

Capitolul 4: 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

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, capitolul 4 al raportului științific și tehnic cumulează 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.

4.2 Controlul optimal al digestorului anaerob

4.2.1 Principiul metodei de optimizare „extremum seeking” (hill climbing)

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 (mărimea de comandă), produce o deplasare periodică a punctului de funcționare în jurul punctului curent situat pe caracteristica statică extremală, de tipul celei din Fig. 4.2 – 4.4. 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 fotobioreactorului 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. Prima situație apare atunci când punctul de operare se află pe ramura ascendentă a caracteristicii statice, iar a doua situație – când punctul de operare se află pe ramura descendentă. La ieșirea procesului este conectat un derivator la limită causal, care extrage componenta oscilatorie a semnalului aferent criteriului I , iar polul p este ales astfel încât să realizeze și o operație de filtrare.

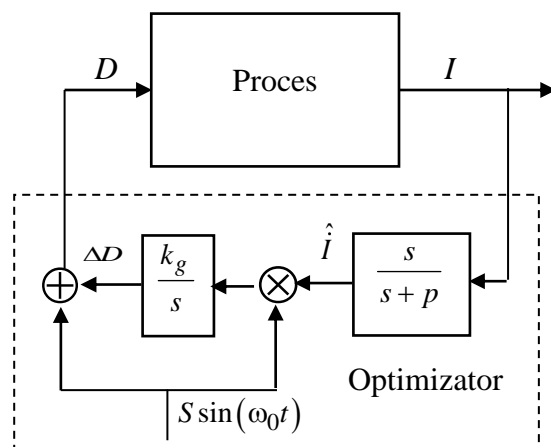


Fig. 4.1 Structura buclei de optimizare a fotobioreactorului

Semnalul de la ieșirea 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 .

Dacă semnalele $S \sin(\omega_0 t)$ și \hat{I} sunt în fază, adică punctul de operare se află pe ramura ascendentă a caracteristicii extremale, ieșirea redresorului sensibil la fază este pozitivă și integratorul produce la ieșire un semnal ΔD crescător, care – adăuționat la intrarea D a procesului – produce deplasarea spre dreapta a punctului curent de operare pe caracteristica extremală. În mod similar, dacă semnalele $S \sin(\omega_0 t)$ și \hat{I} sunt în antifază, adică punctul de operare se află pe ramura descendentă a caracteristicii extremale, ieșirea redresorului sensibil la fază este negativă și integratorul produce la ieșire un semnal ΔD scăzător, care produce deplasarea spre stânga a punctului curent de operare. Procedul continuă astfel, până se atinge punctul de extrem (maxim) al criteriului de optimizare, I .

4.2.2 Definirea criteriului de performanță

Pentru optimizarea digesterului anaerob s-a utilizat o variantă a modelului matematic propus de Bastin și Dochain, model prezentat în RST 1, secțiunea 3.3. Diferența față de modelul din RST 1 constă în faptul că ultima ecuație, cea a formării metanului a fost modificată în sensul că termenul Q_p , a fost parametrizat sub forma: $Q_p = c_p \cdot P$, adică metanul eliminat sub formă gazoasă este proporțional cu concentrația de metan produs în digester. În cazul procesului de digestie anaerobă se pot defini 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 :

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

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

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

4.2.3 Analiza caracteristicilor statice ale digesterului anaerob în cazul celor trei criterii de performanță

Coordonatele punctului de extrem al caracteristicii statice a procesului de digestie anaerobă au fost obținute din următorul sistem de ecuații algebrice, provenit din ecuațiile de stare (v. Secțiunea 3.3 din RST 1), în care derivatele au fost egalate cu zero.

$$0 = \varphi_{10} - D_0 \cdot X_{10} \quad (4.4)$$

$$0 = -k_1 \cdot \varphi_{10} - D_0 \cdot S_{10} + S_{1,in} \quad (4.5)$$

$$0 = \varphi_{20} - D_0 \cdot X_{20} \quad (4.6)$$

$$0 = k_3 \cdot \varphi_{10} - k_2 \cdot \varphi_{20} - D_0 \cdot S_{20} \quad (4.7)$$

$$0 = k_5 \cdot \varphi_{10} + k_4 \cdot \varphi_{20} - D_0 \cdot P_0 - c_P \cdot P_0 \quad (4.8)$$

Sistemul de ecuații algebrice (4.4) – (4.8) conduce la două soluții. Prima soluție este cea trivială ($X_{10} = 0, X_{20} = 0, \dots$), soluție care indică apariția stării de “washout” a procesului de digestie anaerobă. A doua soluție este:

$$S_{10} = \frac{k_{M1} \cdot D_0}{\mu_{1,max} - D_0} \quad (4.9)$$

$$X_{10} = \frac{D_0 \cdot (S_{1,in} - S_{10})}{k_1 \cdot \mu_{1,max} \cdot S_{10}} \cdot (k_{M1} + S_{10}) \quad (4.10)$$

$$S_{20;1,2} = \frac{\mu_{2,max} - D_0 \mp \sqrt{(D_0 - \mu_{2,max})^2 - 4 \cdot \frac{D_0^2 \cdot k_{M2}}{k_{i2}}}}{2 \cdot D_0 / k_{i2}} \quad (4.11)$$

Soluția cu semnul minus este cea corectă, deoarece cealaltă conduce la valori ale lui S_{20} mai mari decât $S_{1,in}$ ceea ce nu este în acord cu comportarea reală a procesului.

$$X_{20} = \left(\frac{k_3 \cdot \mu_{1,max} \cdot S_{10} \cdot X_{10}}{k_{M1} + S_{10}} - D_0 \cdot S_{20} \right) \cdot \frac{k_{M2} + S_{20} + \frac{S_{20}^2}{k_{i2}}}{k_2 \cdot \mu_{2,max} \cdot S_{20}} \quad (4.12)$$

$$P_0 = \left(\frac{k_5 \cdot \mu_{1,max} \cdot S_{10} \cdot X_{10}}{k_{M1} + S_{10}} + \frac{k_6 \cdot \mu_{2,max} \cdot S_{20} \cdot X_{20}}{k_{M2} + S_{20} + \frac{S_{20}^2}{k_{i2}}} \right) \cdot \frac{1}{D_0 + c_P} \quad (4.13)$$

Înlocuind relațiile (4.9) – (4.13) în (4.1) – (4.3) rezultă:

$$y_{10} = c_P \cdot P_0 \quad (5.14)$$

$$y_{20} = S_{1,in} - (c_1 \cdot S_{10} + c_2 \cdot S_{20}) \quad (5.15)$$

$$y_{30} = c_3 \cdot y_{10} + c_4 \cdot y_{20} \quad (5.16)$$

În Fig. 4.2, 4.3 și 4.4 sunt prezentate caracteristicile statice ale procesului de digestie anaerobă pentru cele trei cazuri menționate și D_0 variind în intervalul $[0, 0.2]$. Au fost considerate următoarele valori ale ponderilor $c_i, i=1,4$: $c_1=1.2, c_2=1.75, c_3=180, c_4=1$.

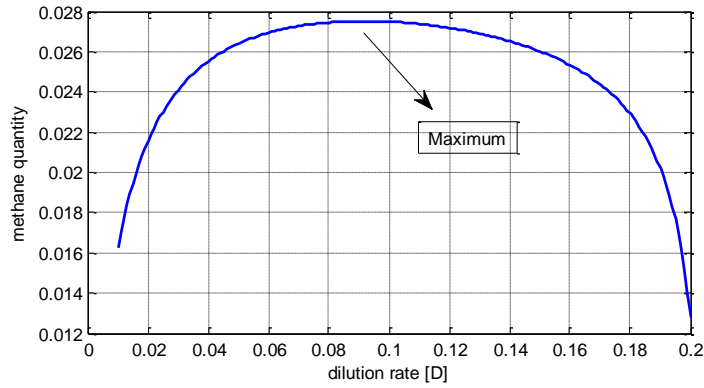


Fig. 4.2 Caracteristica statică a procesului de digestie anaerobă atunci când criteriul de performanță este concentrația de metan sub formă gazoasă – y_{10}

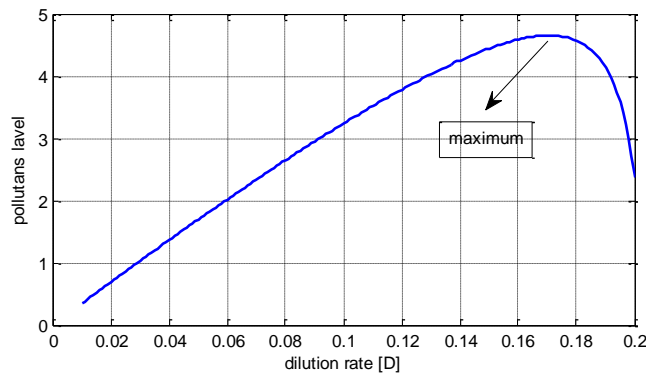


Fig. 4.3 Caracterisita statică a procesului de digestie anaerobă atunci când criteriul de performanță este y_{20}

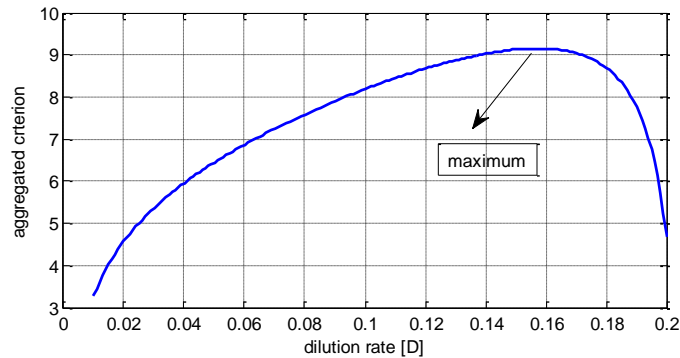


Fig. 4.4 Caracterisita statică a procesului de digestie anaerobă atunci când criteriul de performanță este cel agregat – y_{30}

Fig. 4.2, 4.3 și 4.4 arată că criteriul are un maxim în toate cazurile. Coordonatele punctelor de maxim 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]. Schema de principiu a algoritmului de optimizare, prezentată în Fig. 4.1, a fost implementată în Matlab - Simulink pentru procesul de digestie anaerobă. Au fost tratate cele trei cazuri, după cum urmează:

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, $S=0.015$, $p=0.005$, $k_g=4$).

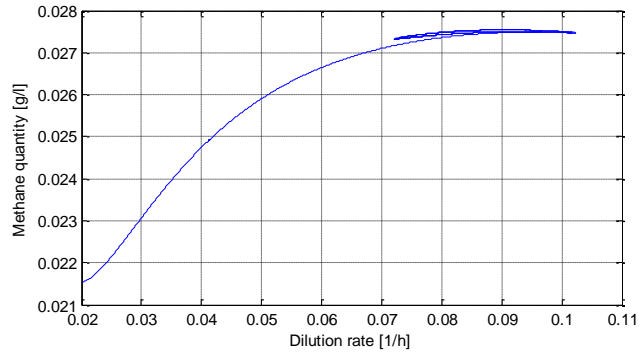


Fig. 4.5 Caracteristica criteriu de performanță - y_1 - funcție de rata de diluție, cu inițializare din $D_0=0.02$ [h⁻¹]

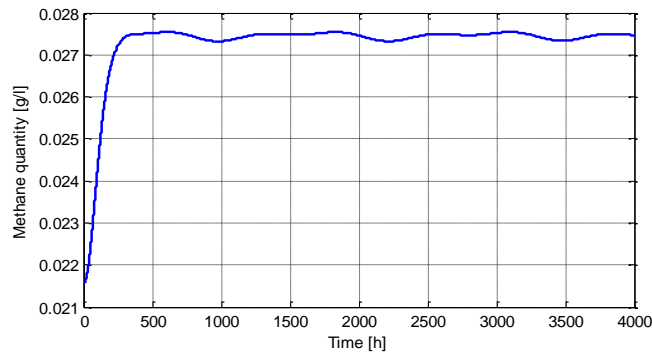


Fig. 4.6 Evoluția în timp a criteriului de performanță y_1

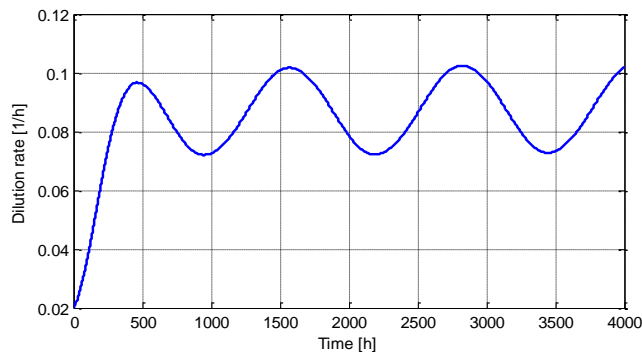


Fig. 4.7 Evoluția în timp a ratei de diluție

Fig. 4.5 - 4.7 prezintă rezultatele de simulare obținute când variabila de calitate este cantitatea de metan în formă gazoasă acumulată la ieșirea digesterului anaerob. În Fig. 4.5 se poate observa procesul de căutare a maximumului atunci când punctul inițial este $D_0=0.02$ [h⁻¹] (procesul de căutare începe din stânga punctului de maxim). 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.

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

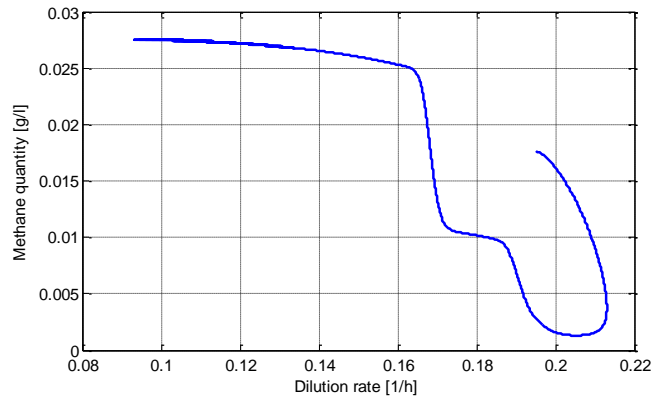


Fig. 4.8 Caracteristica criteriu de performanță - y_1 - funcție de rata de diluție, cu inițializare din $D_0=0.195$ [h^{-1}]

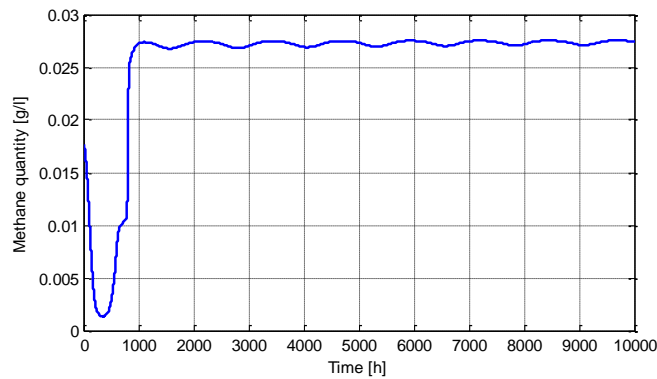


Fig. 4.9 Evoluția în timp a criteriului de performanță y_1

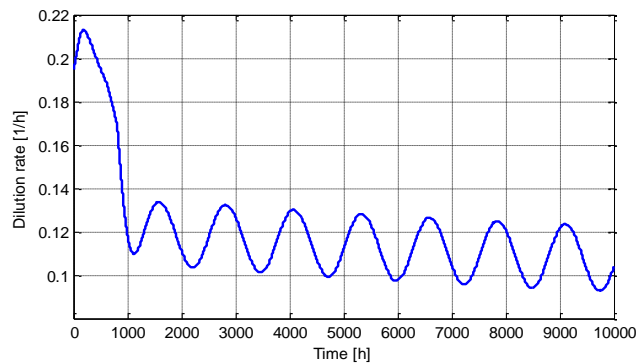


Fig. 4.10 Evoluția în timp a ratei de diluție

În simulare a fost folosit același controller de tip extremum seeking (cu aceiași parametri). Din Fig. 4.8, 4.9 și 4.10 se poate observa convergența controllerului. Acesta găsește punctul de maxim, dar într-un timp de căutare destul de lung. La început algoritmul se apropie foarte de rapid de punctul de maxim din punctul inițial $D_0=0.195$ [h^{-1}] până în punctul $D_0=0.12$ [h^{-1}], după care apropierea de maxim 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 digestorul 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.

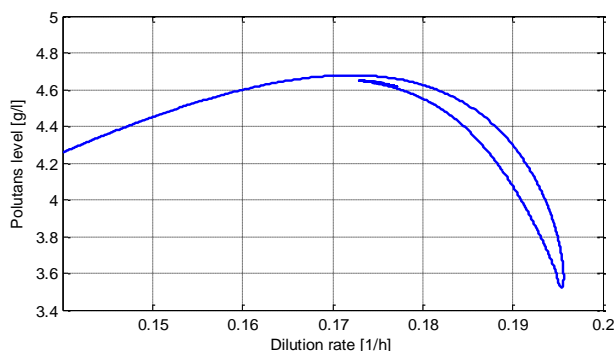


Fig. 4.11 Caracteristica criteriu de performanță – y_2 - funcție de rata de diluție, cu inițializare din $D_0=0.14$ [h⁻¹]

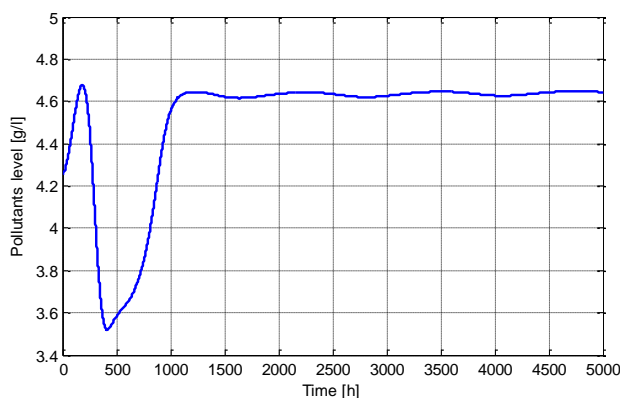


Fig. 4.12 Evoluția în timp a criteriului de performanță y_2

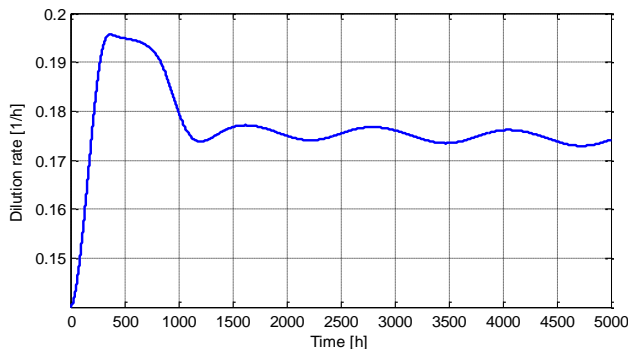


Fig. 4.13 Evoluția în timp a ratei de diluție

Din Fig. 5.11 – 5.13 se poate observa o bună convergență a procesului de căutare a comenzii optimale, considerând al doilea criteriu de performanță.

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]. Algoritmul de căutare a comenzii optimale a fost inițializat din partea stângă a punctului de maxim ($D_0=0.008$ [h⁻¹]).

Fig. 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 cazul criteriului 3.

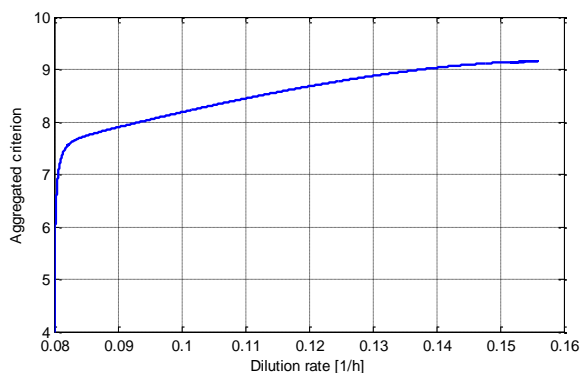


Fig. 4.14 Caracteristica criteriu de performanță – y_3 - funcție de rata de diluție, cu inițializare din $D_0=0.008 [h^{-1}]$

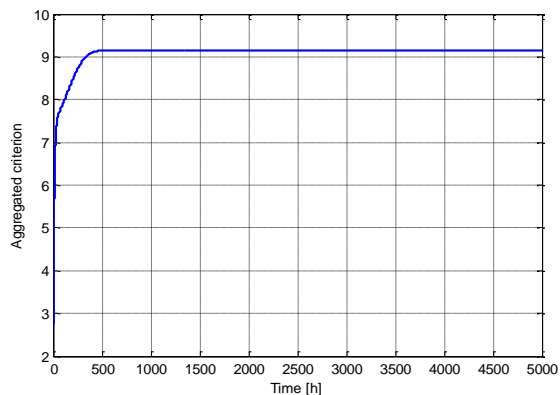


Fig. 4.15 Evoluția în timp a criteriului de performanță y_3

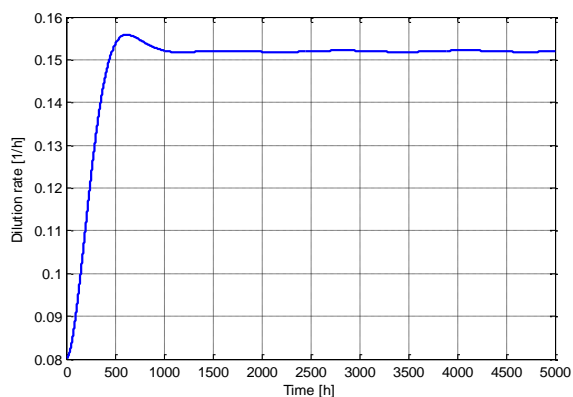


Fig. 4.16 Evoluția în timp a ratei de diluție

Din simulările prezentate, se poate observa (mai pronunțat în cazul 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 Optimizarea fotobioreactorului

4.3.1 Principii de conducere automată a fotobioreactorului

Fotobioreactorul a fost modelat în faza anterioară a proiectului (RST 1, capitolul 2) 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.

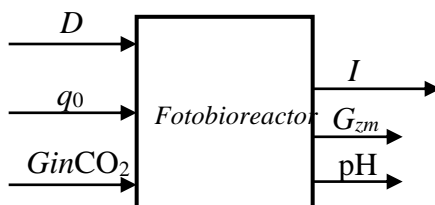


Fig. 4.17. Reprezentarea intrare-ieșire a fotobioreactorului

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, $G_{in\text{CO}_2}$. 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:

- 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, $G_{in\text{CO}_2}$;
- 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 ale pH-ului și unor mărimi 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, $G_{in\text{CO}_2}$, respectiv a iradianței incidente, q_0 .

4.3.2 Stabilirea criteriului de performanță

Criteriul de performanță este productivitatea fotobioreactorului,

$$I_0 = X \cdot D \quad [\text{Kg/m}^3/\text{h}] \quad (4.17)$$

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 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

$$I = X \cdot D - \gamma \cdot q_0 \quad (4.18)$$

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 (4.18) 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 $I(D)$.

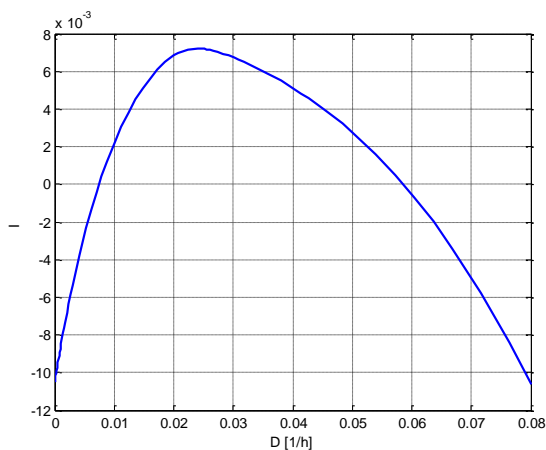


Fig. 4.18 Forma extremală a criteriului $I(D)$

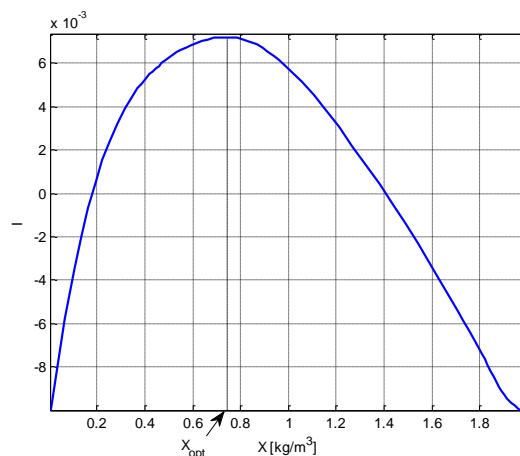


Fig. 4.19 Caracteristica $I(X)$

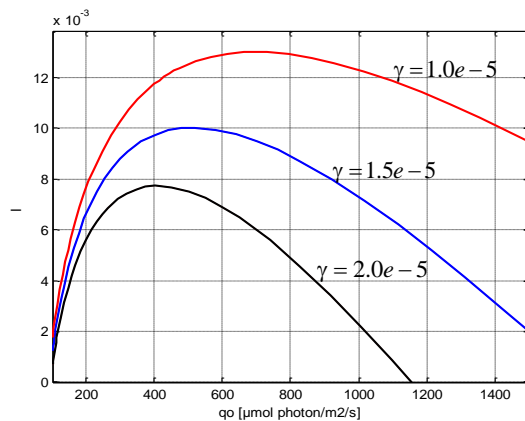


Fig. 4.20 Caracteristicile extreme $I(q_0)$ pentru diferite valori ale factorului de ponderare γ

În Fig. 4.18 este ilustrată forma extremală a criteriului $I(D)$, care va fi avută în vedere în secțiunile următoare. În Fig. 4.19 este prezentată caracteristica $I(X)$. Atunci când fluxul incident de lumină nu poate fi comandat (cazul bioreactoarelor cu lumină naturală), iar debitul de CO_2 la intrare este practic constant, din forma extremală a caracteristicii $I(X)$ se deduce valoarea concentrației de

biomasă optimală, X_{opt} . Această valoare se impune ca referință a unei bucle de reglare a concentrației de biomasă. În acest fel, problema conducerii extreme se reduce la o problemă mai simplă, de reglare la o referință constantă a biomasei.

