

Coordonator - Universitatea „Dunărea de Jos” din Galați

Programul: *Parteneriate în Domenii Prioritare, Proiecte Colaborative de Cercetare Aplicativă*

Cod depunere proiect UEFISCDI: *PN-II-PT-PCCA-2013-4-0070*

Denumire proiect: *Sistem de conducere avansată a unei instalații de tip biorafinărie (BIOCON)*

Nr. contract de finanțare: *269/2014*

Perioadă de derulare proiect: *01.07.2014 - 30.09.2017*

RAPORT FINAL – PROIECT Nr. 269/BIOCON

Sisteme de conducere avansată a unei instalații de tip biorafinărie

1. OBIECTIVE PREVĂZUTE/REALIZATE

Obiectivele proiectului BIOCON, așa cum au fost redefinite la contractare, **au fost îndeplinite integral (100%)** și constau într-un obiectiv general și obiective specifice, după cum urmează:

Obiectivul principal al propunerii de proiect BIOCON este analiza experimentală și creșterea eficienței prin automatizare a unei instalații complexe de tip biorafinărie, care constă în cuplajul dintre o instalație de digestie anaerobă și un fotobioreactor. Digestoarele anaerobe sunt reactoare închise în care au loc procese de hidroliză, acidogeneză și metanogeneză, obiectivul acestora fiind producerea de biogaz (din care max. 70% este gaz metan – CH_4 și restul dioxid de carbon – CO_2) din deșuri lichide (apă uzată, dejecții lichide etc.) sau solide (resturi organice biodegradabile cum sunt nămolurile provenite de la stațiile de epurare). Biogazul astfel obținut este un valoros vector energetic care, de cele mai multe ori, este utilizat în instalații termoenergetice cu cogenerare, care produc energie electrică și căldură. La arderea biogazului sunt emise cantități considerabile de CO_2 , un gaz cunoscut ca având efect de seră. Mitigația CO_2 din emisii este o preocupare actuală a multor grupuri de cercetare din întreaga lume, atenția fiind îndreptată din ce în ce mai mult către reducerea CO_2 pe cale biologică. În acest sens, proiectul BIOCON își propune să investigheze bio-mitigația CO_2 cu ajutorul microalgelor, microorganisme fotosintetice care utilizează carbonul anorganic ca sursă de carbon. Creșterea microalgelor în sisteme controlate se realizează în instalații dedicate numite fotobioreactoare. În plus, multe specii de microalge sunt surse cunoscute de lipide (din care se produce biodieselul) și de alți compuși cu valoare adăugată (e.g. pigmenți, acizi grași polinesaturați etc.). Creșterea microalgelor în fotobioreactor are astfel un dublu scop, reducerea CO_2 din emisii și producerea de compuși cu valoare adăugată. După extracția compușilor cu valoare adăugată din biomasa algală rămâne o fracțiune care trebuie gestionată separat și care poate fi trimisă către digestorul anaerob pentru producția de biogaz. Pentru realizarea obiectivului menționat s-a adoptat o structură HIL (Hardware-In-the-Loop) care înseamnă cuplarea unei structuri experimentale (fotobioreactorul pentru creșterea fotosintetică a microalgelor) și o structură software (digestorul anaerob) – Fig. 1. Această structură HIL se comportă similar cu instalația experimentală de tip biorafinărie.

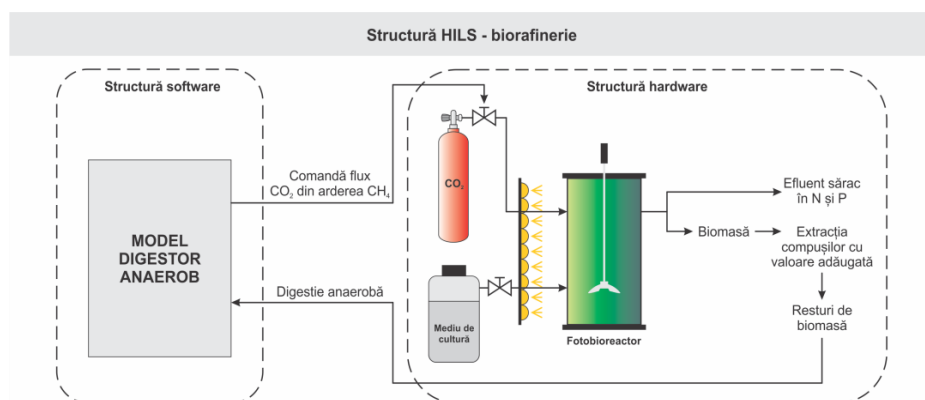


Fig. 1. Structura HIL a instalației de tip biorafinărie

Obiectivele specifice ale proiectului au fost următoarele: 1. Analiza pe bază de model matematic a proceselor de digestie anaerobă și de creștere fotosintetică a microalgelor tratate separat și în regim cuplat și identificarea celui de-al doilea proces pe baza experimentelor realizate pe instalația pilot pentru controlul fotobioreactorului și al instalației de tip biorafinărie; 2. Sinteza algoritmilor de control (optimal și fuzzy) pentru ambele procese (proces complexe și puternic neliniare) tratate individual și cuplat pe structura HIL adoptată în cadrul proiectului, testarea lor în regim de simulare numerică; 3. Realizarea instalației de tip biorafinărie în structură HIL, cu componentele

software si hardware de bază; 4. Realizarea de experimente pentru validarea controlului celor două entități tratate separat și al instalației de tip biorafinărie. **Toate aceste obiective au fost îndeplinite integral.**

Proiectul s-a derulat pe parcursul a patru etape, după cum urmează: etapa I (3 activități) – 2014; etapa II (7 activități) – 2015; etapa III (7 activități) – 2016; etapa IV (6 activități) – 2017. În cadrul fiecărei etape **au fost realizate integral activitățile aferente**, prevăzute în planul de realizare a proiectului și au fost obținute o serie de rezultate valoroase din punct de vedere științific, prezentate în secțiunea următoare.

2. GRADUL DE ATINGERE A REZULTATELOR ESTIMATE

Rezultatele obținute în cadrul proiectului sunt prezentate în ordinea cronologică a derulării etapelor și constau în rezultate de simulare, realizare și testare a echipamentelor și, în ultima etapă, rezultate experimentale.

2.1 Rezultate obținute în etapa I

În cadrul etapei I a proiectului (Modelarea matematică a proceselor de digestie anaerobă și de creștere fotosintetică a microalgelor în fotobioreactor. Stabilirea modelului matematic al procesului global) au fost realizate trei activități, după cum urmează: Activitatea A1.1 – Modelarea matematică a procesului de creștere fotosintetică a microalgelor în fotobioreactor și analiza acestuia prin simulare numerică, Activitatea A1.2 – Stabilirea modelului matematic al digesterului anaerob și analiza acestuia prin simulare numerică și Activitatea A1.3 – Cuplarea celor două modele pentru realizarea modelului matematic global al instalației de tip biorafinărie.

Principalele rezultate obținute în această etapă sunt următoarele (prezentate detaliat în RST 1):

1. Analiza sistemică a două modele matematice pentru procesul de digestie anaerobă, preluate din literatura de specialitate (Modelul ADM1 și un model simplificat, numit modelul Bastin)

Modelul ADM1 este un model foarte complex având un număr de 35 de ecuații de stare care descriu atât procesele biochimice, cât și pe cele fizico-chimice. De asemenea, în cadrul modelului sunt utilizate parametrizări neliniare și termeni inhibitori pentru descrierea reacțiilor care au loc în digester. A fost studiată dinamica procesului (variațiile concentrației de metan în stare gazoasă în funcție de variațiile debitului de influent), constatându-se o serie de neliniarități care se referă atât la amplificarea statică, cât și la proprietățile regimului dinamic (la valori mari ale debitului mediu de influent, durata regimului tranzitoriu crește). În continuare, modelul ADM1 a fost liniarizat, obținându-se un model de ordinul 35 care, în mod evident, este inadecvat obiectivelor de control vizate. Simplificarea modelului matematic s-a făcut prin analiza valorilor singulare Hankel. Concluzia trasă a fost că un sistem de ordinul 4 aproximează suficient de bine modelul ADM1. Spre deosebire de modelul de ordin superior (ordin 35, în acest caz), util îndeosebi la cercetările cu caracter tehnologic, modelele liniarizate de ordin redus vizează descrierea globală intrare-ieșire a procesului și sunt destinate rezolvării problemelor de conducere automată. Modelul Bastin este o variantă simplificată a modelului ADM1, care constă în 5 ecuații de stare, la care se adaugă parametrizările vitezelor specifice de reacție. Analiza numerică a proprietăților sistemului a avut în vedere 4 aspecte, după cum urmează: 1. evidențierea calitativă și cantitativă a proprietăților sistemului într-un punct de funcționare din zona mediană a regimurilor uzuale de funcționare; 2. determinarea caracteristicilor statice ale procesului în raport cu cele două mărimi exogene (viteza de diluție și substratul de intrare); 3. liniarizarea modelului matematic și reducerea ordinului acestuia; 4. stabilirea modificărilor proprietăților dinamice ale modelului la schimbarea punctului static de funcționare al procesului. Au fost selectate 5 puncte statice de funcționare în domeniul admisibil de funcționare al procesului și s-au dedus modelele matematice liniarizate în aceste puncte de funcționare. În urma analizei, au rezultat următoarele concluzii: 1. sistemul liniarizat de ordinul 5 este necontrolabil și neobservabil; 2. ordinul redus al sistemului liniarizat depinde de punctul curent de operare. În cea mai mare parte a acestui domeniu admisibil, ordinul sistemului se poate considera egal cu 2; 3. proprietățile sistemului dinamic liniarizat depind foarte mult de poziția punctului curent de operare în domeniul admisibil de funcționare al procesului.

