

Raport științific și tehnic - etapa 3

Realizarea componentelor software și hardware de bază pentru structura HILS a instalației de tip biorafinărie

Rezumat

Etapa 3 a proiectului Nr. 269/2014 – **BIOCON** (*Realizarea componentelor software și hardware de bază pentru structura HILS a instalației de tip biorafinărie*) a urmărit două obiective principale: 1). realizarea echipamentului pe care se vor desfășura experimente în etapa 4 și 2). testarea în regim de simulare numerică a unui algoritm optimal pentru controlul instalației de tip biorafinărie. Pentru îndeplinirea celor două obiective au fost realizate șapte activități, după cum urmează: Activitatea A3.1 – *Achiziția și realizarea subsansamblelor fotobioreactorului experimental, conform specificației de proiectare de la activitatea II.2*, Activitatea A3.2 – *Proiectarea software-ului de bază pentru instalația de tip biorafinărie în conformitate cu structura funcțională HILS adoptată*, Activitatea A3.3 – *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal pentru instalația de tip biorafinărie*, Activitatea A3.4 – *Activitate de diseminare a rezultatelor obținute*, Activitatea A3.5 – *Integrarea subsansamblelor fotobioreactorului experimental, conform specificației de proiectare de la activitatea II.2*, Activitatea A3.6 – *Punerea în funcțiune a fotobioreactorului și Activitatea A3.7 – Verificarea funcționalității „la rece” a fotobioreactorului.*

Activitatea 3.1: Au fost achiziționate elementele fotobioreactorului de laborator. Au fost realizate dulapul de comandă, corpul fotobioreactorului și panoul cu led-uri pentru iluminarea artificială a fotobioreactorului, în conformitate cu proiectul realizat în etapa II.

Activitatea 3.2: Pornind de la proiectul electric și de automatizare a instalației de tip biorafinărie, s-a realizat software-ul de bază pentru controlul instalației de tip biorafinărie sub forma unei scheme Simulink cu următoarele module: modulul de control, cel de achiziție a semnalelor de la traductoare și cel de comandă a elementelor de execuție.

Activitatea 3.3: S-a realizat optimizarea instalației de tip biorafinărie prin optimizarea fotobioreactorului în raport cu criteriul de performanță principal (productivitatea fotobioreactorului), utilizând reducerea problemei de control optimal la o buclă de reglare a biomasei cu o referință optimală, precum și prin optimizarea digesterului în raport cu un criteriu care poate conține factori de penalizare a poluării mediului acvatic și a mediului aerian cu CO₂.

Activitatea 3.4: Rezultatele obținute în această etapă a proiectului au fost diseminate în 12 lucrări științifice, publicate în proceedings-urile unor conferințe și simpozioane indexate în baze de date internaționale (IEEE xplore, Scopus). O parte dintre aceste lucrări sunt în curs de indexare ISI Proceedings.

Activitatea 3.5: Toate componentele menționate au fost integrate într-o structură unitară a fotobioreactorului, după cum urmează: au fost montate elementele echipamentului de comandă și monitorizare în dulapul de comandă (sursele pentru alimentarea echipamentelor, adaptoarele aferente traductoarelor – turbiditate, pH, CO₂, etc., circuitele de comandă pentru pompe, pompele peristaltice, ventilatorul pentru răcirea echipamentelor, întrerupătoarele pentru alimentarea tuturor echipamentelor și circuitelor de comandă). Au fost montate traductoarele pe corpul fotobioreactorului și au fost realizate legăturile electrice între echipamentele menționate și cele cu extensia plăcii dSpace, aflată în calculatorul de conducere a instalației de tip biorafinărie, pe baza proiectului electric prezentat în cadrul activității A3.2.

Activitatea 3.6: S-a realizat o procedură de punere în funcțiune a fotobioreactorului. Acesta a fost pus sub tensiune timp de 8 ore, în această perioadă fiind făcute o serie de măsurători de conformitate a semnalelor achiziționate și de comandă a pompelor peristaltice.

Activitatea 3.7: Au fost testate individual traductoarele și pompele peristaltice. Au fost ridicate caracteristicile acestora, după cum urmează: pentru traductoare s-au realizat soluții de probă de diverse concentrații sau pH și s-au măsurat valorile de curent (între 0 și 20 mA) pe ieșirea analogică corespunzătoare. Pe baza acestor măsurători s-au determinat factorii de scalare utilizați în schemele simulink pentru măsurare și comandă.

O prezentare detaliată a activităților și a rezultatelor obținute în această etapă a proiectului poate fi consultată pe site-ul proiectului Biocon ([RST etapa 3 extins](#)). Concluzionând, **toate activitățile din etapa 3 a proiectului au fost îndeplinite 100%**, rezultatele obținute constituind o bază solidă pentru realizarea, în etapa 4, care este și ultima a proiectului, de experimente pentru validarea experimentală a soluțiilor obținute până în prezent.

RAPORT ȘTIINȚIFIC

Etapa 3 a proiectului Nr. 269/2014 – BIOCON (*Realizarea componentelor software și hardware de bază pentru structura HILS a instalației de tip biorafinărie*) a constat în realizarea a șapte activități, după cum urmează: Activitatea A3.1 – *Achiziția și realizarea subansamblelor fotobioreactorului experimental, conform specificației de proiectare de la activitatea II.2*, Activitatea A3.2 – *Proiectarea software-ului de bază pentru instalația de tip biorafinărie în conformitate cu structura funcțională HILS adoptată*, Activitatea A3.3 – *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal pentru instalația de tip biorafinărie*, Activitatea A3.4 – *Activitate de diseminare a rezultatelor obținute*, Activitatea A3.5 – *Integrarea subansamblelor fotobioreactorului experimental, conform specificației de proiectare de la activitatea II.2*, Activitatea A3.6 – *Punerea în funcțiune a fotobioreactorului și Activitatea A3.7 – Verificarea funcționalității „la rece” a fotobioreactorului*. Ca obiectiv general, etapa 3 a proiectului a avut drept scop realizarea echipamentului pe care se vor desfășura experimente în etapa 4, aceasta fiind și ultima în cadrul proiectului Biocon. De asemenea, tot în etapa 3, s-a realizat optimizarea instalației de tip biorafinărie prin optimizarea fotobioreactorului în raport cu criteriul de performanță principal (productivitatea fotobioreactorului), utilizând reducerea problemei de control optimal la o buclă de reglare a biomasei cu o referință optimală, precum și prin optimizarea digesterului în raport cu un criteriu care poate conține factori de penalizare a poluării mediului acvatic și a mediului aerian cu CO₂. În continuare, sunt prezentate pe scurt rezultatele aferente fiecărei activități, o prezentare mai detaliată fiind dată în **RST extins** ([RST etapa 3 extins](#)).

1. Activitatea A3.1

În cadrul activității A3.1 au fost achiziționate elementele componente ale fotobioreactorului de laborator (PBR), după cum urmează: aparatura de câmp (traductoare și adaptoare – turbiditate, pH, temperatură, dioxid de carbon, oxigen dizolvat, elemente de execuție - pompele peristaltice), fotobioreactorul de laborator, împreună cu dulapul de comandă. Dulapul de comandă și corpul fotobioreactorului au fost manufacturate în conformitate cu proiectul fotobioreactorului, realizat în etapa II. De asemenea, a fost realizat și panoul cu led-uri pentru iluminarea fotobioreactorului. În figurile 1.1 și 1.2 sunt prezentate componentele instalației de laborator menționate mai sus, înainte de integrare în echipamentul de ansamblu. Fig. 1.3 prezintă instalația în funcțiune. Pe site-ul proiectului Biocon sunt disponibile o serie de fotografii care prezintă fotobioreactorul în funcțiune, comandat de calculator prin interfața grafică și placa dSpace.



Fig 1.1 fotobioreactor

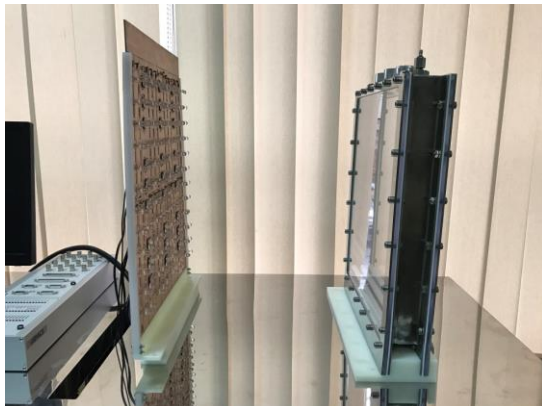


Fig. 1.2 Fotobioreactor și panou cu leduri

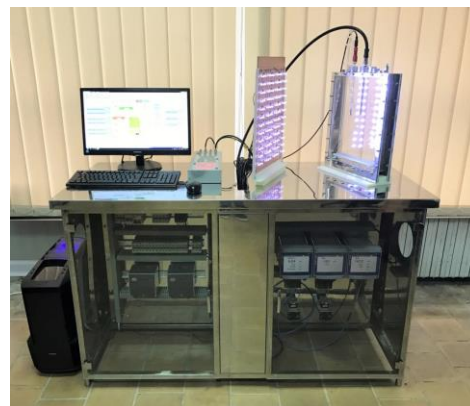


Fig. 1.3 Fotobioreactor cu sistemul de monitorizare și control în funcțiune

2. Activitatea A3.2

Software-ul de bază aferent aplicației de conducere a instalației de tip biorafinărie a fost dezvoltat pornind de la proiectul electric și de automatizare a instalației menționate. Proiectul electric este prezentat în raportul extins al etapei 3. Fiecărei mărimi măsurate din proces i-a fost asignată câte o intrare analogică, respectiv fiecărei variabile de comandă – câte o ieșire analogică din placa dSpace. A fost realizată compatibilizarea dintre ieșirile traductoarelor și intrările analogice oferite de placa dSpace, precum și dintre ieșirile analogice ale plăcii dSpace și elementele de execuție (adaptarea în scopul unei interfațări corecte a semnalelor măsurate și de comandă). În continuare, au fost proiectate cele două componente ale structurii software: componenta de achiziție și de adaptare a semnalelor și componenta de generare a semnalelor de comandă, în vederea integrării acestora în structura globală de conducere, alături de algoritmi de reglare și interfață grafică, care a fost reproiectată în concordanță cu cerințele echipamentelor achiziționate. În figura 2.1 se prezintă schema globală Simulink aferentă instalației de tip biorafinărie. În RST extins sunt prezentate detaliat modulele componente ale schemei globale Simulink aferentă instalației de tip biorafinărie.

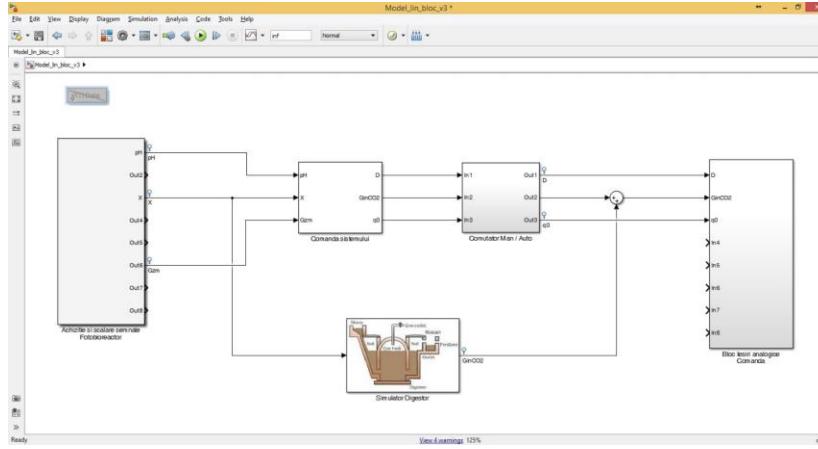


Fig. 2.1 Schema globala de control a instalației de tip biorafinărie

3. Activitatea 3.3

3.1 Introducere

În faza anterioară a proiectului [1], au fost elaborate și analizate detaliat strategiile de optimizare pentru cele două subsisteme din componența instalației de tip biorafinărie: digestorul și fotobioreactorul (PBR). Principalele rezultate și concluzii care s-au desprins sunt:

- optimizarea digestorului a fost abordată prin tehnici de tip ”*extremum seeking*”. Parametrii regulatorului extremal, utilizați în [1], nu asigură o convergență suficient de rapidă pentru atingerea regimului optimal, ceea ce afectează controlul optimal al instalației de tip biorafinărie, la cuplajul digestorului cu PBR;
- optimizarea PBR prin tehnici de tip *extremum seeking* este dificilă, datorită complexității dinamicii procesului și – în mod deosebit – a interacțiunii comenzilor regulatorului extremal cu comenzile regulatoroanelor din buclele de reglare aferente subsistemelor termodinamic și radiant. În plus, datorită faptului că regimul dinamic din PBR este sensibil mai lent decât cel din digestor, durata obținerii regimului optimal este practic inacceptabil de mare.

În aceste condiții, problema optimizării PBR (echipat cu buclele de reglare din subsistemele termodinamic și radiant) printr-o procedură de tip *extremum seeking* a fost înlocuită cu o problemă de reglare a concentrației biomasei la o *referință optimală*. Această soluție are la bază faptul că influxul fotobioreactorului este cunoscut, prepararea acestuia fiind parte a procesului stabilit și supervizat de specialistul biotehnolog. În aceste condiții, pentru proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal al instalației de tip biorafinărie au fost necesare, în continuare, următoarele etape:

- acordarea parametrilor regulatorului extremal al digestorului, astfel încât durata procesului de optimizare să fie cât mai redusă, în raport cu ordinul de mărime al duratei regimului dinamic din PBR. În plus, s-a urmărit stabilirea unei alternative de optimizare a digestorului, pe baza deducerii caracteristicii regimurilor optimale a acestuia și a utilizării unui observer pentru concentrația substratului din influx;
- obținerea controlului optimal al instalației de tip biorafinărie, pe baza soluțiilor de optimizare a celor două subsisteme componente: digestorul și PBR.

Aceste probleme fac obiectul secțiunilor care urmează.