În Fig. 4.20 sunt prezentate caracteristicile extreme $I(q_0)$ pentru diferite valori ale factorului de ponderare γ .

4.3.3 Optimizarea de tip „hill climbing” a fotobioreactorului

Schema și principiul de funcționare a buclei de optimizare, care utilizează principiul “hill climbing”, au fost prezentate în secțiunea 4.2.1. În Fig. 4.21 este ilustrată funcționarea optimizatorului, în raport cu caracteristica statică extremală a procesului, reprezentată cu linie întreruptă. După 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, la un moment t_0 , s-a aplicat o variație în treaptă a mărimii de intrare $GinCO_2$. Evident, procesul are în acest caz 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. 4.22 este prezentată evoluția criteriului I , iar în Fig. 4.23 este detaliată inversarea fazei semnalului de la ieșirea filtrului derivator, \hat{I} , în momentul t_0 , când punctul de operare trece de pe ramura descendentă pe cea ascendentă. Fig. 4.23 ilustrează variația semnalului ΔD , care se adaugă intrării D și care determină deplasarea punctului de operare spre stânga, respectiv spre 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. 4.21 - Fig. 4.24 confirmă funcționarea corectă a optimizatorului. Totuși, trebuie să se țină cont de următoarele observații și constatări:

În general, tehnicile de tip „hill climbing” de optimizare se aplică atunci când dinamica deplasării punctului de funcționare pe caracteristica extremală este foarte diferită de dinamica procesului. Un exemplu ilustrativ este optimizarea regimului de conversie a energiei la sursele PV. Aici constanta de timp a sursei PV este de ordinul milisecunde, iar schimbarea condițiilor exogene (lumină, temperatura etc.), care determină funcționarea optimizatorului, are loc la o scară de timp cu circa 5-6 ordine de mărime mai mare. În acest caz, excitarea cu semnalul $S \sin(\omega_0 t)$ a procesului are loc la o frecvență în care procesul este considerat ca un element proporțional **fără dinamică** (cu caracteristica de fază nulă), astfel încât răspunsul sinusoidal nu va fi afectat de un posibil defazaj introdus de proces.

De asemenea, 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 4.21...4.24, 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. 4.21 (v. Fig. 4.25). Datorită defazajului introdus de proces, deplasarea punctului mediu de funcționare înspre regimul optimal se face prin traiectorii ale punctului curent de funcționare în planul $I-D$ de forma unor bucle cu deschidere redusă, așa cum se remarcă în Fig. 4.25. Această deschidere depinde de defazajul introdus de proces.

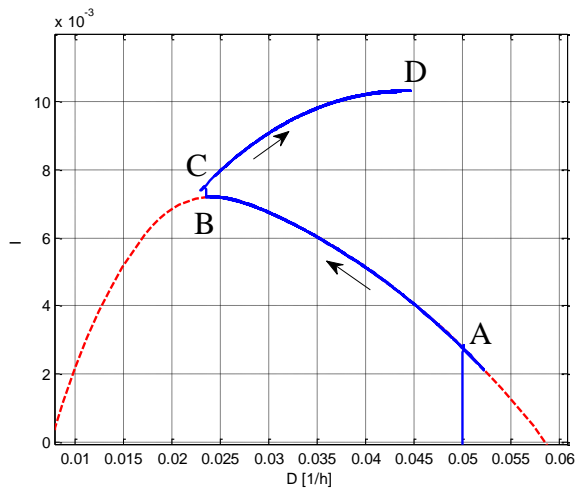


Fig. 4.21 Traectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare

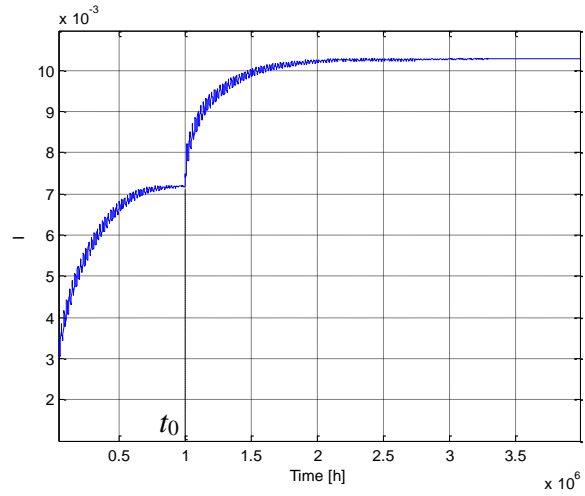


Fig. 4.22 Evoluția criteriului J

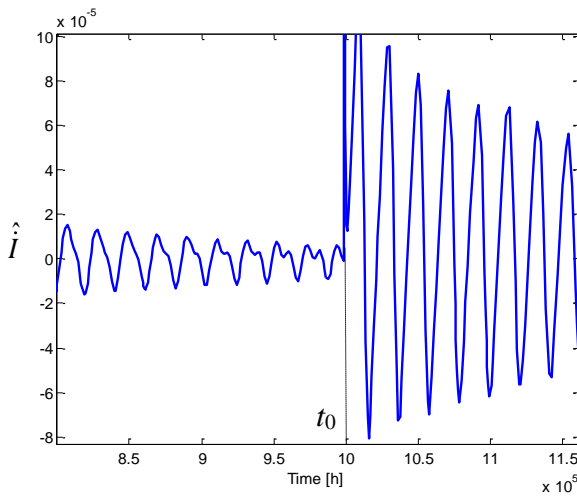


Fig. 4.23 Inversarea fazei semnalului de la ieșirea filtrului derivator, în momentul t_0

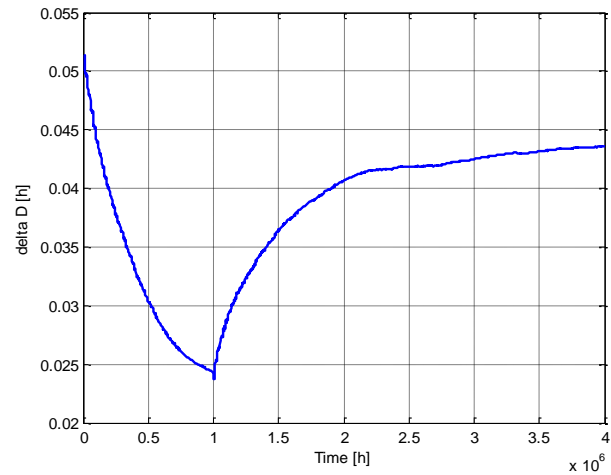


Fig. 4.24 Evoluția variabilei ΔD în procesul de optimizare

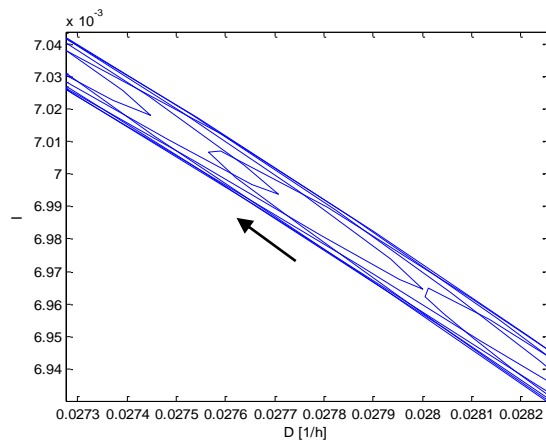


Fig. 4.25 Zoom în Fig. 5.21, care ilustrează detalii privind procesul de căutare a extremului

Pentru a permite 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 în care defazajul introdus de acesta este important. Evident, 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, așa cum se remarcă în Fig. 4.26. Simularea pe baza căreia s-au obținut Fig. 4.26 - 4.29 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.

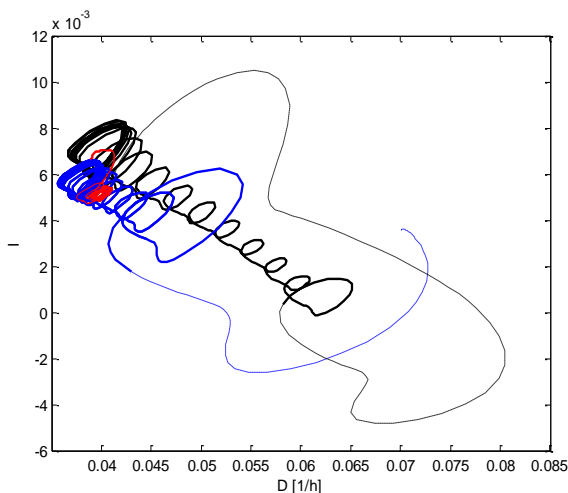


Fig. 4.26 Traiectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare

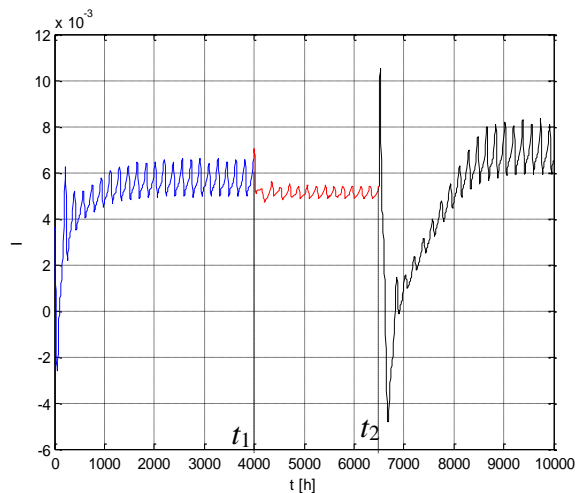


Fig. 4.27 Evoluția criteriului de performanță

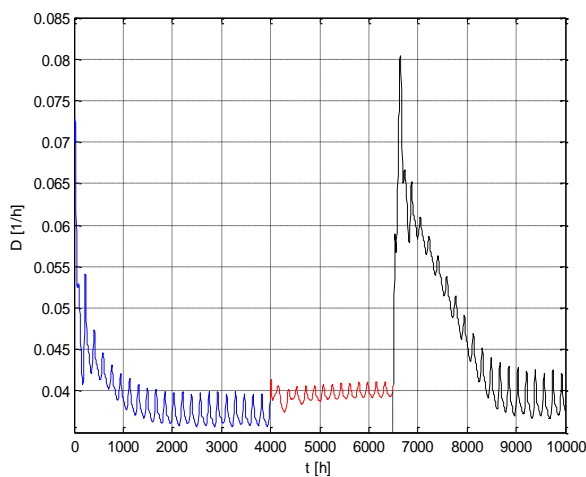


Fig. 4.28 Evoluția ratei de diluție D în procesul de optimizare

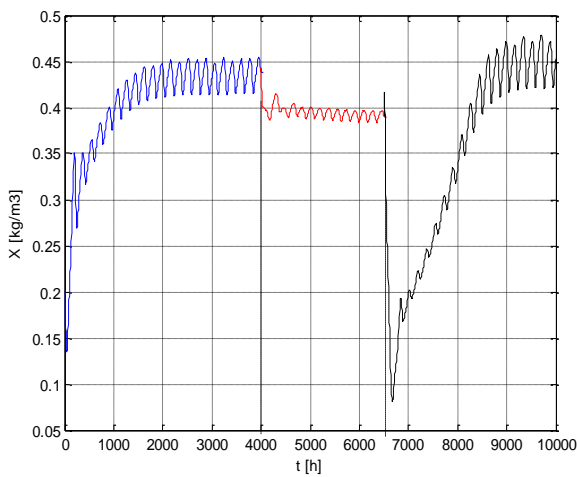


Fig. 4.29 Evoluția concentrației de biomasă X în procesul de optimizare

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 dintre acestea corespunzându-i 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. 5.26, 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 intervale sunt marcate prin culori diferite, utilizate și în graficele din Fig. 4.27 – 4.29, care se referă la evoluțiile criteriului de performanță, I , ratei de diluție, D , și concentrației de biomasă, X . Din Fig. 4.27 și Fig. 4.28 se remarcă faptul că, după un foarte scurt regim dinamic, diluția D scade de la valoarea inițială 0.07 [1/h] la circa 0.045 [1/h], care determină o creștere rapidă a biomasei (v. Fig. 4.29) și a criteriului de performanță, după care urmează o evoluție mai lentă a punctului de funcționare spre regimul optimal. După aceasta deplasare lentă, realizată *printr-o traiectorie în formă de spirală*, se obține regimul permanent aferent regimului optimal. În primul interval de timp, acest regim optimal se obține în circa 45 zile, în condițiile când punctul static de funcționare inițial era sensibil diferit de punctul de operare optimal. Cu toate că la momentul t_1 mărimea exogenă $GinCO_2$ are o variație importantă, regimul optimal corespunzător noii caracteristici statice se află în vecinătatea regimului optimal anterior. În consecință, traiectoriile aferente intervalului 2 de funcționare (marcate cu roșu) ilustrează o adaptare foarte rapidă, însă nesemnificativă ca deplasare a punctului de operare optimal. În intervalul 3 este ilustrată o situație contrară, când mărimea 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 extremale. Evident, în acest caz, obținerea regimului optimal se face mai lent, prin traiectoria sub formă de spirală.

În practică, variațiile mărimilor exogene nu sunt sub formă de treaptă, ci sunt variații foarte lente. În cadrul sistemului biotehnologic ce face obiectul acestui proiect, debitul de CO_2 de la intrare este obținut prin arderea gazului metan produs de un digester, a cărui dinamică este foarte lentă, similară celei a fotobioreactorului. În aceste condiții, deplasarea lentă a punctului de funcționare prin procedura hill climbing nu este alterată de variații bruște ale mărimii 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, $GinCO_2$. Caracteristica statică a procesului, prezentată în Fig. 4.30, este dedusă în intervalul $[0.0001, 0.08]$ [mol/l], iar parametrii regulatorului PI utilizat au fost: $K_{p_{pH}} = 0.01$; $Ti_{pH} = 2h$. Răspunsurile sistemului de reglare la următoarele variații în treaptă ale referinței: $7 \rightarrow 7.5$, $8 \rightarrow 7.5$ sunt reprezentate în Fig. 4.31, cu linie continuă, respectiv cu linie întreruptă. Se observă că, datorită neliniarităților sistemului, 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: $6.5 \rightarrow 7.5$, $8.5 \rightarrow 7.5$, răspunsurile buclei sunt reprezentate în Fig. 4.32. În general, datorită neliniarităților importante ale sistemului, problema acordării regulatorului de pH nu este foarte simplă. Din răspunsurile prezentate se constată că dinamica buclei de reglare a pH-ului este foarte rapidă, în raport cu dinamica de dezvoltare a biomasei.

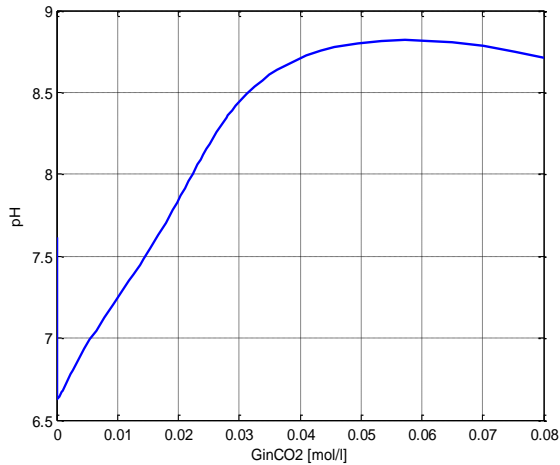


Fig. 4.30 Caracteristica statică $pH = f(GinCO_2)$

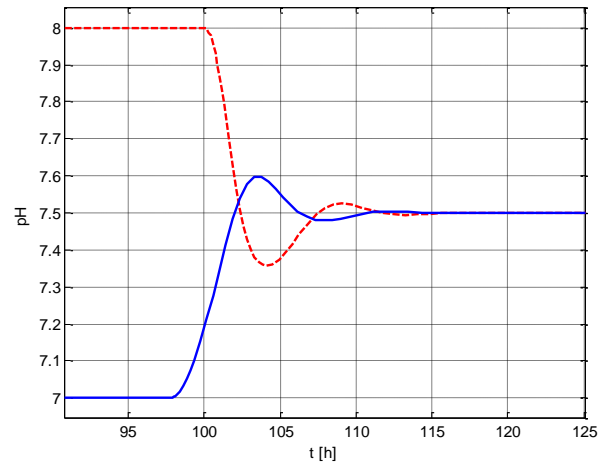


Fig. 4.31 Răspunsuri la semnale treaptă ale buclei de pH

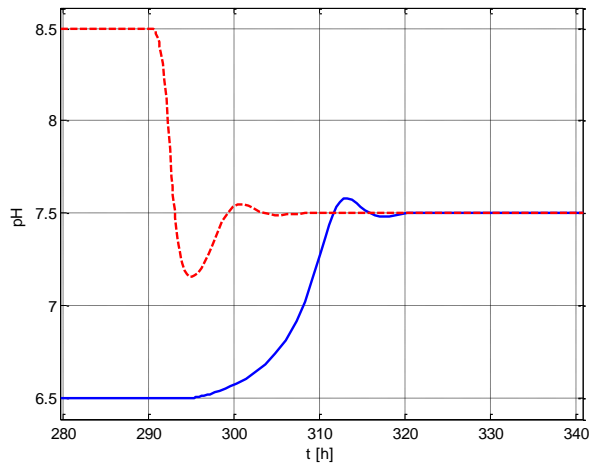


Fig. 4.32 Răspunsuri ale buclei de pH la semnale treaptă $6.5 \rightarrow 7.5$ (cu linie continuă) și $8.5 \rightarrow 7.5$ (cu linie întreruptă)

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 în timp lentă până la 120 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]. În Fig. 4.33 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 optim se modifică, fiind urmărit prin programul de optimizare. În ambele faze, valoarea medie a pH-ului rămâne la valoarea de referință, 7.5 , așa cum se remarcă din Fig. 4.34.

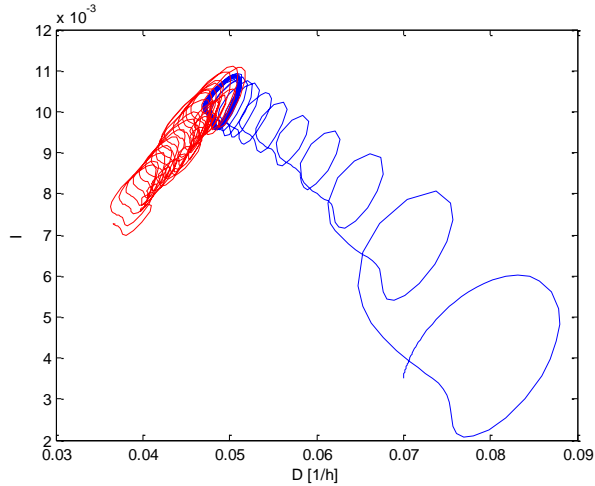


Fig. 4.33 Traectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare, atunci când $q_0 = \text{const}$ (albastru) și când q_0 are o variație lentă în rampă (roșu)

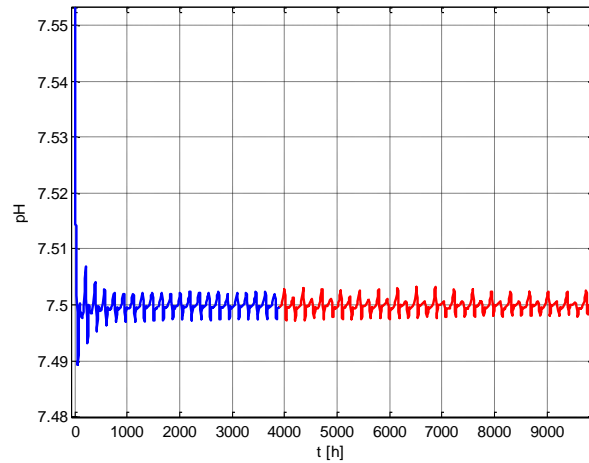


Fig. 4.34 Evoluția pH-ului în procesul de optimizare, atunci când $q_0 = \text{const}$ (albastru) și când q_0 are o variație lentă în rampă (roșu)

4.3.5 Conducerea automată a subsistemului radiativ al bioreactorului

Se vor considera în această secțiune proprietățile fotobioreactorului și problematica conducerii acestuia, considerând că mărimea de comandă este fluxul incident luminos, q_0 . Așa cum s-a precizat în secțiunea 4.3.2, este necesar să se adopte criteriul al doilea de performanță (4.18), care ține cont și de efortul energetic pentru obținerea radiației luminoase incidente.

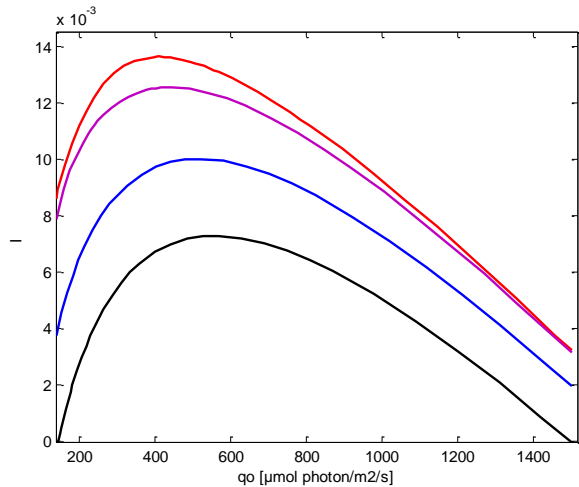


Fig. 4.35 Caracteristici statice $I = I(q_0)_{GinCO_2 = \text{const}}$ pentru $D=0.025$ (roșu), $D=0.035$ (margenta); $D=0.05$ (albastru); $D=0.06$ (negru); D în $[h^{-1}]$

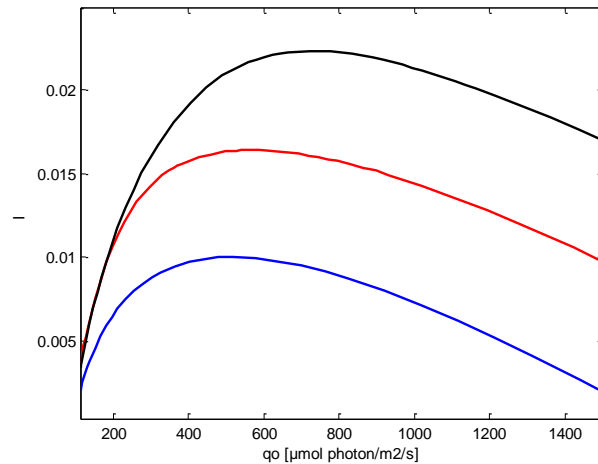


Fig. 4.36 Caracteristici statice $I = I(q_0)_{D = \text{const}}$ pentru $GinCO_2=0.001$ (albastru), $GinCO_2=0.002$ (roșu); $GinCO_2=0.04$ (negru); $GinCO_2$ în $[mol/h]$

În (4.18) s-a adoptat $\gamma = 2.0e-5$. Caracteristicile statice $I = I(q_0)_{GinCO_2=const}$ și $I = I(q_0)_{D=const}$, prezentate în Fig. 4.35 și respectiv Fig. 4.36, au alură extremală, iar modificarea poziției regimului optimal se face fie la variația ratei de diluție, fie la modificarea variabilei $GinCO_2$.

Obținerea acestui regim optimal se poate face prin căutare de tip hill climbing, însă utilizarea simultană a aceluiași criteriu de performanță, de tipul productivității (cu sau fără penalizare energetică), în două bucle de căutare a optimului, cu mărimile de comandă D și q_0 , nu este practic posibilă. În aceste condiții, se adoptă soluția optimizării prin căutare extremală utilizând comanda D , iar comanda q_0 se folosește pentru stabilirea unui regim de utilizare eficientă a resursei energetice în procesul de creștere a microalgelor.

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 RST1, secțiunea 2.2, 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 optimală a mărimii Γ este 1.