2. Propunerea unui model original al procesului de creștere fotosintetică a microalgelor în fotobioreactor

Modelul matematic propus (prezentat detaliat în RST etapa 1), care descrie procesul de creștere fotosintetică a microalgelor, constă în trei sub-modele: modelul de transfer radiativ, modelul biologic și modelul termodinamic. Modelul de transfer radiativ exprimă atenuarea luminii în interiorul culturii de microalge care, fiind eterogenă din punct de vedere al disponibilității luminii, este tratată ca un sistem cu parametri distribuiți de-a lungul adâncimii z . Modelul de transfer radiativ, cuplat cu o lege cinetică de creștere a biomasei, furnizează răspunsurile fotosintetice locale $\mu_G(G(z))$, unde $G(z)$ este luminanța la adâncimea z . Cultura de microalge este considerată totuși omogenă din punct de vedere al componentilor din faza lichidă și, de aceea, răspunsurile fotosintetice sunt integrate pentru a obține un răspuns fotosintetic mediu. Modelul biologic descrie variația celor mai importante variabile de stare ale sistemului biologic și anume: concentrația de biomasă (X), concentrația de azot anorganic total (c_{TIN}), concentrația

de carbon anorganic total (c_{TIC}), concentrația de oxigen dizolvat (CO_2) și fracțiile molare ale CO_2 și O_2 în gazul la ieșire ($y_{out}^{CO_2}$ și, respectiv $y_{out}^{O_2}$); primele patru stări sunt caracteristice fazei lichide, pe când ultimele două sunt specifice fazei gazoase. Modelul termodinamic este un grup de ecuații algebrice care permite descrierea cantitativă a speciilor chimice prezente în sistemul multi-solut $NH_3 - CO_2 - H_2O$ și care generează valori numerice pentru coeficienții de activitate. Pe baza concentrațiilor speciilor chimice prezente în sistem se determină în final valoarea exactă a pH-ului din mediul de cultură. Spre deosebire de rezultatele cunoscute din literatură, modelul fotobioreactorului a fost dezvoltat ca un sistem dinamic de ordinul 16, care a inclus și subsistemul termodinamic. Pentru acest subsistem, ecuațiile algebrice au fost transformate în ecuații diferențiale. La fel ca și în cazul digesterului anaerob, acest model a fost utilizat pentru investigarea proprietăților dinamice ale procesului de creștere fotosintetică a microalgelor, urmărindu-se liniarizarea și simplificarea acestuia pe baza analizei Hankel (notațiile utilizate în model sunt consacrate și folosite pe tot parcursul raportului).

A fost analizat în aceeași manieră și un al doilea model al procesului de creștere fotosintetică a microalgelor, preluat din literatura de specialitate (modelul Droop).

Selectarea modelelor utilizabile în fazele următoare s-a făcut în raport cu obiectivele în care sunt implicate aceste modele. Dacă aceste obiective se referă la proiectarea legilor de reglare, pot fi utilizate modele liniarizate simplificate, după cum urmează: un model de ordinul 3 pentru procesul din fotobioreactor și un model de ordinul 3 sau 4 pentru digesterul anaerob. Dacă obiectivul urmărit constă în optimizarea procesului, atunci este important să se utilizeze modele neliniare. În consecință, în etapele următoare s-a lucrat preponderent cu modelul de ordin redus al digesterului (modelul Bastin) și cu noul model al fotobioreactorului, stabilit în cadrul acestui proiect. Opțiunea pentru modelul Bastin în studiul optimizării digesterului prin algoritmi de tip extremum seeking este justificată de faptul că modelul menționat este simplu, dar oferă toate informațiile necesare în procedura de optimizare. Fotobioreactorul este partea hardware a structurii HIL, deci reprezintă sistemul fizic esențial din instalația de tip biorafinărie. Din acest motiv, în etapele următoare s-a lucrat cu modelul original de ordinul 16.

3. Determinarea modelului matematic al instalației de tip biorafinărie (modelul global al instalației)

În prima fază au fost analizate trei variante de cuplaj între digesterul anaerob și fotobioreactor alegându-se varianta care corespunde cel mai bine obiectivelor proiectului. A fost aleasă varianta prezentată în Fig. 2.

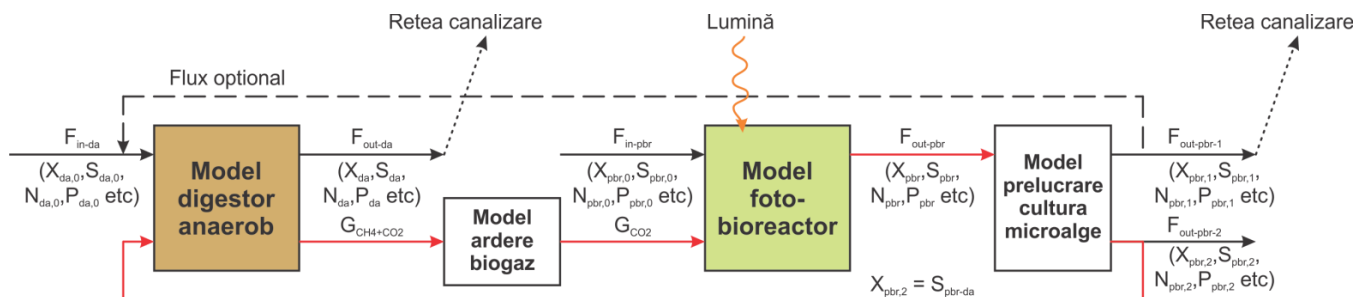


Fig. 2. Cuplajul între un proces de digestie anaerobă și un proces de creștere fotosintetică a microalgelor

Influentul digesterului anaerob (F_{in-da}) are o compoziție cunoscută (biomasă, substrat, azot, fosfor etc.), putând proveni dintr-o rețea municipală de canalizare sau de la un operator industrial. Efluentul digesterului anaerob (F_{out-da}), cu proprietăți cunoscute, poate fi deversat către o rețea de canalizare, dacă respectă normele de calitate impuse de lege, sau către o altă treaptă de epurare specifică proceselor de tratare a apelor uzate. În urma procesului de digestie anaerobă a deșeurilor organice rezultă debite consistente de biogaz ($G_{CH_4+CO_2}$), care pot fi arse în stații de co-generare, de unde se obțin energie electrică, căldură, dar și cantități mari de CO_2 . Pentru reducerea emisiilor de gaze cu efect seră în atmosferă, CO_2 produs în urma arderii se poate folosi ca sursă de carbon (substrat) în procesele de creștere fotosintetică a microalgelor (G_{CO_2}). Un fotobioreactor operat în regim continuu va fi alimentat cu un flux convectiv (F_{in-pbr}) care să conțină celelalte nutrienți necesare creșterii (azot, fosfor etc). Prelucrarea culturii de microalge presupune separarea celulelor de mediul de cultură epuizat ($F_{out-pbr-1}$), acesta putând fi deversat către o rețea de canalizare, dacă respectă normele de calitate impuse de lege, sau întors în digesterul anaerob, dacă se constată că prezintă o concentrație ridicată de substanțe organice. Celulele de microalge astfel separate de mediul epuizat sunt procesate pentru extragerea compușilor cu valoare adăugată, iar resturile acestora vor reprezenta un adaos de substrat pentru digesterul anaerob în vederea producerii de biogaz.

Cuplarea celor două sisteme, fotobioreactor și digester anaerob, implică două operații: 1) modelarea blocurilor “Model ardere biogaz” și “Model prelucrare cultură microale” din Fig. 2, și 2) o operație de conversie a mărimilor care asigură interconectarea sistemelor, astfel încât aceste mărimi să fie exprimate în aceleași unități de măsură. Cele două blocuri menționate sunt modelate prin relații algebrice, deoarece operațiile implicate au o

dinamică neglijabilă în raport cu cea a proceselor biotehnologice. De asemenea, a fost necesară compatibilizarea dimensiunii digesterului anaerob cu dimensiunea corespunzătoare a fotobioreactorului.

Mărimile care asigură interconectarea sistemelor sunt:

1. debitul și concentrația fluxului de ieșire de biomasă din fotobioreactor, care constituie intrare în digesterul anaerob;
2. debitul de ieșire al dioxidului de carbon din digesterul anaerob care, în totalitate sau parțial, constituie intrare în fotobioreactor.

