuită din nouă reguli prezentate în Tabelul 3, în care:

$$f_1(k) = K_P[\Delta e(k) + \mu e(k)], f_2(k) = \eta f_1(k), f_3(k) = \gamma f_1(k) \quad (4.16)$$

Tabelul 3: Baza de reguli aferentă blocului TISO-FC.

$\Delta e(k)$	$e(k)$		
	N	ZE	P
P	$\Delta u(k) = f_2(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_3(k)$
ZE	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$
N	$\Delta u(k) = f_3(k)$	$\Delta u(k) = f_1(k)$	$\Delta u(k) = f_2(k)$

Parametrii K_P și μ sunt obținuți în doi pași. Pentru început, s-a lucrat cu regulatorul PI liniar cu timp continuu și s-au acordat parametrii acestuia. Acest regulator, cu funcția de transfer $C(s)$ din relația (4.11), este transformat sub forma:

$$C(s) = k_C \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) = \frac{k_c (1 + sT_i)}{s}, \quad k_C = k_c T_i \quad (4.17)$$

Urmează alegerea valorii perioadei de eșantionare, $T_s = 1h$, conform cerințelor reglării numerice cvasi-continue. Este aplicată apoi metoda Tustin de discretizare a regulatorului PI cu timp continuu. Rezultă următoarea relație de recurență în variantă incrementală:

$$\Delta u(k) = K_P[\Delta e(k) + \mu e(k)] \quad (4.18)$$

în care parametrii au expresiile:

$$K_P = k_c (T_i - T_s / 2), \quad \mu = 2T_s / (2T_i - T_s) \quad (4.19)$$

Parametrii η și γ , cu valori tipice în intervalele $0 < \eta < 1$, $\gamma > 1$, au fost introduși pentru a reduce suprareglajul în situațiile ilustrate în Tabelul 3.

Baza de reguli completă din Tabelul 3 poate fi redusă la doar trei reguli. Este aplicat principiul echivalenței modale, care conduce la relația $B_{\Delta e} = \mu \cdot B_e$, utilă în proiectare. Această relație reduce cu unu numărul parametrilor de acordare ai regulatorului fuzzy: B_e , η și γ . Parametrul B_e caracterizează funcțiile de apartenență aferente variabilei de intrare $e(k)$. Valorile parametrului B_e sunt stabilite de proiectantul de sisteme de reglare automată sau pot fi obținute pe alte căi: analize de stabilitate, sensibilitate, optimizare.

Au fost utilizate următoarele valori ale parametrilor de acordare ai regulatorului fuzzy:

$$B_e = 0.05, \quad \eta = 0.25, \quad \gamma = 1.25. \quad (4.20)$$

Rezultatele numerice obținute prin simularea buclei cu regulator fuzzy sunt prezentate în secțiunea 4.4.3.4, în contextul în care fotobioreactorul este cuplat cu digestorul.

4.4.3 Controlul fuzzy al instalației de tip biorafinărie (IB)

4.4.3.1 Formularea problemei

Controlul fuzzy a instalației de tip biorafinărie s-a realizat pe baza următoarelor premize:

- la funcționarea separată a fotobioreactorului, debitul de $GinCO_2$, ajustat prin bucla de reglare a pH-ului, provine de la o sursă oarecare, pe când – la funcționarea în cadrul IB – debitul menționat provine de la digestor. Pentru relația care leagă variabilele $G_{CH_4+CO_2}$ (din digestor) și $GinCO_2$ (din fotobioreactor) s-a utilizat modelul prezentat în Secțiunea 4.2 din RST1;
- legătura inversă, fotobioreactor - digestor, s-a realizat prin transferul direct și continuu al unei părți de biomasă din fotobioreactor în digestor. În realitate, transferul se realizează la momente discrete de timp, sub formă de „pachete” de biomasă, rezultate prin procesarea microalgelor din fotobioreactor;
- la nivelul instalației de tip biorafinărie, obiectivele conducerii automate se realizează, în principal, prin bucele de reglare automată aferente fotobioreactorului. Din acest motiv, programul de simulare a acestuia, cu bucele de reglare incluse, a fost cuplat cu un model mai simplu de digestor (modelul Bastin, prezentat în Secțiunea 3.3 din RST1). Modelul respectiv a fost liniarizat și redus la ordinul 3 prin analiză Hankel. În Fig. 4.47 este dată evoluția debitului de CH_4 la modelul neliniar (cu linie continuă) și la cel liniarizat (dash și dot), în două

situații: când se aplică o variație în treaptă numai substratului la intrare S_{in} (dash) și când, simultan, diluția D_d are o variație aleatoare (dot). Se constată o foarte bună fidelitate a modelului liniarizat, precum și o diferență considerabilă a duratei regimului dinamic pe canalele de interacțiune $S_{in} \rightarrow CH_4$ și $D_d \rightarrow CH_4$.