3.2 Acordarea regulatorului optimal al digestorului

3.2.1 Modelul matematic

Ca și în cazul etapei anterioare [1], s-a utilizat un model matematic de ordin redus, de tipul celor din [2], [3] și [1]. Ecuațiile modelului matematic și semnificația variabilelor de stare sunt:

$$\frac{d}{dt} \begin{bmatrix} X_1 \\ S_1 \\ X_2 \\ S_2 \\ S_3 \\ P \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ -k_1 & 0 \\ 0 & 1 \\ k_3 & -k_2 \\ k_4 & k_5 \\ k_7 & k_6 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \varphi_1 \\ \varphi_2 \end{bmatrix} - D_d \cdot \begin{bmatrix} X_1 \\ S_1 \\ X_2 \\ S_2 \\ S_3 \\ P \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ D_d \cdot S_{1in} \\ 0 \\ 0 \\ -Q_{CO_2} \\ -Q_P \end{bmatrix} \quad (3.1)$$

Vitezele de reacție φ_1 și φ_2 sunt $\varphi_1 = \mu_1(S_1) \cdot X_1$; $\varphi_2 = \mu_2(S_2) \cdot X_2$, unde

$$\mu_1(S_1) = \mu_1^0 \frac{S_1}{K_{M_1} + S_1}; \quad \mu_2(S_2) = \mu_2^0 \frac{S_2}{K_{M_2} + S_2 + S_2^2 / K_{I_2}} \quad (3.2)$$

în care X_1 și X_2 sunt concentrațiile bacteriilor acidogene, respectiv metanogene acetoclastice; S_1, S_2 și S_3 sunt glucoza, respectiv acetatul și dioxidul de carbon, D_d - diluția, iar P este metanul. Variabilele Q_{CO_2} și Q_P sunt ratele fluxurilor gazoase de CO_2 și metan ($Q_P = c_P P$; $c_P = 0.32$). Variabila $y = c_1 S_1 + c_2 S_2$, care determină nivelul de poluare a apei deversate în mediu, se consideră măsurabilă. În problema controlului se consideră că variabila de stare P , care este legată prin relație de proporționalitate cu fluxul gazos Q_P , poate fi estimată, așa cum se va arăta în subcapitolul 3.4.2. Concentrația substratului în influx, $S_{1,in}$, este o variabilă nemăsurabilă on-line. Parametrii utilizați în modelul matematic al digesterului sunt dați în Tabelul 3.1.

Tabelul 3.1 Parametrii modelului matematic al digesterului [3]

Coeficienții de productivitate	Valoare	Parametrii cinetici și coeficienții de conversie	Valoare
k_1	3.2	μ_1^0	0.2 h^{-1}
k_2	16.7	μ_2^0	0.5 h^{-1}
k_3	1.035	K_{M_1}	0.75 g/l
k_4	1.194	K_{M_2}	4 g/l
k_5	1.5	K_{I_2}	21 g/l
k_6	3	c_1	$1.2 (1)$
k_7	0.113	c_2	$1.75 (1)$

3.2.2 Criteriul de performanță

Obiectivul primar urmărit este de a obține o cantitate cât mai mare de metan în stare gazoasă. În consecință, componenta de bază a funcției criteriu este

$$I_0 = Q_P = c_P \cdot P \cdot D_d \quad (3.3)$$

Obiectivul menționat trebuie corectat astfel încât să se țină cont și de nivelul de poluare produs de variabila de ieșire din model, $y = c_1 S_1 + c_2 S_2$. Fluxul de substrat deversat în mediu este $D_d \cdot (c_1 S_1 + c_2 S_2)$, iar componenta primară (3.3) a criteriului este multiplicată cu factorul de penalizare în raport cu poluarea, de forma

$$f_p = 1 - \gamma D_d \cdot (c_1 S_1 + c_2 S_2) \quad (3.4)$$

unde parametrul γ reflectă măsura în care cerința de protecție a mediului influențează criteriul de performanță.

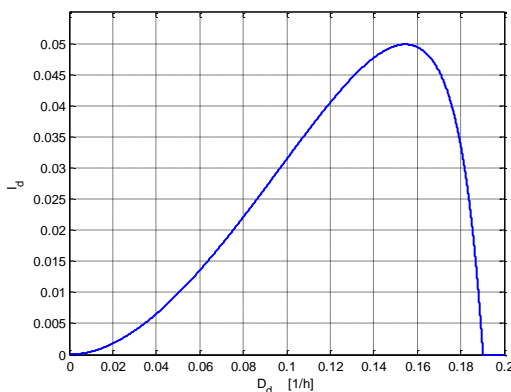


Fig. 3.1 Criteriul $I_d = I_d(D_d)$

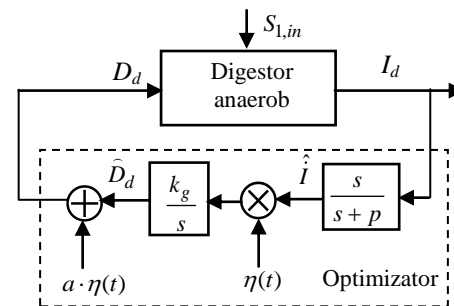


Fig. 3.2 Structura buclei de optimizare a PBR

Expresia criteriului de performanță adoptat este:

$$I_d = I_0 \cdot f_p = c_p P \cdot D_d \cdot [1 - \gamma D_d \cdot (c_1 S_1 + c_2 S_2)] \quad (3.5)$$

Dependența de rata de diluție a criteriului, atunci când $\gamma = 0.25$, este ilustrată în Fig. 3.1.

3.3 Optimizarea digesterului prin abordarea *extremum seeking*

În literatura de specialitate sunt utilizate mai multe variante de algoritmi de tip *extremum seeking* pentru optimizarea proceselor. Astfel, pentru optimizarea unor procese biotehnologice diverse, în [4], [5], [6] este utilizat regulatorul clasic (determinist) cu semnal de căutare sinusoidal. Această abordare a fost utilizată și în faza anterioară a proiectului [1]. În prezent, cele mai multe soluții de optimizare a proceselor se obțin cu algoritmi derivați din abordarea *extremum seeking* stohastică [7], [8], [9]. În cele ce urmează, se prezintă concluziile studiului comparativ al rezultatelor obținute cu algoritmul de optimizare de tip *extremum seeking*, în variantele stohastică și deterministă, aplicate pe cazul digesterului anaerob, și se prezintă performanțele variantei selectate.

Schema de principiu a buclei de optimizare în abordarea *extremum seeking* stohastică este dată în Fig. 3.2, unde semnalul $\eta(t)$ este obținut de generatorul descris de ecuația diferențială [7]:

$$\varepsilon \cdot d\eta = -\eta \cdot dt + \sqrt{\varepsilon} \cdot q \cdot dW \quad (3.6)$$

în care $W(t)$ este un proces de tip mișcare Browniană standard (proces Wiener), iar constantele pozitive ε și q , împreună cu a , p și k_g , formează parametrii regulatorului extremal. Semnalul $\eta(t)$ se obține prin trecerea derivatei procesului Wiener, $\dot{W}(t)$, printr-un filtru cu funcția de transfer

$$H_f(s) = \frac{\sqrt{\varepsilon}q}{\varepsilon s + 1} \quad (3.7)$$

În simularea numerică a buclei de optimizare, generarea mișcării standard Browniene s-a realizat prin reprezentarea Wiener, care utilizează o serie Fourier în care componentele spectrale sunt variabile aleatoare:

$$W(t) = \sqrt{2} \sum_{n=1}^{\infty} \xi_n \sin\left(\left(n - \frac{1}{2}\right)\pi t\right) / \left(n - \frac{1}{2}\right)\pi \quad (3.8)$$

unde ξ_n sunt variabile Gaussiene independente cu medie nulă și varianță unitară. Din seria (3.8) s-au reținut $N = 10$ termeni, astfel încât abaterea standard a ultimului termen din seria trunchiată este de circa 3% din W și de circa 5% din primul termen al seriei. Utilizând această serie trunchiată pentru detarminarea lui $\dot{W}(t)$, precum și parametrii $\varepsilon = 2$, $q = 0.035$, $a = 0.4$, $p = 0.4$ și $k_g = 100$, evoluția criteriului (3.5) în procesul de optimizare este prezentată în Fig. 3.3a cu culoarea albastru. Aceeași culoare este utilizată în Fig. 3.3b, pentru traiectoria de căutare în planul $D - I_d$ (cu linie întreruptă este prezentată caracteristica statică extremală).

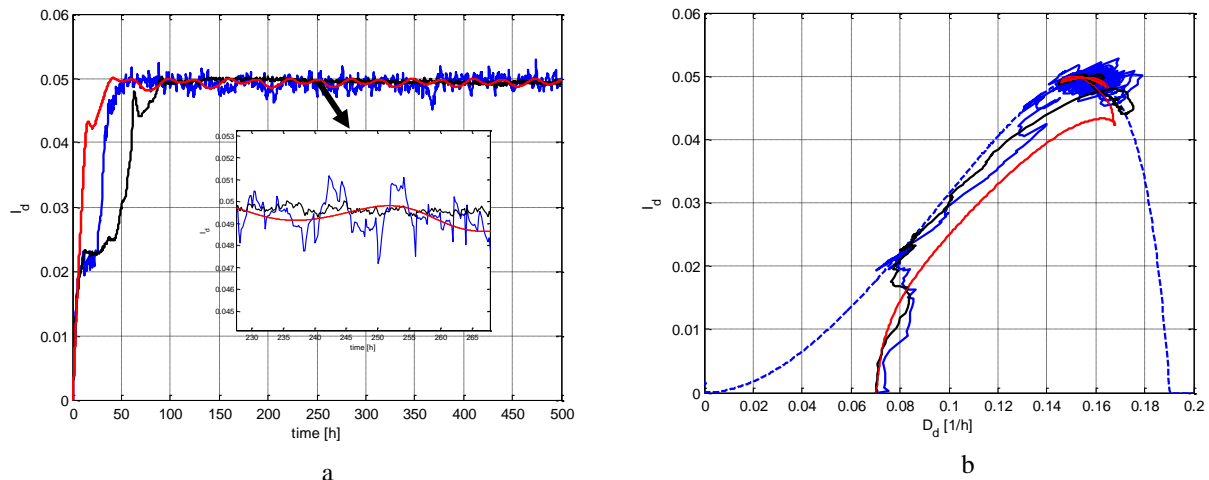


Fig. 3.3 Evoluțiile criteriului I_d (a) și traiectoriile punctului de funcționare în planul $D_d - I_d$ (b) pentru *extremum seeking* stohastic (albastru), varianta modificată (negru) și varianta deterministă (roșu)

Se constată că utilizarea procedurii de extremum seeking stochastic permite obținerea unei viteze ridicate de

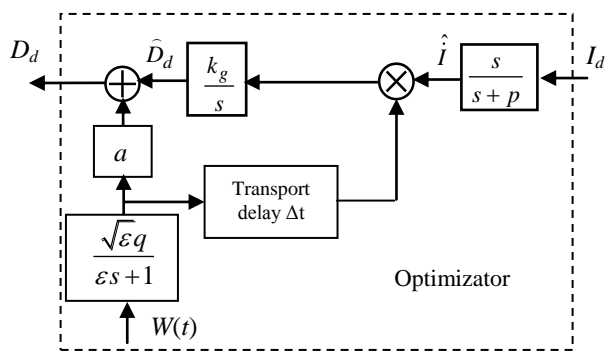


Fig. 3.4 Varianta modificată a optimizatorului de tip stochastic extremum seeking

atingere a regimului optimal, însă variațiile comenzii D_d sunt importante și foarte rapide. Alături de viteza de atingere a regimului optimal, un criteriu important de evaluare a algoritmului de optimizare îl reprezintă "efortul" de comandă, care se referă la forma de variație a diluției (amplitudinea și, mai ales, modelul spectral al comenzii). Forma "agresivă" de variație a comenzii este stimulată de operația de derivare a procesului Wiener. Pentru reducerea "agitației" comenzii D_d s-a utilizat o variantă modificată a regulatorului, ilustrată în Fig. 3.4. Aici s-a propus o soluție similară derivării numerice a semnalului $v(t)$ de la ieșirea filtrului $H_f(s)$, utilizând o întârziere cu Δt a acestui semnal. Rezultatele obținute în acest caz sunt reprezentate cu negru în Fig. 3.a și 3.b. În regulator s-au utilizat $\Delta t = 0.5$ [h], $k_g = 650$, restul parametrilor fiind

identici cu cei din cazul anterior. Se constată o reducere foarte importantă a amplitudinii oscilațiilor criteriului (vezi zoom-ul din Fig. 3.a), deci și a variațiilor comenzii, frecvența acestora rămânând însă ridicată. În același timp, performanța privind timpul de obținere a regimului optimal este mai redusă. Cea de a treia variantă examinată o reprezintă regulatorul de tip extremum seeking determinist. În acest caz, în Fig. 3.2 se adoptă $a = 1$ și $\eta(t) = S \sin(\omega t)$, iar rezultatele obținute pentru $S = 0.01$; $\omega = 0.1$ [rad/s]; $p = 0.5$ și $k_g = 120$ sunt reprezentate cu roșu în Fig. 3(a și b). Se constată o ameliorare atât a timpului de obținere a regimului optimal, cât - mai ales - în privința formei lente de variație a comenzii. În cazul optimizării unui digester anaerobic, considerat în această lucrare, regulatorul determinist produce un "efort" de comandă mult mai redus decât în cazul regulatorului stochastic, ceea ce reprezintă un avantaj important. Această evaluare justifică adoptarea ca soluție pentru optimizarea digesterului anaerob a regulatorului de tip extremum seeking determinist.