4.3.5.1 Reglarea iradianței medii

În cadrul primei abordări, regulatorul PI al buclei pentru iradianța medie are parametrii: $Kp_{G_{zm}} = 10$; $Ti_{G_{zm}} = 4$ [h]. Evoluțiile mărimilor G_{zm} , X și q_0 , 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. 4.37 – 4.39, cu linie plină, respectiv cu linie întreruptă. Se observă că, la valori mici ale timpului, dinamica mărimii reglate (iradianța medie) este cu un ordin de mărime mai rapidă decât dinamica biomasei. Evoluția mărimii reglate este foarte rapidă în prima oră a regimului dinamic, după care se 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 fluxului incident, având ca efect reducerea iradianței medii. În același timp scade și concentrația biomasei, cu efect de creștere a iradianței locale în secțiunea bioreactorului, însă acest proces este foarte lent în raport cu primul. Evoluția iradianței medii din Fig. 4.39 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. Funcționarea buclelor menționate s-a făcut pentru referințele $G_{zm} = 100$ [$\mu\text{mol} \times \text{photon/m}^2 / \text{sec}$] și $pH_{ref} = 7.5$. Dinamica biomasei în fotobioreactor este ilustrată în Fig. 4.40, iar variațiile mărimilor reglate și ale mărimilor de comandă din cadrul celor două bucle sunt date în Fig. 4.41 – 4.44. Se constată o diferență de 1-2 ordine de mărime între duratele de stabilizare a mărimilor reglate și dinamica biomasei. După aducerea mărimilor reglate la referințele impuse, comenzile q_0 și $GinCO_2$ nu rămân constante (v. Fig. 4.42 și 4.44), ci evoluează lent și se stabilizează odată cu stabilizarea concentrației de biomasă, X . Această comportare este consecința

evoluției biomasei (Fig. 4.40), care afectează cele două bucle, însă componenta integratoare a reguletoarelor elimină practic această influență.

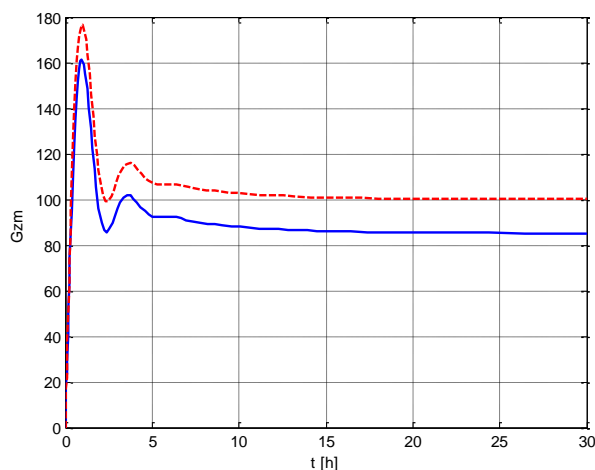


Fig. 4.37 Evoluția mărimii G_{zm} la o referință de 85 $[\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$ (linie plină) și de 100 $[\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$ (linie întreruptă)

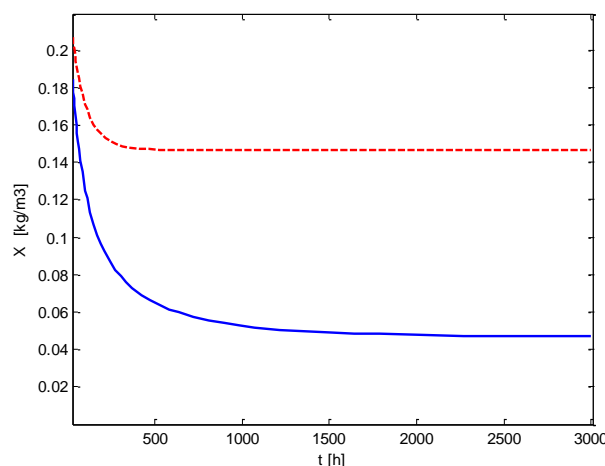


Fig. 4.38 Evoluțiile biomasei la o referință de 85 $[\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$ (linie plină) și de 100 $[\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$ (linie întreruptă)

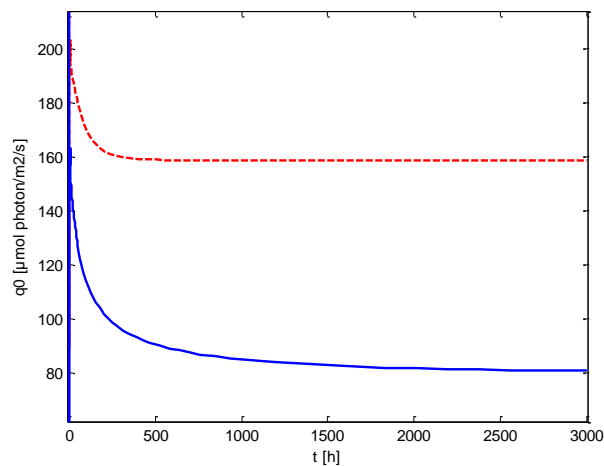


Fig. 4.39 Evoluțiile variabilei q_0 la o referință de 85 $[\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$ (linie plină) și de 100 $[\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}]$ (linie întreruptă)

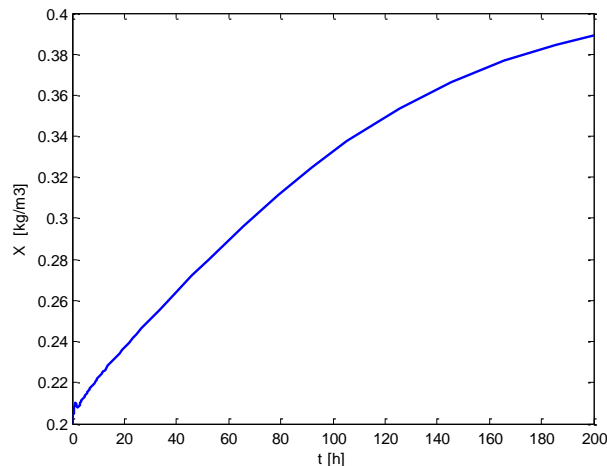


Fig. 4.40 Evoluția biomasei X la funcționarea simultană a buclelor pentru G_{zm} și pH (în conexiune cu Fig. 5.41 - 5.44)

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. 4.45 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 general - dificilă. Dificultățile cresc și se manifestă prin instabilitate, atunci când dinamica buclei rapide „aruncă” punctul curent de funcționare departe de traiectoria curentă de căutare a optimului din planul $I - D$.

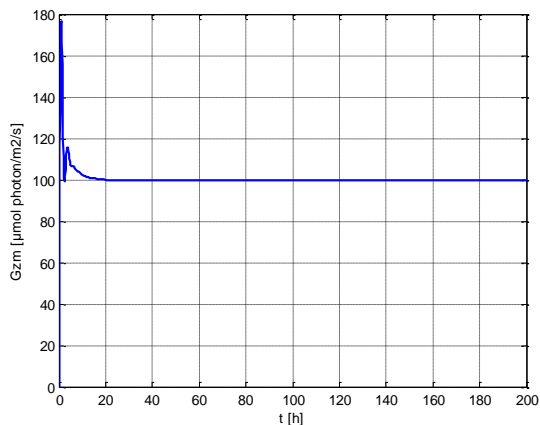


Fig. 4.41 Evoluția mărimii reglate G_{zm} la o referință $G_{zm_{ref}} = 100$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]

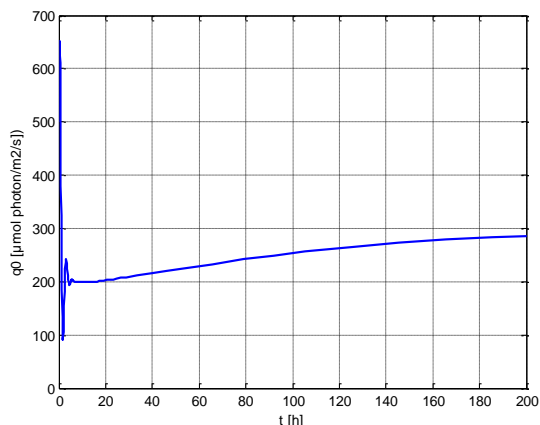


Fig. 4.42 Evoluția mărimii de comandă q_0 în cadrul buclei de reglare a iradienței medii

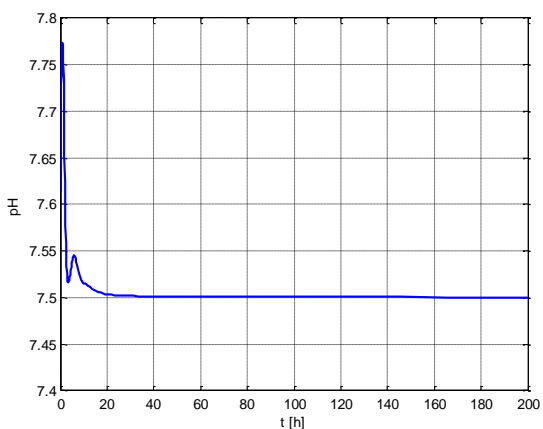


Fig. 4.43 Evoluția mărimii reglate pH la o referință $pH_{ref} = 7.5$

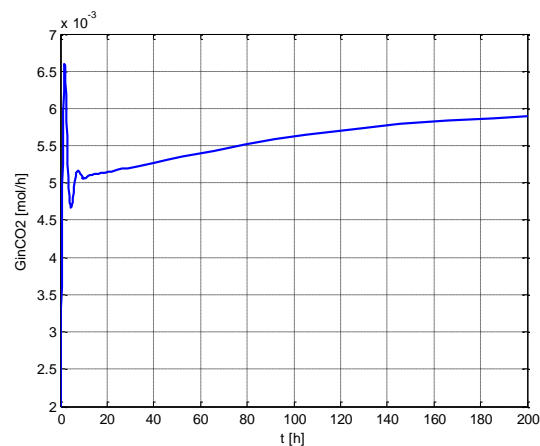


Fig. 4.44 Evoluția mărimii comandă G_{inCO_2} în cadrul buclei de reglare a pH-ului

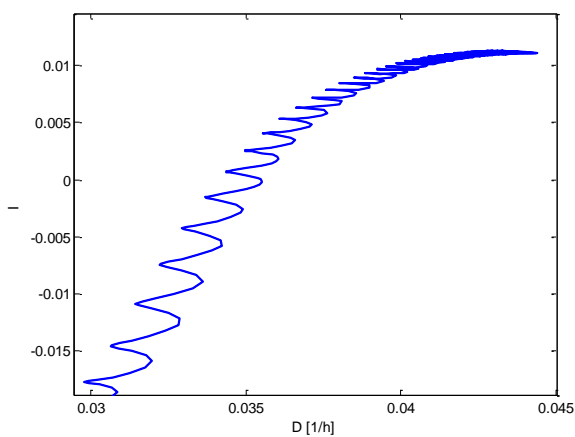


Fig. 4.45 Traectoria punctului curent de funcționare în planul $I - D$ la funcționarea simultană a buclei de optimizare și a celei de reglare a mărimii G_{zm}

4.3.5.2 Reglarea 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). Irradianța G scade exponențial în raport cu z , datorită absorbției luminii de către biomasa cu concentrația X . Diferite distribuții ale irradianței pe adâncimea fotobioreactorului, pentru diferite concentrații ale biomasei, sunt prezentate în Fig. 4.46. Fie G_c irradianța din mediul de cultură, la care viteza de creștere a microalgelor este egală cu viteza morții acestora și z_{G_c} adâncimea la care se obține irradianța 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. 4.46), 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 irradianței luminoase incidente, $G|_{z=0} = q_0$. Cazul când $z_{G_c} > L$ (reprezentat cu linie - punct în Fig. 4.46) 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 irradianța incidentă, q_0 , este mare și poate fi considerată ca neconvenabilă, din punctul de vedere al consumului energetic.

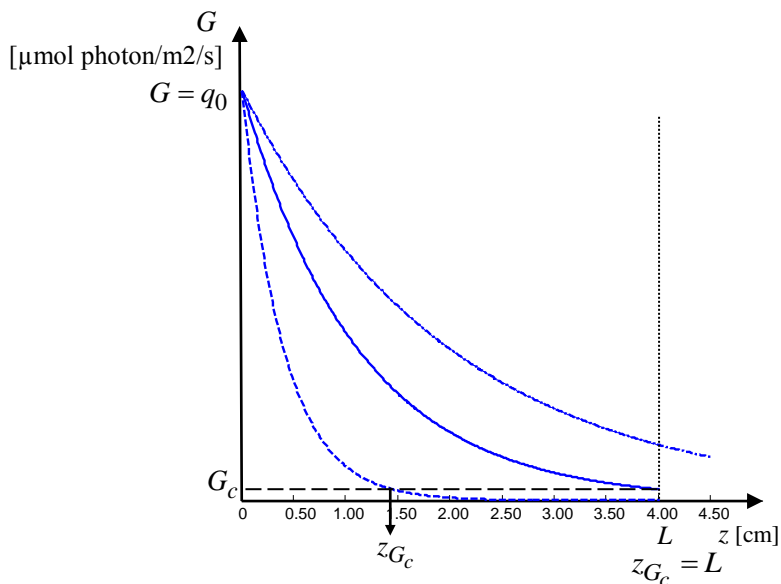


Fig. 4.46 Distribuții ale irradianței pe adâncimea fotobioreactorului, pentru diferite concentrații ale biomasei

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, irradianța la $z > L$ este minimă. Acest caz este reprezentat cu linie continuă în Fig. 5.46. În cele ce urmează se impune reglarea mărimii

$$\Gamma = \frac{z_{G_c}}{L} \quad (4.19)$$

la valoarea unitară, prin comanda iradianței incidente q_0 . Expresia analitică pentru z_{G_c} este

$$z_{G_c} = \frac{\log(G_c / q_0)}{E_a X(\alpha - 1) / (2\alpha)} \quad (4.20)$$

în care

$$\alpha = \sqrt{E_a / (E_a + 2bE_s)} \quad (4.21)$$

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, $G_c = 5$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$].

Într-o etapă preliminară realizării buclei de reglare a mărimii Γ , s-au stabilit caracteristicile statice ale procesului, $\Gamma = \Gamma(q_0)|_{D=\text{const}}$. În Fig. 4.47 sunt date aceste caracteristici pentru $D_i, i = \overline{1,5}$: 0.001, 0.005, 0.015, 0.025, 0.035 în [1/h], iar în Fig. 4.48 sunt reprezentate caracteristicile $X = X(q_0)|_{D=\text{const}}$ pentru aceleași valori ale ratei de diluție. Pentru interpretarea corectă a acestor figuri se va considera o valoare dată a lui q_0 , de exemplu $q_0 = q_{04} = 640$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]. La această valoare a lui q_0 , dacă diluția este $D_5 = 0.035$ [1/h], atunci concentrația biomasei este mică și coordonata z la care iradianța scade până la valoarea unitară ar fi mare, astfel încât $z_{G_c} > L$ și $\Gamma > 1$. Pentru un debit mic, de exemplu $D_3 = 0.015$ [1/h], concentrația biomasei este mai mare și coordonata z la care iradianța scade la valoarea unitară ar fi mai mică, astfel încât $z_{G_c} < L$ și $\Gamma < 1$.

În Fig. 4.49 – 4.52 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; în buclă închisă, regulatorul mărimii Γ comandă în regim staționar o valoare mare a biomasei (Fig. 4.51), pentru a se evita situația menționată. Această comandă se realizează prin creșterea iradianței incidente q_0 (Fig. 4.52). Se obține o situație foarte favorabilă, când creșterea diluției este însoțită de creșterea biomasei și, evident, de creșterea productivității bioreactorului (Fig. 4.50).

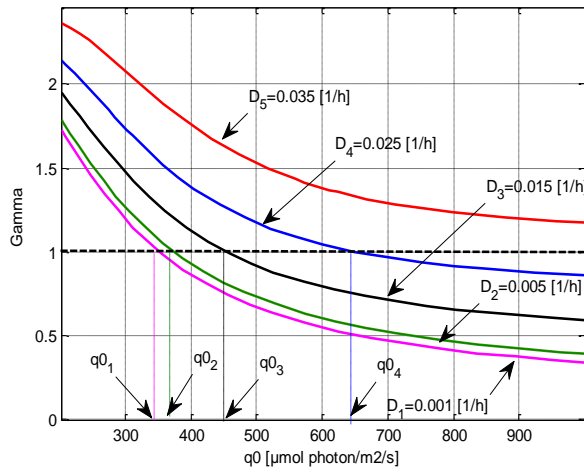


Fig. 4.47 Caracteristicile statice $\Gamma = \Gamma(q_0)|_{D=const}$ ale procesului

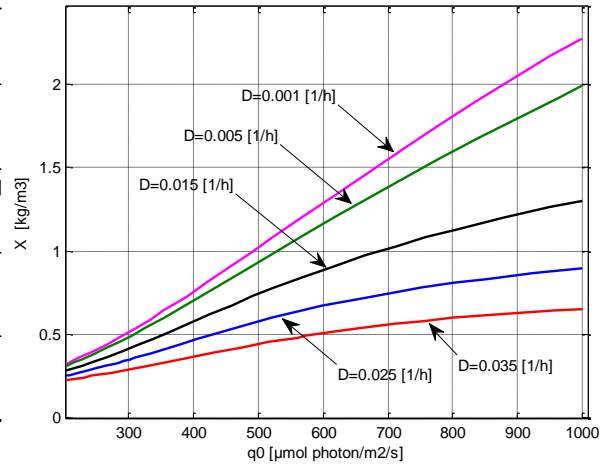


Fig. 4.48 Caracteristicile statice $X = X(q_0)|_{D=const}$ ale procesului

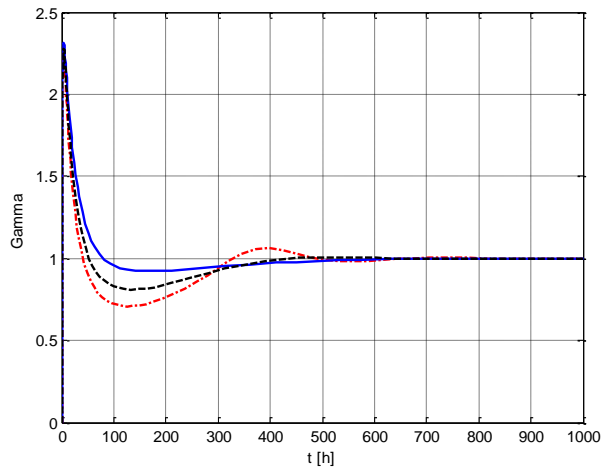


Fig. 4.49 Variația mărimii reglate în bucla de stabilizare la valoarea unitară a mărimii Γ , pentru: $D=0.015$ (linie punct); 0.02 (punctat); 0.025 (linie plină), în [1/h]

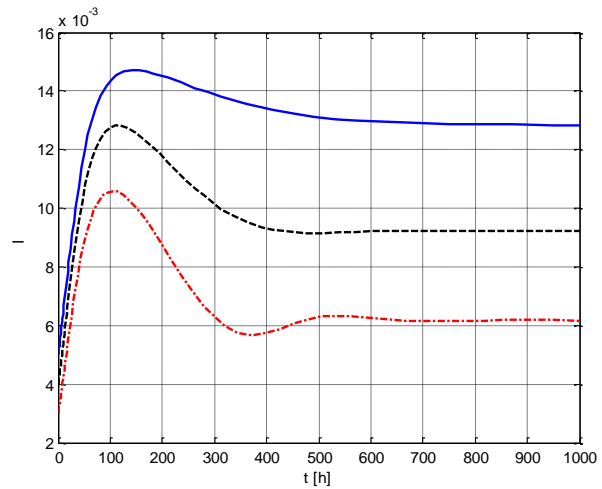


Fig. 4.50 Variația criteriului I în bucla de stabilizare la valoarea unitară a mărimii Γ , pentru: $D=0.015$ (linie punct); 0.02 (punctat); 0.025 (linie plină), în [1/h]

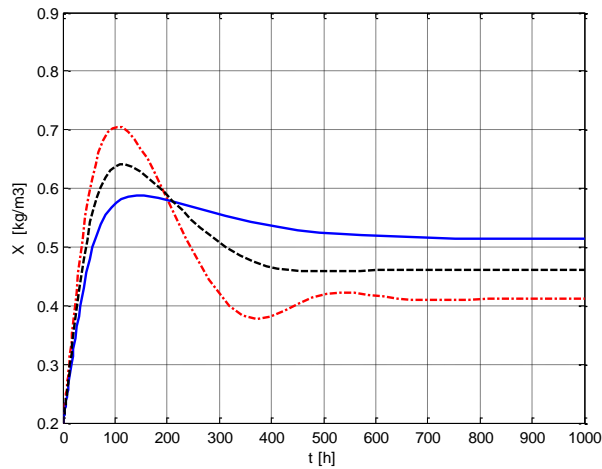


Fig. 4.51 Variația biomasei în bucla de stabilizare la valoarea unitară a mărimii Γ , pentru: $D=0.015$ (linie punct); 0.02 (punctat); 0.025 (linie plină), în [1/h]

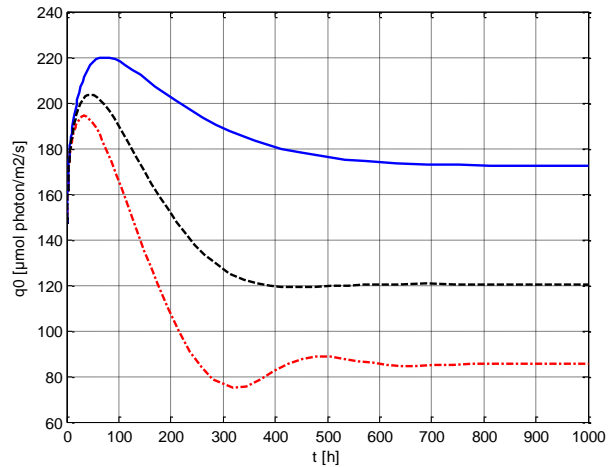


Fig. 4.52 Variația irradianței incidente q_0 în bucla de stabilizare la valoarea unitară a mărimii Γ , pentru: $D=0.015$ (linie punct); 0.02 (punctat); 0.025 (linie plină), în [1/h]

Reglarea automată a mărimii Γ este o alternativă la problema reglării irradianței medii G_{zm} , analizată anterior. Pe baza rezultatelor obținute, se pot stabili următoarele concluzii privind performanțele celor două abordări:

1. în privința stabilirii referinței buclei de reglare:
 - a. referința pentru G_{zm} nu are o susținere fenomenologică detaliată, fiind vorba de o mediere a irradianței pe adâncimea fotobioreactorului, iar valoarea referinței nu este definită riguros;
 - b. referința pentru Γ este susținută fenomenologic.
2. în privința efectului creșterii ratei de diluție asupra productivității:
 - a. la bucla de reglare pentru G_{zm} , creșterea lui D produce micșorarea lui X și, de regulă, micșorarea productivității (4.17);
 - b. așa cum s-a arătat, la bucla de reglare pentru Γ , creșterea lui D conduce la creșterea productivității (5.17);
3. în privința performanțelor de reglare:
 - a. bucla de reglare pentru G_{zm} este rapidă în faza inițială (în comparație cu timpul de răspuns al procesului microbiologic), iar acordarea regulatorului este simplă;
 - b. la bucla de reglare pentru Γ , acordarea este dificilă și există limitări ale domeniului de variație a diluției pentru care funcționarea buclei este admisibilă. De exemplu, pentru valori mari ale diluției (>0.05 ; 0.1 [1/h]), durata regimului tranzitoriu crește excesiv, irradianța q_0 ajunge la valori inacceptabile și parametrul Γ rămâne supraunitar, cu o variație foarte lentă spre valoarea de referință.