După explicitarea acestor mărimi printr-un ansamblu de relații algebrice, s-a obținut modelul matematic al instalației de tip biorafinărie, de ordinul 51, atunci când digesterul are 35 variabile de stare, și de ordinul 21, atunci când digesterul este descris prin modelul Bastin. Simularea instalației de tip biorafinărie s-a făcut în Simulink, într-o structură de tip SIL (Software-In-the-Loop), cu 35 de variabile de stare la digester. În această structură s-au analizat proprietățile dinamice ale instalației de tip biorafinărie și s-au căutat modele liniarizate de ordin redus, deduse prin analiză Hankel. Menționez că structura HIL, realizată în fazele ulterioare ale proiectului, a utilizat un model liniarizat redus al digesterului, cu 3 variabile de stare, dedus în cadrul Activității A1.2.

2.2 Rezultate obținute în etapa II

Etapa 2 a proiectului (Stabilirea structurii funcționale a instalației de tip biorafinărie pe baza conceptului HIL (Hardware in the Loop), proiectarea fotobioreactorului de laborator și proiectarea de algoritmi de control validați pe model matematic) a constat în realizarea a șapte activități, după cum urmează: *Stabilirea structurii funcționale a instalației de tip biorafinărie pe baza conceptului HIL* (activitatea 2.1), *Proiectarea fotobioreactorului pentru creșterea fotosintetică a microalgelor* (activitatea 2.2), *Proiectarea și configurarea structurii hardware de conducere a instalației de tip biorafinărie în conformitate cu structura funcțională adoptată* (activitatea 2.3), *Proiectarea sistemului de interfață om-mașină pentru instalația de tip biorafinărie, în conformitate cu structura HIL adoptată* (activitatea 2.4), *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului fuzzy pentru instalația de tip biorafinărie* (activitatea 2.5), *Proiectarea și validarea în regim de simulare numerică a controlului optimal pentru digesterul anaerob și fotobioreactor* (activitatea 2.6) și *Diseminarea rezultatelor obținute* (activitatea 2.7).

Au fost obținute următoarele rezultate:

1. Realizarea proiectului instalației pilot a procesului de creștere fotosintetică a microalgelor (fotobioreactor)

A fost realizat proiectul fotobioreactorului de laborator împreună cu echipamentul de monitorizare și control aferent. Au fost avute în vedere următoarele elemente ale echipamentului: corpului fotobioreactorului și sistemul suport; alegerea traductoarelor și a elementelor de execuție; proiectarea sistemului de iluminare artificială a fotobioreactorului; alegerea echipamentului de calcul și a sistemului de interfață cu procesul.

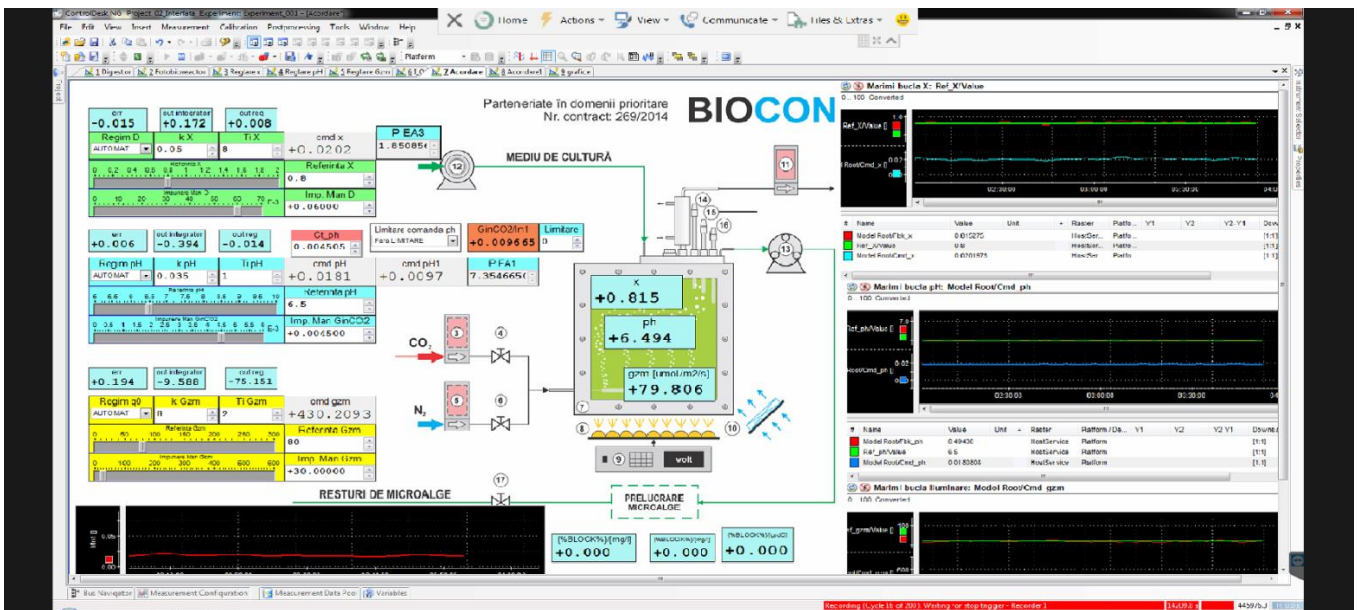


Fig. 3. Ecranul principal al interfeței HMI

Bioreactorul, în formă de prismă dreptunghiulară, are un volum total de 6 litri: $V = 320 \times 375 \times 50 \text{ mm}^3$. Volumul util, asigurat prin proiectare, este de circa 5 litri. Bioreactorul permite, prin construcție, expunerea biomasei la fluxul luminos asigurat de panoul cu LED-uri, pe o suprafață cât mai mare și pe o adâncime de maxim 50 mm. Astfel, soluția constructivă a bioreactorului asigură montarea următoarelor accesorii: septum, condensator

și senzorii de turbiditate, de pH, de oxigen dizolvat, de CO₂ dizolvat. Această cerință a fost rezolvată prin forma constructivă a plăcii superioare, prelucrată din oțel inoxidabil, unde sunt prevăzute 10 orificii în care sunt montate 5 reducții, sonda pentru microaerator, plus alte orificii pentru dezvoltări ulterioare. Bioreactorul este format dintr-un corp susținut de un suport fix montat pe un cadru compus din profile de aluminiu. Panoul cu LED-uri este fixat pe un suport care poate glisa de-a lungul cadrului suport din aluminiu, în vederea poziționării față de suprafața frontală a bioreactorului, pe o cursă cuprinsă între 50 și 200 mm. Barbotarea biomasei este asigurată de un microaerator alimentat printr-o sondă fixată în placa superioară. Detalii suplimentare de proiectare sunt prezentate în RST etapa 2. Pentru sistemul de interfață cu procesul (care asigură funcțiile de montorizare și control) s-a optat pentru o placă dSpace cu extensia aferentă. Acest sistem asigură numărul de intrări/ieșiri analogice necesar aplicației de monitorizare și conducere. Interfața om-mașină a fost realizată în Control Desk, software specific sistemului dSpace pentru realizarea interfețelor grafice. În Fig. 3 se prezintă forma finală a ecranului principal al interfeței.

2. Controlul optimal al digesterului anaerob

Pentru controlul optimal al digesterului anaerob s-a optat pentru un algoritm de optimizare de tip “extremum seeking” (Fig. 6). Problema de optimizare a fost tratată în simulare numerică și constă în căutarea comenzii (rata de diluție - D) care maximizează un criteriu de performanță. Au fost tratate trei cazuri de optimizare, în funcție de modul cum este definit criteriul de performanță: 1. indicele de performanță depinde de producția de metan (I_1), 2. depinde de nivelul de poluare (I_2) și 3. un indice combinat (I_3). În toate cele trei cazuri, s-a inițializat algoritmul atât din stânga, cât și din dreapta punctului de optim. În Fig. 4a-c se prezintă rezultatele căutării comenzii optimale în cazul al treilea.

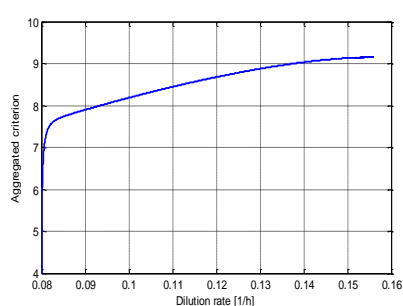


Fig. 4a. Traiectiona de căutare pe caracteristica $I_3=f(D)$

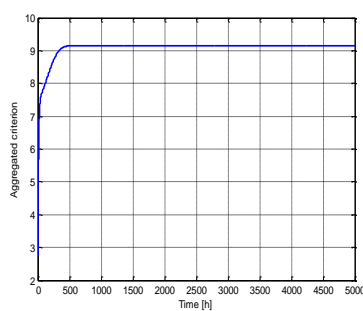


Fig. 4b. Evoluția în timp a criteriului

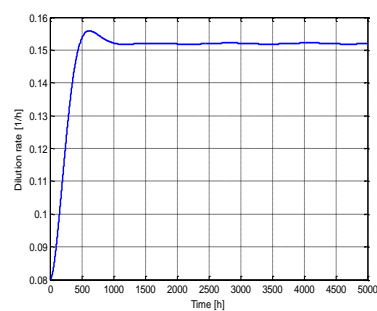


Fig. 4c. Evoluția în timp a ratei de diluție

Coordonatele punctului de maxim sunt $I_{30,\max}=9.15$ [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]).