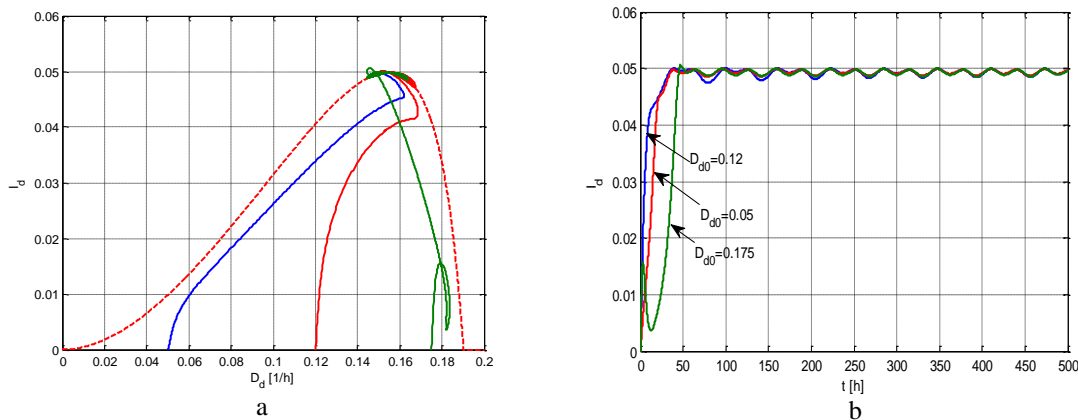


Fig. 3.5 Traiectoria punctului de funcționare în planul D_d-I_d , (a) și evoluția criteriului în procesul de optimizare (b), pornind de la diferite valori inițiale ale diluției D_d

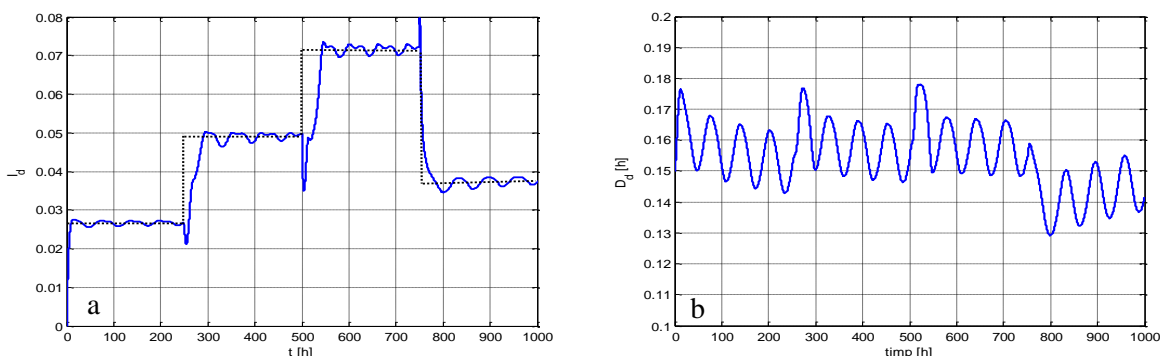


Fig. 3.6 Evoluția criteriului de performanțe (a) și a diluției (b) la variații în treaptă ale perturbației $S_{1,in}$

Procedura de acordare a regulatorului extremal a urmărit obținerea unui timp cât mai redus de atingere a regimului optimal și a constat în creșterea cât mai mult posibil a pulsației ω a generatorului sinusoidal și de modificare corespunzătoare a polului p al derivatorului la limită causal. O problemă distinctă a constituit-o analiza sensibilității algoritmului în raport cu valoarea inițială a diluției, D_{d0} , de la care pornește procesul de căutare. În Fig. 3.5.a sunt date traiectoriile punctului de funcționare în planul D_d-I_d , pornind de la 3 valori inițiale ale diluției: $D_{d0} = 0.05$; 0.12 și 0.175 [1/h]. Se observă că panta caracteristicii statice extreme $I_d = I_d(D_d)$, reprezentată cu linie întreruptă, depinde mult de valoarea D_{d0} . În consecință, valoarea amplificării k_g , la care regimul optimal se obține într-un timp foarte redus, depinde de valoarea inițială a diluției: $k_g = 120$ pentru $D_{d0} = 0.05$ [1/h]; $k_g = 60$ pentru $D_{d0} = 0.12$ [1/h] și $k_g = 40$ pentru $D_{d0} = 0.175$ [1/h]. Pentru o plajă destul de largă a diluției inițiale ($0.08 \dots 0.13$ [1/h]), optimizarea se realizează într-un timp foarte scurt dacă parametrul k_g este menținut la valoarea 60. Cealalți parametri ai regulatorului au fost: $S = 0.01$; $\omega = 0.1$ [rad/s]; $p = 0.4$. În Fig. 5.b sunt date evoluțiile criteriului de performanță în procesul de optimizare, pornind de la valorile inițiale ale diluției D_{d0} menționate. Se constată că regimul optimal este obținut în cel mult 2 zile.

Pentru a testa performanța de urmărire a regimului optimal, atunci când se modifică perturbația nemăsurabilă on line, $S_{1,in}$, s-a considerat o succesiune de variații în treaptă ale perturbației, de forma: $S_{1,in} = 0 \rightarrow 30 \rightarrow 50 \rightarrow 70 \rightarrow 40$ [g/l]. Variațiile au loc la momentele: $t = 0$; 250; 500; 750 [h]. Evoluția criteriului de performanță este prezentată în Fig. 3.6.a, unde cu linie întreruptă s-a marcat evoluția "teoretică" (fără dinamică) a criteriului. Se remarcă faptul că răspunsurile sistemului la variații în treaptă ale perturbației pun în evidență o comportare dinamică de tip "fază neminimă". În Fig. 3.7 este prezentată caracteristica statică $I_d = I_d(S_{1,in})$, dedusă în condițiile când regulatorul

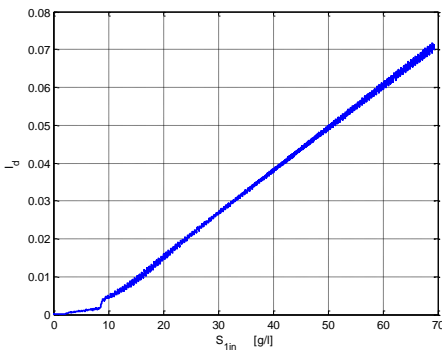


Fig. 3.7 Caracteristica statică $I = I(S_{1,in})$

extremal este cuplat la proces (acesta generează micile oscilații ale criteriului în procesul de căutare a extremului). Caracteristica este apropiată de forma liniară, ceea ce se reflectă în valorile salturilor de tip treaptă din Fig. 3.6. Pentru o analiză mai detaliată a performanțelor dinamice ale regulatorului extremal, s-a considerat o variație a mărimii perturbatoare de forma:

$$S_{1,in} = 35 + 10\sin(\omega_1 t) + 12\sin(\omega_2 t + \sqrt{2}) \quad (3.9)$$

în care $\omega_1 = 0.0375/2$ [rad/s] și $\omega_2 = (0.0375 \cdot \sqrt{0.2})/2$ [rad/s]. Pentru aceste valori ale pulsațiilor ω_1 și ω_2 , evoluția variabilei $S_{1,in}(t)$ este reprezentată cu albastru (cu linie întreruptă) în Fig. 3.8.a. În același grafic s-au reprezentat și variațiile criteriului de performanță pornind de la diluțiile inițiale $D_{d0} = 0.09$ [1/h] (verde) și $D_{d0} = 0.12$ [1/h] (roșu).

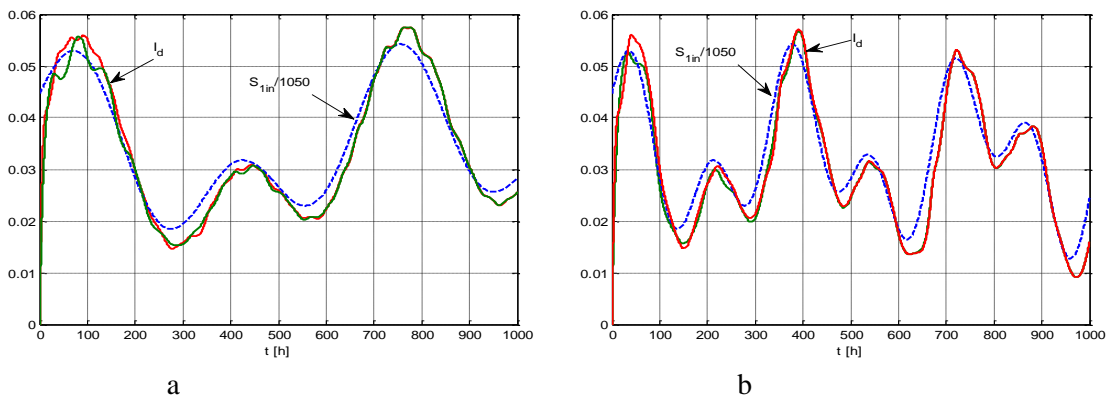


Fig. 3.8 Evoluțiile criteriului de performanță pentru $D_{d0} = 0.01$ [g/l] (roșu) și $D_{d0} = 0.1$ [g/l] (negru), atunci când mărimea perturbatoare $S_{1,in}$ (albastru), are forma (6), cu valorile indicate ale pulsațiilor ω_1 și ω_2 (a) și când valorile acestor pulsații se dublează (b)

Se observă că între aceste variații există diferențe minore numai în primele 2 zile. Principalul rezultat obținut se referă la similaritatea între variația criteriului I_d și cea a perturbației $S_{1,in}$. Micile undulații din variația criteriului,

vizibile în Fig. 3.8.a, sunt produse de oscilatorul din componența regulatorului extremal. Practic, erorile de urmărire a regimului optimal, la modificări permanente ale perturbației $S_{1,in}(t)$, sunt *erori dinamice*, care – în cazul înregistrării din Fig. 3.8.a – sunt practice neglijabile. Dacă însă se dublează pulsațiile ω_1 și ω_2 , se obțin rezultatele din Fig. 3.8.b. Urmărirea regimului optimal este încă corectă, însă erorile dinamice produc un oarecare defazaj între variația perturbației și cea a criteriului de performanță. Dacă, în continuare, se dublează din nou pulsațiile ω_1 și ω_2 , erorile dinamice se măresc simțitor și pot deveni inacceptabile.

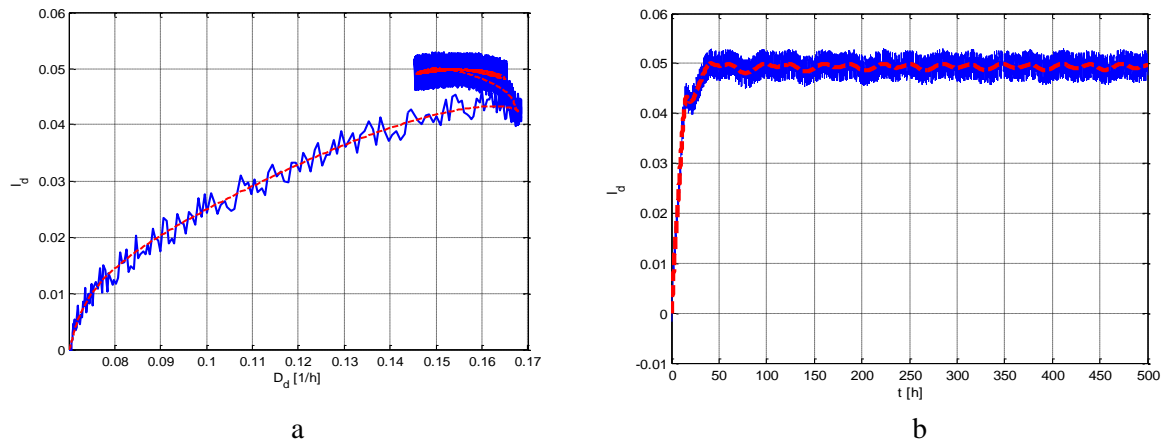


Fig. 3.9 Traectoria de optimizare în planul $D_d - I_d$ (a) și evoluția criteriului de performanță (b) în prezența zgomotului adițional la ieșire

O problemă importantă în problematica optimizării digesterului este cea referitoare la robustețea algoritmului de optimizare în cazul când criteriul de performanță este contaminat de un zgomot aleator cu medie nulă. Fig. 3.9(a și b) ilustrează robustețea algoritmului atunci când criteriul este afectat de un zgomot adițional (cu linie întreruptă sunt reprezentate traectoria în planul $D_d - I_d$, cât și evoluția în timp a criteriului de performanță în absența zgomotului).

3.4 Optimizarea digesterului prin determinarea caracteristicii regimurilor optimale

3.4.1 Principiul metodei

În ipoteza că mărimea $S_{1,in}$ ar fi măsurabilă, optimizarea digesterului s-ar putea realiza printr-o schemă de reglare la o valoare optimală a unei mărimi fizice din proces. Pentru a ilustra această idee, s-a dedus familia caracteristicilor statice $I_d = I_d(D_d)|_{S_{1,in}=const}$. În Fig. 3.10 este

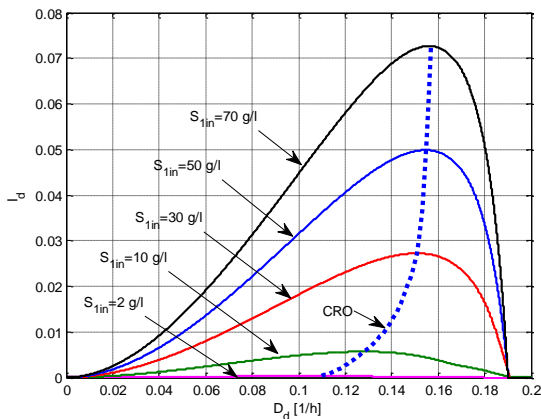


Fig. 3.10 Caracteristica regimurilor optimale (CRO) a digesterului

prezentată această familie de caracteristici, pentru 5 valori discrete ale parametrului $S_{1,in}$. Locul geometric al maximelor caracteristicilor statice $I_d = I_d(D_d)$, pentru diverse valori ale parametrului $S_{1,in}$, reprezintă *caracteristica regimurilor optimale* (CRO) a procesului. În Fig. 3.10, CRO s-a reprezentat utilizând funcția Matlab *interp1*, la care s-a selectat interpolarea cubică. Optimizarea procesului se poate realiza printr-o buclă de reglare a debitului/diluției, la o *referință optimală*, care corespunde valorii curente a lui $S_{1,in}$: $D_{d,opt} = F(S_{1,in})$. Această funcție reprezintă CRO a digesterului. Într-o altă variantă de implementare, diluția poate fi mărime de comandă într-o buclă de reglare a unei mărimi fizice din proces (y sau X_1 sau...), cu o referință optimală ce corespunde diluției optimale, $D_{d,opt}$, extrasă din CRO, pe baza cunoașterii lui $S_{1,in}$. Pentru utilizarea acestei abordări în

problema optimizării digesterului este necesară estimarea concentrației substratului în influx. În următoarele secțiuni se prezintă două soluții pentru rezolvarea acestei probleme și apoi sunt date rezultatele obținute la optimizarea digesterului pe baza CRO.