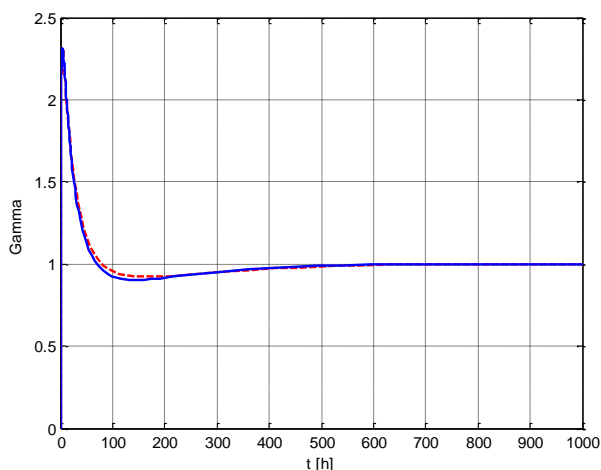


Fig. 4.53 Evoluția mărimii Γ cu ambele bucle de reglare (solid) și numai cu bucla de Γ (dash)

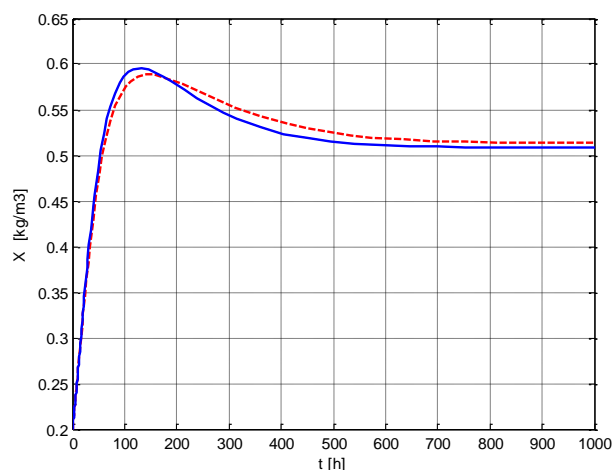


Fig. 4.54 Evoluția biomasei cu ambele bucle de reglare (solid) și numai cu bucla de Γ (dash)

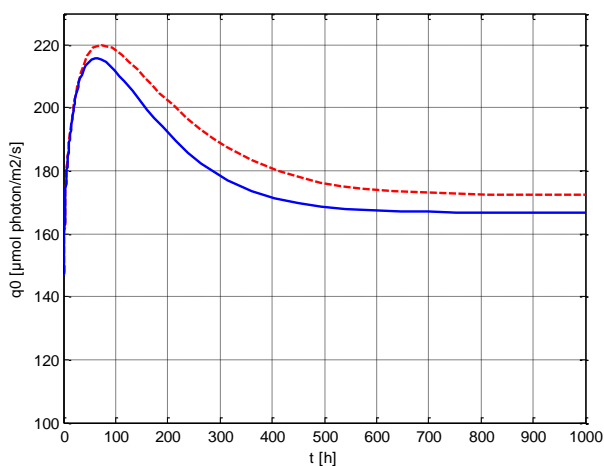


Fig. 4.55 Evoluția mărimii q_0 cu ambele bucle de reglare (solid) și numai cu bucla de Γ (dash)

În continuare s-a analizat situația când **bioreactorul funcționează cu două bucle de reglare: cele pentru Γ și pentru pH**. În Fig. 4.53 – 4.55 sunt date evoluțiile mărimilor Γ , X și q_0 atunci când funcționează simultan cele două bucle (cu linie continuă) și atunci când funcționează numai bucla pentru Γ (cu linie întreruptă). Se observă că diferențele dintre cele două cazuri nu sunt semnificative. Această situație se explică prin faptul că bucla de pH are o dinamică mult mai rapidă decât cea pentru Γ , astfel încât, după implementarea buclei de pH, acordarea buclei pentru Γ nu afectează sensibil performanțele celei de pH.

4.3.6 Conducerea automată integrală 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 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} .

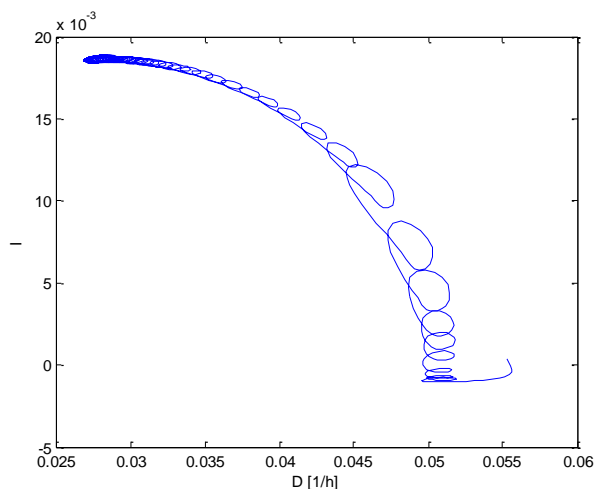


Fig. 4.56 Traiectoria punctului de funcționare în procesul de căutare a extremului, atunci când funcționează și buclele de pH și G_{zm}

În Fig. 4.56 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. Utilizarea procedurii de căutare a extremului în problema formulată nu este recomandată din două motive:

- a. este excesiv de lentă și parametrii regulatorului extremal se stabilesc cu mare dificultate, utilizând o procedură care implică o serie de testări. Acestea se pot efectua în regim de simulare, dar în cadrul procesului fizic – când durata regimului dinamic al procesului este de câteva zile, iar durata căutării extremale poate fi de ordinul săptămânilor – implementarea regulatorului extremal este incertă din punct de vedere practic;
- b. este posibilă înlocuirea căutării extremale cu o problemă de stabilizare a biomasei la o valoare de referință optimală. Acest lucru se poate realiza în două variante:
 1. stabilizând mărimile 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 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;
 2. stabilizând mărimile pH și G_{zm} / Γ prin intermediul unor bucle ale căror referințe asigură regimuri „optimale” pentru subsistemele fizico-chimic, respectiv radiant. Se admite că valorile **de regim staționar** ale comenzilor acestor bucle rămân constante, ceea ce implică „imobilizarea” caracteristicii statice, astfel încât problema de căutare extremală se poate transforma într-o problemă de stabilizare a biomasei X la o valoare de referință optimală.

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 trebuie asigurată la o valoare constantă, prin soluții tehnologice sau de control. Dacă există variații ale acestei mărimi perturbatoare, efectele asupra celor două soluții de înlocuire a căutării extremale sunt:

- în varianta 1: stabilizarea mărimilor exogene G_{inCO_2} și q_0 nu mai asigură riguros regimurile „optimale” ale subsistemelor fizico-chimic, respectiv radiant, cu efecte asupra optimizării criteriului global;
- în varianta 2: stabilizarea mărimilor de ieșire G_{inCO_2} și q_0 este însoțită de modificări ale comenzilor G_{inCO_2} și q_0 , care produc eventuale deplasări laterale ale caracteristicii extremale. Acestea afectează valoarea referinței optimale pentru bucla de biomasă.

În cele ce urmează s-a adoptat varianta 2. Argumentele pentru această opțiune sunt:

- se asigură permanent regimurile „optimale” ale subsistemelor fizico-chimic, respectiv radiant;
- în eventualitatea, puțin probabilă, că nu există soluții tehnologice sau de control 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.

În aceste condiții s-au trasat două caracteristici statice: cea extremală $I = I(D)$ și $X = X(D)$, atunci când funcționează bucele de pH și G_{zm} .

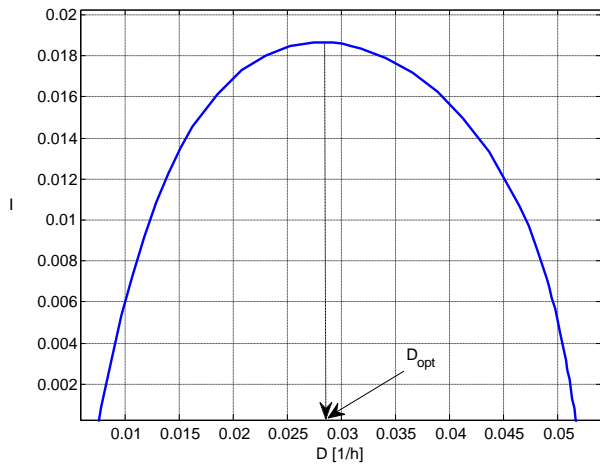


Fig. 4.57 Caracteristica statică $I = I(D)$ atunci când funcționează bucele pentru pH și G_{zm}

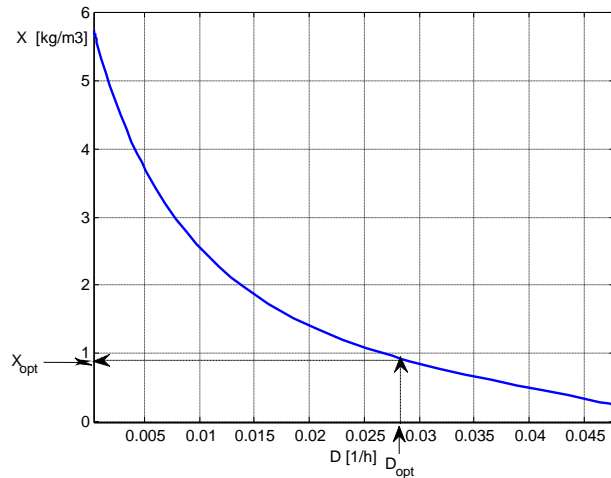


Fig. 4.58 Caracteristica statică $X = X(D)$ atunci când funcționează bucele pentru pH și G_{zm}

Ele sunt date în Fig. 4.57, respectiv Fig. 4.58. Se observă că valoarea optimală a criteriului de performanță, $I_{opt} = 0.0187$, dedusă din Fig. 4.57, corespunde cu valoarea găsită de regulatorul extremal (v. Fig. 4.56). 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. 4.58), se obține valoarea biomasei corespunzătoare regimului optimal, X_{opt} . În continuare se pune problema stabilizării biomasei la referința $X_{ref} = X_{opt}$, utilizând o buclă de reglare.

Această soluție privind conducerea optimală corespunde abordării clasice de reducere a problemei optimale (cu criteriu static) la o problemă de stabilizare.

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

Implementarea soluției de stabilizare a mărimilor pH și G_{zm} , prin intermediul unor bucle ale căror referințe asigură regimuri „optimale” pentru subsistemele fizico-chimic, respectiv radiant, a condus la rezultatele prezentate în Fig. 4.59 – 4.62. În Fig. 4.59 se prezintă dinamica buclei de reglare a biomasei la valoarea de referință $X_{ref} = X_{opt} = 0.935$ [Kg/m³]. Această valoare a rezultat din caracteristica dată în Fig. 4.58. Evoluția biomasei (Fig. 4.59a) indică ajustarea lui X la valoarea optimală menționată, atunci când diluția se stabilizează la valoarea $D = D_{opt} = 0.028$ [1/h] (v. Fig. 4.57 și Fig. 4.59b). În Fig. 4.62 este dată variația indicatorului de performanță, I . Acesta se stabilizează la valoarea optimală $I = 0.0186$, găsită prin căutarea extremală (v. Fig. 4.56). Caracteristica statică extremală este „imobilizată” în regim staționar prin valorile constante ale comenzilor buclelor de stabilizare a mărimilor pH și G_{zm} , a căror funcționare este ilustrată în Fig. 4.60, respectiv Fig. 4.61. Menționăm ca fiecare din aceste bucle stabilizează doi parametri ai procesului (pH, respectiv G_{zm}) la valori de referință considerate de biotehnologi ca „optimale” pentru subsistemele fizico-chimic, respectiv radiant.

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

Optimizarea prin căutare de tip „hill climbing” a criteriului (4.18), atunci când sunt în funcțiune buclele de reglare a mărimilor I și pH, este practic imposibilă, așa cum a rezultat din numeroasele încercări realizate prin simulare numerică. Dacă sistemul funcționează cu buclele de reglare pentru G_{zm} și pH, atunci optimizarea prin căutarea extremului a condus la rezultatul prezentat în Fig. 4.56, rezultatul fiind posibil deoarece dinamica buclei de G_{zm} este mai simplă decât dinamica buclei de I . Un asemenea rezultat nu s-a putut obține în căutarea extremului, atunci când sunt în funcțiune buclele de reglare pentru I și pH.

În aceste condiții, soluționarea problemei conducerii optimale a fotobioreactorului se face ca în secțiunea anterioară. În ipoteza că poziția caracteristicii extremale rămâne nemodificată, este posibilă și oportună transformarea problemei de optim într-o problemă de stabilizare a biomasei la o referință optimală, prin intermediul unei bucle de reglare. Mai întâi s-au trasat două caracteristici statice: cea extremală $I = I(D)$ și $X = X(D)$, atunci când funcționează buclele de stabilizare pentru pH și I . Din motive numerice, obținerea acestor curbe nu s-a putut realiza prin integrarea ecuațiilor procesului, atunci când rata de diluție are o variație în rampă cu pantă extrem de mică. Practic, a fost necesară trasarea lor punct cu punct, rezultând valorile numerice din Tabelul 4.1.

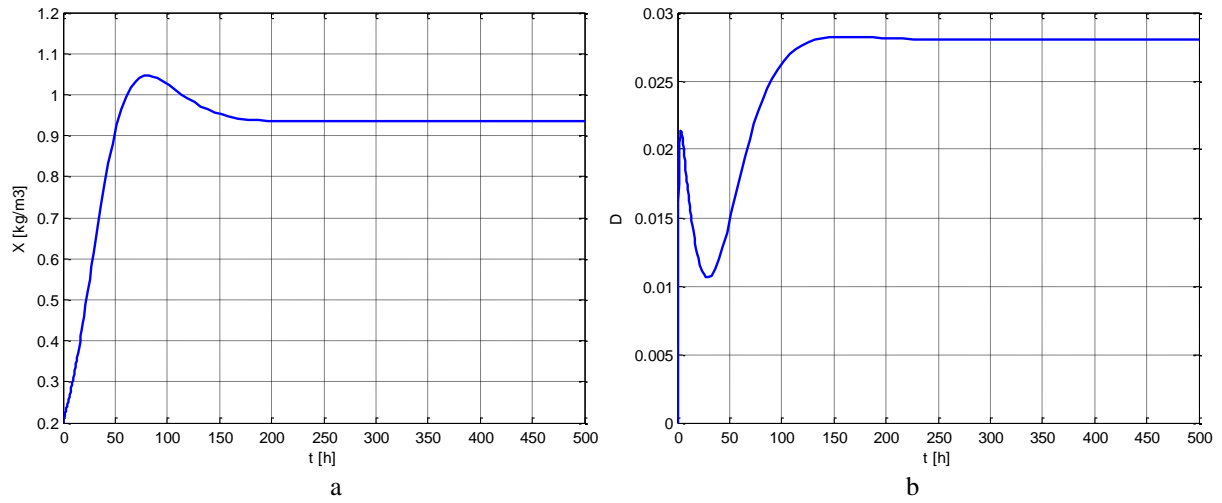


Fig. 4.59 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) în bucla de reglare a biomasei X

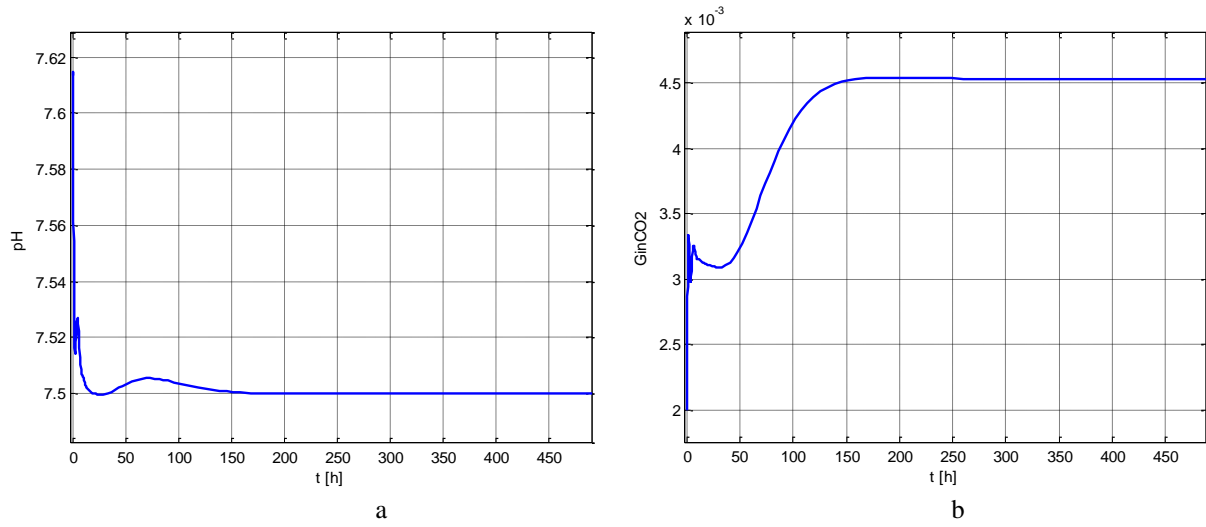


Fig. 4.60 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) în bucla de reglare a pH-ului

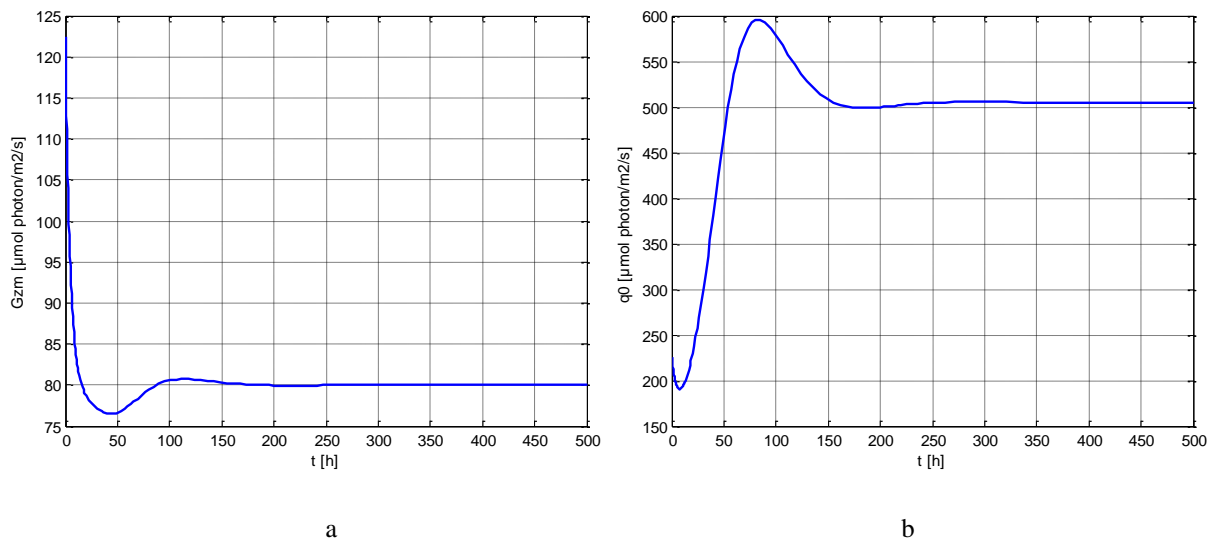


Fig. 4.61 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) în bucla de reglare a iradianței medii G_{zm}

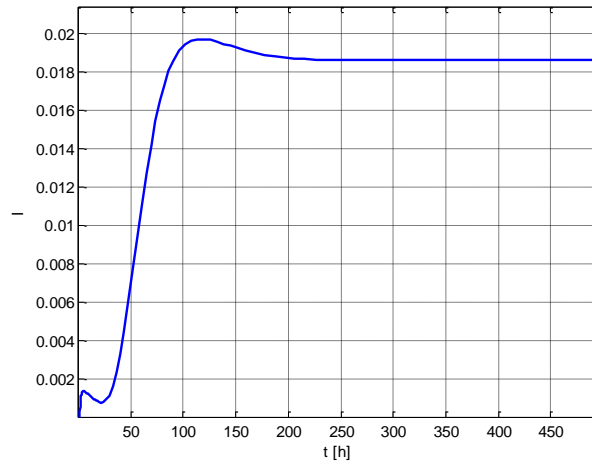


Fig. 4.62 Evoluția criteriului de performanță (5.18)

Tabelul 4.1

D [1/h]	0.020	0.025	0.030	0.035	0.040	0.045	0.050	0.055	0.060	0.065	0.070	0.072
I (crit. 5.18)	0.00742	0.0102	0.0132	0.0163	0.0194	0.0223	0.0248	0.0263	0.02596	0.0219	0.0107	0.00285
X [Kg/m ³]	0.4615	0.5087	0.554	0.5984	0.6425	0.6886	0.7359	0.7857	0.83923	0.8973	0.961	0.9885

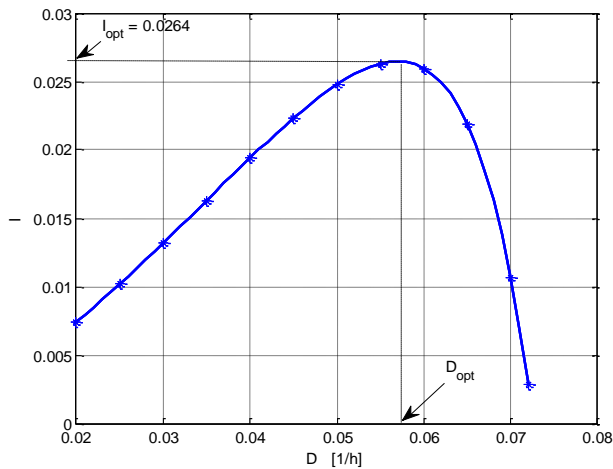


Fig. 4.63 Caracteristica statică $I = I(D)$ atunci când funcționează bucele pentru pH și G_{zm}

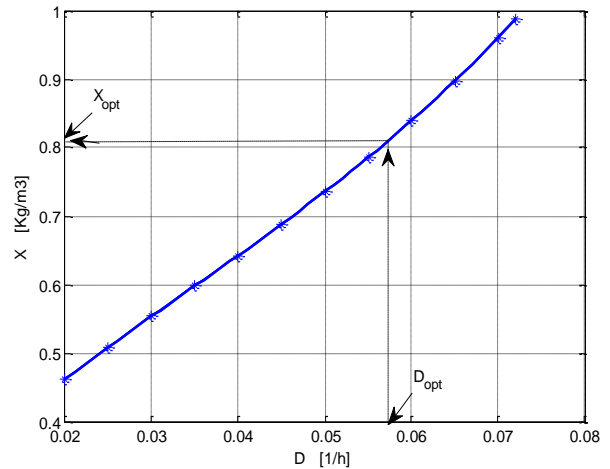


Fig. 4.64 Caracteristica statică $X = X(D)$ atunci când funcționează bucele pentru pH și G_{zm}

În Fig. 4.63 este prezentată caracteristica $I = I(D)$, iar în Fig. 4.64 – caracteristica $X = X(D)$. Punctele statice determinate din modelul matematic și incluse în Tabelul 1 s-au notat cu asterisc, iar curbele au fost trasate prin funcția de interpolare Matlab *spline1*. 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. 4.58). Ca și în cazul secțiunii anterioare, din 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: $X_{opt} = 0.81 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$. Această valoare se impune ca referință în bucla de reglare a biomasei.

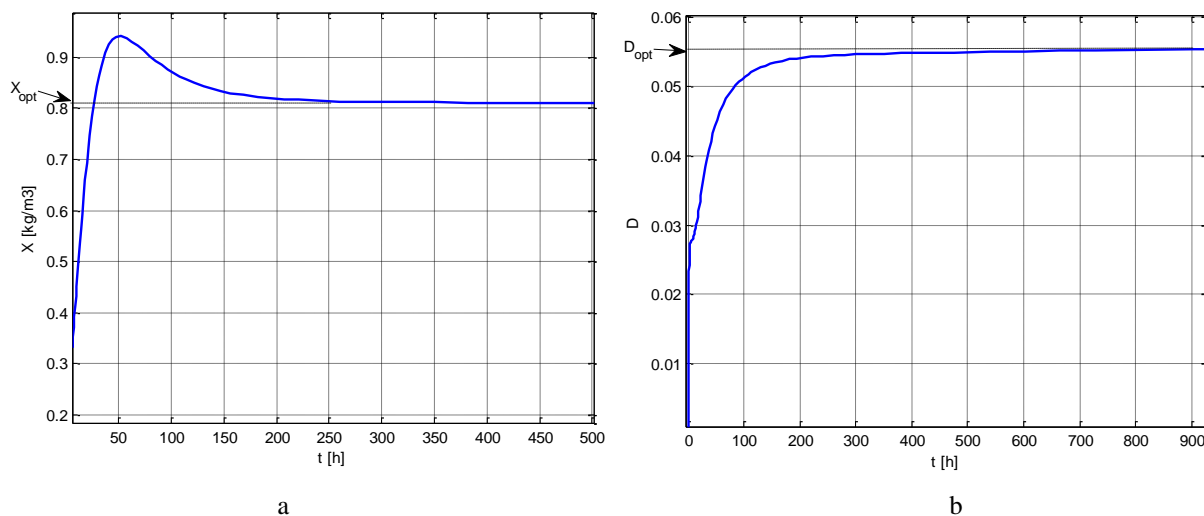


Fig. 4.65 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) în bucla de reglare a biomasei X

Rezultatele obținute prin simularea buclei de reglare a biomasei sunt prezentate în Fig. 4.65. Variațiile mărimilor reglate și a celor de comandă din buclele de reglare a pH-ului și a mărimii Γ sunt date în Fig. 4.66, respectiv Fig. 4.67. Evoluțiile mărimilor $X(t)$, $D(t)$ și $q_0(t)$ din cadrul acestor bucle determină evoluția din Fig. 4.68 a criteriului de performanță. Se constată că acesta se stabilizează la valoarea $I_{opt}=0.0264$, corespunzătoare punctului de optim din caracteristica dată în Fig. 4.63.

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

1. Faptul că valoarea optimală 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 (4.18). Când se reglează Γ , soluția optimală se obține la o diluție de circa două ori mai mare decât atunci când se reglează G_{zm} , însă valoarea optimală 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.