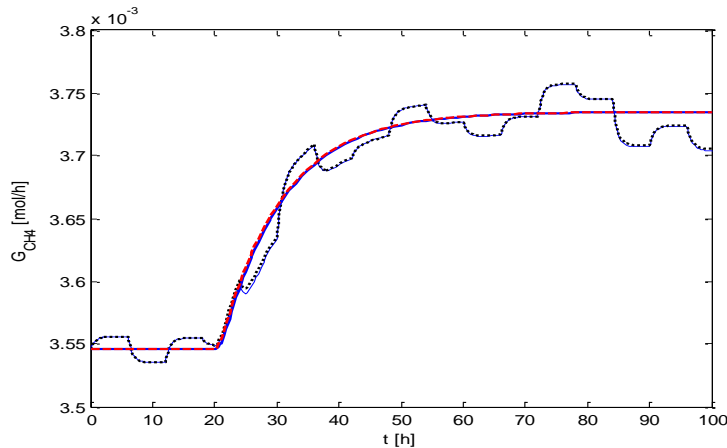


Fig. 4.47 Debitul de CH_4 la ieșirea digesterului la o variație în treaptă a substratului la intrare (linie plină-model liniar; dash- model liniarizat) și când diluția are, simultan, o variație aleatoare (linie plină subțire-model neliniar; dot – model liniarizat)

Obiectivele urmărite privind controlul instalației de tip biorafinărie sunt:

- de a se constata măsura în care performanțele sistemelor de reglare ale fotobioreactorului sunt afectate prin conectarea în buclă închisă a acestuia cu digesterul. Evident, bucla cea mai afectată de acest cuplaj este cea de pH, însă – în principiu – și celelalte bucle pot fi

afectate;

- de a se analiza performanțele controlului fuzzy al fotobioreactorului în regim cuplat cu digesterul anaerob, atunci când regulatorul fuzzy are structura și parametri determinați în secțiunea anterioară. Aceste performanțe vor fi analizate comparativ cu cele obținute la utilizarea reguletoarelor de tip PI.

4.4.3.2 Efectul conectării fotobioreactorului cu digesterul asupra buclelor de reglare

Digesterul și fotobioreactorul sunt modelate ca sisteme dinamice de ordinul 35, respectiv 16, iar procesele de ardere a biogazului și de prelucrare a algelor sunt tratate ca fiind fără dinamică și modelate prin ecuații algebrice simple. Deci instalația de tip biorafinărie este descrisă de un sistem dinamic neliniar de ordinul 51. Ea a fost simulată utilizând funcția Matlab „ode15s” pentru proceduri „stiff” de integrare a ecuațiilor diferențiale.

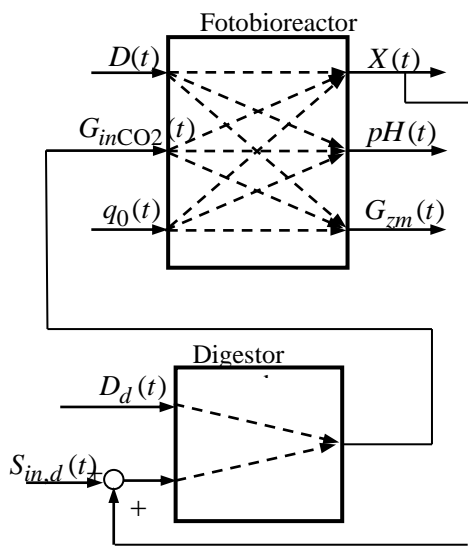


Fig. 4.48 Structura IB considerată în analiza interacțiunii între buclele de reglare

Structura instalației de tip biorafinărie, considerată în analiza interacțiunii între buclele de reglare, este prezentată în Fig. 4.48.

O primă testare a urmărit funcționarea comparativă a regimurilor dinamice inițiale (de pornire) ale instalației de tip biorafinărie și fotobioreactorului (acesta din urmă considerat separat). În Fig. 4.49 sunt reprezentate evoluțiile mărimilor reglate și de comandă din buclele de pH: în cazul instalației de tip biorafinărie (cu linie plină) și la funcționarea separată a fotobioreactorului (dash).

Diferența semnificativă dintre evoluțiile inițiale sunt generate de natura diferită a surselor care generează debitul G_{inCO_2} în cele 2 cazuri. Această diferență se anulează însă foarte rapid. Influența ei asupra celorlalte bucle este practic neglijabilă, așa cum se constată din Fig. 4.50, unde se prezintă evoluția ratei de diluție a fotobioreactorului din cadrul instalației de tip biorafinărie (cu linie plină) și la funcționarea separată a acestuia (dash).

Principalele mărimi perturbatoare la nivelul IB provin de la

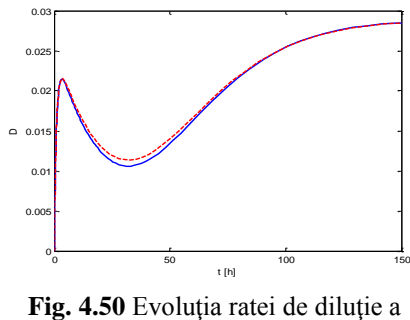
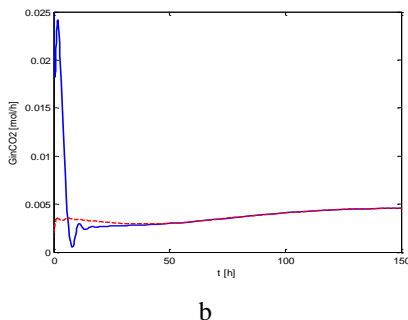
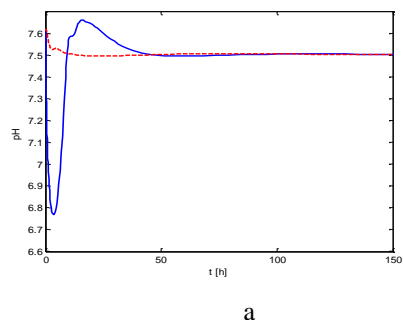