3.4.2 Filtrul Kalman extins pentru estimarea stării și a concentrației substratului în influx

Fie sistemul neliniar descris de ecuațiile:

$$\dot{x}_1(t) = f_1(x_1(t), \theta(t), u(t)) + G_1(t)w(t) \quad (3.10)$$

$$y(t) = h(x_1(t), u(t)) + G_2(t)v(t) \quad (3.11)$$

unde $x_1(t)$ este vectorul stărilor sistemului, iar $\theta(t)$ este vectorul parametrilor procesului ce se doresc a fi estimați. Acești parametri pot fi modelați ca integratoare ce sunt „conduse” de zgomot alb, și adăugate la stările sistemului [11]. În acest caz, noul vector de stare poate fi scris astfel:

$$x(t) = [x_1(t) \quad \theta(t)] \quad (3.12)$$

iar funcția $f(\cdot)$ a sistemului neliniar este:

$$f(x(t), u(t)) = [f_1(x_1(t), \theta(t), u(t)) \quad 0] \quad (3.13)$$

Noului sistem neliniar obținut i se va aplica procedura de proiectare a unui estimator de stare extins cu vectorul de stare $\hat{x}(t) = [\hat{x}_1(t) \quad \hat{\theta}(t)]$, în care:

$$A(\hat{x}, u) = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1(x_1, \theta, u)}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1(x_1, \theta, u)}{\partial \theta} \\ 0 & 0 \end{bmatrix}_{x=\hat{x}} ; \quad C(\hat{x}, u) = \begin{bmatrix} \frac{\partial h(x_1, u)}{\partial x_1} & 0 \end{bmatrix}_{x=\hat{x}} \quad (3.14)$$

Ecuția estimatorului este:

$$\dot{\hat{x}}(t) = f(\hat{x}(t), u(t)) + K[y(t) - h(\hat{x}(t))] \quad (3.15)$$

Proiectarea filtrului Kalman constă în calculul matricei de câștig K ce minimizează media pătratică a erorii de estimare:

$$E = \int_0^t \|x - \hat{x}\|^2 d\tau = \int_0^t \|e(\tau)\|^2 d\tau \quad (3.16)$$

Matricea de amplificare a filtrului are următoarea formulă de calcul:

$$K = PC^T R^{-1} \quad (3.17)$$

unde matricea pătratică simetrică P este obținută în urma rezolvării ecuației diferențiale matriceale Riccati:

$$\dot{P} = PA^T + AP - PC^T R^{-1} CP + G_1 Q G_1^T \quad (3.18)$$

Ca și în cazul estimării vectorului de stare al procesului de digestie anerobă, se consideră măsurabile $c_1 S_1 + c_2 S_2$ și X_2 , și, pe lângă mărimile de stare, se încearcă estimarea substratului din influent, $S_{1,in}$. În acest caz, se utilizează următoarele matrice pentru rezolvarea ecuației diferențiale matriceale Riccati (3.18) și determinarea matricei de amplificare a filtrului, dată de ecuația (3.17):

$$A(\hat{x}) = \begin{bmatrix} \mu_1(\hat{S}_1) - D_d & \frac{d\mu_1(\hat{S}_1)}{dS_1} X_1 & 0 & 0 & 0 \\ -k_1 \mu_1(\hat{S}_1) & -k_1 \frac{d\mu_1(\hat{S}_1)}{dS_1} X_1 - D_d & 0 & 0 & D_d \\ 0 & 0 & \mu_2(\hat{S}_2) - D_d & \frac{d\mu_2(\hat{S}_2)}{dS_2} X_2 & 0 \\ k_3 \mu_1(\hat{S}_1) & k_3 \frac{d\mu_1(\hat{S}_1)}{dS_1} X_1 & -k_2 \mu_2(\hat{S}_2) & -k_2 \frac{d\mu_2(\hat{S}_2)}{dS_2} X_2 - D_d & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad (3.19)$$

$$G_1 = \begin{bmatrix} 20 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 60 \end{bmatrix}; \quad C = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & c_1 & 0 & c_2 & 0 \end{bmatrix}, \quad (3.20)$$

unde:

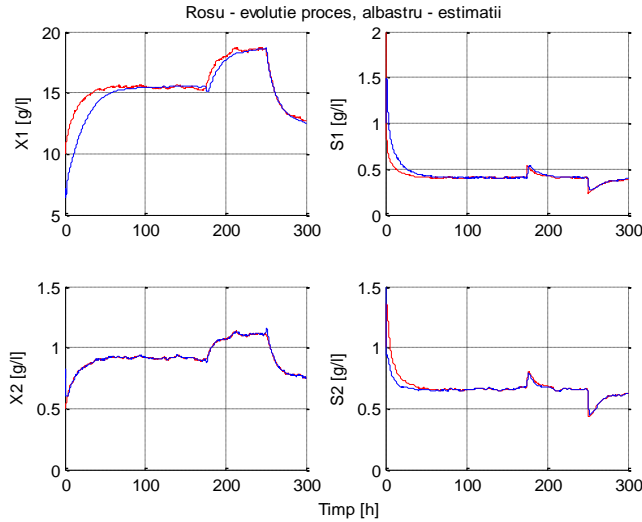


Fig. 3.11 Estimarea stării digesterului anaerob atunci când $S_{1,in}$ are variații în formă de treaptă

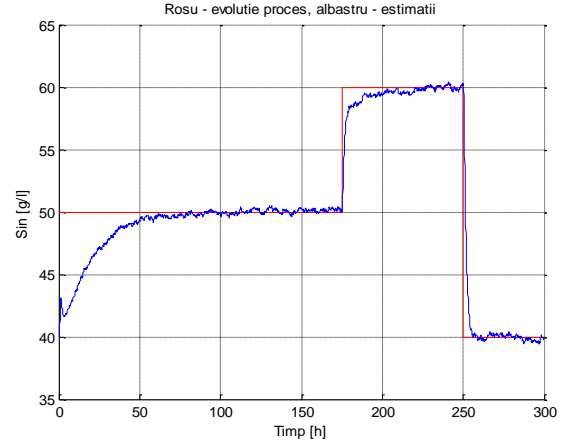


Fig. 3.12 Estimarea parametrului $S_{1,in}$ atunci când acesta are variații în formă de treaptă.

$$\frac{d\mu_1(\hat{S}_1)}{dS_1} = \frac{\mu_1^0 K_{M1} X_1}{(K_{M1} + S_1)^2} \quad \text{și} \quad \frac{d\mu_2(\hat{S}_2)}{dS_2} = \frac{\mu_2^0 (K_{M2} - S_2^2 / K_{I2})}{(K_{M2} + S_2 + S_2^2 / K_{I2})^2} \quad (3.21)$$

De asemenea, se consideră că P este o matrice simetrică de ordinul 5, sistemul de ecuații diferențiale matriceale Riccati rezultând de ordinul 15. În aceste condiții, în Fig. 3.11 – 3.14 sunt prezentate rezultatele simulării filtrului Kalman extins. Aceste rezultate ilustrează o bună comportare a filtrului Kalman extins, atât în ceea ce privește estimarea stărilor, cât și a parametrului $S_{1,in}$. În Fig. 3.11 și 3.12 s-a considerat situația în care $S_{1,in}$ are variații sub formă de treaptă în timpul funcționării procesului, iar în Fig. 3.13 și 3.14 este ilustrat cazul când variația lui $S_{1,in}$ este dată sub forma sumei a două sinusoides de frecvențe diferite.

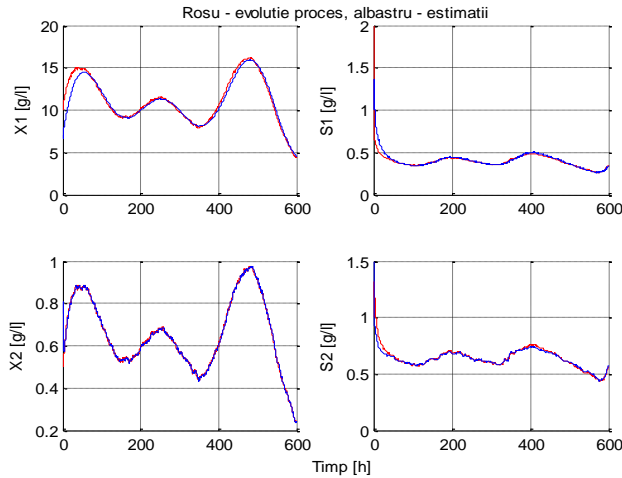


Fig. 3.13 Estimarea stării digesterului anaerob atunci când $S_{1,in}$ are variații de forma unei sume de două sinusoides cu frecvențe diferite

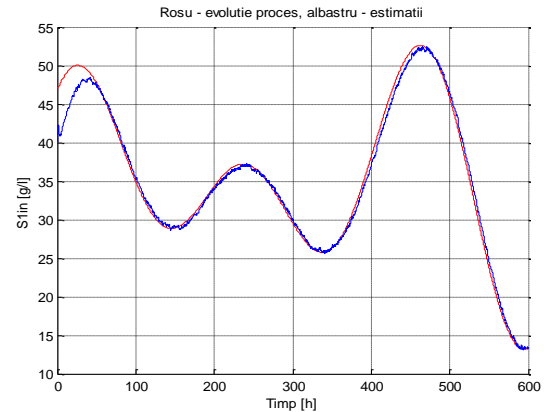


Fig. 3.14 Estimarea parametrului $S_{1,in}$ atunci când acesta are variații de forma unei sume de două sinusoides cu frecvențe diferite

3.4.3 Observerul sliding mode pentru estimarea concentrației substratului în influx

Un alt tip de observer care poate fi utilizat pentru estimarea variabilei $S_{1,in}$ are structura bazată pe metoda sliding mode [12]. Pe baza acestei metode s-a elaborat observerul numit super-twisting generalizat [13]. O variantă simplificată a acestuia, conform [14], s-a utilizat pentru estimarea concentrației substratului din influx. În această abordare, modelul (3.1) al digesterului se exprimă în următoare formă compactă:

$$\dot{\xi} = K\varphi(\xi) - D\xi + F - Q = KG(\xi)\alpha(\xi) - D\xi + F - Q \quad (3.22)$$

în care $\xi = [X_1 S_1 X_2 S_2 S_3 P]^T$ este vectorul de stare, $F = [0 DS_{1,in} 0 0 0 0]^T$ este vectorul fluxurilor de intrare, $Q = [0 0 0 0 Q_{CO_2} Q_P]^T$ este vectorul fluxurilor gazoase de ieșire, $\varphi = [\varphi_1 \varphi_2]^T$ este vectorul vitezelor de reacție, care poate fi scris sub forma $\varphi(\xi) = G(\xi)\alpha(\xi)$, unde $G(\xi)$ este o matrice diagonală ale căror intrări sunt produsele concentrațiilor componentelor (biomasă/substrat) implicate în fiecare reacție, $\alpha = [\alpha_1 \alpha_2]^T$ este vectorul vitezelor de reacție specifice, unde $\alpha_i = \mu_i / S_i$, $i=1,2$, și K este matricea coeficienților de tip randament. Matricele K și G au următoarea structură:

$$K = \begin{bmatrix} 1 & -k_1 & 0 & k_3 & k_4 & k_7 \\ 0 & 0 & 1 & -k_2 & k_5 & k_6 \end{bmatrix}^T, \quad G = \begin{bmatrix} X_1 S_1 & 0 \\ 0 & X_2 S_2 \end{bmatrix} \quad (3.23)$$

Acest observer a fost implementat prin simulare numerică în următoarele ipoteze: a) sunt disponibile măsurării mărimile S_1, S_2 și Q_P ; b) vitezele de reacție specifice α_1 și α_2 sunt necunoscute; c) variabilele de stare X_1 și X_2 nu sunt accesibile.

Dacă se notează: $Z_S = k_3 S_1 + k_1 S_2$, atunci Z_S fiind o combinație liniară a două variabile de stare măsurabile, S_1 și S_2 , se obține următoarea ecuație diferențială liniară, dedusă pe baza modelului (3.1) al procesului:

$$\dot{Z}_S = -DZ_S + k_3 DS_{1,in} - k_1 k_2 / c_P \cdot Q_P \quad (3.24)$$

Un observer capabil să estimeze variabila necunoscută $S_{1,in}$ este dat de ecuațiile:

$$\begin{aligned} \dot{\hat{Z}}_S &= -DZ_S + k_3 D\hat{S}_{1,in} + k_1 k_2 / c_P \cdot Q_P - L_S \alpha_1 \varphi_1(e_S), \\ \dot{\hat{S}}_{1,in} &= -L_S^2 \alpha_2 k_3 D\varphi_2(e_S), \quad L_S, \alpha_1, \alpha_2 > 0, \end{aligned} \quad (3.25)$$

unde $e_S = \hat{Z}_S - Z_S$ și [14]:

$$\begin{aligned} \varphi_1(e_S) &= \beta_1 |e_S|^{1/2} \text{sign}(e_S) + \beta_2 e_S \\ \varphi_2(e_S) &= \frac{\beta_1^2}{2} \text{sign}(e_S) + \frac{3}{2} \beta_1 \beta_2 |e_S|^{1/2} \text{sign}(e_S) + \beta_2^2 e_S \end{aligned} \quad (3.26)$$

cu $\beta_1, \beta_2 > 0$. Acest observer are 5 parametri de acord: $L_S, \alpha_1, \alpha_2, \beta_1, \beta_2$.

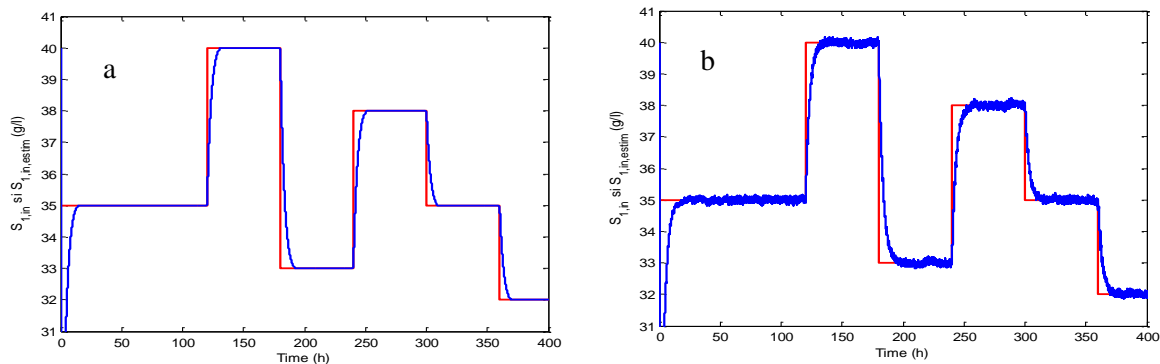


Fig. 3.15 Evoluțiile mărimilor $S_{1,in}$ (roșu) și $S_{1,in,estim}$ (albastru) fără zgomot (a) și cu zgomot (b) la observerul slidind mode

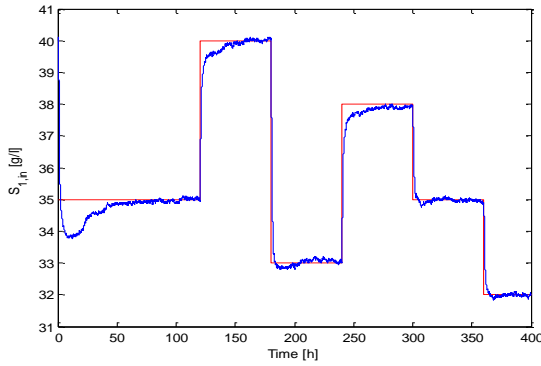


Fig. 3.16 Evoluțiile mărimilor $S_{1,in}$ (roșu) și $S_{1,in,estim}$ (albastru) fără zgomot la filtrul Kalman

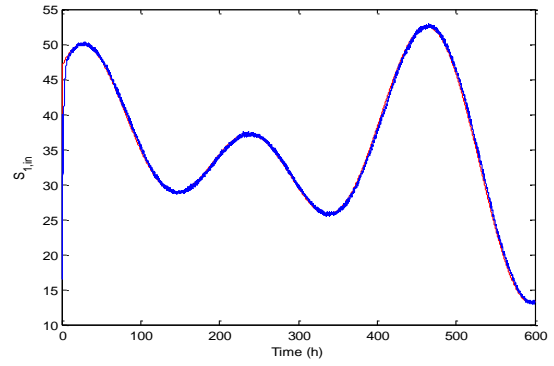


Fig. 3.17 Evoluțiile mărimilor $S_{1,in}$ (roșu) și $S_{1,in,estim}$ (albastru) fără zgomot la observerul sliding mode

Analiza prin simulare numerică a acestui observer a vizat nu numai stabilirea performanțelor acestuia, dar și comparația cu filtrului Kalman extins. În Fig. 3.15.a și b sunt date evoluțiile mărimilor $S_{1,in}$ și $S_{1,in,estim} \equiv \hat{S}_{1,in}$ la observerul sliding mode, în cazurile când zgomotul din proces se consideră nul sau, respectiv, ne-nul. Pentru comparație, în Fig. 3.16 sunt prezentate aceste evoluții la filtrul Kalman (cazul cu zgomot). Dacă zgomotul în proces este nenul și mărimea $S_{1,in}$ are o variație lentă, conform relației (3.9), la care răspunsul filtrului Kalman este dat în Fig. 3.14, atunci răspunsul observerului sliding mode este cel prezentat în Fig. 3.17. Concluzia care se desprinde este că, în cazul observerului sliding mode, timpul de anulare a erorii nu depinde practic de sensul de variație a mărimii $S_{1,in}$ și este – în general – mai mic decât la filtrul Kalman extins. De asemenea, erorile de urmărire a variabilei $S_{1,in}$ de către estimarea $S_{1,in,estim}$ sunt mai mici. În schimb, efectul zgomotului din proces asupra estimării este mai mic în cazul filtrului Kalman.