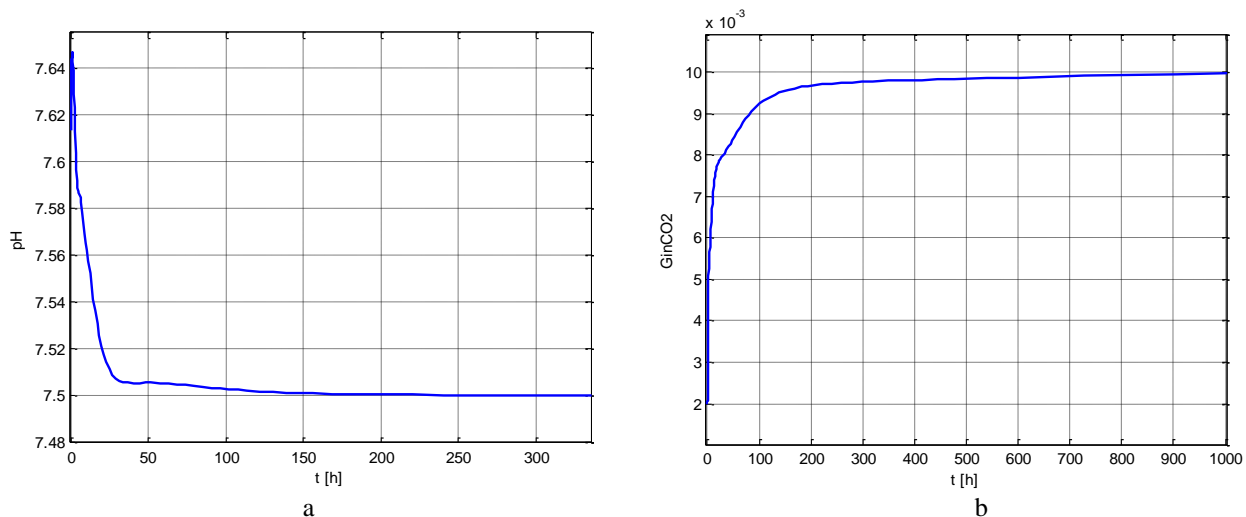


Fig. 4.66 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) în bucla de reglare a pH-ului

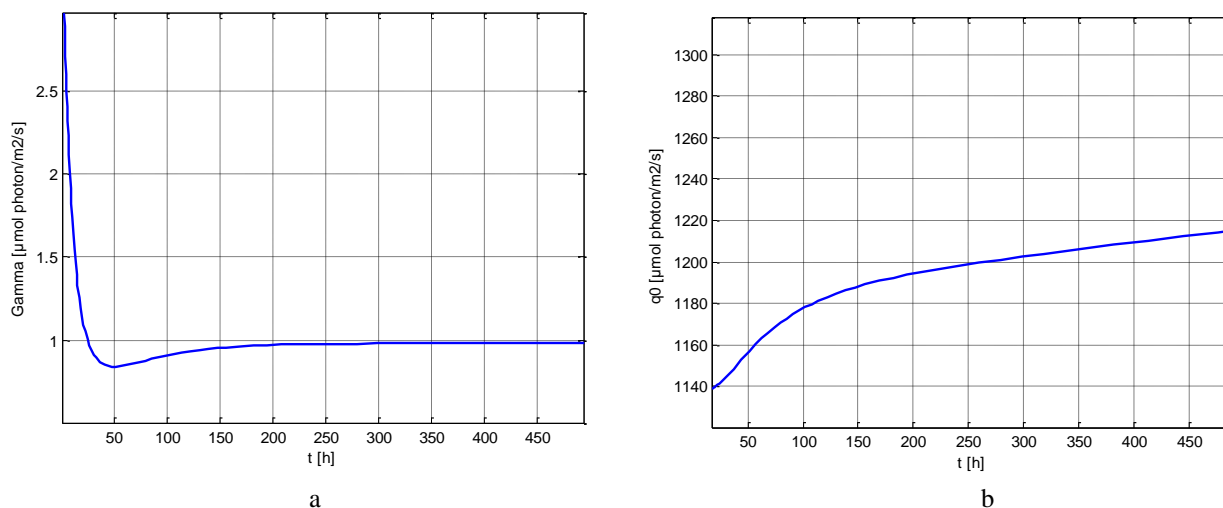


Fig. 4.67 Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) în bucla de reglare a mărimii Γ

3. Cele 3 bucle de reglare aferente fiecărei variante (pH, G_{zm} - varianta 1/ Γ - varianta 2, 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. 4.69 a și b), și de circa 7 ore - la reglarea mărimii Γ (v. Fig. 4.69 c și d). 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. 4.70 a-d. Pornind de la valori inițiale mari ale iradianței q_0 și de la valori reduse ale biomasei (toate acestea în raport cu regimul staționar optimal), mărimile reglate au avut valori inițiale mult mai mari decât referințele și 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 – urmare a faptului că biomasa începe să se dezvolte – regulatorul comandă creșterea iradianței q_0 ;

- c. buclele de reglare a biomasei sunt mai lente. Dinamica lor nu este influențată sensibil de parametri de acord ai buclei de pH, însă este influențată de parametri de acord ai buclei aferente sistemului radiant. În Fig. 4.71 se arată răspunsurile buclei de biomasă pentru 3 seturi ale parametrilor regulatorului din bucla de reglare a mărimii G_{zm} , la care funcționarea acesteia este în limite acceptabile.

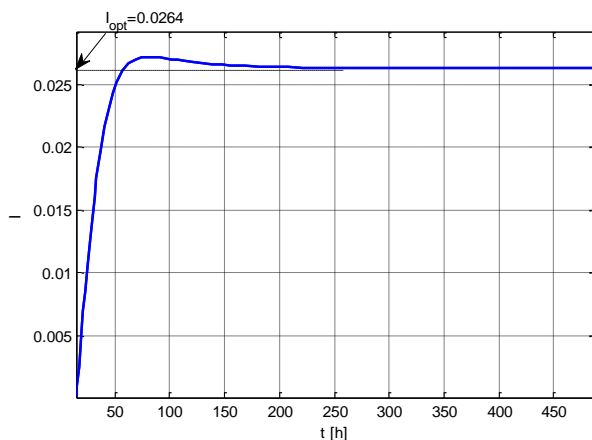


Fig. 4.68 Evoluția criteriului de performanță (4.18)

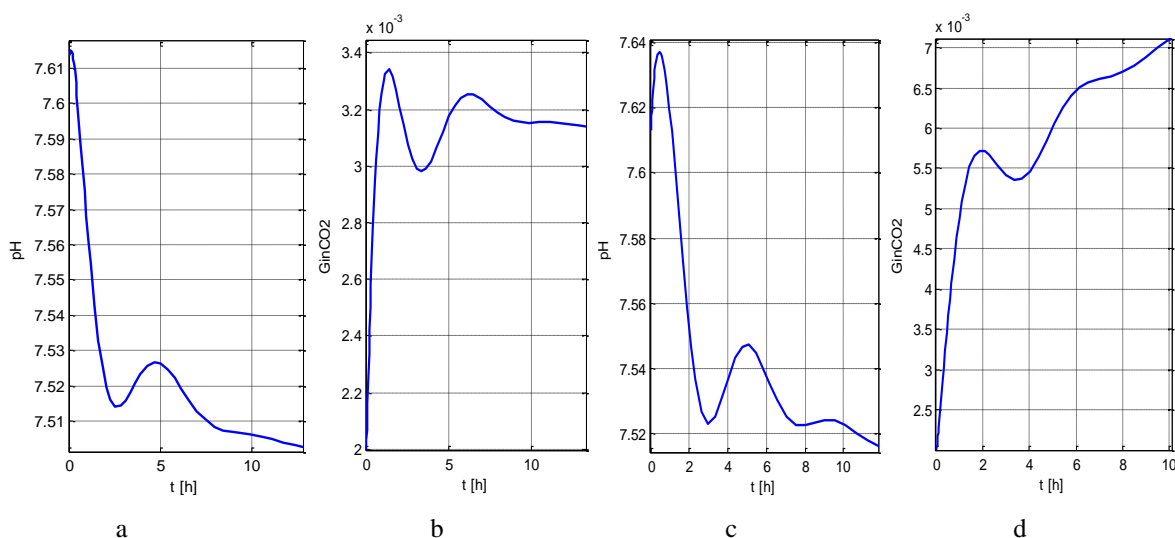


Fig. 4.69 Dinamica buclelor de pH: în varianta reglării lui G_{zm} - evoluțiile pH-ului (a) și comenzii $GinCO_2$ (b); în varianta reglării lui Γ - evoluțiile pH-ului (c) și comenzii $GinCO_2$ (d)

O problemă distinctă o reprezintă alegerea parametrului γ din expresia indicatorului de performanță (4.18). Dacă în locul valorii $\gamma = 1.5e-5$, la care s-au obținut caracteristicile statice din Fig. 4.63 și Fig. 4.64, se alege $\gamma = 2.0e-5$, caracteristica $X = X(D)$ rămâne, evident, nemodificată, însă caracteristica $I = I(D)$ se modifică. În Fig. 4.72 s-a reprezentat această caracteristică pentru $\gamma = 2.0e-5$ (cu linie plină) și pentru $\gamma = 1.5e-5$ (punctat). Noua valoare a diluției optime, D_{opt} , este mai mică decât cea din cazul anterior (v. și Fig. 4.63). Dacă se intră cu această valoare în graficul din

Fig. 4.64, se obține o valoare mai redusă a biomasei optimale, X_{opt} , care se impune ca referință buclei de reglare a lui X .

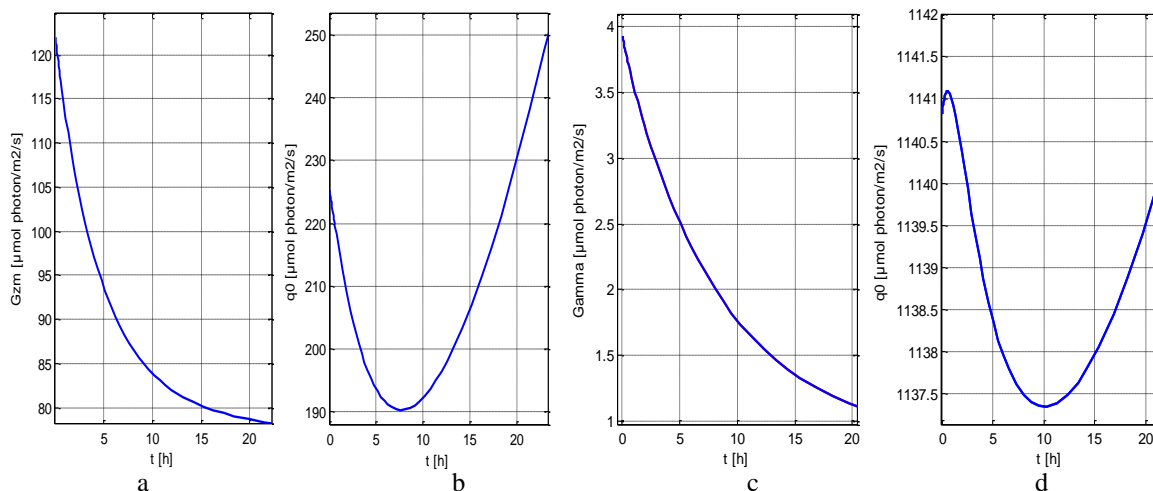


Fig. 4.70 Dinamica buclei de reglare a mărimii G_{zm} : evoluția mărimii reglate (a) și a comenzii q_0 (b); dinamica buclei de reglare a mărimii Γ : evoluția mărimii reglate (c) și a comenzii q_0 (d)

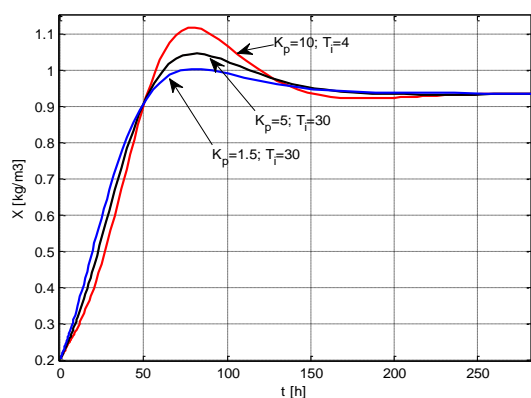


Fig. 4.71 Influența parametrilor de acord ai buclei de G_{zm} asupra dinamicii buclei de reglare a biomasei

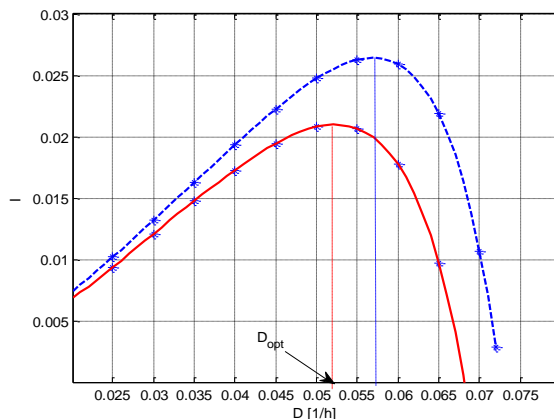


Fig. 4.72 Caracteristicile statice $I = I(D)$ pentru $\gamma = 2.0e - 5$ (linie plină) și $\gamma = 1.5e - 5$ (punctat)

4.3.6.3 Optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimii q_0 și reglarea mărimilor pH și X (variabila G_{zm} este de interes în sistemul radiant)

Într-o simulare a sistemului cu cele 3 bucle de reglare, s-a determinat valoarea comenzii de regim staționar, q_0^* , care asigură aducerea mărimii reglate G_{zm} la referința impusă, $G_{zm}^{ref} = 80$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]. Această valoare, $q_0^* = 513$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$], s-a impus în circuit deschis sistemului radiant. Bucla de reglare a pH-ului, prin comanda debitului $GinCO_2$, a rămas în funcțiune. Rezultatele obținute prin simularea sistemului sunt date în Fig. 4.73 – 4.76. S-au reprezentat cu linii întrerupte mărimile din situația când se reglează toate cele 3 mărimi, pH, G_{zm} și X , și cu linii pline – atunci când se reglează pH și X , iar valoarea $q_0^* = 505$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] se impune în circuit deschis. Se

constată că toate regimurile staționare se păstrează, inclusiv cel al criteriului I , iar regimurile dinamice se ameliorează în cel de al doilea caz.

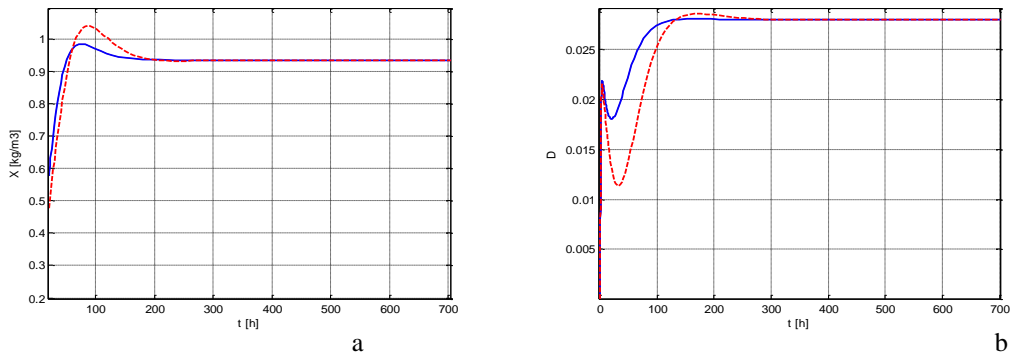


Fig. 4.73 Biomasa X (a) și diluția D (b) când funcționează toate cele 3 bucle (linie întreruptă) și când se impune $q_0=505$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină)

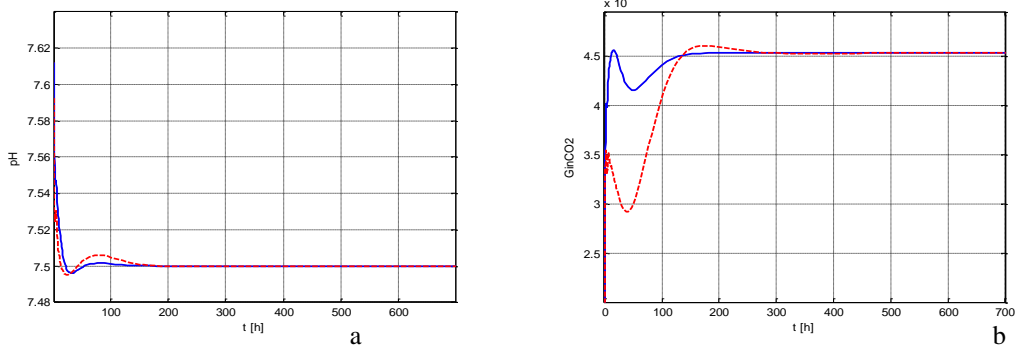


Fig. 4.74 Variația pH-ului (a) și a debitului G_{inCO_2} (b) când funcționează toate cele 3 bucle (linie întreruptă) și când se impune $q_0=505$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină)

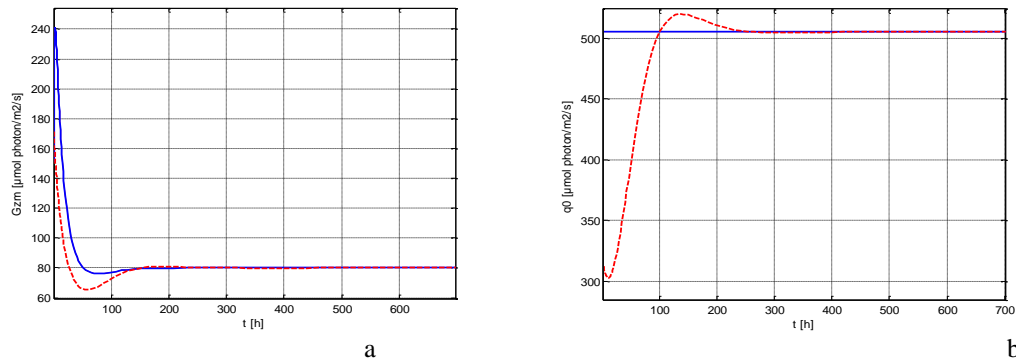


Fig. 4.75 Evoluția variabilei G_{zm} (a) și iluminanța q_0 (b) când funcționează toate cele 3 bucle (linie întreruptă) și când se impune $q_0=505$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină)

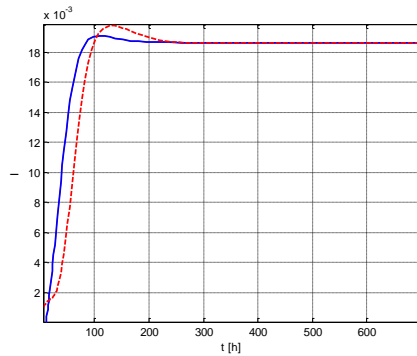


Fig. 4.76 Criteriul I când funcționează cele 3 bucle (linie întreruptă) și când se impune $q_0=505$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină)

4.3.6.4 Optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimilor q_0 și G_{inCO_2} și reglarea mărimii X (variabila G_{zm} este de interes în sistemul radiant)

În acest caz, în regimul preliminar de simulare a buclelor de reglare se rețin mărimile de comandă ale buclelor pentru G_{zm} și pentru pH, adică q_0^* și $G_{inCO_2}^*$.

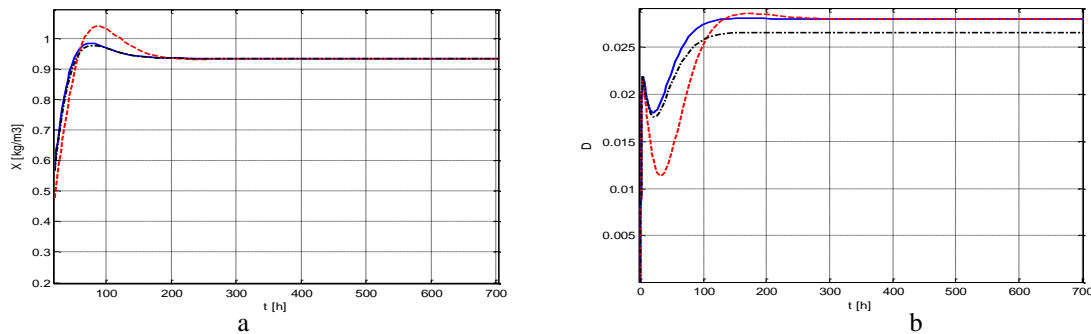


Fig. 4.77 Biomasa X (a) și diluția D (b); cele cu linie întreruptă și plină sunt variațiile din Fig. 4.73, iar cele cu linie punctată - când se impune $G_{inCO_2}=G_{inCO_2}^*=0.0045341$ [mol/l]

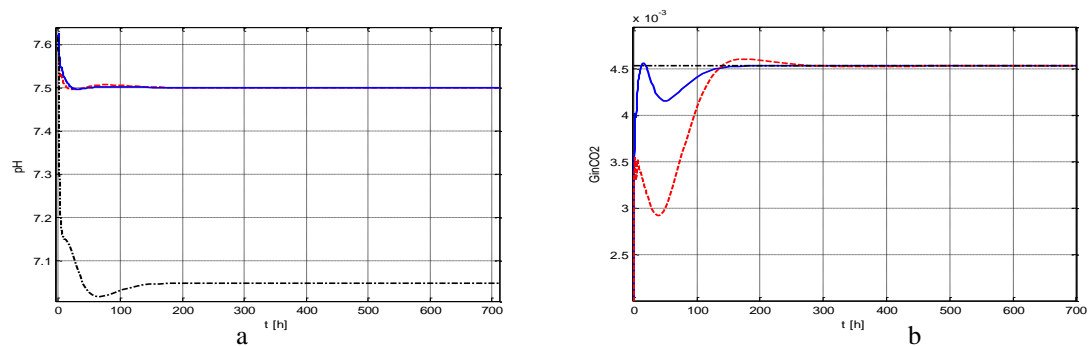


Fig. 4.78 pH-ul (a) și debitul G_{inCO_2} (b); cele cu linie întreruptă și plină sunt variațiile din Fig. 4.74, iar cele cu linie punctată - când se impune $G_{inCO_2}=G_{inCO_2}^*=0.0045341$ [mol/l]

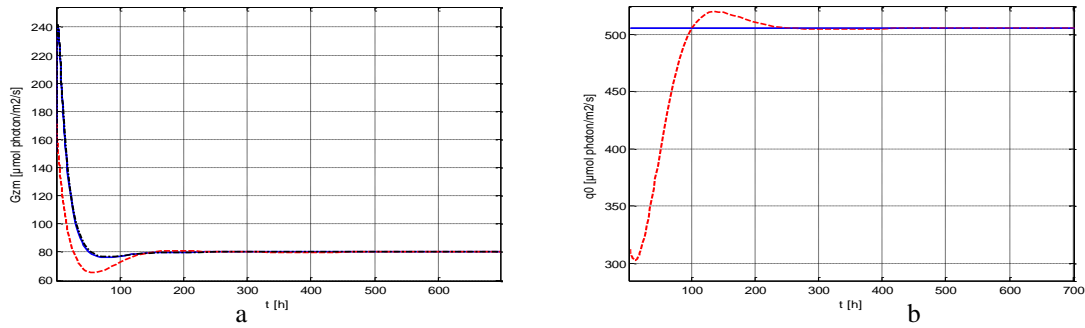


Fig. 4.79 Iluminanțele G_{zm} (a) și q_0 (b); cele cu linie întreruptă și plină sunt variațiile din Fig. 4.75 iar cele cu linie punctată - când se impune $G_{inCO_2}=G_{inCO_2}^* = 0.0045341$ [mol/l]

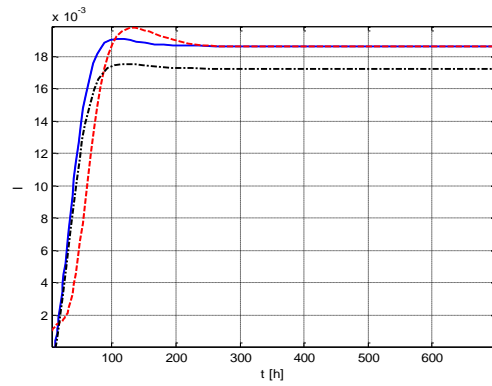


Fig. 4.80 Criteriul I : cu linie întreruptă și plină sunt variațiile din Fig. 5.76, iar cele cu linie punctată – când se impune $G_{inCO_2}^* = 0.0045341$ [mol/l]

Acum, în plus față de situația din secțiunea anterioară, se impune comanda în circuit deschis și a mărimii $G_{inCO_2} = G_{inCO_2}^* = 0.0045341$ [mol/l]. Din Fig. 4.78.a se constată că, în acest caz, pH-ul nu se găsește la valoarea prescrisă (7.5), cu efecte negative asupra biomasei X și criteriului I . În consecință, această soluție nu este viabilă.

4.3.6.5 Optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimii q_0 și reglarea mărimilor pH și X (variabila I este de interes în sistemul radiant)

Din regimul preliminar de simulare a buclelor de reglare se reține mărimea $q_0^* = 1330$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] a iradianței la care mărimea I se menține a valoarea de referință $I^* = 1$. Dacă se impune în circuit deschis această iradianță, atunci rezultatele obținute, ilustrate în Fig. 4.81 – 4.84, arată că regimurile staționare nu se modifică semnificativ, inclusiv în privința criteriului I , iar regimurile dinamice sunt similare.