Fig. 4.49 Evoluția în regimul inițial de funcționare a mărimii reglate (a) și a comenzii (b) în buclele de reglare a pH-ului, la IB (cu linie plină) și la funcționarea separată a FBR (dash)

Fig. 4.50 Evoluția ratei de diluție a FBR, la funcționarea în cadrul IB (cu linie plină) și la funcționarea separată a FBR (dash)

digester: substratul din influx, S_{in} și, eventual, rata de diluție, D_d . În continuare s-a aplicat câte o variație în treaptă

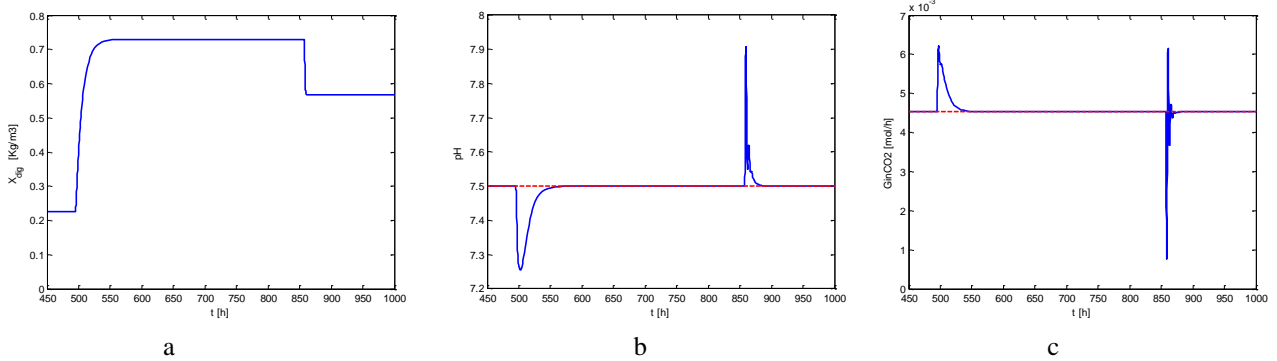


Fig. 4.51 Evoluții dinamice în cadrul IB: biomasa în digester (a), pH-ul și debitul G_{inCO_2} în PBR (b), respectiv (c)

acestor mărimi, la timpii $t = 500$ [h], pentru S_{in} , și la $t = 850$ [h], pentru D_d . Evoluțiile biomasei în digester, precum și ale pH-ului și debitului de G_{inCO_2} în fotobioreactor, sunt prezentate în Fig. 4.51.a, respectiv 4.51.b și 4.51.c. Se constată că efectele acestor perturbații din digester asupra buclei de pH din fotobioreactor nu sunt excesive.

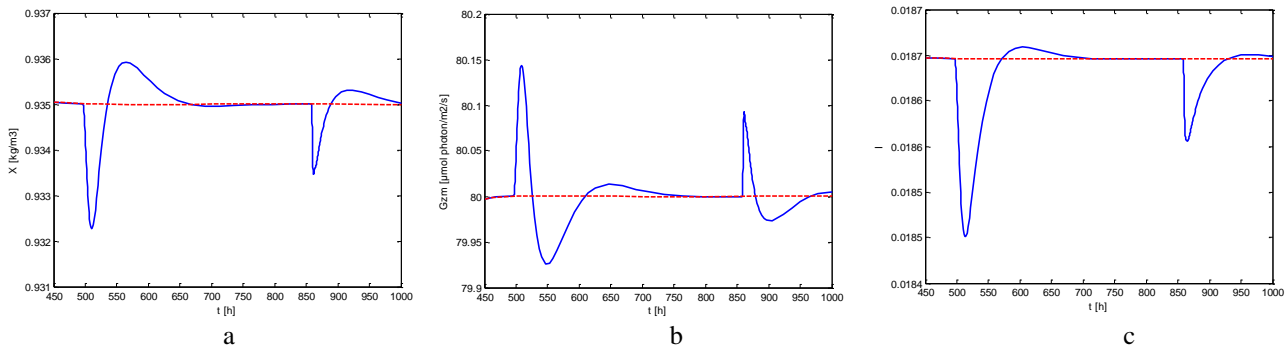


Fig. 4.52 Efectele perturbațiilor S_{in} și D_d din digester asupra biomasei din PBR (a), mărimii G_{zm} (b) și criteriului de performanță (c)

Perturbațiile produse de S_{in} au o pondere mai redusă și un efect lent, pe când cele produse de D_d sunt de amplitudine mai mare, însă sunt rejectate foarte rapid. Efectele perturbațiilor S_{in} și D_d din digester asupra celorlalte bucle de reglare din fotobioreactor și asupra criteriului de performanță sunt neglijabile, așa cum se remarcă din Fig. 4.52.a,b și c.