3.4.4 Rezultate privind optimizarea digesterului pe baza caracteristicii regimurilor optime

Pe baza datelor obținute prin simulare numerică și reprezentate grafic în Fig. 3.10, s-a dedus caracteristica regimurilor optime (CRO), $D_{d,opt} = F(S_{1,in})$, a cărei formă este dată în Fig. 3.18 (cu albastru).

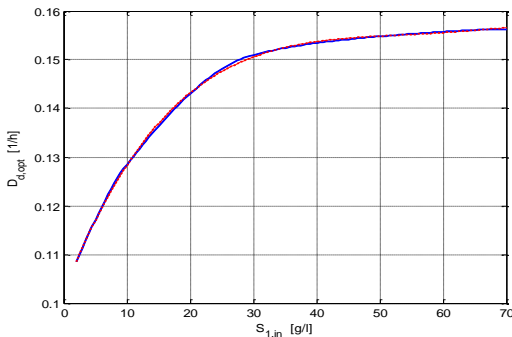


Fig. 3.18 CRO (albastru) și parametrizarea acesteia cu un polinom de gradul 4 (roșu)

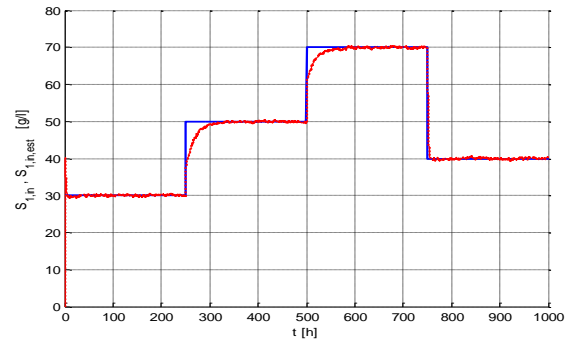


Fig. 3.19 Evoluția variabilei $S_{1,in}$ (albastru) și a estimării $\hat{S}_{1,in}$ (roșu)

Această caracteristică, obținută în formă numerică, a fost parametrizată cu funcția Matlab *polyfit*, utilizând o expresie polinomială, de forma

$$D_{d,opt} = \sum_{i=0}^n p_i \cdot S_{1,in}^i \quad (3.27)$$

în care $n=4$. Forma parametrizată a CRO este reprezentată grafic cu roșu în Fig. 3.18. Această caracteristică a fost utilizată pentru obținerea prin simulare numerică a regimului optimal al digesterului, în două situații: a) când se presupune că este cunoscută concentrația substratului $S_{1,in}$ în influx (cazul ideal) și b) când $S_{1,in}$ este înlocuit cu estimarea $\hat{S}_{1,in}$ obținută cu filtrul Kalman extins.

În Fig. 3.19 este prezentată evoluția variabilei $S_{1,in}$ și a estimării $\hat{S}_{1,in}$, iar în Fig. 3.20 sunt date evoluțiile diluției optimale, deduse conform CRO, în cele două situații menționate: $D_{d,opt} = F(S_{1,in})$, respectiv $D_{d,opt} = F(\hat{S}_{1,in})$. Figura 3.21 ilustrează evoluția criteriului de performanță în cele două situații considerate. Se remarcă faptul că operația de optimizare se realizează într-un timp scurt, practic egal cu timpul de răspuns al digesterului la variația semnalului de intrare, care este diluția optimală $D_{d,opt}$.

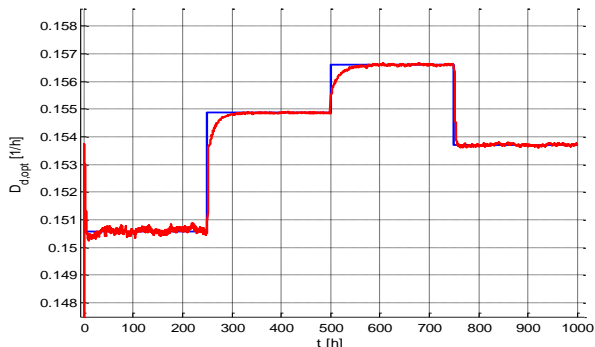


Fig. 3.20 Evoluția diluției optimale la utilizarea variabilei $S_{1,in}$ (albastru) și la utilizarea estimării $\hat{S}_{1,in}$ (roșu)

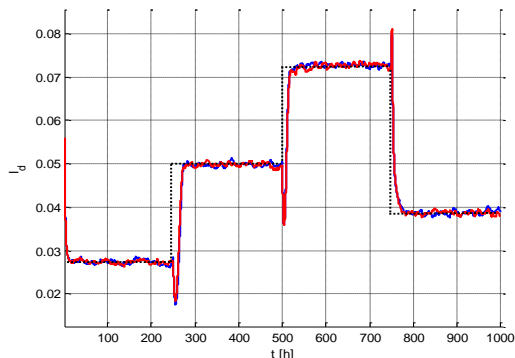


Fig. 3.21 Evoluția criteriului de performanță la optimizarea pe baza CRO, considerând că $S_{1,in}$ este cunoscut (albastru) și utilizând estimarea $\hat{S}_{1,in}$

3.5 Concluzii privind optimizarea digesterului

1. Optimizarea digesterului a fost tratată prin două abordări: cu algoritmi de tip *extremum seeking* și, respectiv, prin deducerea CRO și utilizarea estimării substratului de intrare pentru obținerea diluției optimale: $D_{d,opt} = F(S_{1,in}^{est})$.
2. În cazul algoritmilor de tip *extremum seeking* au fost investigate rezultatele obținute la utilizarea unor versiuni stochastice, precum și a versiunii deterministe. În ambele cazuri, aceste rezultate sunt satisfăcătoare, din punctul de vedere al timpului necesar pentru atingerea regimului optimal. S-a preferat, în final, utilizarea versiunii deterministe, deoarece – în acest caz – evoluția comenzii (diluției) este mai puțin „agitată”, decât în cazul versiunii stochastice.
3. Optimizarea digesterului pe baza CRO și a utilizării unui estimator pentru deducerea concentrației substratului în influx, $\hat{S}_{1,in}$, conduce la rezultate foarte bune, ilustrate în Fig. 3.21 și Fig. 3.20.
4. Analiza comparativă a celor două abordări menționate se poate face pe baza rezultatelor din Fig. 3.6.a și 3.6.b, de la optimizarea prin *extremum seeking*, respectiv Fig. 3.21 și Fig. 3.20 – de la optimizarea prin CRO. În ambele situații, $S_{1,in}$ a avut aceeași formă de variație. Optimizarea prin CRO este mai performantă, deoarece este mai rapidă și se realizează fără excitarea permanentă a comenzii digesterului (v. Fig. 3.6.b, versus Fig. 3.20). Pe de altă parte, această abordare necesită cunoașterea exactă a modelului digesterului, pentru stabilirea prin simulare numerică a CRO și pentru sinteza observerului dedicat obținerii estimării $\hat{S}_{1,in}$. Optimizarea prin *extremum seeking* nu necesită cunoașterea detaliată a modelului digesterului. Acest lucru este adesea esențial, din punct de vedere practic, conducând la adoptarea optimizării prin *extremum seeking*.

4. Controlul optimal al instalației de tip biorafinărie, pe baza soluțiilor de optimizare a digesterului și fotobioreactorului

4.1 Simularea instalației de tip biorafinărie

O problemă preliminară care s-a pus în legătură cu controlul optimal al instalației de tip biorafinărie a constat în obținerea unui program care să permită simularea întregii instalații într-un interval de timp suficient de scurt, astfel încât să fie posibilă aplicarea procedurii de optimizare de tip *extremum seeking*. În faza anterioară a proiectului, cuplarea digesterului și a PBR, în scopul analizei instalației de tip biorafinărie, s-a realizat în mediul Simulink, pe baza unui program cu o durată mare a rulării unui regim dinamic (circa o oră) [1]. Deoarece procedura de simulare utilizată nu este adecvată pentru un proces de căutare de tip *extremum seeking*, a fost necesară realizarea unui program Matlab clasic (fișier .m), pentru simularea instalației de tip biorafinărie într-un interval de timp rezonabil. În acest context, s-a

realizat și o completare/detalieri a modelului de cuplare a digesterului la fotobioreactor, care este prezentată în cele ce urmează.

În programul anterior de cuplare, s-a considerat – în mod justificat – că debitul de CO_2 rezultat la arderea CH_4 este mult mai mare decât debitul necesar pentru reglarea pH-ului. Acest debit este comandat de regulatorul buclei de reglare a pH-ului, iar excesul este evacuat în atmosferă. În acest context, nu s-a ținut cont de faptul că, alături de CO_2 , gazele arse introduse în PBR conțin și alte componente, care afectează – într-o oarecare măsură – dinamica procesului de creștere a microalgelor. Completarea menționată ține cont de compoziția gazelor arse obținute la instalația de ardere a metanului. Prin comanda organului de reglare din bucla pentru pH, se modifică nu numai debitul de CO_2 , dar și cel de N_2 și O_2 . Prezența O_2 este determinată de faptul că în instalațiile industriale se impune existența unui exces de aer la funcționarea arzătoarelor. În cadrul programului de simulare a instalației de tip biorafinărie s-a considerat următoarea compoziție a gazelor arse: N_2 – 83 % ; CO_2 – 13 % ; O_2 – 4 % [15]. Pe aceste baze, având în vedere că debitul de CO_2 pentru obținerea valorii optimale a pH-ului, $G_{in}\text{CO}_2(t)$, rezultă prin poziționarea organului de reglare de pe conducta de gaze arse, s-au determinat debitele:

$$G_{in}\text{N}_2(t) = 83 \cdot G_{in}\text{CO}_2(t) / 13; \quad G_{in}\text{O}_2(t) = 4 \cdot G_{in}\text{CO}_2(t) / 13; \quad (3.28)$$

$$G_{in}(t) = G_{in}\text{N}_2(t) + G_{in}\text{CO}_2(t) + G_{in}\text{O}_2(t) \quad (3.29)$$

pe baza cărora se calculează variabilele

$$y_{in}\text{CO}_2(t) = G_{in}\text{CO}_2(t) / G_{in}(t); \quad y_{in}\text{N}_2(t) = G_{in}\text{N}_2(t) / G_{in}(t); \quad y_{in}\text{O}_2(t) = G_{in}\text{O}_2(t) / G_{in}(t) \quad (3.30)$$

care intervin în modelul matematic al PBR.

În Fig. 3.22 se prezintă evoluția pH-ului și a debitului de $G_{in}\text{CO}_2(t)$ în cadrul buclei de reglare a pH-ului, atunci când concentrațiile de N_2 și O_2 din gazele arse sunt luate în considerare sau sunt eludate. Se constată că efectele concentrațiilor de N_2 și O_2 sunt minore, afectând dinamica rapidă a buclei de pH, în sensul accentuării caracterului oscilant al buclei (la o acordare dată a regulatorului).

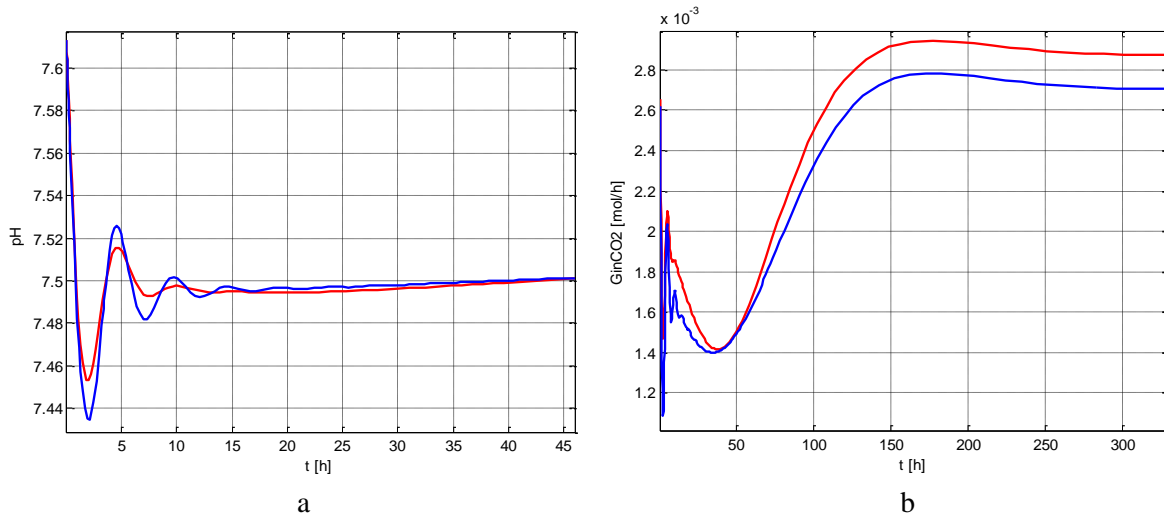


Fig. 3.22 Evoluția pH-ului (a) și a debitului $G_{in}\text{CO}_2$ (b) în cadrul buclei de reglare a pH-ului, atunci când nu se consideră (roșu) și când se consideră (albastru) concentrațiile de N_2 și O_2 în gazele arse

Obținerea rezultatelor menționate a avut la bază programul de simulare a instalației de tip biorafinărie, obținut prin cuplarea modelului digesterului cu modelul PBR. Acest program include: bucla de pH, bucla aferentă sistemului radiant și bucla de reglarea a biomasei la o referință optimală. La cuplarea modelelor digesterului și fotobioreactorului s-a ținut cont de faptul că unitățile de măsură ale fluxurilor de ieșire/intrare sunt diferite: fluxul de ieșire de la digester este în $[\text{g}/\text{l}/\text{h}]$, iar fluxul de intrare în PBR este în $[\text{mol}/\text{h}]$. De asemenea, se ține cont că prin arderea unui mol de CH_4 se obține tot un mol de CO_2 . Întrucât masa moleculară a metanului este de 16 grame pe mol, rezultă că trecerea de la concentrația metanului din digester în $[\text{g}/\text{l}]$, $(c_P \cdot P)_{g/l}$, la concentrația metanului în $[\text{mol}/\text{l}]$ se face cu relația $(c_P \cdot P)_{mol/l} = (c_P \cdot P)_{g/l} / 16$. Având în vedere că un mol de CO_2 se obține dintr-un mol de metan, rezultă că fluxul de dioxid de carbon la intrarea în FBR, în $[\text{mol}/\text{h}]$, este :

$$G_{in}\text{CO}_2 = (c_P \cdot P)_{mol/l} \cdot V \cdot D_d = \left[(c_P \cdot P)_{g/l} / 16 \right] \cdot D_d \cdot V \quad (3.31)$$

unde V este volumul digesterului.