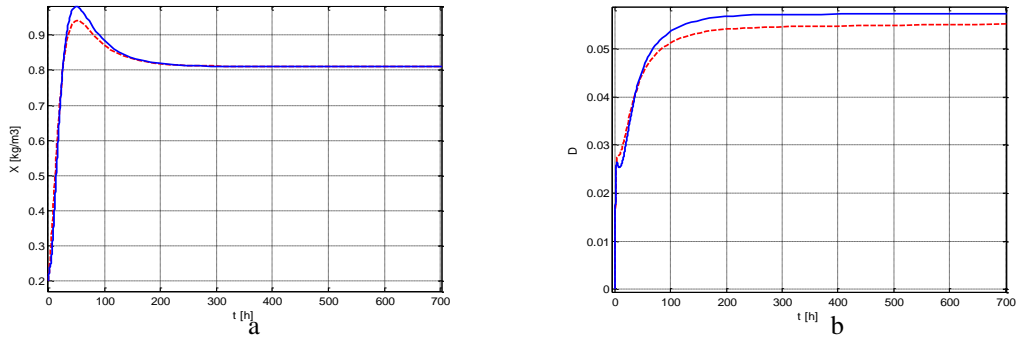


Fig. 4.81 Biomasa X (a) și diluția D (b): linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie plină când se impune $q_0=1330$ [$\mu\text{mol photon}/\text{m}^2/\text{s}$]

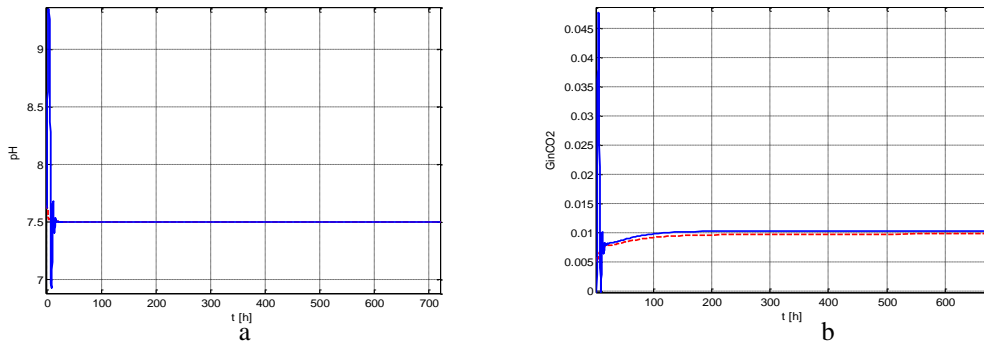


Fig. 4.82 pH-ul (a) și debitul $GinCO_2$ (b): linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie plină când se impune $q_0=1330$ [$\mu\text{mol photon}/\text{m}^2/\text{s}$]

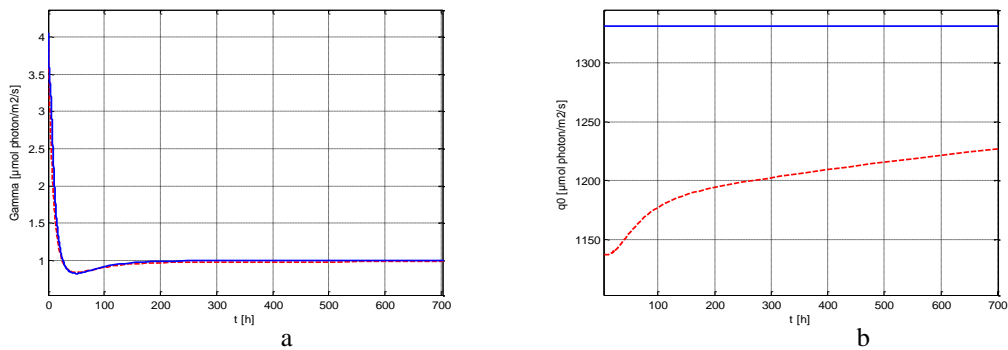


Fig. 4.83 Mărimea Γ (a) și iradianța q_0 (b): linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie plină când se impune $q_0=1330$ [$\mu\text{mol photon}/\text{m}^2/\text{s}$]

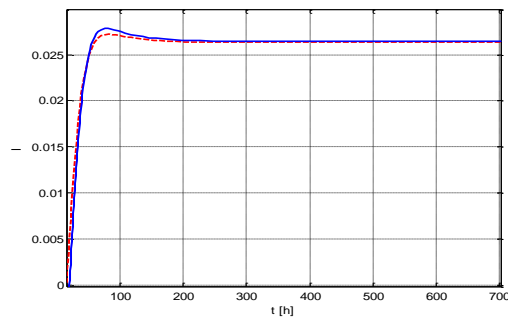


Fig. 4.84 Criteriul I : linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie plină când se impune $q_0=1330$ [$\mu\text{mol photon}/\text{m}^2/\text{s}$]

4.3.6.6 Optimizarea procesului prin menținerea constantă a mărimii q_0 și reglarea mărimilor pH și X (variabila Γ este de interes în sistemul radiant)

În regimul preliminar de simulare a buclelor de reglare s-au dedus mărimile $q_0^* = 1330$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și $GinCO_2^* = 0.0104$ [mol/l], care s-au impus apoi în circuit deschis. Rezultatele obținute în această situație, ilustrate în Fig. 4.85 – 4.88, arată că regimurile staționare nu se modifică semnificativ, inclusiv în privința criteriului I , iar regimurile dinamice sunt similare.

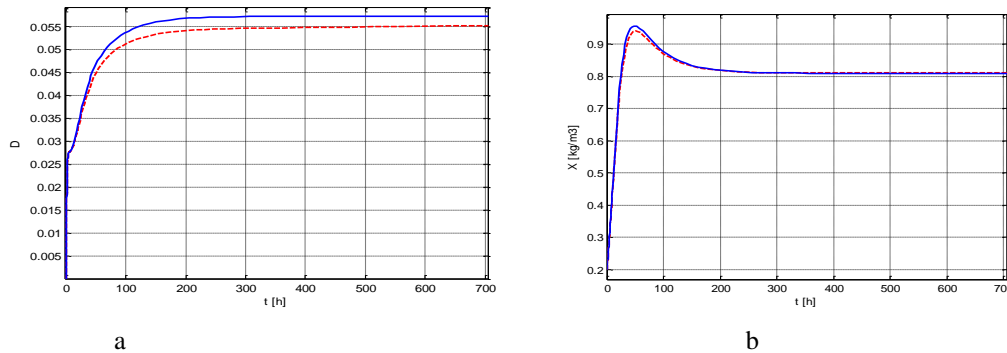


Fig. 4.85 Biomasa X (a) și diluția D (b): linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie întreruptă - când se impun $q_0^* = 1330$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și $GinCO_2^* = 0.0104$ [mol/l]

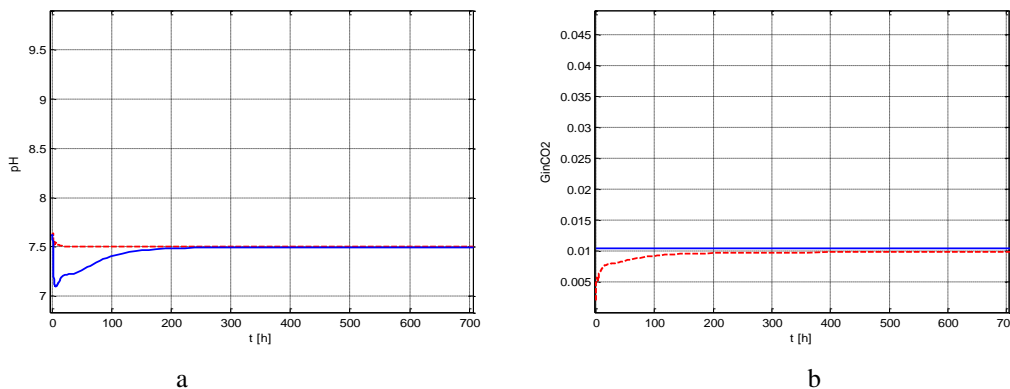


Fig. 4.86 pH-ul (a) și debitul $GinCO_2$ (b): linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie întreruptă - când se impun $q_0^* = 1330$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și $GinCO_2^* = 0.0104$ [mol/l]

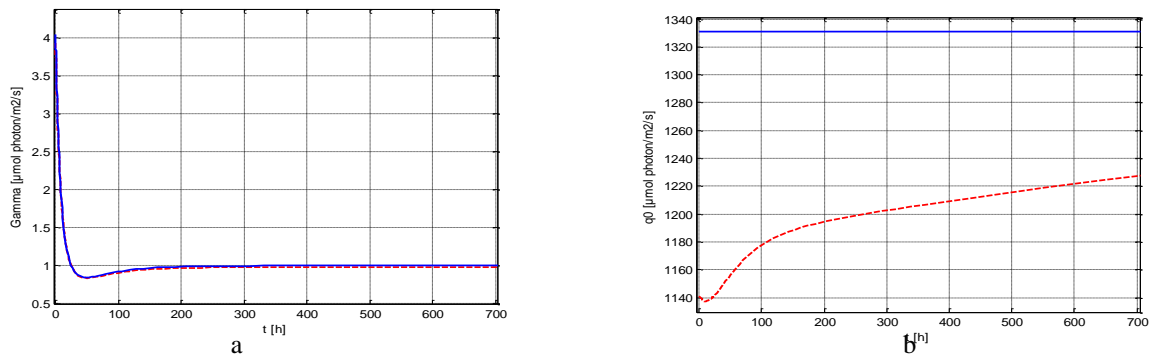


Fig. 4.87 Mărimea Γ (a) și iradianța q_0 (b): linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie întreruptă - când se impun $q_0^* = 1330$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și $GinCO_2^* = 0.0104$ [mol/l]

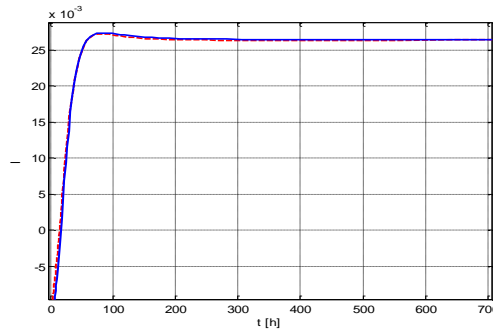


Fig. 4.88 Criteriul I : linie întreruptă - când funcționează toate cele 3 bucle; cu linie plină când se impun q_0^* și $G_{inCO_2}^*$

4.4 Controlul fuzzy al instalatiei de tip biorafinarie

În prima parte a secțiunii 4.4 s-a tratat controlul fuzzy aplicat digstorului anaerob, ca sistem independent. 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}). Așa cum s-a arătat în capitolul 1 al RST extins, etapa 2, cuplarea fotobioreactorului cu digstorul anaerob se face prin intermediul concentrației de CO_2 , rezultată din arderea metanului produs în digestor, necesară pentru reglarea pH-ului în fotobioreactor și prin cantitatea de biomasă întoarsă în digestor din fotobioreactor pentru fermentare și producerea metanului. Obiectivul controlului în cazul digstorului anaerob este reglarea nivelului concentrației de poluanți la ieșire, definit ca o sumă ponderată a substraturilor S_1 și S_2 .

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, în varianta modificată, menționată în RST 1 a prezentului raport. Modelul neliniar a fost liniarizat în jurul punctului nominal de funcționare, obținându-se următoarea funcție de transfer de la D la y :

$$P(s) = k_p \frac{1 + T_{p1}s}{(1 + T_{p2}s)(1 + T_{p3}s)}. \quad (4.22)$$

Parametrul k_p se obține cu relația (4.23), unde y_{10} și y_{20} sunt valori de regim staționar ale ieșirii procesului:

$$k_p = (y_{10} - y_{20}) / (u_{10} - u_{20}) \quad (4.23)$$

Ceilalți trei parametri ai procesului, T_{p1} , T_{p2} și T_{p3} (constantele de timp ale procesului) din ecuația (4.22) se obțin rezolvând următoarea problemă de optimizare:

$$\mathbf{p}^* = \arg \min_{\mathbf{p} \in D} J(\mathbf{p}), \quad (4.24)$$

unde $\rho = [T_{p1} \ T_{p2} \ T_{p3}]^T$ este vectorul parametrilor în raport cu care se minimizează funcția obiectiv $J(\rho)$. ρ^* este soluția optimă a problemei de optimizare (4.24), cu $D \subset \mathbf{R}^3$, domeniul admisibil a lui ρ . Expresia lui $J(\rho)$ este:

$$J(\rho) = \sqrt{\frac{1}{T_h} \int_0^{T_h} [y(t, \rho) - y_P(t, \rho)]^2 dt} + \lambda \cdot \max_{0 \leq t \leq T_h} |y(t, \rho) - y_P(t, \rho)| \quad (4.25)$$

unde y_P este ieșirea modelului liniar (4.22), $T_h > 0$ este orizontul de timp, ales suficient de mare pentru a surprinde dinamica ambelor modele (liniar și neliniar), iar $\lambda > 0$ este un coeficient ponderare.

Funcția obiectiv $J(\rho)$ din relația (4.25) 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 $J(\rho)$ dat de ecuația (4.25), în combinație cu (4.23), garantează că modelul (4.22) aproximează bine modelul neliniar. Problema de optimizare (4.24) este rezolvată utilizând tehnici de algoritmi genetici.

- *Proiectarea regulatorului fuzzy*

Structura de control este prezentată în Fig. 4.89, unde: C – controllerul, P – procesul de digestie anaerobă, r – referința și e – eroarea:

$$e = r - y. \quad (4.26)$$

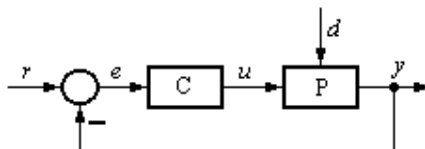


Fig. 4.89 Structura de control fuzzy

Regulatorul este de tip Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy discret (Fig. 4.90) 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. 4.90. Defuzzyficarea este realizată printr-o metodă de medie ponderată. S-a utilizat metoda de inferență SUM – PROD, baza de reguli fiind prezentată în Tabelul 4.2, unde concluziile regulilor sunt date de regulatorul discret PI:

$$f_1(k) = K_p [\Delta e(k) + \mu \cdot e(k)], f_2(k) = \eta \cdot f_1(k). \quad (4.27)$$

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.

Fig. 4.90 și Tabelul 4.2 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.

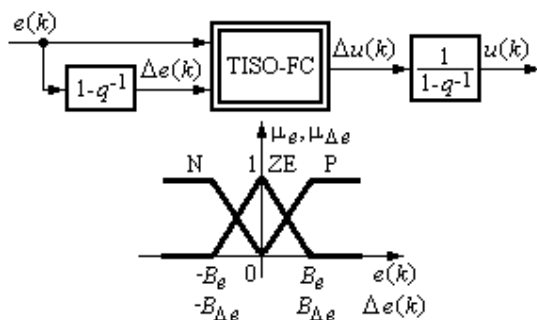


Fig. 4.90 Structura și funcțiile de apartenență ale intrărilor regulatorului Takagi-Sugeno cvasi PI-fuzzy

TABELUL 4.2: 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 linear PI). Aceasta s-a făcut în domeniul frecvență, impunând o valoare pentru marginea de fază. Funcția de transfer a regulatorului PI este:

$$C(s) = k_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right), \quad (4.28)$$

unde: k_c – amplitudinea 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 (4.29):

$$\Delta u(k) = K_p [\Delta e(k) + \mu \cdot e(k)], \quad (4.29)$$

expresiile celor doi parametri fiind:

$$K_p = k_c (T_i - T_s / 2), \quad \mu = 2T_s / (2T_i - T_s). \quad (4.30)$$

- 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 optimă 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:

$$B_{\Delta e} = \mu \cdot B_e. \quad (4.31)$$

- Rezultate obținute prin simulare numerică

Validarea buclei de control (model linear și regulator Takagi-Sugeno PI-fuzzy s-a realizat pentru următorul set de parametri: $k_1=3.2$, $k_2=16.7$, $k_3=1.035$, $k_4=1.194$, $k_5=1.5$, $c_p=0.01$, $\mu_{1,\max}=0.2$, $k_{M1}=0.75$, $\mu_{2,\max}=0.5$, $k_{M2}=4$, 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 (4.25) a fost aleasă $\lambda=1.25$, în ideea de a stabili ponderi apropiate pentru cei doi termeni din membrul drept al lui $J(\rho)$. Orizontul de timp în relația (4.25) a fost setat la valoarea de $T_k=150 \text{ h}$. Amplificarea procesului rezultă din relația (4.23), $k_p=1.0796/0.05=21.592$. Domeniul admisibil al lui ρ a fost ales conform cu (4.32)

$$D=[2.5,10] \times [2.5,10] \times [2.5,10]. \quad (4.32)$$

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 (acclerației) 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 (4.22) au fost setate la valorile $T_{p1}=9.7232$, $T_{p2}=2.9471$ și $T_{p3}=4.7609$ exprimate în ore. Aplicând semnalul treaptă $u(t)=0.05 \cdot \sigma(t)$, cu $\sigma(t)$ – semnalul treaptă unitară, răspunsurile sistemului neliniar (y) și sistemului simplificat (sistemul linear) (y_p) sunt cele din Figura 4.91. Rezolvarea problemei de optimizare conduce valorile finale ale constantelor de timp ale modelului dat de ecuația (4.22): $T_{p1}=5.36158 \text{ h}$, $T_{p2}=2.5 \text{ h}$ și $T_{p3}=2.5 \text{ h}$. Răspunsurile sistemului neliniar (y) și al sistemului linear simplificat final (y_p) sunt prezentate în Fig. 4.92 pentru același semnal de referință. Fig. 4.91 și 4.92 arată un răspuns îmbunătățit obținut aplicând procedura de optimizare și că sistemul linear simplificat asigură o precizie acceptabilă.

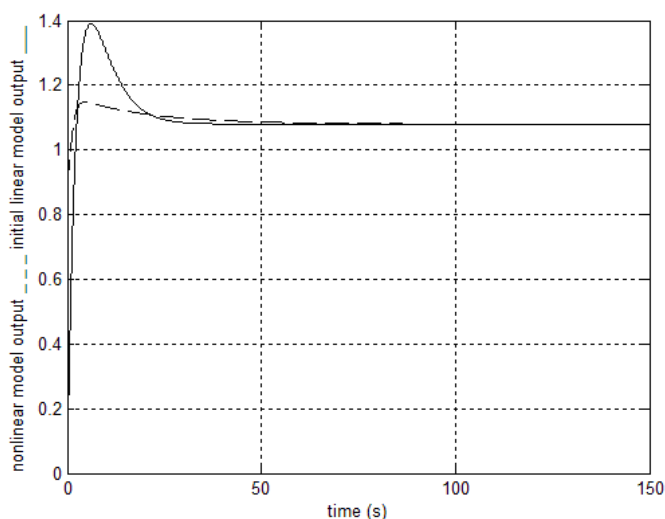


Fig. 4.91 Ieșirile sistemului neliniar (y) și a sistemului linear (y_p).

Pasul 1 al procedurii de proiectare prezentat anterior a fost aplicat sistemului simplificat liniar (4.22) 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 (4.30), $K_p = 0.0396$ și $\mu = 0.0202$. Considerând $\eta = 0.3$ și $B_e = 0.5$, valoarea lui $B_{\Delta e}$ a rezultat din relația (4.31), $B_{\Delta e} = 0.0101$.

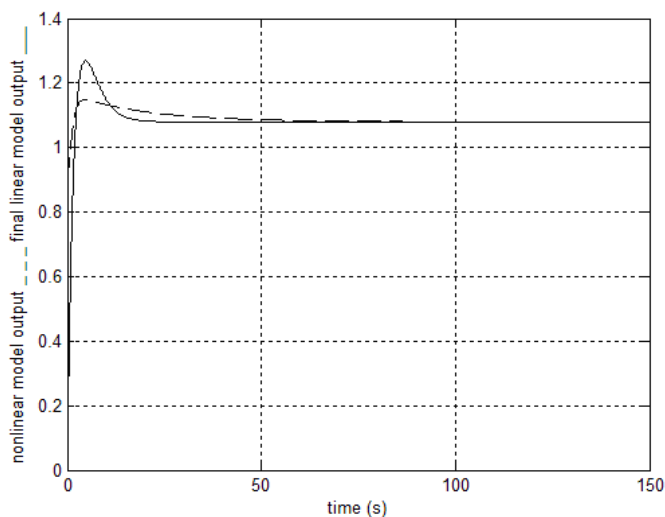


Fig. 4.92 Ieșirile sistemului neliniar (y) și a sistemului liniar final (y_p).

Considerând referința

$$r(t) = 1.2 \cdot \sigma(t) - 0.4 \cdot \sigma(t - 40) + 0.2 \cdot \sigma(t - 80) \quad (4.33)$$

$d(t) = 35 \cdot \sigma(t)$ - o perturbație de tip treaptă, răspunsul sistemului cu regulator fuzzy este prezentat în Fig. 4.93. Fig. 4.94 include și răspunsul sistemului cu regulator PI pentru comparație. Din cele două figuri, 4.93 și 4.94 rezultă ca regulatorul fuzzy conduce la performanțe superioare ale sistemului de control (suprareglaj mai mic) în comparație cu sistemul controlat cu regulator PI.

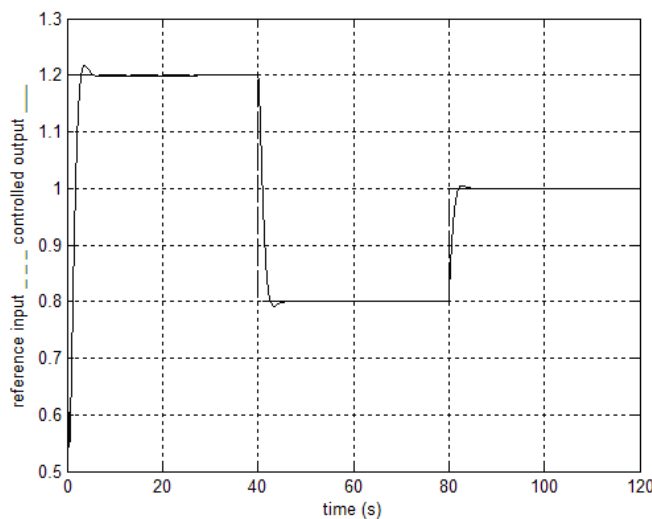


Fig. 4.93. Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu controller fuzzy la perturbații de tip treaptă.

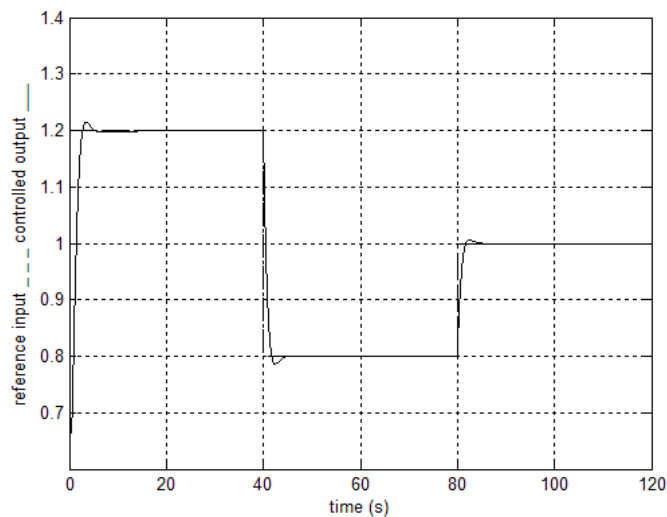


Fig. 4.94. Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu regulator PI la perturbații de tip treaptă.

În continuare se consideră referința dată de relația (4.33). Procesul neliniar condus cu regulatorul fuzzy și cu regulator PI a fost testat la o perturbație sinusoidală dată de relația (4.34):

$$d(t) = 35 \cdot \sigma(t) + 10 \cdot \sin(0.0375 \cdot t) + 2 \cdot \sin(0.375 \cdot t). \quad (4.34)$$

Răspunsul sistemului cu control fuzzy este prezentat în Fig. 4.95, iar cel cu regulator PI în Fig. 4.96. Fig. 4.95 și 4.96 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 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 regulatoare PI.

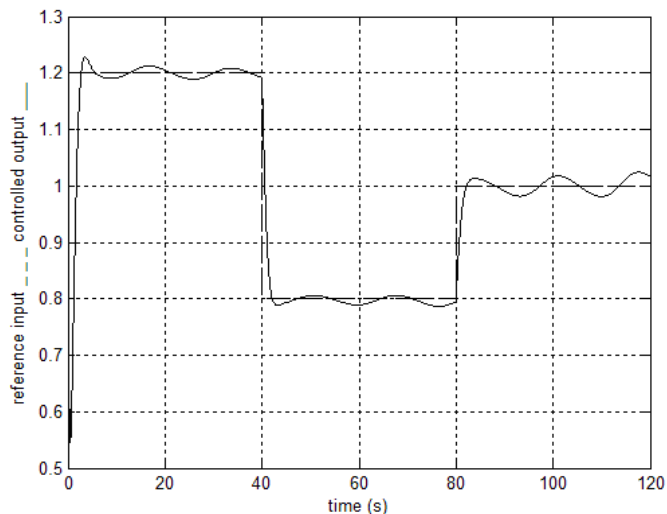


Fig. 4.95 Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu controller fuzzy la perturbație sinusoidală.