3. Controlul optimal al procesului de creștere fotosintetică a microalgelor

Fotobioreactorul a fost tratat ca un un sistem dinamic multivariabil neliniar în care mărimile de intrare sunt: rata de diluție D [1/h], fluxul incident de lumină q_0 [μmol photon/m²/s] și debitul de CO₂ la intrare, provenit prin arderea gazului metan produs de digester, G_{inCO_2} [mol/h] (Fig. 5). 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 CO₂ la intrare, G_{inCO_2} ;
- cea de a treia cerință este de natură globală și are ca obiectiv maximizarea productivității I a fotobioreactorului, cu penalizarea consumului energetic. Criteriul de optim $I = X \cdot D - \gamma \cdot q_0$ este maximizat prin comanda ratei de diluție D (X reprezintă concentrația de biomasă, iar $\gamma \cdot q_0$ exprimă penalizarea consumului energetic).

În concluzie, sistemul de conducere automată a fotobioreactorului include o buclă de optimizare a criteriului I , prin intermediul ratei de diluție D , și buclele de stabilizare la valorile de referință pentru pH și pentru una din mărimile semnificative ale sistemului radiant (iradianța medie, G_{zm} , sau raportul Γ dintre lungimea secțiunii active a fotobioreactorului și adâncimea acestuia), prin intermediul comenzii debitului de CO₂ la intrare, G_{inCO_2} , respectiv a iradianței incidente, q_0 . Controlul procesului de creștere fotosintetică a microalgelor a fost tratat gradual. În prima fază au fost tratate separat canalele principale ale procesului ($D \rightarrow I$, $G_{inCO_2} \rightarrow \text{pH}$ și $q_0 \rightarrow G_{zm}$ sau I).

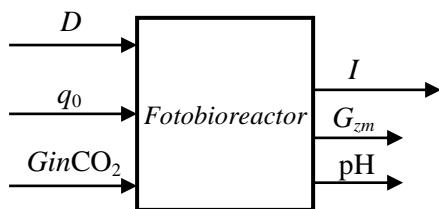


Fig. 5 Reprezentarea intrare-ieșire a fotobioreactorului

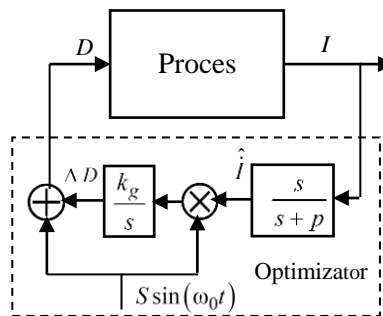


Fig. 6. Structura buclei de optimizare de tip extremum seeking

3.1 Optimizarea prin metoda extremum seeking a fotobioreactorului

Schema de principiu a buclei de optimizare, care utilizează principiul “extremum seeking”, este dată în Fig. 6. În Fig. 7a este ilustrată funcționarea optimizatorului în raport cu caracteristica statică extremală a procesului, reprezentată cu linie întreruptă. La epuizarea regimului dinamic de pornire, punctul de funcționare al bioreactorului este în A, după care optimizatorul deplasează lent spre stânga punctul de operare până în B, când s-a aplicat o variație în treaptă a mărimii de intrare G_{inCO_2} . În acest caz, procesul are o altă caracteristică statică extremală și punctul de funcționare trece din B în C. În continuare, optimizatorul caută regimul optimal în noua situație, deplasând lent spre dreapta punctul de operare până în D. În Fig. 7b este prezentată evoluția semnalului ΔD , care se adaugă intrării D și care determină deplasarea punctului de operare spre stânga, respectiv spre dreapta.

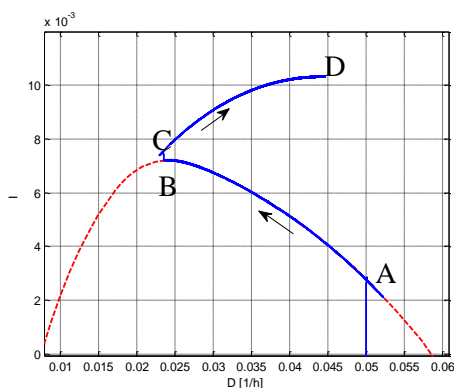


Fig. 7a. Traectoria punctului de funcționare în procesul de optimizare

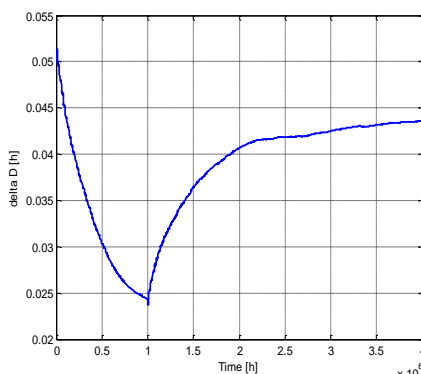


Fig. 7b. Evoluția variabilei ΔD în procesul de optimizare

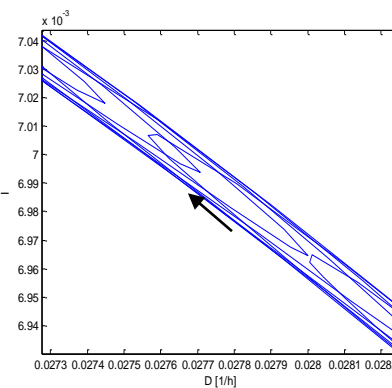


Fig. 7c. Zoom în Fig. 7a

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. 7a și 7b confirmă funcționarea corectă a optimizatorului. Totuși, trebuie să se țină cont de următoarele observații și constatări:

- în general, tehnicile de optimizare de tip „extremum seeking” se aplică atunci când excitarea cu semnalul $S \sin(\omega_0 t)$ a procesului are loc cu o frecvență la care procesul este considerat ca un element proporțional **fără dinamică**, astfel încât răspunsul sinusoidal nu este afectat de un posibil defazaj introdus de proces. În general, se poate aprecia că dinamica procesului de optimizare trebuie să fie cu cel puțin un **ordin de mărime** mai lentă decât dinamica procesului propriu-zis;
- dinamica unui fotobioreactor este de circa 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 7a și 7b 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. 7a (v. Fig. 7c). Datorită defazajului introdus de proces, deplasarea punctului mediu de funcționare înspre regimul optimal se face prin traiectorii în planul $I-D$ de forma unor bucle cu deschidere redusă, așa cum se remarcă în Fig. 7c. Această deschidere depinde de defazajul introdus de proces.

Pentru reducerea timpului de căutare a extremului este necesară creșterea pulsației ω_0 . În acest caz, semnalul sinusoidal $S \sin(\omega_0 t)$ excită procesul în banda de frecvențe la care defazajul introdus de acesta este important. Acum deplasarea punctului mediu de funcționare înspre regimul optimal se face prin traiectorii în planul $I-D$ de forma unor bucle cu deschidere mare, așa cum se remarcă în Fig. 8a. Simularea pe baza căreia s-au obținut Fig. 8a și 8b s-a făcut cu următorii parametri ai optimizatorului: $S = 0.0005$ [1/h]; $\omega_0 = 0.035$ [rad/s]; $p = 0.055$ [1/h]; $k_g = 650$. Se remarcă faptul că procesul este excitat cu o variație sinusoidală a cărei pulsație este cu două ordine de mărime

mai mare decât în simularea anterioară. S-au ajustat, de asemenea, polul p , precum și ceilalți parametri care afectează dinamica optimizării. Orizontul de timp în care s-a realizat simularea a fost împărțit în 3 intervale $[0 t_1]$, $(t_1 t_2]$, $(t_2 t_{\text{final}}]$, la fiecare din acestea existând o anumită valoare a principalei mărimi perturbatoare, în cazul de față $GinCO_2$: 0.002 [mol/l] – în primul interval, 0.05 [mol/l] – în al doilea și 0.0025 [mol/l] – în al treilea. În planul $I - D$, traiectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare este prezentată în Fig. 8a, unde cu linii subțiri întrerupte sunt figurate traiectoriile dinamice, de foarte scurtă durată, și cu linie groasă – traiectoriile aferente procesului de optimizare. Cele 3 trei intervale sunt marcate prin culori diferite, utilizate în ambele grafice din Fig. 8a și 8b, cel de al doilea grafic ilustrând evoluția ratei de diluție. În primul interval (marcat cu albastru), regimul optimal se obține printr-o deplasare lentă, realizată printr-o traiectorie în formă de spirală. În acest prim interval, durata procesului de optimizare este de circa 45 zile, în condițiile când punctul static de funcționare inițial este sensibil diferit de punctul de operare optimal.