4.2 Controlul optimal al instalației de tip biorafinărie

Optimizarea prin metoda *extremum seeking* a procesului din digester, cuplat cu PBR în cadrul instalației de tip biorafinărie, s-a realizat cu regulatorul extremal utilizat în secțiunea 3.2. Parametrii acestuia sunt practic identici cu cei din secțiunea anterioară, eventualele diferențe rezultând din procesul de acordare fină a regulatorului. În Fig. 3.23 sunt ilustrate traiectoriile punctului de funcționare în planul D_d-I_d în procesul de optimizare, pornind de la diferite valori inițiale ale diluției D_{d0} ($D_{d0} = 0.02; 0.05; 0.08; 0.1; 0.14$ [1/h]), iar în Fig. 3.24 sunt prezentate evoluțiile criteriului (3.5) în procesul de optimizare, pornind de la diferite valori inițiale ale diluției D_{d0} . Se constată o dinamică foarte bună în procesul de căutare a regimului optimal, precum și o sensibilitate redusă în raport cu valoarea inițială a diluției D_{d0} . Parametrii regulatorului la care s-au obținut rezultatele prezentate sunt $S = 0.01$; $\omega = 0.1$ [rad/s]; $p = 0.5$, iar parametrul k_g a avut valorile: 360 pentru $D_{d0} = 0.02$ [1/h]; 120 pentru $D_{d0} = 0.05$ [1/h]; 80 pentru $D_{d0} = 0.08$ [1/h]; 60 pentru $D_{d0} = 0.1$ [1/h] și $D_{d0} = 0.14$ [1/h]. Valoarea mare a amplificării pentru $D_{d0} = 0.02$ [1/h] este necesară deoarece la diluții inițiale foarte mici, panta caracteristicii statice extremale este foarte redusă (v. Fig. 3.1).

Este evident că trebuie evitată demararea procesului de optimizare cu o diluție inițială foarte mică. Dacă diluția inițială este în domeniul $0.09 - 0.14$ [1/h], dinamica procesului de optimizare este excelentă, iar parametrul k_g poate fi menținut la valoarea 60. În toate situațiile prezentate, perturbația principală din sistem a fost constantă: $S_{1,in} = 50$ [g/l]. Pentru a se examina performanța sistemului la modificarea concentrației substratului în influx, s-a aplicat la $t = 500$ [h] o variație în treaptă a acestei mărimi: $S_{1,in} = 40 \rightarrow 60$ [g/l].

Traectoria punctului de funcționare în planul D_d-I_d și evoluția criteriului de performanță în procesul de optimizare sunt date în Fig. 3.25, respectiv Fig. 3.26. Schema instalației de tip biorafinărie care conține structura de control ce îi asigură funcția de optimizare este dată în Fig. 3.27.

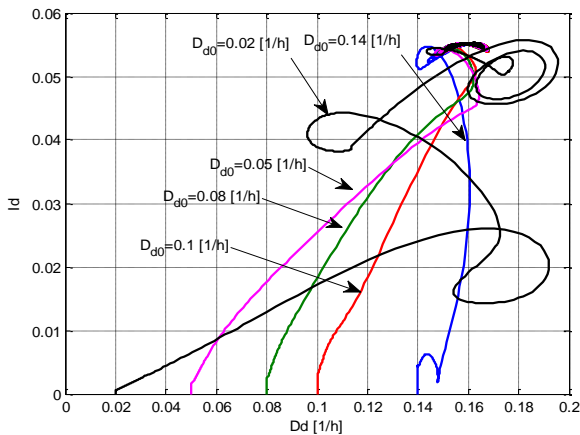


Fig. 3.23 Trajecțiile punctului de funcționare în planul D_d-I_d în procesul de optimizare, pornind de la diferite valori inițiale ale diluției D_{d0}

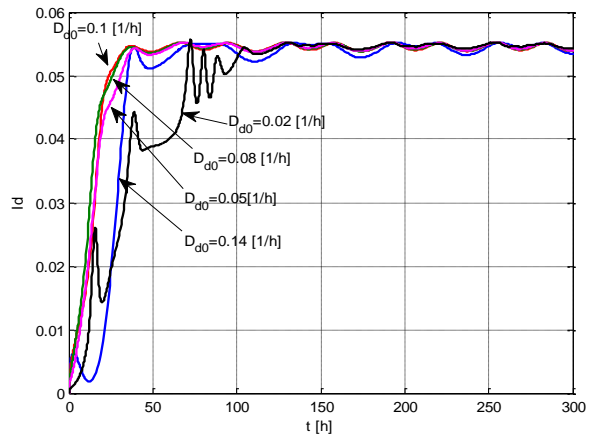


Fig. 3.24 Evoluțiile criteriului în procesul de optimizare, pornind de la diferite valori inițiale ale diluției D_{d0}

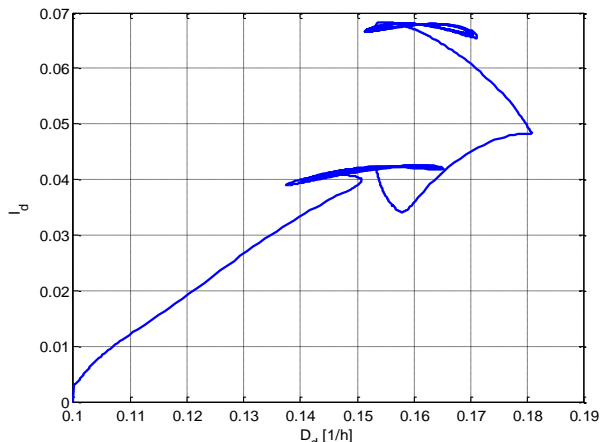


Fig. 3.25 Trajecția punctului de funcționare în planul D_d-I_d în procesul de optimizare

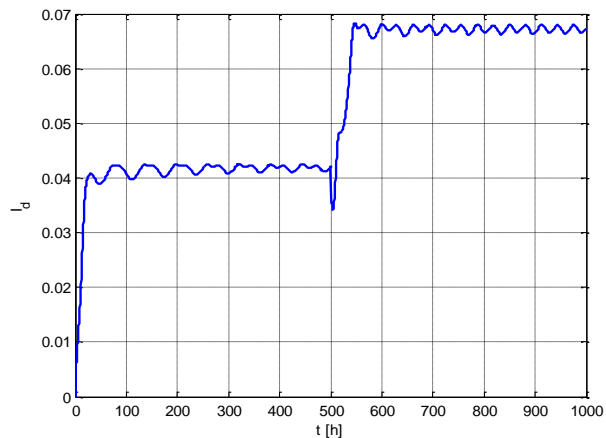


Fig. 3.26 Evoluția criteriului de performanță în procesul de optimizare

La nivelul întregii instalații, principala mărime fizică de interes este producția de microalge obținute în PBR, care urmează a fi procesată în vederea obținerii de produse cu valoare adăugată ridicată, pentru domeniile medical, alimentar etc. Această mărime reprezintă criteriul de performanță I de la nivelul PBR și reprezintă produsul dintre biomasa X și rata de diluție D (eventual, cu o penalizare proporțională cu consumul de energie electrică din subsistemul radiant al PBR).

În faza anterioară a proiectului [1] s-a arătat că, în condițiile când substratul din influxul fotobioreactorului este preparat și controlat de specialistul biotehnolog, problema controlului optimal al PBR se poate rezolva prin reglarea biomasei X la o referință optimală, X^{opt} , atunci când optimizarea sistemului termodinamic se realizează printr-o buclă de reglare a pH-ului la o referință optimală, $pH^{opt}=7.5$, iar sistemul radiant este prevăzut cu o buclă de reglare a mării Γ la o referință optimală, $\Gamma^{opt} = 1$ (eventual cu o buclă de reglare a iradianței la o referință G_{zm}^{ref} , stabilită de specialistul biotehnolog). O parte din biomasa din PBR, notată cu S_p , rezultată prin procesarea în vederea obținerii de substanțe utile, se adaugă la substratul din surse externe al digestorului, S_{in} , formând substratul total, $S_{1,in}$, din influxul digestorului.

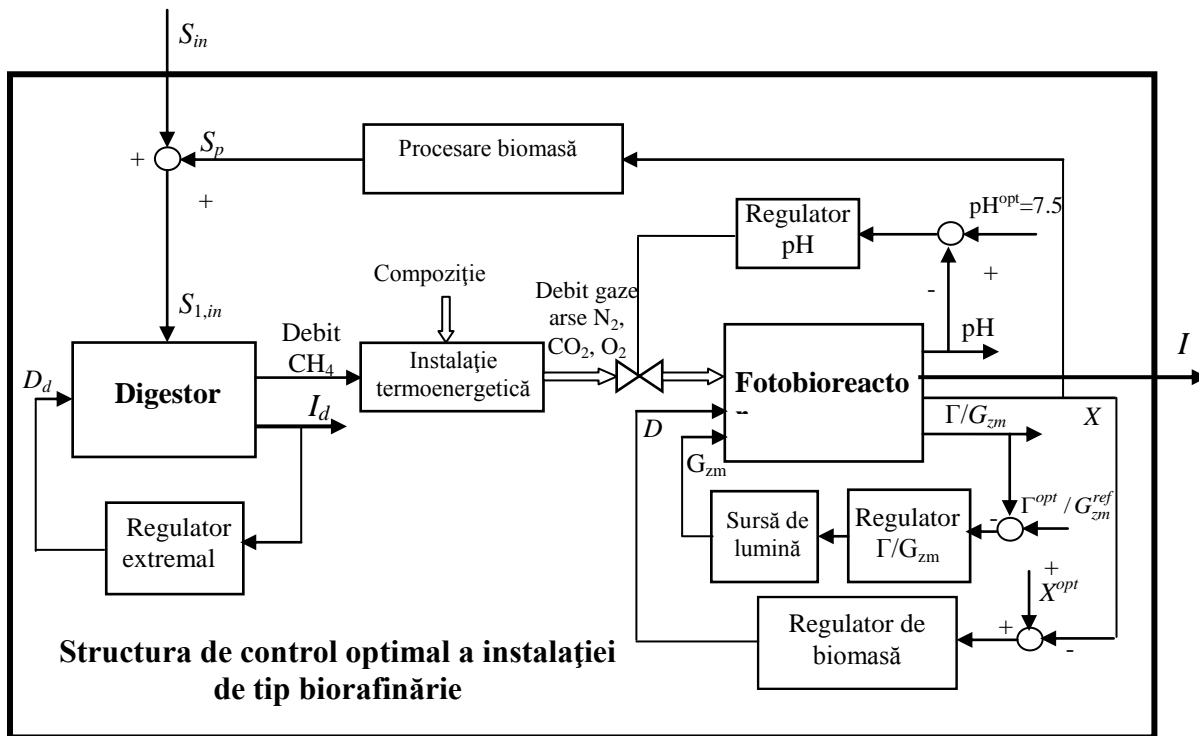


Fig. 3.27 Schema de control optimal al instalației de tip biorafinărie, pe baza soluțiilor de optimizare a digestorului și fotobioreactorului

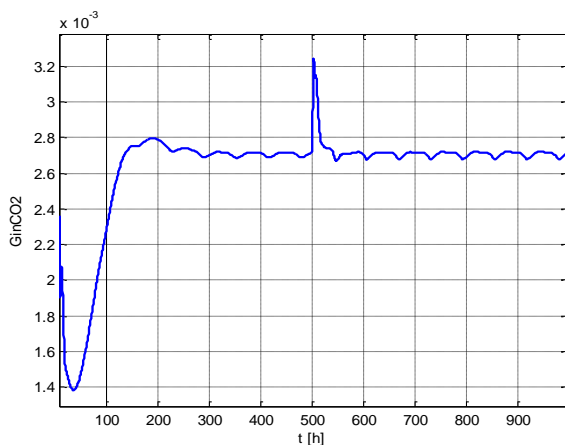


Fig. 3.28 Variația debitului G_{inCO_2} [mol/l] (comanda regulatorului de pH) la o variație în treaptă a concentrației substratului în influxul digestorului, $S_{1,in}$

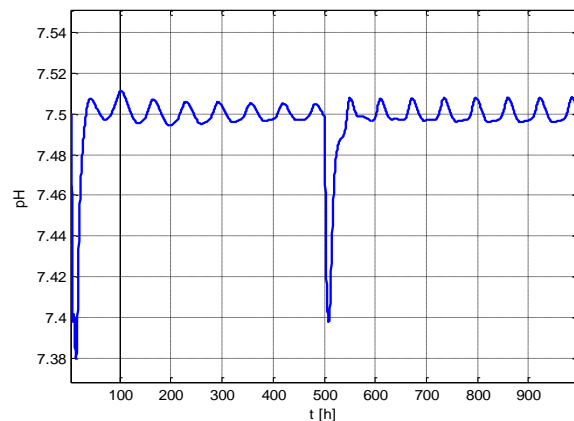


Fig. 3.29 Efectul unei variații în treaptă a concentrației substratului din influxul digestorului, $S_{1,in}$, asupra pH-ului din PBR

Așa cum s-a arătat în secțiunea anterioară, optimizarea digesterului se face cu un regulator extremal, iar metanul gazos este utilizat în instalația termoelectrică, rezultând – prin ardere – debitul de CO₂, care alimentează PBR. Dacă se utilizează criteriul de performanță I al PBR, definit în [1], rezultă că întreaga instalație biotehnologică reprezintă un sistem cu o intrare nemăsurabilă, S_{in} , cu variații semnificative în timp, și o mărime de ieșire reprezentând producția de biomasă a PBR.