4.4.3.3 Modelul liniarizat al fotobioreactorului și al instalației de tip biorafinărie

Liniarizarea modelului matematic s-a realizat într-un punct de operare considerat de referință, care este practic identic cu **punctul de funcționare în care fotobioreactorul lucrează în regim optimal**. Referințele buclelor de reglare care fixează acest punct de funcționare sunt: $X^{ref} = 0.935$ [Kg/m³], $pH^{ref} = 7.5$, $G_{zm}^{ref} = 80$ [μmol photon/m²/s]. Modelul liniarizat al digesterului este cel utilizat în Secțiunea. 4.4.3.1 și are o fidelitate foarte ridicată în raport cu modelul neliniar, așa cum se remarcă în Fig. 4.47 din secțiunea menționată.

Liniarizarea modelului fotobioreactorului s-a realizat cu mari dificultăți, datorită limitărilor rigide impuse de procedura *stiff* din Matlab (*ode15s*), prin care se realizează simularea sistemului neliniar. Această procedură solicită utilizatorului „ghicirea” condițiilor inițiale pentru ecuațiile diferențiale ce sunt derivate din ecuațiile algebrice ale modelului matematic, fapt care determină serioase incertitudini privind fezabilitatea practică a unei simulări. În plus, pasul de integrare este extrem de neuniform: deosebit de mare – atunci când sistemul este în regim cvasistaționar sau staționar, și foarte mic – în cazul variațiilor rapide. Din acest motiv apare o dificultate majoră în a obține răspunsuri la semnale treaptă, care implică trecerea de la un pas de integrare foarte mare, din regimul staționar inițial, la unul foarte mic, la demararea regimului dinamic. De regulă, simularea este blocată deoarece bisectarea pasului de integrare a ecuațiilor diferențiale depășește valoarea admisibilă setată în programul *ode15s*.

Liniarizarea modelului fotobioreactorului nu s-a putut realiza prin analiză Hankel, așa cum s-a procedat în cazul digesterului, deoarece modelul Simulink nu asigură performanțe satisfăcătoare (de ex., durata de obținere a unui regim dinamic este excesivă). Metoda de liniarizare utilizată a constat într-o procedură de identificare a modelului neliniar simulat printr-un program de tip *.m*. Identificarea s-a realizat prin aplicarea succesivă, la fiecare intrare a procesului, a unor semnale de tip treaptă, în jurul punctului de operare de referință. Deducerea funcțiilor de transfer ale celor 9 canale de interacțiune intrare – ieșire din proces (Fig. 4.48) s-a realizat prin metoda modelelor ajustabile. Întrucât răspunsurile canalelor nu sunt afectate de zgomot, ca în cazul identificării proceselor fizice, procedura de identificare este relativ simplă: în funcție de forma răspunsului se selectează structura modelului (adică, forma funcției de transfer), iar apoi se ajustează parametrii modelului ales, astfel încât răspunsul modelului liniarizat să fie „cât mai apropiat” de cel al sistemului neliniar. Rezultatele obținute sunt ilustrate în Fig. 4.53.a, b și c pentru 3 canale de interacțiune, din cele 9 existente în sistem: $D \rightarrow X$; $G_{inCO_2} \rightarrow pH$; $q_0 \rightarrow G_{zm}$. Cu

linie plină (roșie) sunt figurate răspunsurile din sistemul neliniar, iar cu linie întreruptă (albastră) sunt cele din modelele liniarizate. Se constată o foarte bună concordanță a modelului liniarizat cu modelul neliniar, în punctul de funcționare adoptat. Definind vectorii de intrare-ieșire ai procesului:

$$u = [D \quad G_{inCO2} \quad q_0]^T; \quad y = [X \quad pH \quad G_{zm}]^T \quad (4.21)$$

matricea de transfer a procesului liniarizat este

$$H_P(s) = \begin{bmatrix} \frac{22}{27s+1} & \frac{5.42(27.77s+1)}{(37s+1)(12s+1)} & \frac{9.10^{-4}}{27s+1} \\ \frac{19.3(27.98s+1)}{(37s+1)(8s+1)} & \frac{249}{4s+1} & \frac{1.5 \cdot 10^{-4}(92.6s+1)}{(27s+1)(3s+1)} \\ \frac{1765}{27s+1} & \frac{476(25.66s+1)}{(37s+1)(10s+1)} & \frac{0.809(5.367s+1)}{(27s+1)(0.3s+1)} \end{bmatrix} \quad (4.22)$$