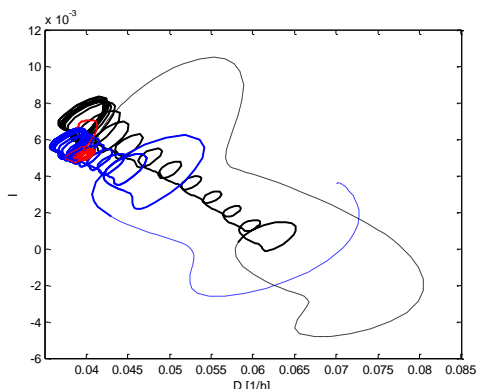


Fig. 8a Traiectoria punctului curent de funcționare în procesul de optimizare

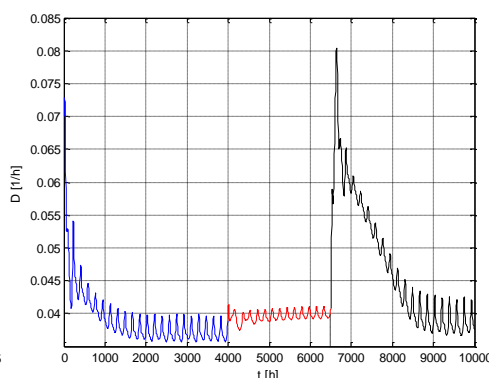


Fig. 8b Evoluția ratei de diluție D în procesul de optimizare

La momentul final al primului interval, mărimea exogenă $GinCO_2$ are o variație importantă, însă regimul optimal corespunzător noii caracteristici statice se află în vecinătatea regimului optimal anterior. În consecință, traiectoria aferentă intervalului 2 de funcționare (marcată cu roșu) ilustrează o adaptare foarte rapidă, cu o deplasare nesemnificativă a punctului de operare optimal. În intervalul 3 este ilustrată o situație contrară, când mărimea exogenă $GinCO_2$ are, la momentul final al celui de al doilea interval, o variație importantă, care „aruncă” punctul de funcționare la mare distanță față de optimul noii caracteristici statice extreme. Totuși, în practică variațiile mărimilor exogene nu sunt sub formă de treaptă, ci sunt variații foarte lente, iar deplasarea lentă a punctului de funcționare prin procedura extremum seeking nu este alterată mult de variațiile mărimilor exogene.

3.2 Reglarea automată a pH-ului

În general, pH-ul culturii de microalge depinde de tipul de microalgă utilizată. Literatura de specialitate recomandă valori între 6 și 7.5 pentru diverse tipuri de microalge. Stabilizarea pH-ului se face la o valoare optimală, în raport cu un criteriu ce vizează rata volumetrică de creștere a biomasei, și se realizează printr-un regulator care comandă debitul de CO_2 la intrare, $GinCO_2$. Parametrii regulatorului PI utilizat în bucla de reglare au fost: $Kp_{pH} = 0.01$; $Ti_{pH} = 2$. Răspunsurile sistemului de reglare la următoarele variații în treaptă ale referinței: $7 \rightarrow 7.5$, $8 \rightarrow 7.5$ sunt reprezentate în Fig. 9a, cu linie continuă, respectiv cu linie întreruptă. Se observă că, datorită neliniarităților procesului, sunt diferențe între cele două răspunsuri, depinzând de sensul de variație.

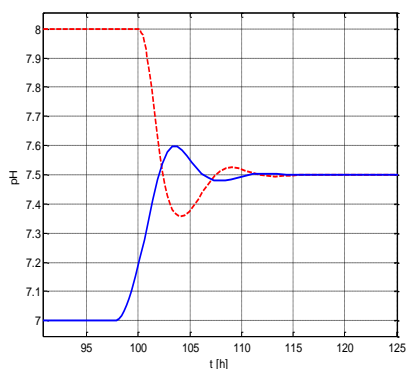


Fig. 9a Răspunsuri la semnale treaptă mici ale referinței buclei de pH

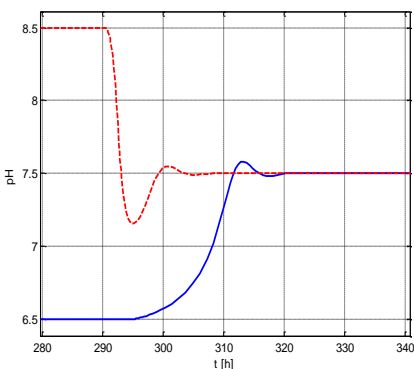


Fig. 9b Răspunsuri la semnale treaptă mari ale referinței buclei de pH

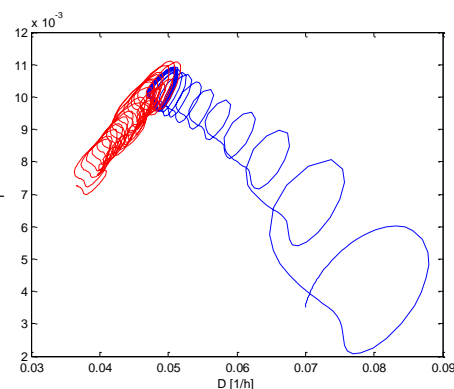


Fig. 9c Procesul de optimizare, atunci când $q_0 = \text{const}$ (albastru) și când q_0 are o variație lentă în rampă (roșu)

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. 9b. Funcționarea buclei de pH în contextul optimizării procesului s-a examinat în cadrul unui scenariu în care se analizează și modul în care algoritmul „extremum seeking” reușește să urmărească punctul de optim, atunci când o variabilă exogenă, în cazul de față fluxul incident de lumină, q_0 , are o variație lentă. S-a considerat un regim inițial în care $q_0 = 300$ [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$], după care fluxul incident de lumină are o variație lentă în timp până la 120 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$]. În Fig. 9c este reprezentată evoluția punctului curent de funcționare în planul $I-D$, cu albastru – în prima fază – când $q_0 = \text{const.}$, și cu roșu – atunci când q_0 are o variație în rampă și punctul de funcționare corespunzător regimului optimal se modifică, fiind urmărit prin programul de optimizare. În ambele faze, valoarea medie a pH-ului rămâne la valoarea de referință, 7.5.

3.3 Controlul subsistemului radiativ al bioreactorului

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

- reglarea automată a mediei iradianței locale pe secțiunea bioreactorului. În cadrul acestei bucle, regulatorul comandă fluxul incident de lumină, q_0 , prin intermediul unui regulator clasic (PI);
- 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.

În cadrul proiectului au fost abordate ambele variante. Se prezintă, în continuare, prima variantă (controlul iradianței medii, G_{zm}), varianta 2 fiind prezentată detaliat în RST etapa 2.

În cadrul primei abordări, regulatorul PI al buclei pentru iradianța medie a avut parametrii: $Kp_{G_{zm}} = 10$; $Ti_{G_{zm}} = 4$ [h^{-1}]. Evoluțiile mărimii G_{zm} atunci când referința buclei este de 85 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] și de 100 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] sunt date în Fig. 10, cu linie plină, respectiv cu linie întreruptă. Se observă că evoluția mărimii reglate este foarte rapidă în prima oră a regimului dinamic, după care se obține o variație scăzătoare, care se apropie asimptotic de referințele impuse pentru regimul staționar. Explicația evoluției scăzătoare a iradianței medii vine din valoarea inițială mare a fluxului incident q_0 . Regulatorul comandă micșorarea iradianței incidente, având ca efect reducerea iradianței medii. În același timp, scade și concentrația biomasei, cu efect de creștere a iradianței locale în secțiunea fotobioreactorului, însă acest proces este foarte lent în raport cu primul. Evoluția iradianței medii din Fig. 10 este consecința acțiunilor simultane ale celor 2 efecte menționate.

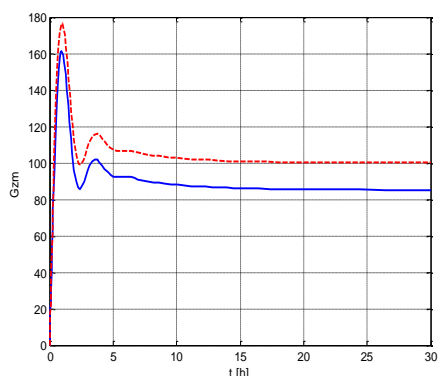


Fig. 10. Evoluția mărimii G_{zm} la o referință de 85 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie plină) și de 100 [$\mu\text{mol photon/m}^2/\text{s}$] (linie întreruptă)

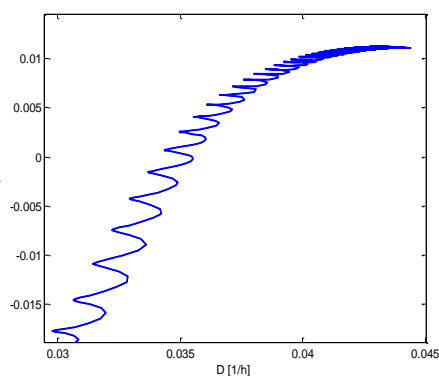


Fig. 11. Evoluția punctului de funcționare la acțiunea simultană a buclei de optimizare și de reglare a mărimii G_{zm}

Studiul funcționării simultane a buclelor de reglare a iradianței medii și a pH-ului s-a făcut în continuare, pentru a estima efectul cuplajului dintre aceste bucle, ca urmare a caracterului multivariabil al procesului. S-a constatat o diferență de 1-2 ordine de mărime între duratele de stabilizare a celor 2 mărimi reglate, G_{zm} și pH, pe de o parte, și dinamica biomasei, pe de altă parte. După aducerea mărimilor reglate la referințele impuse, comenzile q_0 și G_{inCO_2} nu rămân constante, ci evoluează lent spre un regim staționar, odată cu stabilizarea concentrației de biomasă, X . Această comportare este consecința evoluției lente a biomasei, care afectează cele două bucle, însă componenta integratoare din regulatoare elimină practic această influență. În continuare, s-a studiat modul în care bucla de reglare a iradianței medii funcționează împreună cu bucla de căutare a extremului prin algoritmul extremum seeking. În Fig. 11 este prezentată traiectoria punctului curent de funcționare în planul $I - D$, la funcționarea simultană a buclei de optimizare și a celei de reglare a mărimii G_{zm} . Înregistrarea s-a realizat pe un

orizont de timp larg și reflectă procesul de căutare pornind de la un punct inițial foarte depărtat de punctul aferent regimului optimal. În general, s-a constatat că există influențe între cele două bucle, iar problema acordării regulatorului extremal este - în acest context - dificilă.