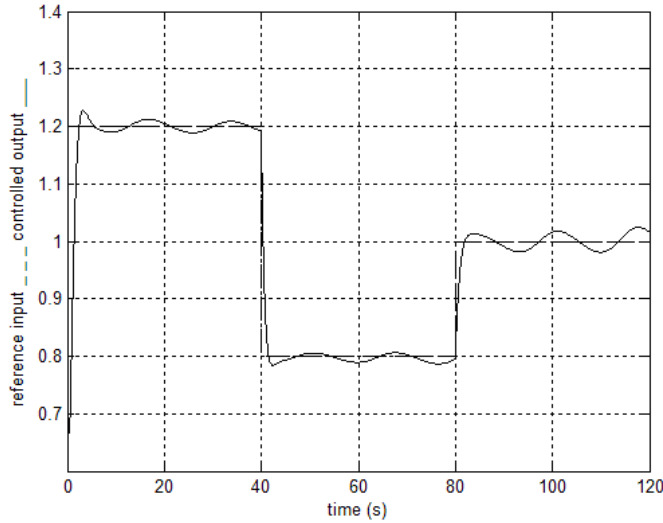


Fig. 4.96 Referința (r) și ieșirea (y) a sistemului cu regulator PI la perturbație sinusoidală.

4.4.2 Controlul fuzzy al fotobioreactorului

Așa cum s-a afirmat în partea introductivă a secțiunii 4.4, în regim cuplat fotobioreactorul este elementul pilot, prin bucla de reglare a biomasei algale. Interacțiunea celor două instalații (fotobioreactor și digester anaerob) se face prin intermediul mărimilor $GinCO_2$ și o parte din biomasa algală întoarsă în digester pentru fermentare și producere de metan. S-au abordat două variante de control: cu regulator fuzzy și cu regulator PI pentru comparație. Ambele regulatoare (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 4.3. Ieșirea reglată este $y = X$ [kg/m^3], mărimea de comandă este rata de diluție $u = D$ iar celelalte două bucle de reglare joacă rol de perturbații. Regulatorul PI de biomasă, cu funcția de transfer

$$C(s) = k_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right), \quad (4.35)$$

este cel care a fost utilizat în secțiunea 4.3.6. 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. 4.97, în care $\Delta e(k) = e(k) - e(k-1)$ este incrementul erorii de reglare $e = X^{ref} - X$, 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. Fuzzificarea în cadrul blocului TISO-FC este realizată pe baza funcțiilor de apartenență de intrare din Fig. 4.98. Pentru defuzzificare 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 4.3, în care:

$$f_1(k) = K_p[\Delta e(k) + \mu e(k)], f_2(k) = \eta f_1(k), f_3(k) = \gamma f_1(k). \quad (4.36)$$

Tabelul 4.3: 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 (4.35), este transformat sub forma:

$$C(s) = k_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) = \frac{k_c (1 + sT_i)}{s}, \quad k_c = k_c T_i, \quad (4.37)$$



Fig. 4.97. Structura regulatorului fuzzy-PI Takagi-Sugeno.

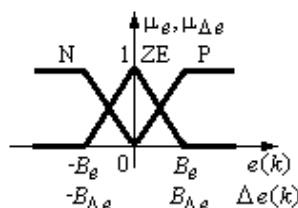


Fig. 4.98 Funcțiile de apartenență de intrare.

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

$$\Delta u(k) = K_p [\Delta e(k) + \mu e(k)], \quad (4.38)$$

în care parametrii au expresiile:

$$K_p = k_c (T_i - T_s / 2), \quad \mu = 2T_s / (2T_i - T_s). \quad (4.39)$$

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 4.3.

Baza de reguli completă din Tabelul 4.3 poate fi redusă la doar trei reguli. Este aplicat principiul echivalenței modale, care conduce la următoarea relație utilă de proiectare:

$$B_{\Delta e} = \mu B_e, \quad (4.40)$$

Relația (4.40) 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 $e(k)$ (Fig. 4.98).

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:

$$B_e = 0.05, \eta = 0.25, \gamma = 1.25. \quad (4.41)$$

Rezultatele numerice obținute prin simularea buclei cu regulator fuzzy sunt prezentate în secțiunea 4.5.4, în contextul în care fotobioreactorul este cuplat cu digestorul.

4.5 Controlul fuzzy pentru instalația de tip biorafinărie (IB)

4.5.1 Formularea problemei

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

- la funcționarea separată a fotobioreactorului, debitul de G_{inCO_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 G_{inCO_2} (din fotobioreactor) s-a utilizat modelul prezentat în Secțiunea 4.2 din [RST1];

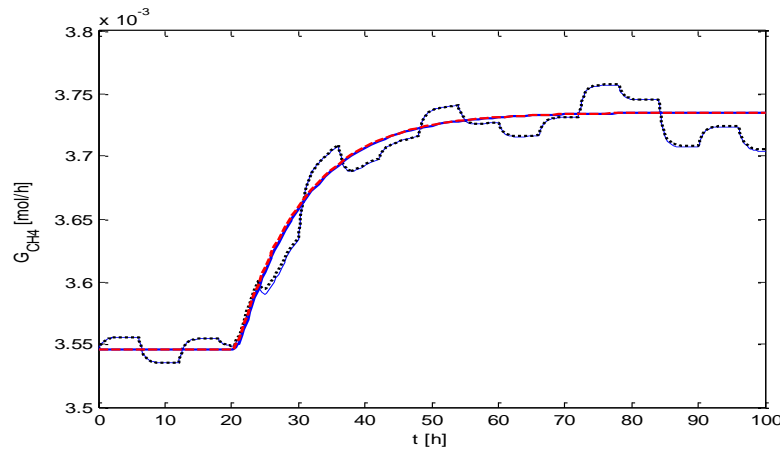


Fig. 4.99 Debitul de CH_4 la ieșirea digestorului la o variație în treaptă a substratului la intrare (linie plină-model liniar; dash- model liniarizat) și când diluția are, simultan, o variație aleatoare (linie plină subțire-model neliniar; dot – model liniarizat)

- 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 bucelele de reglare automată aferente fotobioreactorului. Din acest motiv, programul de simulare a acestuia, cu bucelele 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. 4.99 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 $D_d \rightarrow CH_4$.

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.

4.5.2 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.

Structura instalației de tip biorafinărie, considerată în analiza interacțiunii între buclele de reglare,

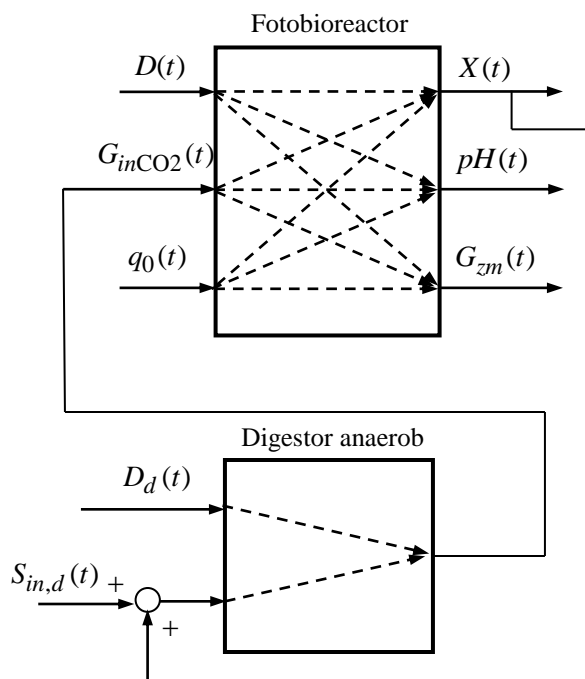


Fig. 4.100 Structura instalației de tip biorafinărie considerată în analiza interacțiunii între buclele de reglare

este prezentată în Fig. 4.100.

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. 4.101 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. 4.102, 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).

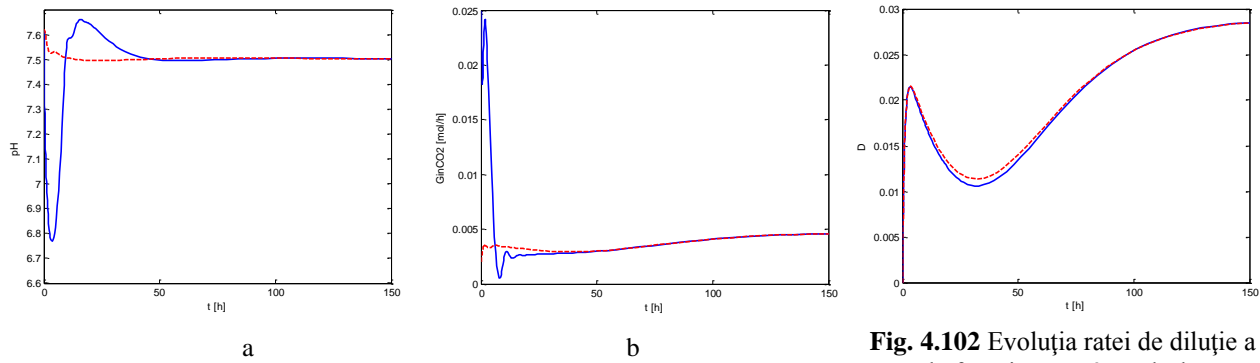


Fig. 4.101 Evoluția în regimul inițial de funcționare a mărimii reglate (a) și a comenzii (b) în buclele de reglare a pH-ului, la IB (cu linie plină) și la funcționarea separată a FBR (dash)

Fig. 4.102 Evoluția ratei de diluție a FBR, la funcționarea în cadrul IB (cu linie plină) și la funcționarea separată a FBR (dash)

Principalele mărimi perturbatoare la nivelul IB provin de la digester: substratul din influx, S_{in} și, eventual, rata de diluție, D_d . În continuare s-a aplicat câte o variație în treaptă 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. 4.103.a, respectiv 4.103.b și 4.103.c.

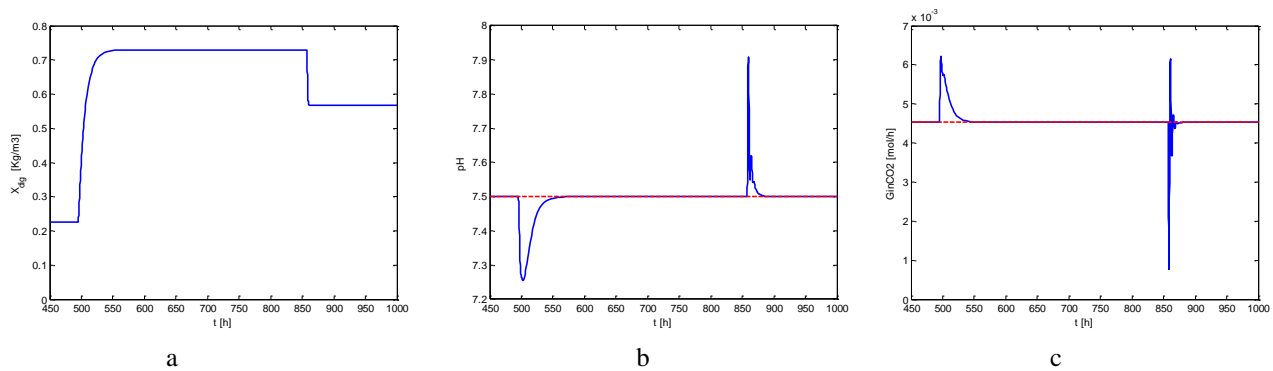


Fig. 4.103 Evoluții dinamice în cadrul IB: biomasa în digester (a), pH-ul și debitul G_{inCO_2} în PBR (b), respectiv (c)

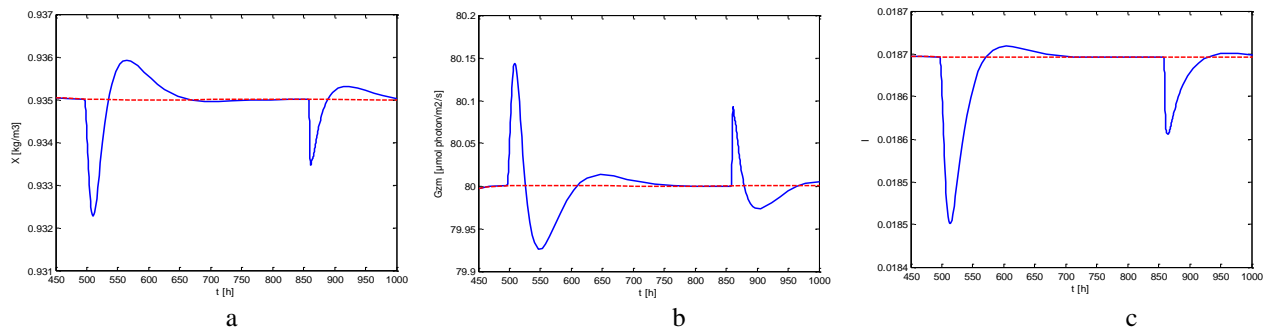


Fig. 4.104 Efectele perturbațiilor S_{in} și D_d din digester asupra biomasei din PBR (a), mărimii G_{zm} (b) și criteriului de performanță (c)

Se constată că efectele acestor perturbații din digester asupra buclei de pH din fotobioreactor nu sunt excesive. 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 digestor asupra celorlalte bucle de reglare din fotobioreactor și asupra criteriului de performanță sunt neglijabile, așa cum se remarcă din Fig. 4.104 a, b și c.

4.5.3 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 buclilor 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 digestorului este cel utilizat în Secțiunea 4.5.1 și are o fidelitate foarte ridicată în raport cu modelul neliniar, așa cum se remarcă în Fig. 4.99 din secțiunea menționată.

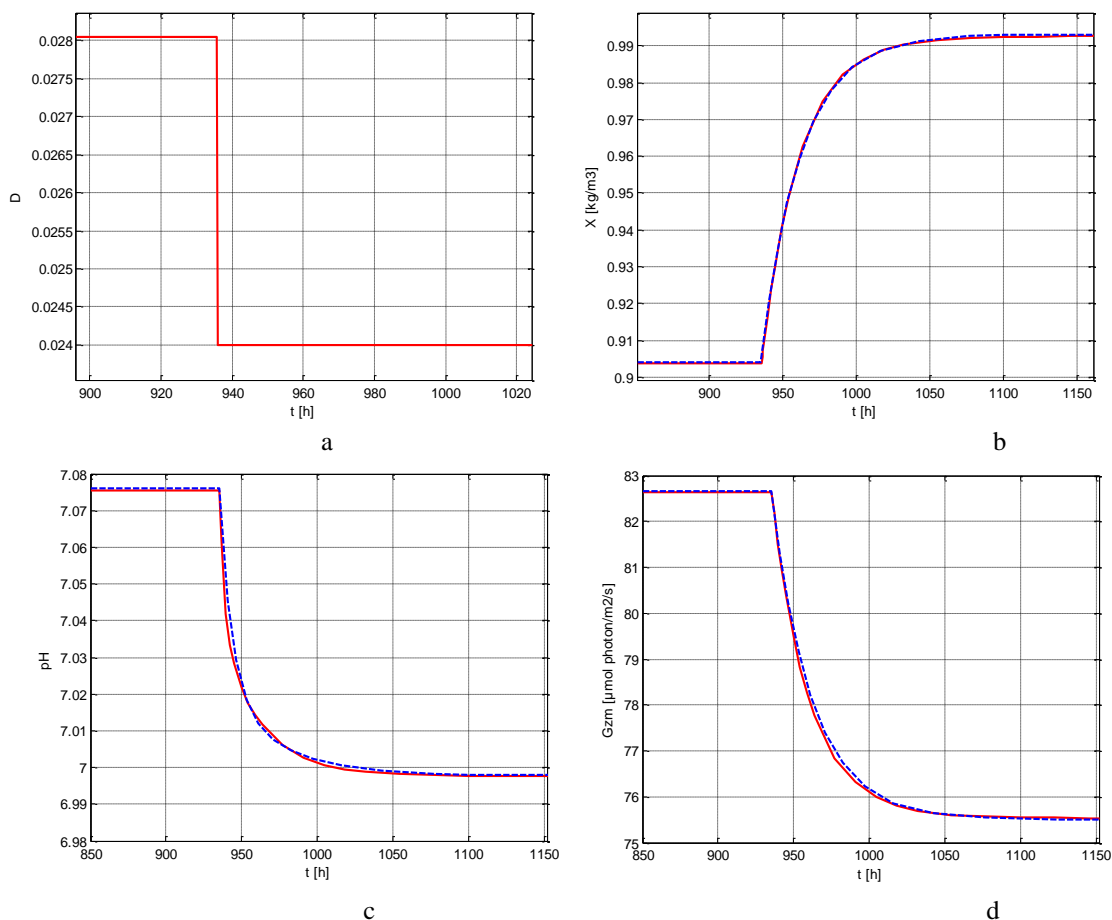


Fig. 4.105 Semnalul treaptă aplicat ratei de diluție D (a); răspunsurile pe canalele $D \rightarrow X$ (b); $D \rightarrow pH$ (c); $D \rightarrow G_{zm}$ (d); cu linie roșie plină - răspunsurile sistemului neliniar, cu linie întreruptă albastră - răspunsurile sistemului liniarizat

Liniarizarea modelului PBR s-a realizat cu dificultăți, datorită limitărilor foarte rigide impuse de procedura *stiff* din Matlab (*ode15s*), prin care se realizează simularea sistemului dinamic 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*.

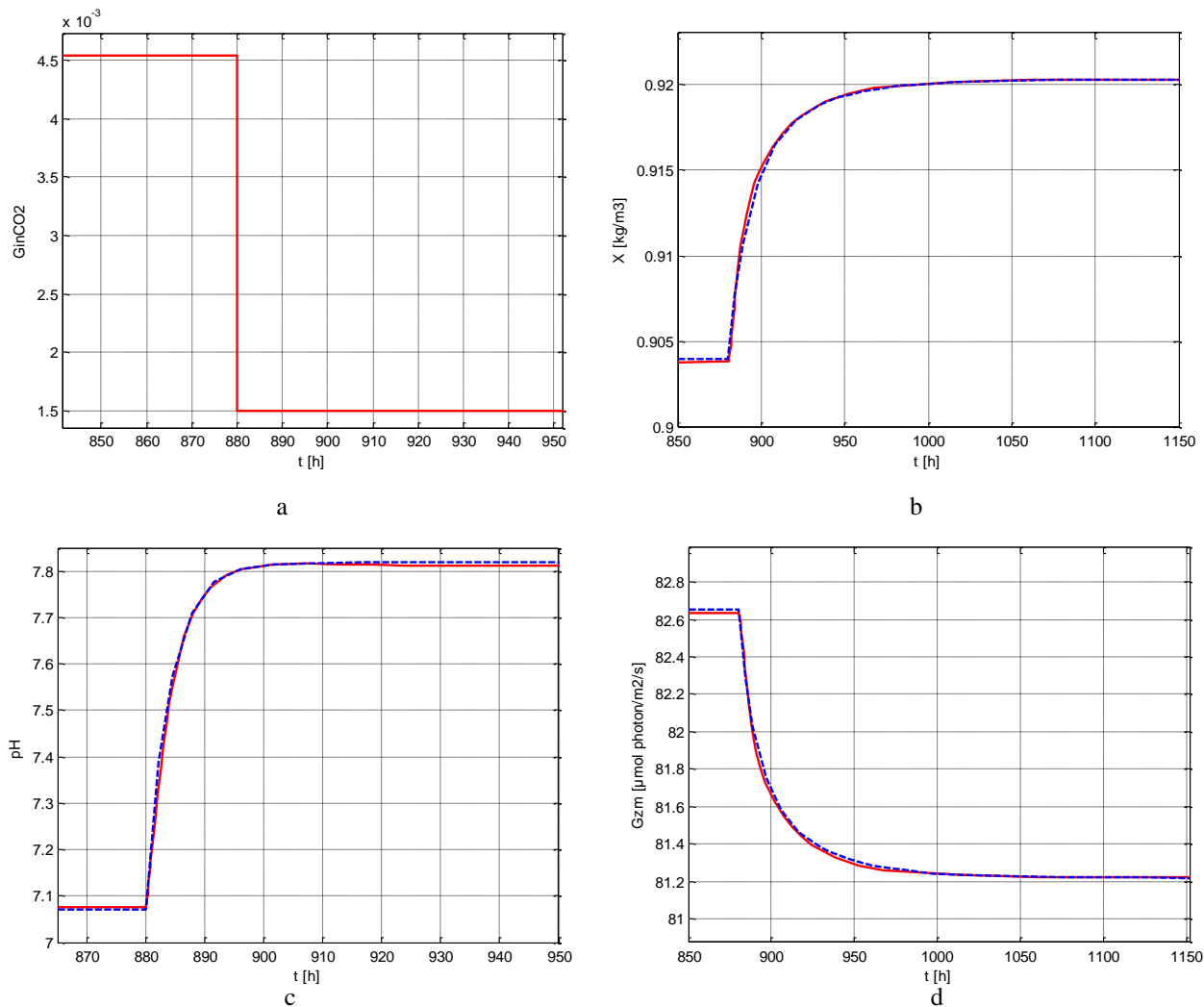


Fig. 4.106 Semnalul treaptă aplicat debitului de CO_2 , (a); răspunsurile pe canalele $G_{in\text{CO}_2} \rightarrow X$ (b); $G_{in\text{CO}_2} \rightarrow pH$ (c); $G_{in\text{CO}_2} \rightarrow G_{zm}$ (d); cu linie roșie plină - răspunsurile sistemului neliniar, cu linie întreruptă neagră – răspunsurile sistemului liniarizat

Liniazarea modelului fotobioreactorului nu s-a putut realiza prin analiză Hankel, așa cum s-a procedat în cazul digestorului, deoarece modelul Simulink nu asigură performanțe satisfăcătoare (de ex., durata de obținere a unui regim dinamic este excesivă). Această situație este generată de aceleași dificultăți întâlnite la utilizarea procedurii *ode15s* în cadrul programului de simulare Matlab de tip *.m*. 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 (v. Fig. 4.100) 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 prin liniarizarea celor 9 canale din proces sunt prezentate în Fig. 4.105 – 4.107. 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:

$$u = [D \quad G_{inCO2} \quad q_0]^T; \quad y = [X \quad pH \quad G_{zm}]^T \quad (4.42)$$

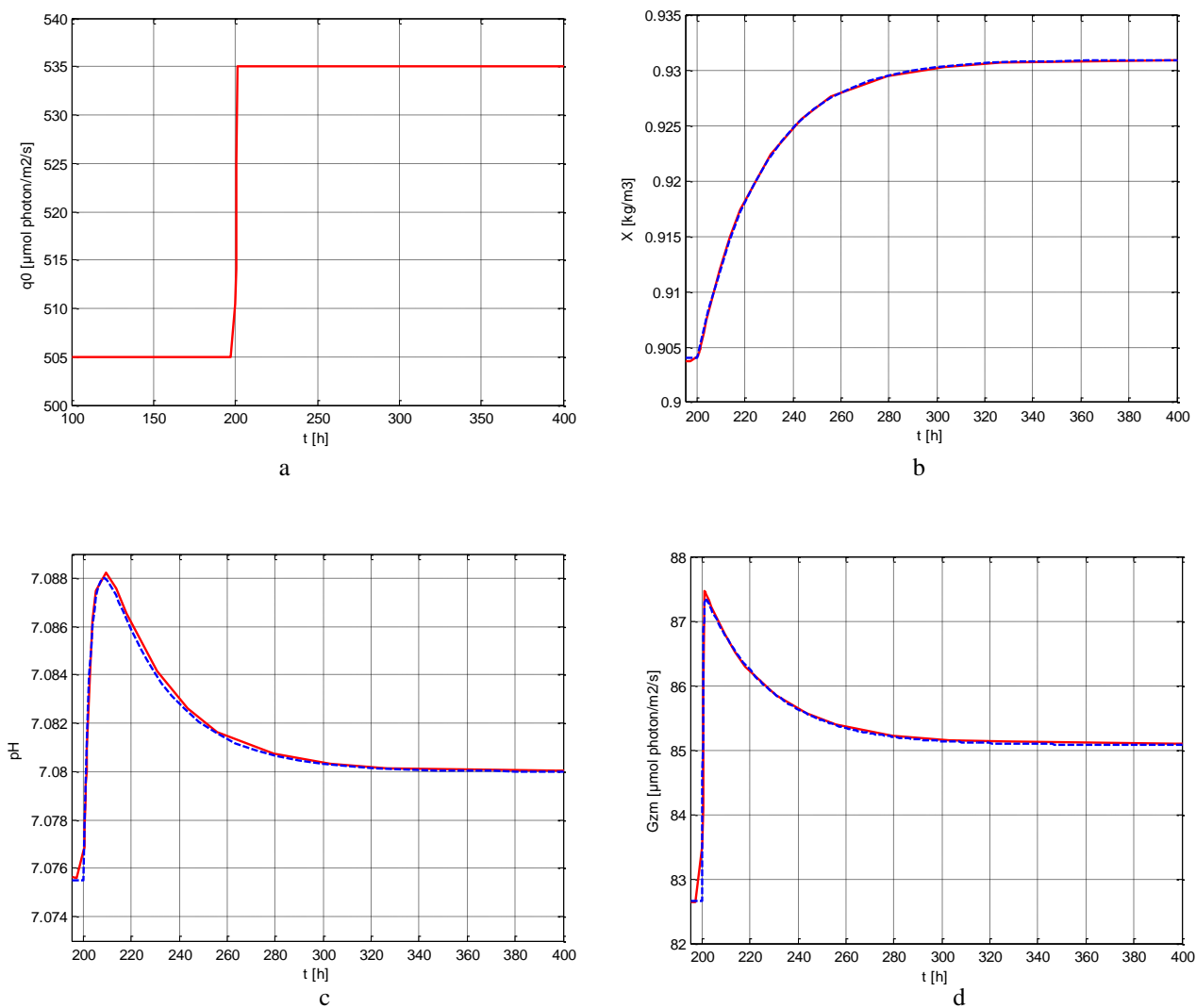


Fig. 4.107 Semnalul treaptă aplicat iradianței inițiale q_0 (a); răspunsurile pe canalele $q_0 \rightarrow X$ (b); $q_0 \rightarrow pH$ (c); $q_0 \rightarrow G_{zm}$ (d); cu linie roșie plină - răspunsurile sistemului neliniar, cu linie întreruptă neagră – răspunsurile sistemului liniarizat

matricea de transfer a procesului liniarizat este

$$H_P(s) = \begin{bmatrix} -\frac{22}{27s+1} & -\frac{5.42(27.77s+1)}{(37s+1)(12s+1)} & \frac{9 \cdot 10^{-4}}{27s+1} \\ \frac{19.3(27.98s+1)}{(37s+1)(8s+1)} & -\frac{249}{4s+1} & \frac{1.5 \cdot 10^{-4}(92.6s+1)}{(27s+1)(3s+1)} \\ \frac{1765}{27s+1} & \frac{476(25.66s+1)}{(37s+1)(10s+1)} & \frac{0.809(5.367s+1)}{(27s+1)(0.3s+1)} \end{bmatrix} \quad (4.43)$$

Așa cum s-a arătat în secțiunea 4.5.1, modelul liniarizat al digesterului, obținut pe baza modelului Bastin prin funcțiile Matlab *linmod* și *hankelmr*, are o fidelitate foarte bună. Digesterul este descris printr-un sistem de ordinul 3, schema Simulink a acestuia fiind ilustrată în Fig. 4.108.