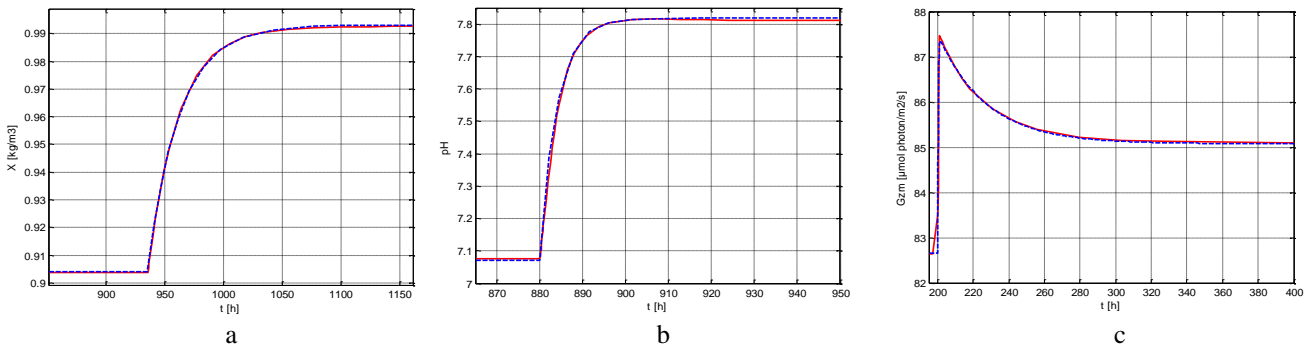


Fig. 4.53 Răspunsurile pe canalele $D \rightarrow X$ (a); $G_{inCO2} \rightarrow G_{zm}$ (c) și $q_0 \rightarrow pH$ (b); cu linie roșie plină - răspunsurile sistemului neliniar, cu linie întreruptă albastră - răspunsurile sistemului liniarizat

În secțiunea 4.4.3.1 s-a arătat că modelul liniarizat al digestorului este obținut pe baza modelului Bastin prin funcțiile Matlab *linmod* și *hankelmr* și are o fidelitate foarte bună, ilustrată prin Fig. 4.47. Pe aceste baze s-a realizat schema de simulare a instalației biotehnologice, care include interacțiunea digestorului cu PBR, acesta din urmă având asociate buclele de reglare automată.

4.5.4 Controlul fuzzy al fotobioreactorului în regim cuplat cu digestorul anaerob

Așa cum s-a menționat în secțiunea 4.4.2, s-au abordat două variante pentru principala buclă de control, cea a biomasei în fotobioreactor: cu regulator fuzzy și cu regulator PI, pentru comparație. Celelalte două bucle, pentru reglarea pH-ului și a variabile G_{zm} , au avut regulator clasic (PI). Referințele celor 3 bucle de reglare au variații în treaptă la momentele $t = 600$ [h], pentru $X(t)$, $t = 1000$ [h], pentru $pH(t)$ și $t = 1300$ [h], pentru $q_0(t)$. Modelul digestorului a avut atașate două generatoare de semnal la mărimile de intrare: un generator de semnal pseudo-aleator la intrarea aferentă ratei de diluție, $D_d(t)$, și un bloc de aplicare la momentul $t = 1700$ [h] a unui semnal treaptă variabilei $S_{in,d}$, care reprezintă substratul de intrare. Rata de diluție are forma unei succesiuni de trepte, a

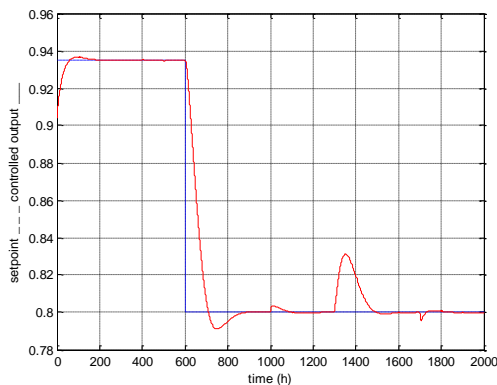


Fig. 4.54 Ieșirea reglată (biomasa) și referința în funcție de timp pentru sistemul de reglare fuzzy

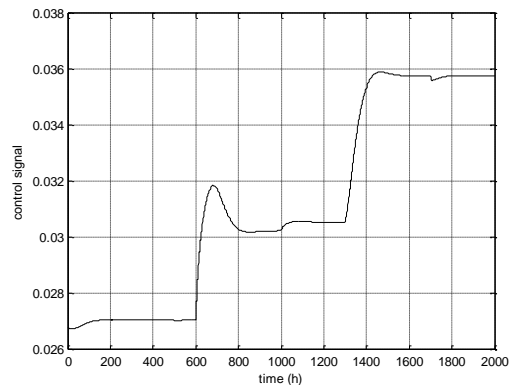


Fig. 4.55 Comanda aplicată procesului (rata de diluție) în funcție de timp pentru sistemul de reglare fuzzy

căror amplitudine variază aleator. În Fig. 4.54 este prezentată evoluția biomasei de la valoarea inițială 0.935 la

valoarea 0.8, impusă la momentul $t = 600$ [h]. Cu culoare albastră este reprezentată evoluția referinței. Se observă interacțiunea importantă cu bucla de reglare a iradianței G_{zm} , la $t = 1300$ [h], când această buclă este excitată prin variația în treaptă a referinței. În schimb, interacțiunea cu bucla de pH, la momentul $t = 1000$ [h], este foarte mică,

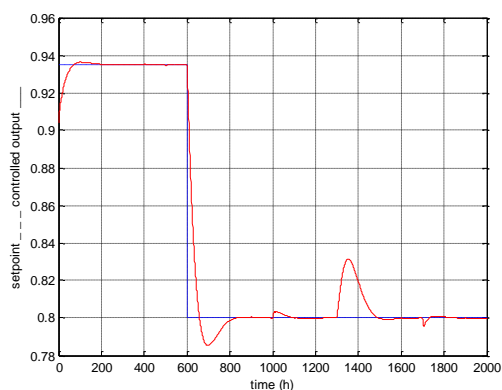


Fig. 4.56 Ieșirea reglată (biomasa) și referința în funcție de timp pentru sistemul de reglare cu regulator PI.