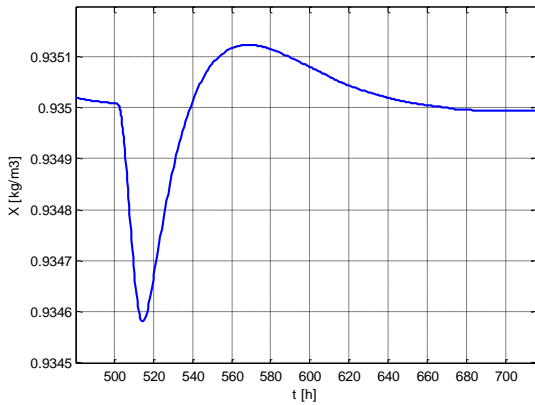


Fig. 3.30 Efectul unei variații în treaptă a concentrației substratului din influxul digesterului, $S_{1,in}$, asupra concentrației de microalge din PBR

pentru bucla de reglare a pH-ului. Regulatorul acestei bucle acționează în sensul rejecției perturbației, aducând debitul de CO₂ la valoarea anterioară perturbației și pH-ul în jurul valorii de referință (v. Fig. 3.28 și Fig. 3.29). Oscilațiile de mică amplitudine ale variabilelor din bucla de reglare a pH-ului sunt efectul propagării la nivelul PBR a oscilațiilor de căutare generate de regulatorul extremal al digesterului. Întrucât bucla de reglare a pH-ului este mult mai rapidă decât bucla de reglare a concentrației de biomasă și decât bucla de reglare aferentă subsistemului radiant, efectul perturbației asupra buclei de biomasă (v. Fig. 3.30) și, implicit, asupra indicatorului de performanță, I , este neglijabil.

Deși structura instalației de tip biorafinărie este în circuit închis, acțiunea conexiunii directe digester → PBR este determinantă din punct de vedere funcțional (se asigură fluxul de CO₂ necesar PBR), pe când efectul de interacțiune PBR → digester este neglijabil, deoarece $S_p < S_{in}$. Efectul de interacțiune poate să fie totuși semnificativ atunci când criteriul de performanță al digesterului include un factor de penalizare care se referă la poluarea mediului cu CO₂. Fie

$$G_{inCO_2,0} = c_P P \cdot D_d \cdot V / 16 \quad (3.32)$$

debitul de CO₂ rezultat la arderea metanului produs de digester. O parte din acesta, G_{inCO_2} , este utilizat la intrarea PBR, iar restul este evacuat în atmosferă. Comanda regulatorului de pH determină cantitatea de CO₂ care trebuie eliberată în atmosferă, astfel încât, scăzută din $G_{inCO_2,0}$, să rezulte necesarul fluxului G_{inCO_2} în FBR. În aceste condiții, se definește criteriul de performanță care ține cont și de poluarea mediului aerian cu CO₂:

$$I_{d1} = I_0 \cdot f_p \cdot f_{p1} = I_d \cdot \left[1 - \gamma_1 (G_{inCO_2,0} - G_{inCO_2}) \right] = c_P P \cdot D_d \cdot \left[1 - \gamma D_d \cdot (c_1 S_1 + c_2 S_2) \right] \cdot \left[1 - \gamma_1 (G_{inCO_2,0} - G_{inCO_2}) \right] \quad (3.33)$$

unde γ_1 este factorul de ponderare aferent poluării mediului aerian cu CO₂. Atunci când digesterul este foarte mare, în raport cu necesitățile alimentării PBR, adică $G_{inCO_2,0} > G_{inCO_2}$, variația procentuală a debitului de CO₂ eliberat în atmosferă este neglijabilă și practic nu se pune problema utilizării criteriului (3.33). Dacă însă digesterul este relativ mic și variația mărimii G_{inCO_2} afectează sensibil debitul de CO₂ eliberat în atmosferă, criteriul (3.33) poate fi utilizat.

La testarea acestui criteriu s-a adoptat: $V = 30$ litri și un factor de ponderare $\gamma_1 = 2$, prin care se impune o penalitate importantă a poluării cu CO₂. Pentru evaluarea comparativă a situațiilor când se adoptă criteriile de performanță I_0 (rel. (3.3)), I_d (rel. (3.5)) și I_{d1} (rel. (3.33)), s-au determinat succesiv traiectoriile punctului de funcționare în planul D_d - I_d (Fig. 3.31), precum și evoluțiile criteriilor de performanță (Fig. 3.32) în procesul de optimizare.

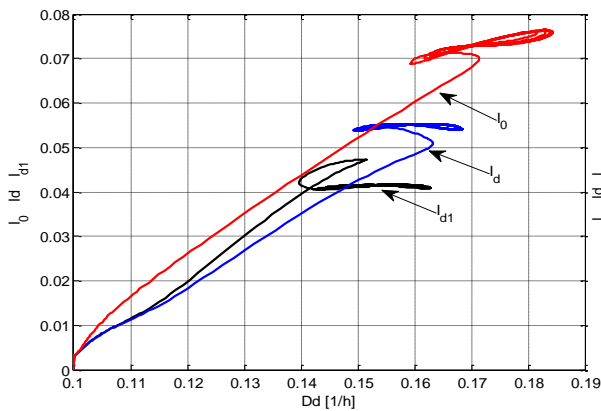


Fig. 3.31 Trajectoriile punctului de funcționare în planul D_d-I_b , în procesul de optimizare, utilizând criteriile de performanță I_0 , I_d și I_{d1}

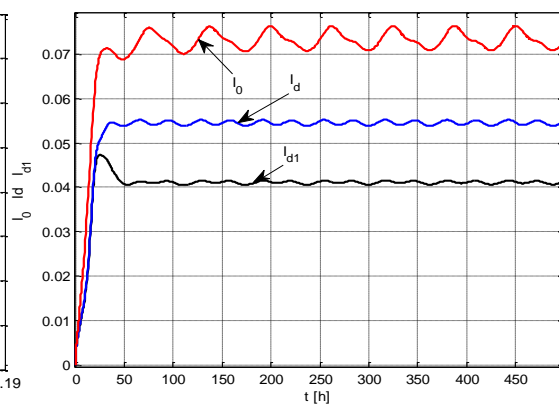


Fig. 3.32 Evoluțiile criteriilor de performanță I_0 , I_d și I_{d1} în procesul de optimizare

Evident, ecarturile între valorile criteriilor în regimul optimal depind de coeficienții de ponderare γ și γ_1 din expresiile criteriilor I_d și I_{d1} . Pentru a evidenția posibilitatea unui efect pe circuitul de interacțiune: PBR \rightarrow digester, s-a aplicat o variație în treaptă referinței de pH, de la 7.5 la 7, la momentul $t = 500$ (v. Fig. 3.33).

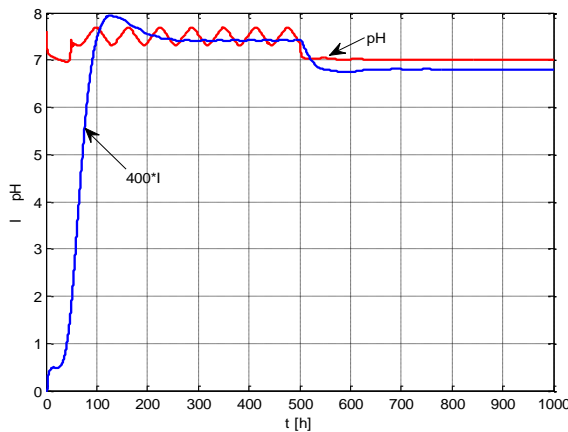


Fig. 3.33 Evoluțiile pH-ului și criteriului I de la PBR la modificarea referinței regulatorului de pH de la 7.5 la 7

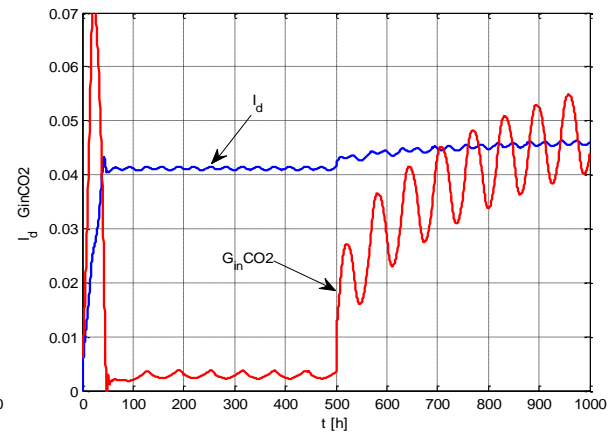


Fig. 3.34 Evoluțiile debitului G_{inCO2} de la intrarea în PBR și criteriului I_d de la digester la modificarea referinței regulatorului de pH de la 7.5

Evident, criteriul de performanță I al PBR este afectat, deoarece subsistemul termodinamic nu mai este în regimul optimal. Aducerea pH-ului la noua referință se face prin creșterea fluxului de dioxid de carbon, G_{inCO2} , de la intrarea PBR (Fig. 3.34). Această creștere implică reducerea fluxului de CO_2 în atmosferă și, în consecință, criteriul I_d crește în ritmul creșterii lui G_{inCO2} , ca urmare a diminuării penalizării pentru poluarea mediului cu CO_2 . Este important de subliniat faptul că efectele menționate ale interacțiunii PBR \rightarrow digester nu se produc în practică, deoarece nu există o rațiune pentru modificarea referinței buclei de pH de la valoarea optimală 7.5. Efectul real al acestei interacțiuni este creșterea dificultății de acordare a regulatorului buclei de pH.

3.6 Concluzii referitoare la controlul optimal al instalației de tip biorafinărie, pe baza soluțiilor de optimizare a digesterului și fotobioreactorului

1. Schema de control optimal a instalației de tip biorafinărie se obține prin cuplarea digesterului, prevăzut cu bucla de căutare extremală, cu PBR. Acesta include cele 3 bucle de reglare care îi asigură funcționarea în regimul optimal.
2. Instalația obținută are o structură de tip sistem în circuit închis, cu interacțiune între digester și PBR. Deoarece fluxul de biomasă de la PBR la digester este mult mai mic decât influxul digesterului provenit din exteriorul instalației, în dinamica întregului sistem contează practic numai efectul digesterului asupra PBR. Rezultatele obținute prin simularea numerică a instalației de tip biorafinărie au arătat că pe canalul de acțiune $S_{in} \rightarrow$ digester \rightarrow Instalație termoenergetică \rightarrow PBR este perturbată practic numai bucla de reglare a pH-ului de la nivelul PBR. S-

a ilustrat faptul că efectul variației perturbației S_{in} asupra indicatorului de performanță I al PBR este neglijabil, întrucât această buclă este foarte rapidă (în raport cu celelalte bucle ale PBR).

3. Dacă volumul digesterului este relativ mic, atunci este utilă aplicarea criteriului (3.33) la optimizarea digesterului, astfel încât să se penalizeze și poluarea mediului aerian cu CO_2 . Rezultatele obținute prin simulare numerică au ilustrat funcționarea controlului optimal al biorafinării în condițiile când criteriul de optimizare al digesterului include factori de penalizare a mediului acvatic și a mediului aerian cu CO_2 .
4. Optimizarea instalației de tip biorafinție se realizează prin optimizarea PBR în raport cu criteriul de performanță principal, I , utilizând reducerea problemei de control optimal la o buclă de reglare a biomasei cu o referință optimală, precum și prin optimizarea digesterului în raport cu un criteriu I_d , care poate conține factori de penalizare a poluării mediului acvatic și a mediului aerian cu CO_2 .

BIBLIOGRAFIE

1. RST-Proiect Nr. 269/2014 – BIOCON Faza 2: Stabilirea structurii funcționale a instalației de tip biorafinție pe baza conceptului HILS (Hardware in the Loop Simulations), proiectarea fotobioreactorului de laborator și proiectarea de algoritmi de control validați pe model matematic
2. D. Dochain and P. Vanrolleghem, Dynamical modelling and estimation in wastewater treatment processes: IWA Publishing, London, 2001
3. E. Petre, D. Selisteanu, D. Sendrescu Adaptive and robust-adaptive control strategies for anaerobic wastewater treatment bioprocesses *Chemical Engineering Journal* 217 (2013) 363–378
4. H.-H. Wang, M. Krstic, G. Bastin Optimizing Bioreactors by Extremum Seeking *Int. J. Adapt Control Signal Process.* 13, 1999, pp. 651-669
5. G. Bastin, D. Nesic, Y. Tan and I. Mareels On Extremum Seeking in Bioprocesses with Multivalued Cost Functions, *American Institute of Chemical Engineers (AIChE) Biotechnol. Prog.*, 25, 2009, pp.: 683–689.
6. S. Caraman, G. Ifrim, E. Ceangă, M. Barbu, M. Titica and R.E. Precup, Extremum seeking control for an anaerobic digestion process, *Proc. of the 19th ICSTCC* Oct. 14-16, 2015, Cheile Gradistei, Romania, pp. 243 – 248.
7. S.-J. Liu, M. Krstic, *Stochastic Averaging and Stochastic Extremum Seeking*, Springer-Verlag London 2012
8. S.-J.Liu, M. Krstic, *Stochastic Averaging in Continuous Time and Its Applications to Extremum Seeking* IEEE Transactions on Automatic Control, Vol. 55, No. 10, 2010, 2235
9. M. S. Stankovic and D. M. Stipanovic Stochastic Extremum Seeking With Applications to Mobile Sensor Networks 2009 *American Control Conference* Hyatt Regency Riverfront, St. Louis, USA 2009, pp 5622-5627
10. G. Ifrim, M. Titica, M. Barbu, E. Ceanga, S. Caraman, *Optimization of a Microalgae Growth Process in Photobioreactors*, Proceedings of DYCOPS-CAB 2016, Trondheim, Norway
11. M. Katebi, M. Grimble, “Extended H_∞ filtering for dynamic ship positioning”, IFAC Conference. ACASP, Glasgow, 1998.
12. J. Davila, L. Fridman, A. Levant, “Second-order Sliding Modes observer for mechanical systems, ” IEEE Trans. Automat. Contr, Vol. 50, No. 11, 2005, pp. 1785–1789.
13. J.A. Moreno, “Lyapunov approach for analysis and design of second order sliding mode algorithms,” in: Sliding Modes after the first decade of the 21st Century (L. Fridman, J. Moreno & R. Iriarte, eds). Springer. LNCIS, Vol. 412, 2011, pp. 113–150.
14. M. Sbarciog, J. A. Moreno, and A. Vande Wouwer, “Application of super-twisting observers to the estimation of state and unknown inputs in an anaerobic digestion system,” *Water Science & Technology*, vol. 69, no.2, 2014, pp. 414-421.
15. M.-C. Dianu *Aparate termice:cazane* Ed. MAI ISBN 978-973-745-016-6,Bucuresti, 2009

4. Activitatea 3.4

Rezultatele obținute au fost valorificate prin următoarele lucrări științifice:

1. Stîngă F., Petre E., “Predictive and Feedback Linearizing Control of Chlamydomonas Reinhardtii Photoautotrophic Growth Process”, *Proc. of the 30th European Conference on Modelling and Simulation ECMS 2016*, May 31st - June 3rd, 2016, Regensburg, Germany, pp. 361-367 ISBN: 978-0-9932440-2-5 [SCOPUS].
2. Stîngă F., Petre E., “Predictive Control of an Aerobic Digestion Process”, *Buletinul Institutului Politehnic din Iași, Secția Automatică și Calculatoare (Bulletin of the Polytechnic Institute of Iași. Automatic Control and Computer Science)*, Tomul LXI (LXV), Fasc. 2, pp. 57-69, ISSN 1220-2169 (published in 2016). [Zentralblatt MATH]
3. Petre E., “Adaptive and Predictive Control Algorithms for a Microalgae Process”, *Annals of the University of Craiova, Series: Automation, Computers, Electronics and Mechatronics*, Vol. 12 (39), No.1, 2015, pp. 7-23, ISSN 1841-0626 (published in 2016). [Googl Scholar].
4. Iancu E., Petre E., “Method for Anticipative Control of Bioprocess”, *Annals of the University of Craiova, Series: Automation, Computers, Electronics and Mechatronics*, Vol. 12 (39), No.1, 2015, pp. 24-28, ISSN 1841-0626 (published in 2016). [Googl Scholar].