3.4 Conducerea automată integrată a fotobioreactorului

S-a considerat situația când **sunt în funcțiune toate cele trei bucle**, și anume: cea de optimizare, prin căutare extremală de tip extremum seeking, și buclele de pH și G_{zm} . Rezultatele obținute prin simulare au dus la concluzia că utilizarea procedurii de căutare a extremului în problema formulată nu este recomandată din două motive:

- este excesiv de lentă și parametrii regulatorului extremal se stabilesc cu mare dificultate, utilizând o procedură care implică o serie de testări;
- 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:
 - 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.
 - 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.

Ambele variante presupun că alte mărimi de intrare în proces, decât cele implicate în discuția menționată (adică, G_{inCO_2} , q_0 , D), rămân constante. De fapt, este vorba de concentrația influentului, care poate fi asigurată la o valoare constantă, prin soluții tehnologice sau de control. În cele ce urmează s-a considerat varianta 1 ca fiind de referință. Argumentele pentru această opțiune sunt: a) se asigură permanent regimurile „optimale” ale subsistemelor fizico-chimic, respectiv radiant și b) în eventualitatea, foarte puțin probabilă, că nu există soluții eficiente pentru stabilizarea concentrației influentului, este posibilă asocierea unei proceduri de tip gain scheduling pentru ajustarea referinței optimale a buclei de biomasă în funcție de concentrației influentului. Totuși, a fost analizată și varianta 2, rezultatele fiind prezentate detaliat în *RST extins etapa 2*.

Optimizarea procesului prin reglarea simultană a mărimilor pH, G_{zm} și X : aceasta se realizează utilizând două caracteristici statice ale fotobioreactorului: 1. criteriu de performanță funcție de rata de diluție (Fig. 11) și 2. biomasa X funcție de rata de diluție (Fig. 12).

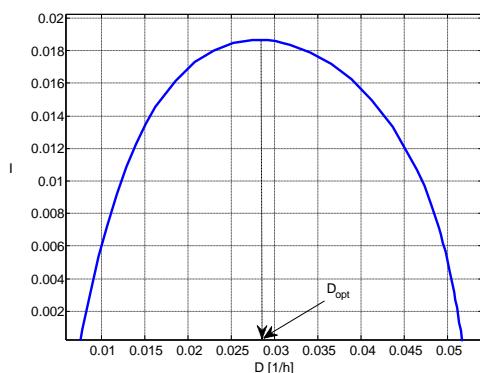


Fig. 11. Caracteristica statică $I = I(D)$ când funcționează buclele de pH și G_{zm}

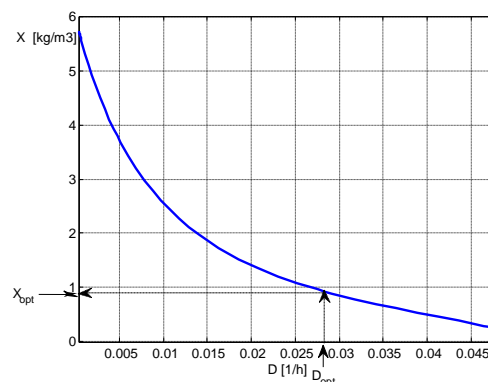


Fig. 12. Caracteristica statică $X = X(D)$ când funcționează buclele de pH și G_{zm}

Pentru deducerea referinței optimale a buclei de reglare a biomasei, se citește mai întâi din graficul din Fig. 11 valoarea optimală a diluției D_{opt} . Intrând cu această valoare în caracteristica statică $X = X(D)$ (Fig. 12), se obține valoarea biomasei aferente regimului optimal, X_{opt} . În continuare se pune problema stabilizării printr-o buclă de reglare a biomasei la referința $X_{ref} = X_{opt}$. În condițiile reglării mărimilor pH și G_{zm} la referințe care

asigură regimuri „optimale” pentru subsistemele fizico-chimic, respectiv radiant, dinamica buclei de reglare a biomasei la valoarea de referință $X_{ref} = X_{opt} = 0.935 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$, rezultată din caracteristica dată în Fig. 12, este ilustrată în Fig. 13. Evoluția biomasei (Fig. 13.a) indică ajustarea lui X la valoarea optimală menționată, atunci când diluția intră în regim staționar la valoarea $D = D_{opt} = 0.028 \text{ [1/h]}$ (v. Fig. 13.b, 11 și 12). În Fig. 13.c este dată variația indicatorului de performanță, I . Acesta se stabilizează la valoarea $I_{opt} = 0.0186$.

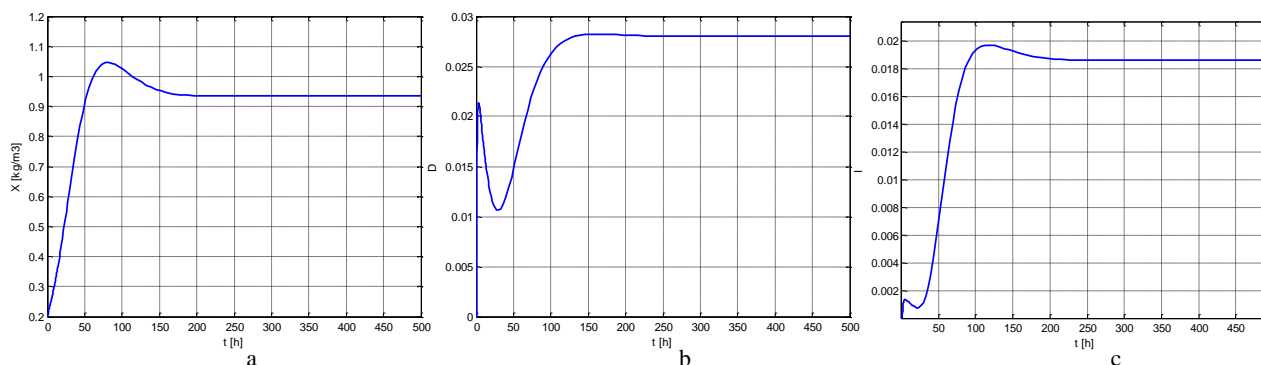


Fig. 13. Evoluția mărimii reglate (a) și a mărimii de comandă (b) și a criteriului de performanță (c) la funcționarea buclei de reglare a biomasei X

3.5 Controlul fuzzy al instalației de tip biorafinărie

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

- 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 instalației biotehnologice – debitul menționat provine de la digester. Pentru relația care leagă variabilele $G_{CH_4+CO_2}$ (din digester) și G_{inCO_2} (din fotobioreactor) s-a utilizat modelul prezentat în Secțiunea 4.2 din RST1;
- legătura inversă, fotobioreactor - digester, s-a realizat prin transferul direct și continuu al unei părți de biomasă din fotobioreactor în digester. În realitate, transferul se realizează la momente discrete de timp, sub formă de „pachete” de biomasă, rezultate prin procesarea microalgelor din fotobioreactor;
- la nivelul instalației de tip biorafinărie, obiectivele conducerii automate se realizează, în principal, prin bucele de reglare automată aferente fotobioreactorului. Din acest motiv, programul de simulare a acestuia, cu bucele de reglare incluse, a fost cuplat cu un model mai simplu de digester (modelul Bastin, prezentat în Secțiunea 3.3 din RST1). Modelul respectiv a fost liniarizat și redus la ordinul 3 prin analiză Hankel.

În continuare, s-a studiat efectul conectării fotobioreactorului cu digesterul anaerob asupra buclelor de reglare. 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). 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 iar influența ei asupra celorlalte bucle este practic neglijabilă. Principalele mărimi perturbatoare la nivelul instalației de tip biorafinărie provin de la digester: substratul din influx, S_{in} și, eventual, rata de diluție a digesterului, D_d . Concluzia este că efectele perturbațiilor digesterului 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.