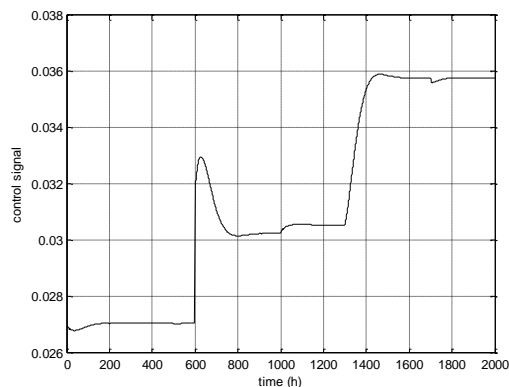


Fig. 4.57 Comanda aplicată procesului (rata de diluție) în funcție de timp pentru sistemul de reglare cu regulator PI.

iar efectul variației mărimii $S_{in,d}$ la momentul $t = 1700$ [h] este neglijabil.

În Fig. 4.55 este prezentată evoluția diluției $D(t)$, care este mărimea de comandă în această buclă cu regulator fuzzy.

Pentru comparație, în Fig. 4.56 și Fig. 4.57 sunt prezentate răspunsurile sistemului de reglare a biomasei cu regulator PI. Din analiza comparativă a rezultatelor rezultă că răspunsurile buclor cu regulatoare fuzzy și cu regulatoare PI sunt foarte apropiate. Totuși, regulatorul fuzzy asigură reducerea valorii suprareglajului. Acest lucru este motivat de parametrul suplimentar de acordare al regulatorului fuzzy (are trei parametri de acordare față de cei doi ai regulatorului PI liniar) și de neliniaritățile specifice acestui regulator. Performanțele sistemului de reglare fuzzy sunt încurajatoare, iar acestea pot fi îmbunătățite, datorită faptului că regulatorul oferă mai multe posibilități de acordare.

4.5 Concluzii privind controlul optimal și fuzzy al instalației de tip biorafinărie

În cadrul secțiunii 4 au fost analizate prin simulare numerică posibilități de conducere optimală și fuzzy pentru o instalație de tip biorafinărie, realizată după conceptul HILS (Hardware In the Loop Simulation). Pentru controlul optimal s-a utilizat metoda *extremum seeking* (cunoscută în literatură și sub denumirea de *hill climbing*). Pot fi trase următoarele concluzii în urma cercetărilor realizate în capitolul 4:

1. Optimizarea procesului biotehnologic (digestor anaerob sau fotobioreactor) este formulată în cele ce urmează ca o problemă de optimizare de regim permanent (și nu de regim dinamic), întrucât procesul este de tip continuu. Regimul dinamic în acest caz apare doar la demararea procesului și are o pondere neglijabilă ca durată de funcționare.
2. Utilizarea tehnicilor de tip „hill climbing” (extremum seeking) de optimizare a fotobioreactorului sau a digestorului anaerob sunt – aparent – foarte atractive, însă se dovedesc a fi greu de aplicat în practica inginerescă din domeniu. Investigarea detaliată a acestei metode, în contextul aplicării la procesele microbiologice din cadrul proiectului, a condus la concluzia că, urmare a timpului de răspuns mare al procesului, durata unei evoluții de căutare a extremului este excesivă. Creșterea pulsației semnalului modulator din regulatorul extremal, în vederea reducerii timpului de căutare a extremului, aduce punctul de funcționare în zona în care defazajul introdus de proces nu este neglijabil. În acest caz, deplasarea punctului mediu de funcționare înspre regimul optimal se face prin traiectorii în planul $I-D$ de forma unor bucle cu deschidere mare, reducând performanțele căutării extremale. Cu toate că există o metodologie de acordare a regulatorului extremal, căutarea efectivă a parametrilor regulatorului implică un număr semnificativ de testări, care fac prohibitivă aplicarea efectivă, din cauza timpului îndelungat cerut de testări.

Pentru controlul fotobioreactorului:

3. Controlul automat al sub-procesului fizico-chimic se face printr-o buclă de reglare a pH-ului, care comanda mărimea G_{inCO_2} . Această buclă se realizează fără dificultăți, are o dinamică rapidă la variații mici ale referinței și robustețe bună la variații ale parametrilor regulatorului (a.i. există un domeniu larg al parametrilor la care dinamica buclei rămâne acceptabilă).
4. Controlul automat al sub-procesului radiant se poate face în două variante: 1) printr-o buclă de reglare a mărimii G_{zm} sau 2) prin reglarea mărimii Γ , în ambele cazuri comanda fiind iradianța q_0 . Ambele bucle au fost testate individual, dar și în condițiile când procesul include bucla de pH.