5. Barbu M., Petre E., Ifrim G., Ceanga E., Selisteanu D., Caraman S. "Input concentration estimation for an anaerobic digestion process using EKF and SM observers. A comparative study", *Proc. of the 20th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2016)*, ISBN 978-1-5090-2720-0, Oct. 13-15, 2016, Sinaia, Romania, pp. 186-191 [IEEE Xplore].
6. Iancu E., Petre E., "Some Control Methods for a Photoautotrophic Growth Bioprocess", *Proc. of the 20th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2016)*, ISBN 978-1-5090-2720-0, Oct. 13-15, 2016, Sinaia, Romania, pp. 306-311 [IEEE Xplore].
7. I.-D. Borlea, R.-E. Precup, F. Dragan, "On the Architecture of a Clustering Platform for the Analysis of Big Volumes of Data," in *Proc. 11th IEEE International Symposium on Applied Computational Intelligence and Informatics SACI 2016*, Timisoara, Romania, 2016, pp. 145–150, indexată în IEEE Xplore, INSPEC, Scopus, DBLP.
8. C.-A. Bojan-Dragos, R.-E. Precup, S. Preitl, S. Hergane, E. G. Hughiet, A.-I. Szedlak-Stinean, "Proportional-Integral Gain-Scheduling Control of a Magnetic Levitation System," in *Proc. 20th International Conference on System Theory, Control and Computing ICSTCC 2016 Joint Conference SINTES 20, SACCS 16, SIMSIS 20*, Sinaia, Romania, 2016, pp. 1–6, în curs de indexare în IEEE Xplore, INSPEC.
9. Ifrim G., Titica M., Barbu M., Ceanga E., Caraman S., Optimization of a Microalgae Growth Process in Photobioreactors, *IFAC Symposium Dycops – CAB 2016*, Trondheim, Norvegia, pp. 218 – 223, 2016.
10. Caraman S., Ifrim G., Barbu M., Ceanga E., Optimization of a Multipurpose Biotechnological Plant Containing a Photobioreactor, *Proc. of the 20th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2016)*, ISBN 978-1-5090-2720-0, Oct. 13-15, 2016, Sinaia, Romania, pp. 192-197 [IEEE Xplore].
11. Miron M., Frangu L., Ifrim G., Caraman S., Modeling of a Wastewater Treatment Process Using Neural Networks, *Proc. of the 20th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2016)*, ISBN 978-1-5090-2720-0, Oct. 13-15, 2016, Sinaia, Romania, pp. 210-215 [IEEE Xplore].
12. Baicu L., Ifrim G., Frangu L., Barbu V., Caraman S., Stage Evaluation of Cell Growth in Yeast Culture through Image Processing, *Proc. of the 20th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2016)*, ISBN 978-1-5090-2720-0, Oct. 13-15, 2016, Sinaia, Romania, pp. 704-709 [IEEE Xplore].

5. Activitatea 3.5

În cadrul activității A3.5 au fost realizate următoarele: au fost montate elementele echipamentului de comandă și monitorizare în dulapul de comandă (sursele pentru alimentarea echipamentelor, adaptoarele aferente traductoarelor – turbiditate, pH, CO₂, etc., circuitele de comandă pentru pompe, pompele peristaltice, ventilatorul pentru răcirea echipamentelor, intrerupătoarele pentru alimentarea tuturor echipamentelor și circuitelor de comandă). Au fost montate traductoarele pe corpul fotobioreactorului și au fost realizate legăturile electrice între echipamentele menționate și cele cu extensia plăcii dSpace, aflată în calculatorul de conducere a instalației de tip biorafinărie, pe baza proiectului electric prezentat în cadrul activității A3.2. Echipamentul rezultat în urma activităților A3.1 și A3.5 este prezentat în Figura 5.1.

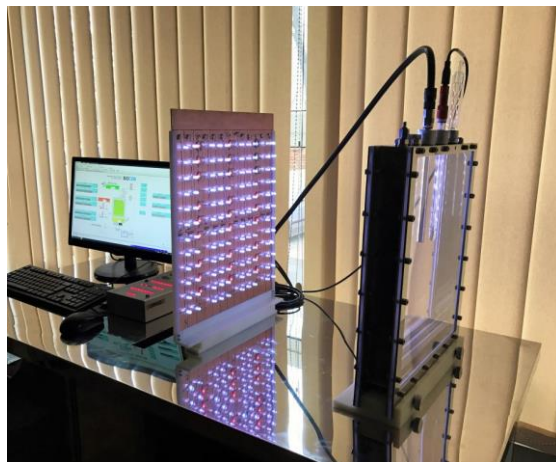


Fig.5.1 Fotobioreactor comandat de calculator

6. Activitatea 3.6

În cadrul activității A3.6 au fost realizate următoarele operații:

- s-au verificat toate conexiunile din dulapul electric: alimentări, conexiunile dintre echipamentele de câmp și placa dSpace etc., după proiectul electric și de automatizare menționat în cadrul activității 3.2;
- s-a pus sub tensiune întreaga instalație cu traductoarele instalate în soluții de probă. Instalația a fost lăsată sub tensiune timp de 8 ore;
- au fost comandate pompele peristaltice la un debit constant de 10ml/min;
- au fost făcute măsurători ale mărimilor achiziționate și comparate cu valorile reale. Au apărut o serie de neconcordanțe datorită necalibrării echipamentelor de câmp, neconcordanțe care au fost remediate pe baza informațiilor din cadrul activității 3.7;
- sistemul de iluminare a fotobioreactorului funcționează corect fără să se încălzească excesiv. Peste tensiunea de comandă de 6V (aproximativ 1300 lux) va trebui totuși instalat un sistem de ventilație a panoului cu led-uri pentru a evita supraîncălzirea acestuia;
- s-a încheiat un proces verbal de punere în funcțiune între coordonator și partenerul P3, care atestă funcționarea echipamentului în parametri normali.

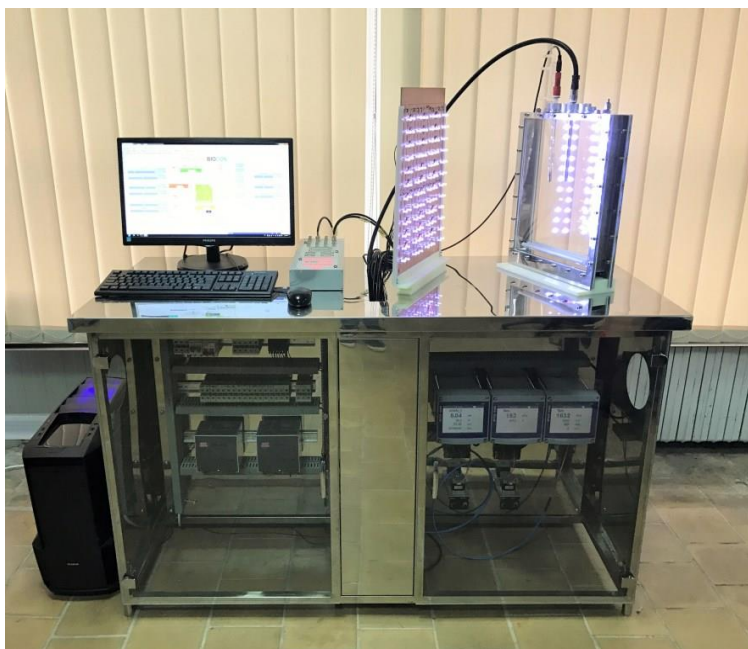


Fig. 6.1 Fotobioreactor de laborator cu toate sistemele aferente în funcțiune

7. Activitatea 3.7

În cadrul activității 3.7 au fost testate individual traductoarele și pompele peristaltice. Au fost ridicate caracteristicile acestora, după cum urmează: pentru traductoare s-au realizat soluții de probă de diverse concentrații sau pH și s-au măsurat valorile de curent (între 0 și 20 mA) pe ieșirea analogică corespunzătoare. Pe baza acestor măsurători s-au determinat factorii de scalare utilizați în schemele Simulink pentru măsurare și comandă. În continuare, se prezintă determinarea caracteristicii de funcționare a unei pompe peristaltice. În RST-ul extins se prezintă, în plus, determinarea caracteristicilor traductoarelor de turbiditate și pH. De asemenea, s-a realizat achiziția de mărimi din proces cu placa dSpace și s-au afișat grafic în interfața grafică. În RST extins se exemplifică acest lucru pentru turbiditate și pH.

Pompele peristaltice Thomas SR25-S300 pot asigura un domeniu foarte vast de debite, 0.1 – 430 mL/min, conform catalogului producătorului. În scopul determinării debitului real al pompelor s-au realizat măsurători pe domeniile de debit de interes pentru fotobioreactor (tub 1.6 x 1.6 – treapta II și III și tub 3.2 x 1.6 – treapta II și III). Măsurătorile s-au realizat cu apă, rămânând ca pompele să fie verificate în etapa următoare pe mediu de cultură pentru microalge. În urma măsurătorilor realizate s-au obținut valori diferite față de cele prezentate în catalogul producătorului, dar ele și-au păstrat o foarte bună linearitate așa cum poate fi observat în graficul din figura 7.1 (Tub 3.2x1.6, domeniile

II și III). Producătorul recomandă ca pompa să fie comandată între 1 – 4 V, iar dacă debitul necesar se apropie prea mult de una dintre marginile domeniului se recomandă schimbarea domeniului de lucru pe o altă treaptă. Cu toate acestea, măsurătorile realizate pe domeniul 0 – 1V arată o foarte bună linearitate între tensiune și debit, așa cum poate fi observat în figura 7.1

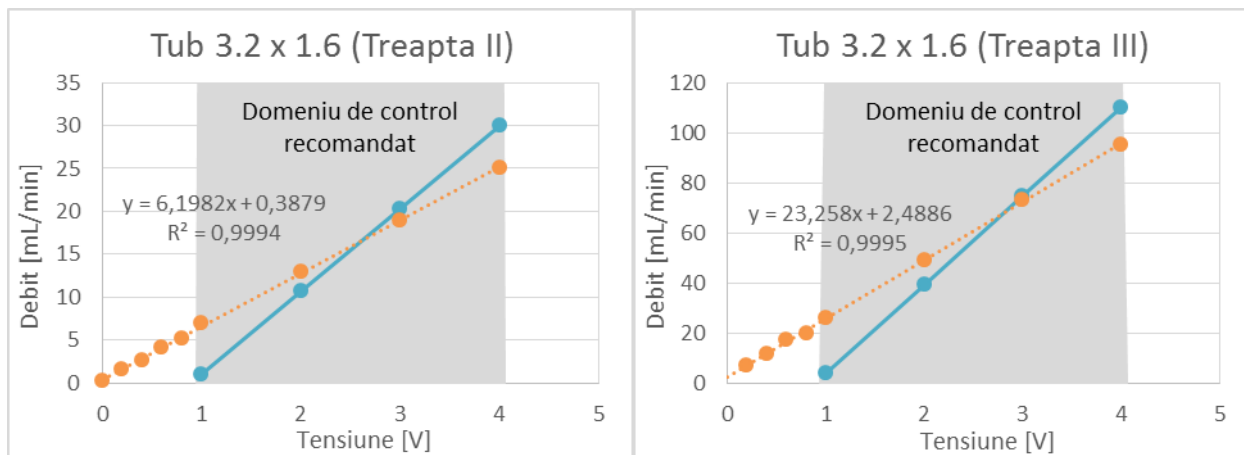


Fig. 7.1 Caracteristici ale pompelor peristaltice (maro – caracteristică reală, albastru – caracteristică de catalog)

8. Concluzii

În cadrul etapei 3 a proiectului Biocon au fost realizate integral toate activitățile proiectului. Etapa 3 a avut două obiective majore: 1). realizarea echipamentului pe care se vor desfășura experimente în etapa 4 și 2). testarea în regim de simulare numerică a unui algoritm optimal pentru controlul instalației de tip biorafinărie. Pentru îndeplinirea primului obiectiv au fost realizate activitățile 3.1 (*Achiziția și realizarea subansamblelor fotobioreactorului experimental, conform specificației de proiectare de la activitatea II.2*), 3.2 (*Proiectarea software-ului de bază pentru instalația de tip biorafinărie în conformitate cu structura funcțională HILS adoptată*), 3.5 (*Integrarea subansamblelor fotobioreactorului experimental, conform specificației de proiectare de la activitatea II.2*), 3.6 (*Punerea în funcțiune a fotobioreactorului*) și 3.7 (*Verificarea funcționalității „la rece” a fotobioreactorului*) iar pentru cel de-al doilea obiectiv, activitatea 3.3 (*Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal pentru instalația de tip biorafinărie*). Activitatea 3.4 este dedicată diseminării rezultatelor obținute. În prezentul raport sunt menționate 12 lucrări prezentate la manifestări științifice importante din domeniul proiectului, o parte dintre ele fiind în curs de indexare ISI proceedings.

În cadrul primului obiectiv, au fost achiziționate elementele fotobioreactorului de laborator. Au fost realizate dulapul de comandă, corpul fotobioreactorului și panoul cu led-uri pentru iluminarea artificială a fotobioreactorului, în conformitate cu proiectul realizat în etapa II. S-a realizat software-ul de bază pentru controlul instalației de tip biorafinărie sub forma unei scheme Simulink cu următoarele module: modulul de control, cel de achiziție a semnalelor de la traductoare și cel de comandă a elementelor de execuție. A fost reproiectată interfața grafică, astfel încât să corespundă cu echipamentul fotobioreactorului. Toate elementele menționate au fost integrate într-o structură unitară a fotobioreactorului. Fotobioreactorul a fost pus în funcțiune, după care au fost calibrate toate semnalele achiziționate sau de comandă. În cadrul celui de al doilea obiectiv, s-a realizat optimizarea instalației de tip biorafinărie prin optimizarea fotobioreactorului în raport cu criteriul de performanță principal (productivitatea PHB), utilizând reducerea problemei de control optimal la o buclă de reglare a biomasei cu o referință optimală, precum și prin optimizarea digesterului în raport cu un criteriu care poate conține factori de penalizare a poluării mediului acvatic și a mediului aerian cu CO₂.

În concluzie, **toate activitățile din etapa 3 a proiectului au fost îndeplinite 100%**, rezultatele obținute constituind o bază solidă pentru realizarea, în etapa 4, care este și ultima a proiectului, de experimente pentru validarea experimentală a soluțiilor obținute în problema conducerii optimale a instalației de tip biorafinărie.