Controlul fuzzy al instalației de tip biorafinărie s-a realizat în jurul punctului de funcționare $X^{ref} = 0.935 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$, $pH^{ref} = 7.5$, $G_{zm}^{ref} = 80 \text{ [}\mu\text{mol photon/m}^2\text{/s]}$. Configurația buclelor de reglare este următoarea: regulatorul din bucla de reglare a concentrației de biomasă este de tip fuzzy, celelalte două bucle, pentru reglarea pH-ului și a variabilei G_{zm} , conțin regulatoare clasice (PI). Referințele celor 3 bucle de reglare au variații în treaptă la momentele $t = 600 \text{ [h]}$, pentru $X(t)$, $t = 1000 \text{ [h]}$, pentru $pH(t)$ și $t = 1300 \text{ [h]}$, pentru $q_0(t)$. Modelul digesterului a avut atașate două generatoare de semnal la mărimile de intrare: un generator de semnal pseudo-aleator la intrarea aferentă ratei de diluție, $D_d(t)$, și un bloc de aplicare la momentul $t = 1700 \text{ [h]}$ 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. 14 este prezentată evoluția biomasei de la valoarea inițială 0.935 la valoarea 0.8, impusă la momentul $t = 600 \text{ [h]}$. Cu culoare albastră este reprezentată evoluția referinței. În Fig. 15 este ilustrată comanda aplicată procesului. Se observă interacțiunea importantă cu bucla de reglare a iradianței G_{zm} , la $t = 1300 \text{ [h]}$, când această buclă este excitată prin variația în treaptă a referinței. În schimb, interacțiunea cu bucla de pH, la momentul $t = 1000 \text{ [h]}$, este foarte mică, iar efectul variației mărimii $S_{in,d}$ la momentul $t = 1700 \text{ [h]}$ este neglijabil.

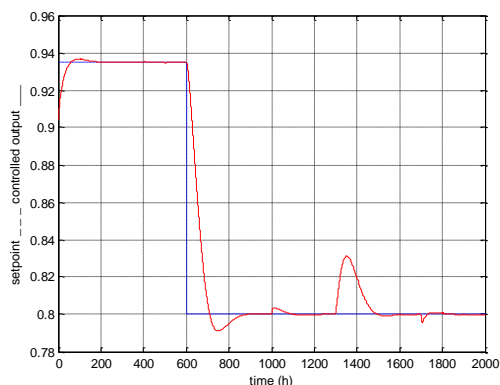


Fig. 14. Ieșirea reglată (biomasa) și referința în funcție de timp pentru sistemul de reglare fuzzy

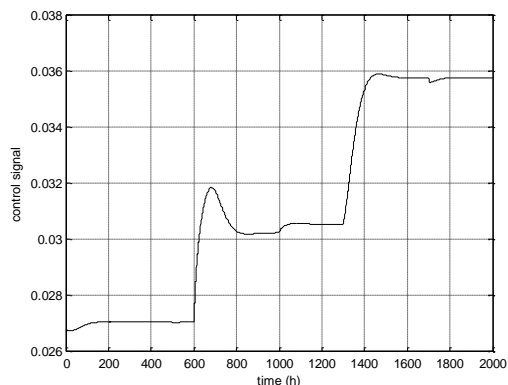


Fig. 15. Comanda aplicată procesului (rata de diluție) în funcție de timp pentru sistemul de reglare fuzzy

2.3 Rezultate obținute în etapa III

În etapa 3 a proiectului au fost realizate 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 HIL 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.

Au fost obținute următoarele rezultate:

1. Realizarea fotobioreactorului de laborator

A fost realizat fizic fotobioreactorul de laborator pe baza proiectului elaborat în etapa II a proiectului, cu următoarele componente: 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 care conține și aparatajul electric. În Fig.16 sunt prezentate imagini ale fotobioreactorului de laborator, împreună cu echipamentul de monitorizare și control, în formă finală.

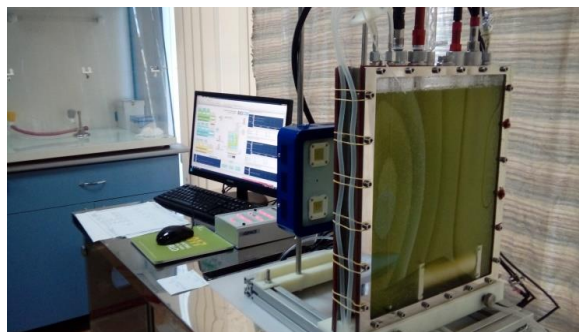


Fig. 16. Fotobioreactor în regim de lucru a - Sistemul de iluminare oprit; b - pornit

2. Realizarea software-ului de control a fotobioreactorului

Software-ul de bază aferent aplicației de conducere a instalației de tip biorafinărie a fost dezvoltat în Matlab Simulink pornind de la proiectul electric și de automatizare a instalației menționate. Trebuie menționat faptul că schema de conducere se poartă din Matlab-Simulink în placa dSpace, rulând, în continuare, în mod autonom. Proiectul electric este prezentat în RST etapa 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 Fig. 17 este prezentată schema de implementare în dSPACE a instalației de tip biorafinărie (în structură HIL) în variantă finală.

Parte HARDWARE

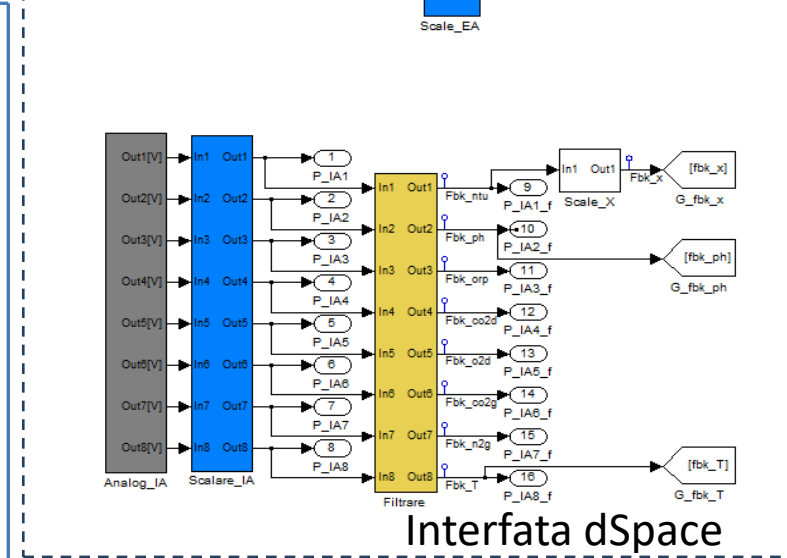
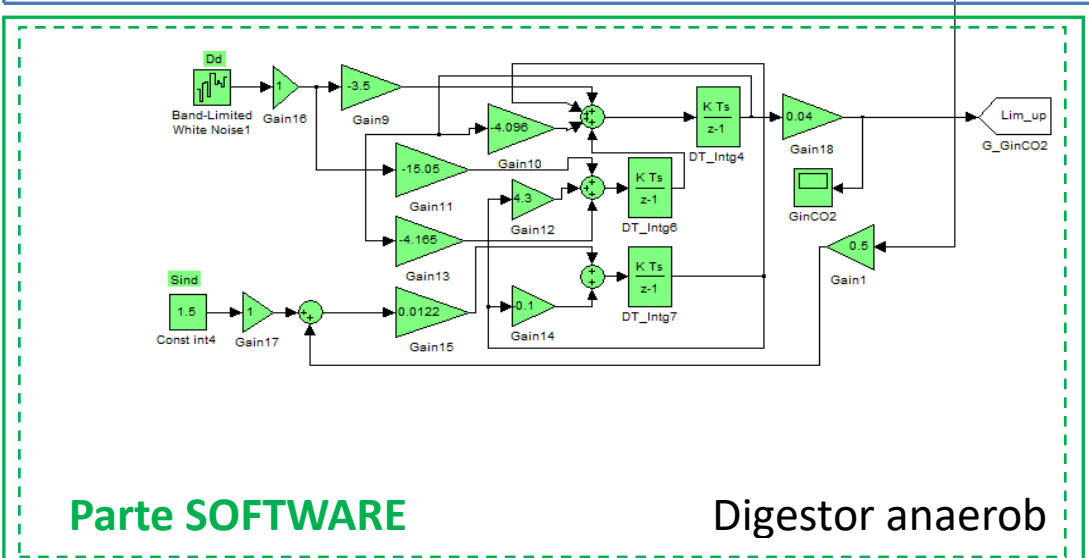
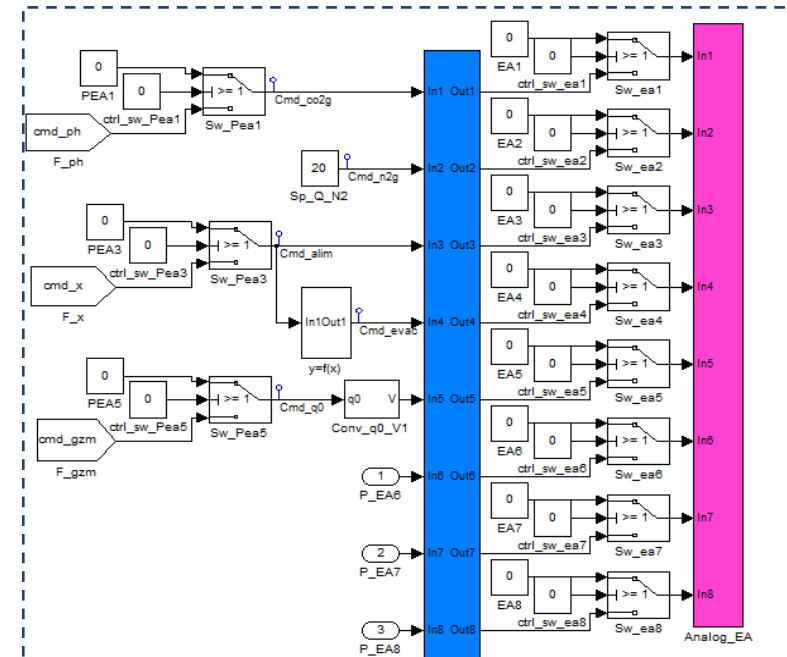
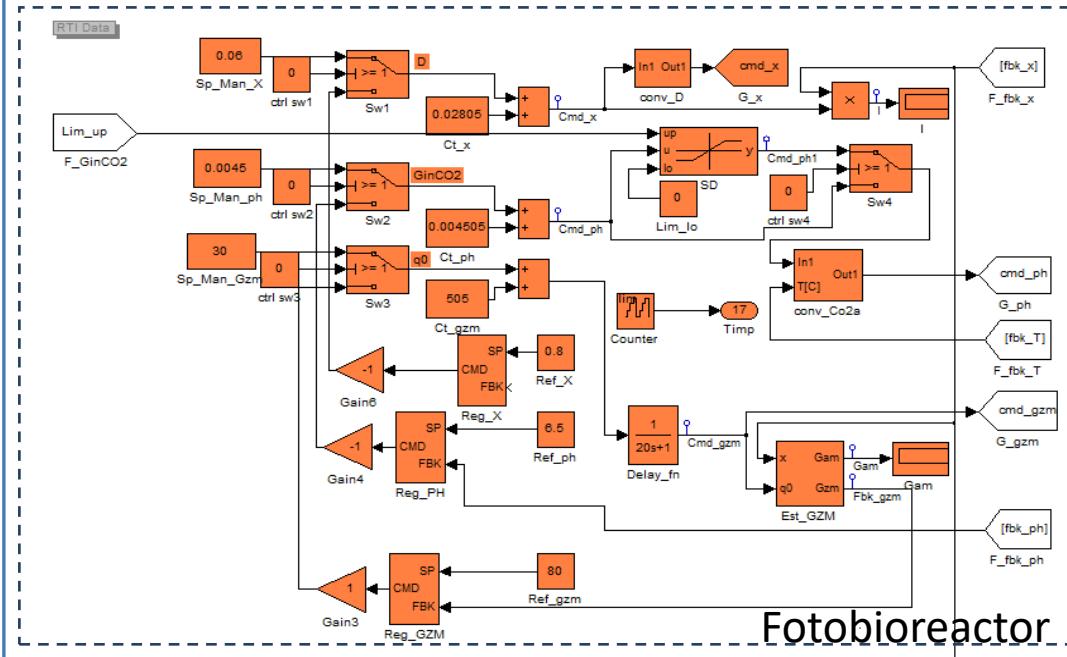