5. Bucla de reglare a mărimii G_{zm} necesită utilizarea unui estimator al acestei mărimi nemăsurabile. Estimatorul se realizează pe baza măsurării biomasei X , considerând că aceasta are o distribuție uniformă pe grosimea fotobioreactorului. Acordarea buclei se face fără dificultăți majore.
6. Au fost testate soluții de căutare a regimului optimal printr-un regulator extremal, atunci când procesul include buclele de pH și de control al iradianței. Rezultate pozitive s-au obținut numai în cazul reglării iradianței medii, G_{zm} , însă timpul de căutare se încadrează într-un domeniu inacceptabil din punct de vedere practic.
7. Bucla de reglare a mărimii Γ utilizează un traductor de iradianță montat pe peretele transparent de la extremitatea fotobioreactorului. Impunerea unei referințe $\Gamma_{ref} = 1$ este echivalentă cu reglarea la valoarea $G_{ref} = G_c$ a iradianței măsurate de traductorul menționat. Deci, acest traductor trebuie să fie de înaltă sensibilitate ($G_c = 5 [\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$).
8. Este util ca reglarea automată a mărimilor G_{zm} sau Γ să se facă într-o structură de tip cascadă, în care bucla minoră controlează iradianța q_0 , iar comanda este curentul convertorului care alimentează blocul de fotodiode.
9. Având în vedere faptul că, prin specificul procesului, utilizarea tehnicii hill climbing nu este practic posibilă, controlul extremal al fotobioreactorului se realizează indirect, prin transformarea căutării extremale într-o problemă de stabilizare la o referință optimală. Controlul optimal al întregului proces se realizează prin reglarea biomasei la o referință optimală, utilizând diluția ca mărime de comandă. Au fost stabilite două variante de obținere a regimului optimal al fotobioreactorului. În ambele variante examinate se consideră că există soluții tehnologice și/sau de control care permit menținerea practic constantă a concentrației influentului.
10. Într-o primă variantă, se realizează buclele de pH și G_{zm}/Γ , în scopul asigurării de regimuri optimale pentru subsistemele fizico-chimic și radiant. Este stabilită și validată (în raport cu căutarea extremală) procedura de determinare a referinței optimale de biomasă, prin controlul diluției. Erorile posibile de obținere a regimului optimal pot proveni din două surse: a) incertitudinile de model, care pot afecta referința optimală și b) variațiile mărimilor de comandă din buclele de pH și G_{zm}/Γ , care pot afecta poziția caracteristicii extremale. Aceste variații sunt nesemnificative și puțin probabile. Soluția de compensare a acestor eventuale erori constă în căutarea pas cu pas a referinței optimale, având în vedere că referința optimală obținută pe bază de model este totuși apropiată de cea din sistemul fizic.
11. Cea de a doua variantă implică o simulare preliminară a sistemului, cu toate cele 3 bucle de reglare, în care se rețin comenzile buclelor de pH și G_{zm}/Γ . În faza de implementare fizică, aceste comenzi, care „imobilizează” caracteristica extremală a procesului, se aplică în circuit deschis. Este stabilită, și în acest caz, procedura de determinare a referinței optimale de biomasă, prin controlul diluției. Rezultatele obținute prin simulare au arătat că bucla de pH trebuie să fie implementată fizic și considerată inclusă în proces. În aceste condiții, numai subsistemul radiant este controlat în circuit deschis, prin iradianța q_0^* . În această variantă, la posibilele erori menționate anterior, se adaugă incertitudinile de model care afectează deducerea comenzii q_0^* .
12. S-au examinat în mod detaliat, prin simulare numerică, cele două variante de rezolvare a acestei probleme și s-a selectat varianta care păstrează buclele de pH și G_{zm}/Γ , în scopul asigurării de regimuri optimale pentru subsistemele fizico-chimic și radiant.
13. Controlul fuzzy s-a realizat pentru digesterul anaerob având ca obiectiv reglarea nivelului concentrației de poluanți la ieșirea digesterului, iar pentru fotobioreactor reglarea concentrației de biomasă algală. Acest al doilea caz a fost tratat în regim cuplat fotobioreactor - digester anaerob.
14. Proiectarea controllerelor fuzzy s-a realizat în punctul de funcționare optim rezultat din analiza efectuată în cadrul activității 2.6.
15. Rezultatele obținute cu regulatoare fuzzy au fost comparate cu cele obținute cu regulatoare PI, cele cu reglare fuzzy fiind ușor superioare.
16. Cuplarea digesterului și fotobioreactorului în cadrul instalației de tip biorafinărie nu afectează sensibil buclele de reglare automată aferente fiecărui subsistem, iar optimizarea la nivelul întregii instalații se obține prin realizarea funcțiilor de optimizare la nivelul celor 2 subsisteme biotehnologie componente. La nivelul fotobioreactorului există interacțiuni ale celor 3 bucle de reglare. Cele mai importante sunt interacțiunile între bucla de reglare a biomasei și bucla aferentă subsistemului de transfer radiant. Bucla de reglare a pH-ului este rapidă și nu pune probleme deosebite în faza de acordare. Totuși, variația presiunii CO_2 , care se produce frecvent la funcționarea instalației de ardere, poate determina perturbarea buclei de pH. Pentru eliminarea acestei perturbații este necesar ca bucla de pH să fie în cascadă, adică regulatorul de pH să impună referința unei bucle de reglare a debitului G_{inCO_2} .