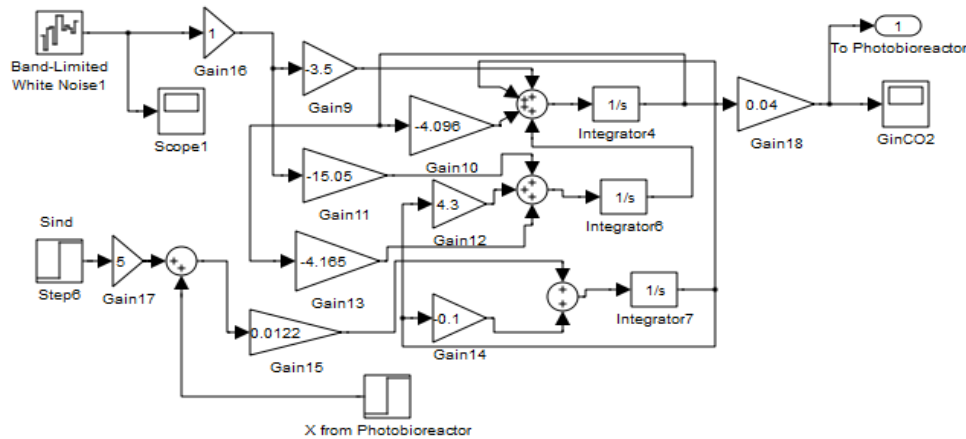


Fig. 4.108 Schema Simulink corespunzătoare modelului liniarizat al digesterului

4.5.4 Controlul fuzzy al fotobioreactorului în regim cuplat cu digesterul anaerob

Așa cum s-a menționat în secțiunea 4.4.2, s-au abordat două variante de control: cu regulator fuzzy și cu regulator PI, pentru comparație. În Fig. 4.109 este prezentată schema bloc a sistemului de reglare automată cu regulator PI, care pune în evidență cele trei bucle de reglare: cea principală pentru reglarea concentrației de biomasă algală, a pH-ului și a iradianței. În Fig. 4.110 este prezentată schema bloc a sistemului de reglare automată cu regulator fuzzy-PI Takagi-Sugeno de biomasă. În ambele scheme, procesul – reprezentat cu galben – poate fi studiat în circuit deschis sau în circuit închis, prin poziționarea comutatoarelor MS, MS1 și MS2. Referințele celor 3 bucle de reglare, marcate prin culori distincte, au variații în treaptă la momentele $t = 600$ [h], pentru $X(t)$, $t = 1000$ [h], pentru $\text{pH}(t)$ și $t = 1300$ [h], pentru $q_0(t)$. Modelul digesterului este reprezentat cu culoarea gri și are atașate două generatoare de semnal la mărimile de intrare: un generator de semnal pseudo-aleatoriu 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 căror amplitudine variază aleator. În Fig. 4.111 este prezentată evoluția biomasei de la valoarea inițială 0.935 la valoarea 0.8, impusă la momentul $t = 600$ [h]. 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, iar efectul variației mărimii $S_{in,d}$ la momentul $t = 1700$ [h] este neglijabil.

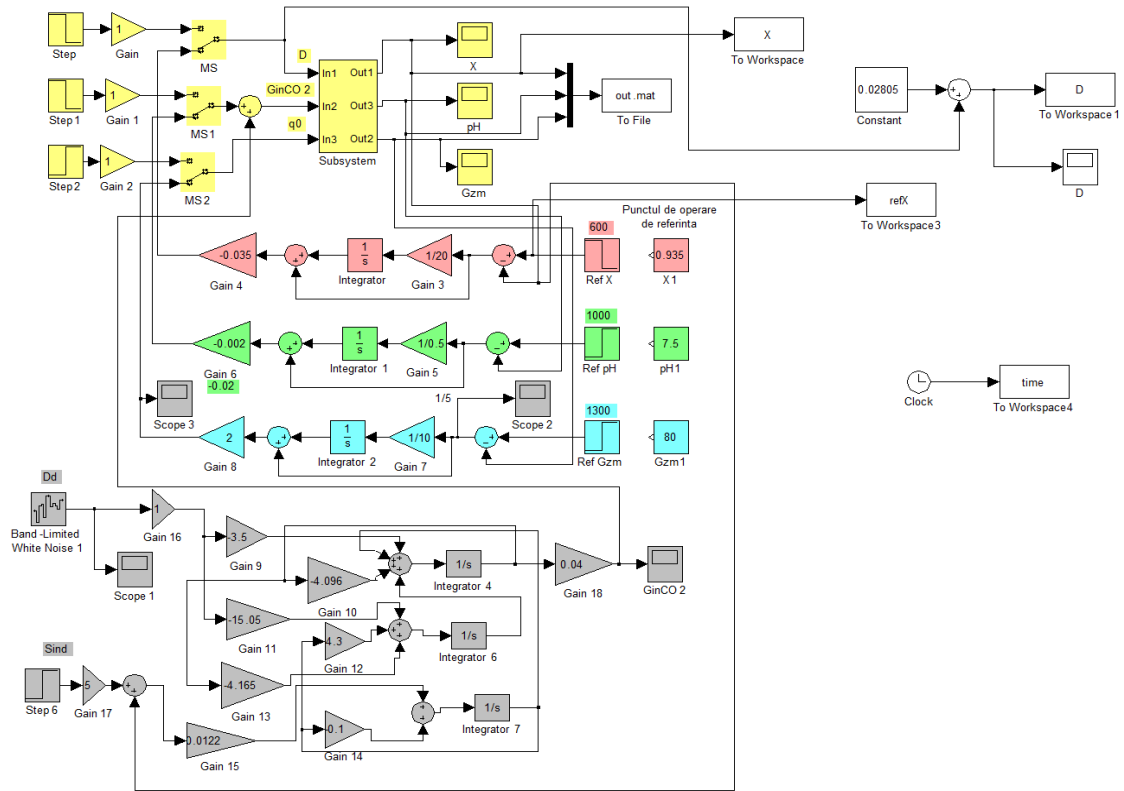


Fig. 4.109 Structura sistemului de reglare automată cu reglatoare liniare.

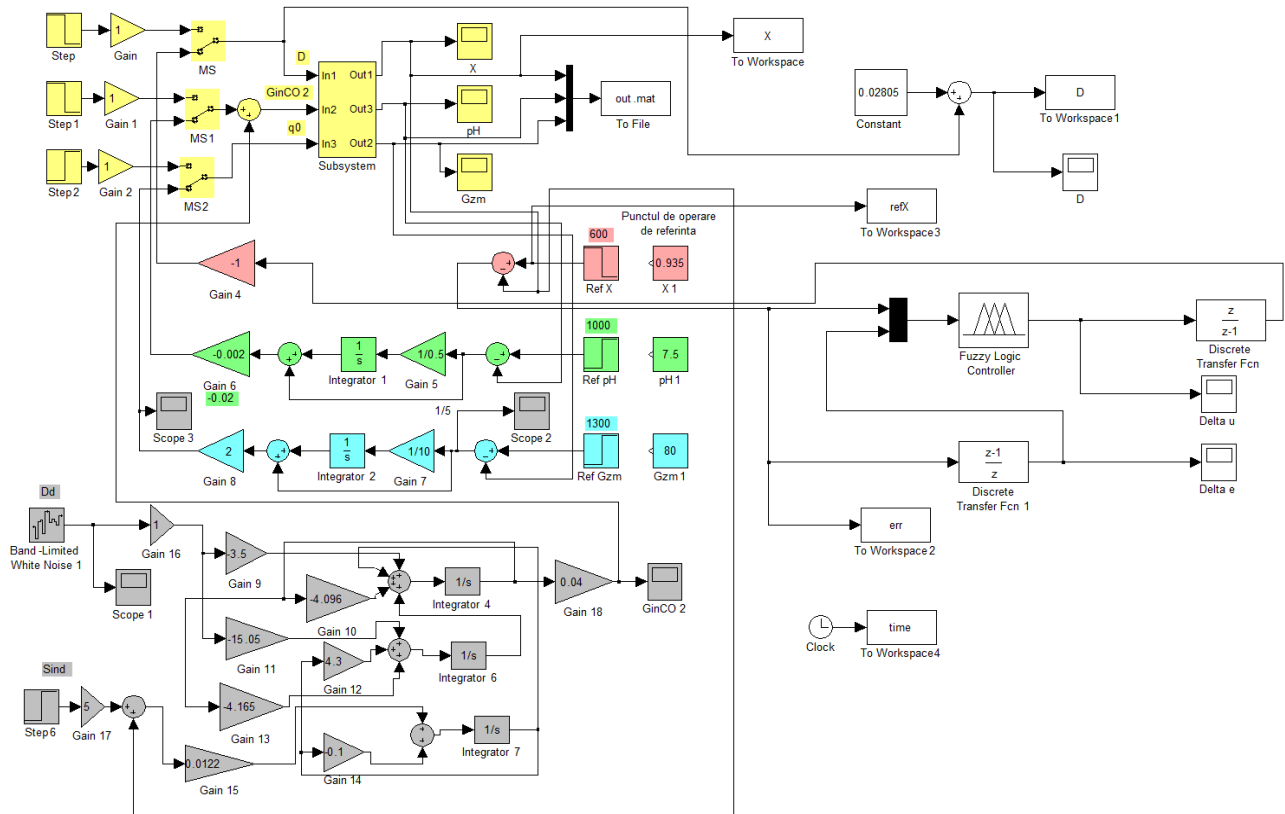


Fig. 4.110 Structura sistemului de reglare automată cu regulator fuzzy.

În Fig. 4.112 este prezentată evoluția diluției $D(t)$, care este mărimea de comandă în această buclă.

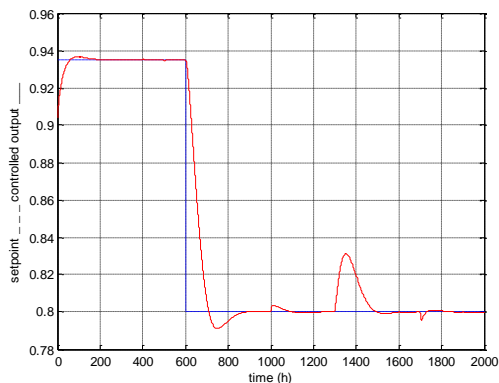


Fig. 4.111 Ieșirea reglată (biomasa) și referința în funcție de timp pentru sistemul de reglare fuzzy

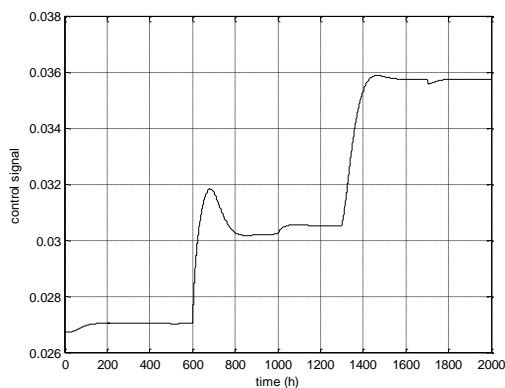


Fig. 4.112 Comanda aplicată procesului (rata de diluție) în funcție de timp pentru sistemul de reglare fuzzy

Pentru comparație, în Fig. 4.113 și Fig. 4.114 sunt prezentate răspunsurile sistemului de reglare cu regulator PI.

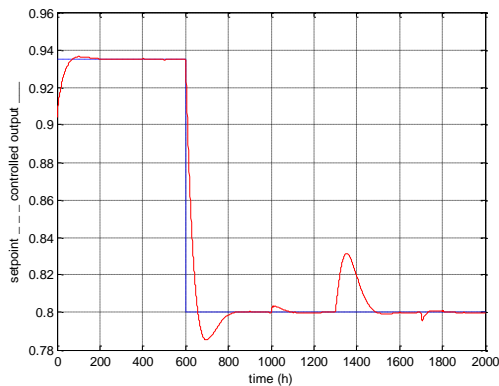


Fig. 4.113 Ieșirea reglată (biomasa) și referința în funcție de timp pentru sistemul de reglare cu regulator PI.

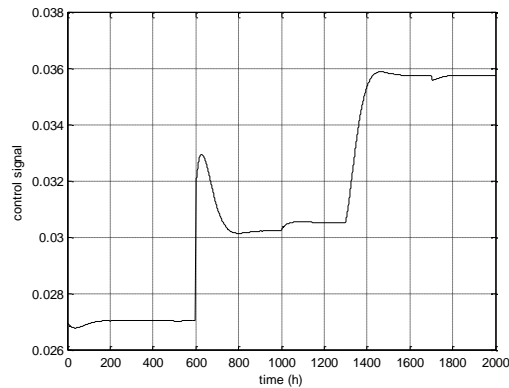


Fig. 4.114 Comanda aplicată procesului (rata de diluție) în funcție de timp pentru sistemul de reglare cu regulator PI.

Din analiza comparativă a rezultatelor rezultă că răspunsurile buclelor 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, dar acestea pot fi îmbunătățite.

4.6 Concluzii la capitolul 4

În cadrul capitolului 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 5:

1. Optimizarea procesului biotehnologic (digester 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 digesterului 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 ($G_c = 5$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]). Este posibil să se abordeze proiectarea acestei bucle ca o problemă de stabilire a unei valori de referință optimale a iradianței G_{ref} . Optimizarea se face în raport cu un criteriu care vizează productivitatea bioreactorului, penalizată cu costul energiei pierdute prin faptul că se adoptă $G_{ref} > G_c$.
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 extreme 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 extreme. 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 digestorul anaerob având ca obiectiv reglarea nivelului concentrației de poluanți la ieșirea digestorului, iar pentru fotobioreactor reglarea concentrației de biomasă algală. Acest al doilea caz a fost tratat în regim cuplat fotobioreactor - digestor 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 reglatoare fuzzy au fost comparate cu cele obținute cu reglatoare PI, cele cu reglare fuzzy fiind ușor superioare.
16. Cuplarea digestorului 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 $G_{in\text{CO}_2}(t)$.

Capitolul 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 VI., 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. Patrascu, 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].

Capitolul 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 HIL 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 tractoarele 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 o placă de interfață 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 comenzii optimale. De aceea, o soluție viabilă de control este aceea de a implementa regulatoare simple (liniare sau chiar fuzzy) pentru bucelele din sistem, acordate 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.

BIBLIOGRAFIE

- [1] J. Ranta, *On the Mathematical Modelling of Microbial Age Dynamic and Some Control Aspects of Microbial Growth Processes*. Helsinki: Finnish Academy of Technical Sciences, 1982.
- [2] K.B. Konstantinov and T. Yoshida, “Knowledge-based control of fermentation processes,” *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 39, no. 5, pp. 479–486, Mar. 1992.
- [3] M. Chtourou, K. Najim, G. Roux, and B. Dahhou, “Control of a bioreactor using a neural network,” *Bioprocess Engineering*, vol. 8, no. 5–6, pp 251–254, Jan. 1993.
- [4] S. Caraman, L. Frangu, E. Ceanga, and M. Barbu, “Neuro-fuzzy control of microorganisms mean age in biotechnological processes,” in *Proc. 10th Mediterranean Conference on Control and Automation*, Lisbon, Portugal, 2002, pp. 1–6.
- [5] Z.K. Nagy, “Model based control of a yeast fermentation bioreactor using optimally designed artificial neural networks,” *Chem. Eng. J.*, vol. 127, no. 1–3, pp. 95–109, Mar. 2007.
- [6] E. Petre, D. Selisteanu, and D. Sendrescu, “Adaptive and robust-adaptive control strategies for anaerobic wastewater treatment bioprocesses,” *Chem. Eng. J.*, vol. 217, pp. 363–378, Feb. 2013.
- [7] D. Dochain and P. Vanrolleghem, *Dynamical Modelling and Estimation in Wastewater Treatment Processes*. London: IWA Publishing, 2001.
- [8] D.J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhny, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist, and V.A. Vavilin, *Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)*. London: IWA Publishing, 2002.
- [9] C. Rosen and U. Jeppsson, “Aspects on ADM1 implementation within the BSM2 framework,” Research Report, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund Institute of Technology, Lund, Sweden, 2006.
- [10] H. Siegrist, D. Vogt, J.L. Garcia-Heras, and W. Gujer, “Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic digestion,” *Environmental Science & Technology*, vol. 36, no. 5, pp. 1113–1123, Mar. 2002.
- [11] G. Bastin and D. Dochain, *On-line Estimation and Adaptive Control of Bioreactors*. Amsterdam: Elsevier, 1990.
- [12] S. Preitl and R.-E. Precup, *Introducere in conducerea fuzzy a proceselor*. Bucharest: Editura Tehnica, 1997.
- [13] R.-E. Precup and S. Preitl, *Fuzzy Controllers*. Timisoara: Editura Orizonturi Universitare, 1999.
- [14] R.-E. Precup, S. Preitl, M. Balas, and V. Balas, “Fuzzy controllers for tire slip control in anti-lock braking systems,” in *Proc. IEEE International Conference on Fuzzy Systems*, Budapest, Hungary, 2004, vol. 3, pp. 1317–1322.
- [15] R.-E. Precup and S. Preitl, “PI-fuzzy controllers for integral plants to ensure robust stability,” *Inform. Sci.*, vol. 177, no. 20, pp. 4410–4429, Oct. 2007.

- [16] R.-E. Precup, S. Preitl, M.-B. Radac, E.M. Petriu, C.-A. Dragos, and J.K. Tar, "Experiment-based teaching in advanced control engineering," *IEEE Trans. Educ.*, vol. 54, no. 3, pp. 345–355, Aug. 2011.
- [17] R.-E. Precup, R.-C. David, E. M. Petriu, S. Preitl, and M.-B. Radac, "Fuzzy control systems with reduced parametric sensitivity based on simulated annealing," *IEEE Trans. Ind. Electron.*, vol. 59, no. 8, pp. 3049–3061, Aug. 2012.
- [18] S. Galichet and L. Foulloy, "Fuzzy controllers: synthesis and equivalences," *IEEE Trans. Fuzzy Syst.*, vol. 3, no. 2, pp. 140–148, May 1995.
- [19] F.-G. Filip and K. Leiviskä, "Large-scale complex systems," in *Springer Handbook of Automation*, S.Y. Nof, Ed. Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag, pp. 619–638, 2009.
- [20] R.-E. Precup, M.L. Tomescu, M.-B. Radac, E.M. Petriu, S. Preitl, and C.-A. Dragos, "Iterative performance improvement of fuzzy control systems for three tank systems," *Expert Syst. Appl.*, vol. 39, no. 9, pp. 8288–8299, July 2012.
- [21] L. Horváth and I.J. Rudas, "Active knowledge for the situation-driven control of product definition," *Acta Polyt. Hung.*, vol. 10, no. 2, pp. 217–234, Mar. 2013.
- [22] I.H. Khan, "A comparative study of evolutionary algorithms," *Int. J. Artif. Intell.*, vol. 12, no. 1, pp. 1–17, Mar. 2014.
- [23] Y. Benziani, I. Kacem, P. Laroche, and A. Nagih, "Exact and heuristic methods for minimizing the total completion time in job-shops," *Stud. Informat. Control*, vol. 23, no. 1, pp. 31–40, Mar. 2014.
- [24] E. Osaba, F. Diaz, E. Onieva, R. Carballedo, and A. Perallos, "AMCPA: A population metaheuristic with adaptive crossover probability and multi-crossover mechanism for solving combinatorial optimization problems," *Int. J. Artif. Intell.*, vol. 12, no. 2, pp. 1–23, Oct. 2014.
- [25] R.-E. Precup, R.-C. David, E.M. Petriu, S. Preitl, and M.-B. Radac, "Gravitational search algorithms in fuzzy control systems tuning," in *Proc. 18th IFAC World Congress*, Milano, Italy, 2011, pp. 13624–13629.
- [26] R.-E. Precup, R.-C. David, E.M. Petriu, S. Preitl, and M.-B. Radac, "Novel adaptive gravitational search algorithm for fuzzy controlled servo systems," *IEEE Trans. Ind. Informat.*, vol. 8, no. 4, pp. 791–800, Nov. 2012.
- [27] R.-C. David, R.-E. Precup, E. M. Petriu, M.-B. Radac, and S. Preitl, "Gravitational search algorithm-based design of fuzzy control systems with a reduced parametric sensitivity," *Inform. Sci.*, vol. 247, pp. 154–173, Oct. 2013.
- [28] R.-E. Precup, R.-C. David, E.M. Petriu, S. Preitl, and M.-B. Radac, "Fuzzy logic-based adaptive gravitational search algorithm for optimal tuning of fuzzy-controlled servo systems," *IET Control Theory Appl.*, vol. 7, no. 1, pp. 99–107, Jan. 2013.
- [29] I. Škrjanc, S. Blažič, and D. Matko, "Direct fuzzy model-reference adaptive control," *Int. J. Intell. Syst.*, vol. 17, pp. 943–963, Oct. 2002.
- [30] Z.C. Johanyák, "Survey on five fuzzy inference-based student evaluation methods," in *Computational Intelligence in Engineering*, I.J. Rudas, J. Fodor, and J. Kacprzyk, Eds. Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag, Studies in Computational Intelligence, vol. 313, pp. 219–228, 2010.

- [31] J. Vaščák, "Adaptation of fuzzy cognitive maps by migration algorithms," *Kybernetes*, vol. 41, no. 3–4, pp. 429–443, Mar. 2012.
- [32] P. Sadeghi-Tehran, A.B. Cara, P. Angelov, H. Pomares, I. Rojas, and A. Prieto, "Self-evolving parameter-free rule-based controller," in *Proc. 2012 World Congress on Computational Intelligence*, Brisbane, Australia, 2012, pp. 754–761.
- [33] J.C. Cortes-Rios, E. Gómez-Ramírez, H.A. Ortiz-de-la-Vega, O. Castillo, and P. Melin, "Optimal design of interval type 2 fuzzy controllers based on a simple tuning algorithm," *Appl. Soft Comput.*, vol. 23, pp. 270–285, Oct. 2014.
- [34] D. Wijayasekara, O. Linda, M. Manic, and C.G. Rieger, "FN-DFE: Fuzzy-Neural Data Fusion Engine for enhanced resilient state-awareness of hybrid energy systems," *IEEE Trans. Cybern.*, vol. 44, no. 11, pp. 2065–2075, Nov. 2014.
- [35] RST1 – Raport științific și tehnic, etapa 1, Proiect Biocon, Nr. 269/2014 http://www.biocon.ugal.ro/documentation/RST_ETAPA1_269_2014.pdf
- [36] G. Ifrim, "Comanda proceselor de interes pentru mediu (tratarea biologică a apelor uzate și creșterea microalgelor în fotobioreactor)", Teză de doctorat, Galați, 2012.
- [37] G.A. Ifrim, M. Barbu, E. Ceanga, S. Caraman, "Modeling and Control of a Multipurpose Biotechnological Plant. Photobioreactor Modeling", submitted for 19th International Conference on System Theory, Control and Computing 2015.
- [38] D.J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhny, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist, V.A. Vavilin, "Anaerobic digestion model No. 1 (ADM1)", IWA Publishing, 2002.
- [39] H. Siegrist, D. Vogt, J.L. Garcia-Heras, W. Gujer, "Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic digestion", *Environmental Science&Technology*, Vol. 36, Pp. 1113-1123, 2002.
- [40] C. Rosen, U. Jeppsson, "Aspects on ADM1 implementation within the BSM2 framework", Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University, Sweden, 2006.