5. Activitatea 2.7 – Diseminarea rezultatelor obținute

1. Petre, E., Șendrescu D., 2015, On-line Estimation and Control Strategies for a Microalgae Fermentation Continuous Process, *Proc. of 16th International Carpathian Control Conference (ICCC'2015)*, May 27 – 30, 2015, Szilvásvárad, HUNGARY, pp. 379-384. [IEEE Xplore, SCOPUS]
2. Petre, E., Răsvan Vl., 2015, On Some Basic Theory Aspects for Robust-Distributed Parameter Bioreactors, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, Oct. 14-16, 2015, Cheile Gradistei-Fundata Resort, Romania, pp. 409-414. [IEEE Xplore]
3. Șendrescu D., Petre, E., Bobașu E., 2015, Optimal PID Controller Design based on Particle Swarm Optimization for Bacterial Growth Bioprocess, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, Oct. 14-16, 2015, Cheile Gradistei-Fundata Resort, Romania, pp. 237-242. [IEEE Xplore]
4. Radu-Emil Precup, Caludia-Adina Bojan-Drăgos, Marian Barbu, Sergiu Caraman, Fuzzy Control of an Anaerobic Digestion Process, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, Oct. 14-16, 2015, Cheile Gradistei-Fundata Resort, Romania, pp. 69-74. [IEEE Xplore]
5. Sergiu Caraman, George Ifrim, Emil Ceangă, Marian Barbu, Mariana Titică, Radu-Emil Precup, Extremum seeking control for an anaerobic digestion process, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, pp. 243-248. [IEEE Xplore]
6. Ifrim, George-Adrian, Barbu, Marian, Ceanga, Emil, Caraman, Sergiu, Modelling and control of a multipurpose biotechnological plant. Photobioreactor modelling, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, pp. 55-60. [IEEE Xplore]
7. Barbu, Marian, Ifrim, George-Adrian, Ceanga, Emil, Caraman, Sergiu, Modelling and control of a multipurpose biotechnological plant. Photobioreactor modelling, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, pp. 61-68. [IEEE Xplore]
8. Pătrascu, Andrei, Necoara, Ion, Barbu, Marian, Caraman, Sergiu, Implementable fast augmented Lagrangian optimization algorithm with application in embedded MPC, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, pp. 607-612. [IEEE Xplore]
9. Barbu, M., Ceanga, E., Fractional order controllers for urban wastewater treatment systems, 23th Mediterranean Conference on Control and Automation (MED 2015), Pages: 1174 – 1179, DOI: 10.1109/MED.2015.7158914, Torremolinos, Spain, June 16-19, 2015.
10. Radu-Emil Precup, Plamen Angelov, Bruno Sielly Jales Costa, Moamar Sayed-Mouchaweh, An overview on fault diagnosis and nature-inspired optimal control of industrial process applications, *Journal of Computers in Industry*, Ed. Elsevier, 2015, pp. 75-94 [ISI Database]

6. Concluzii finale

În cadrul etapei 2 a proiectului Biocon au fost realizate integral toate activitățile proiectului. Au fost obținute o serie de rezultate importante care stau la baza continuării proiectului în etapa 3 cu acivități de experimentare pe instalația de tip biorafinărie de tip HILS adoptată în proiect. Prezentul raport extins poate fi structurat în două părți, după cum urmează: o primă parte care cuprinde capitolele 1 – 3 și care conține elemente de proiectare hardware și software și a doua parte dedicată unei analize prin simulare numerică a posibilităților de control a instalației de tip biorafinărie. Astfel, în prima parte sunt prezentate elemente privind proiectarea fotobioreactorului de laborator, componenta fizică a instalației de tip biorafinărie. S-au avut în vedere corpul fotobioreactorului cu suportul aferent, sistemul de iluminare, au fost alese traductoarele și elementele de execuție pentru achiziția informațiilor și comanda procesului. A fost proiectată o interfață grafică HMI prietenoasă pentru operarea instalației de tip biorafinărie în structură HILS, interfață testată pe un model matematic al procesului. În finalul primei părți a fost ales echipamentul de monitorizare și control al procesului. S-a optat pentru un echipament de tip dSpace pentru facilitățile pe care aceasta le oferă proiectanților de sisteme de conducere (atât în sistemul hardware cât și cel software). În partea a doua a raportului au fost proiectați și testați în regim de simulare numerică algoritmi de control fuzzy și optimali pentru controlul instalației de tip biorafinărie sau separat pentru controlul celor două entități (digestorul anaerob și fotobioreactorul de laborator). În cadrul capitolului 4 al raportului au fost prezentate detaliat o serie de concluzii privind eficiența algoritmilor menționați pentru controlul instalației de tip biorafinărie. Ca o concluzie generală, se poate afirma că atât algoritmi fuzzy, cât și cel optimal (extremum seeking) pot fi, în principiu, folosiți în controlul instalației de tip biorafinărie sau a componentelor instalației, cu amendamentul că cel optimal necesită un timp de studiu de mare pentru căutare a comenzi optime. De aceea, o soluție viabilă de control este aceea de a implementa regulatoare simple (liniare sau chiar fuzzy) pentru buclele din sistem, concepute pentru operare în punctul de optim determinat în prealabil.

În concluzie, toate activitățile din etapa 2 a proiectului au fost îndeplinite 100%, rezultatele obținute constituind o bază solidă pentru proiectarea, realizarea fizică și implementarea structurii HILS propusă în etapa 3 a proiectului BIOCON.