Fig. 17. Schema de implementare în dSPACE a instalației de tip biorafinărie (în structură HIL)

3. Optimizarea digesterului prin abordarea extremum seeking în variantă stohastică

Deoarece în prezent cele mai multe soluțiile de optimizare a proceselor se obțin cu algoritmi derivați din abordarea *extremum seeking* stohastică, a fost necesară investigarea rezultatelor optimizării digesterului prin această abordare. Varianta deterministă, cu semnal de căutare sinusoidal, este un caz limită al celei stohastice. Obiectivele concrete urmărite au fost: a) compararea rezultatelor obținute cu algoritmi de optimizare în variantele stohastică și deterministă, b) analiza convergenței acestor algoritmi, având în vedere faptul că regimul dinamic al digesterului este foarte lent și ar putea rezulta un timp excesiv de mare pentru obținerea regimului optimal; c) analiza comportării algoritmilor în prezența zgomotului care afectează mărimile din proces.

Criteriul de performanță considerat este $I_d = Q_P \cdot D_d \cdot f_p$, unde Q_P este fluxul de metan gazos, D_d este diluția digesterului, iar f_p este un factor prin care se penalizează poluarea mediului produsă de mărirea $y = c_1 S_1 + c_2 S_2$ din modelul digesterului. Expresia acestui factor este $f_p = 1 - \gamma D_d \cdot (c_1 S_1 + c_2 S_2)$, unde γ este un factor de ponderare (s-a lucrat cu $\gamma = 0.25$). Schema de principiu a buclei de optimizare în abordarea *extremum seeking* stohastică este dată în Fig. 17, unde semnalul $\eta(t)$ este obținut de generatorul descris de ecuația diferențială $\varepsilon \cdot d\eta = -\eta \cdot dt + \sqrt{\varepsilon} \cdot q \cdot dW$, 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. Utilizând parametrii $\varepsilon = 2$, $q = 0.035$, $a = 0.4$, $p = 0.4$ și $k_g = 100$, evoluția criteriului I_d în procesul de optimizare este prezentată în Fig. 18.a cu culoarea albastru. Aceeași culoare este utilizată în Fig. 18.b, pentru traiectoria de căutare în planul $D_d - I_d$ (cu linie întreruptă este prezentată caracteristica statică extremală). Se constată că utilizarea procedurii de *extremum seeking* stohastic permite obținerea unei viteze ridicate de 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.

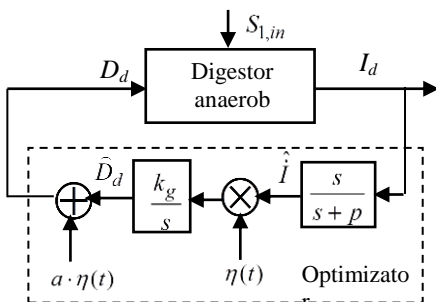


Fig. 17. Structura buclei de optimizare în variantă stohastică

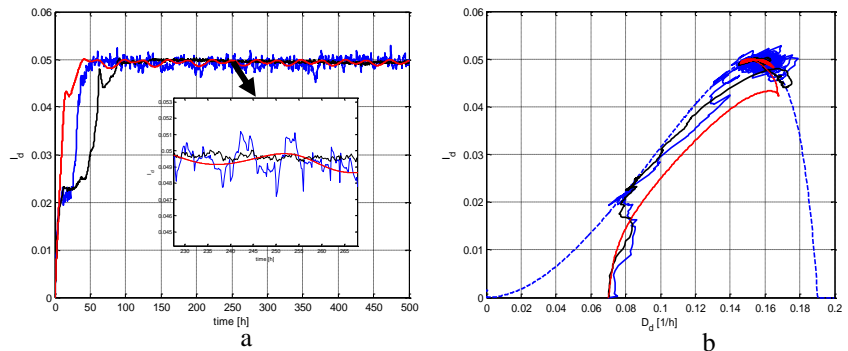


Fig. 18. Evoluțiile criteriului I_d (a) și traiectoriile punctului de funcționare în planul $D_d - I_d$ (b) pentru *extremum seeking* stohastic (albastru), varianta modificată (negru) și varianta deterministă (roșu)

Pentru reducerea "agitației" comenzii D_d s-a utilizat o variantă modificată a optimizatorului de tip *extremum seeking* stohastic, a cărui structură este dată în RST etapa 3. Rezultatele obținute în acest caz sunt reprezentate cu negru în Fig. 18.a și 18.b. Se constată o reducere foarte importantă a amplitudinii oscilațiilor criteriului (vezi zoom-ul din Fig. 18.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. 17 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. 18 a și b. Se constată o ameliorare atât a timpului de obținere a regimului optimal, cât - mai ales - a comenzii, aceasta având o formă de variație lentă. În cazul optimizării unui digester anaerob, regulatorul determinist produce un "efort" de comandă mult mai redus decât în cazul regulatorului stohastic, ceea ce reprezintă un avantaj important. Această evaluare justifică adoptarea ca soluție pentru optimizarea digesterului anaerob a regulatorului de tip *extremum seeking* determinist. Un aspect important analizat l-a reprezentat comportarea algoritmului de căutare a extremului pornind de la diverse valori inițiale ale comenzii D_d . Sub acest aspect, performanțele optimizatorului determinist sunt ilustrate în Fig. 19.

Pentru evaluarea timpului necesar pentru atingerea optimului, 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. 20.a, unde cu linie întreruptă s-a marcat evoluția “teoretică” (fără dinamică) a criteriului. Răspunsurile sistemului pun în evidență o comportare dinamică de tip “fază neminimă”. Se constată că, după o variație în treaptă a mărimii exogene, noul regim optimal este atins după circa 2 – 3 zile. Evoluția mărimii de comandă (diluția) este dată în Fig. 20.b. În RST etapa 3 sunt prezentate, de asemenea, rezultate care arată robustețea algoritmului de căutare a optimului în prezența zgomotului care afectează mărimile din digester.

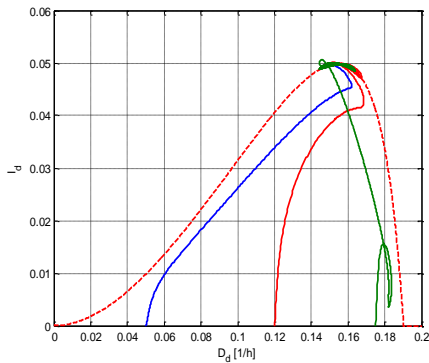


Fig. 19. Traiectoria punctului de funcționare în planul D_d-I_d , pornind de la diferite valori inițiale ale diluției

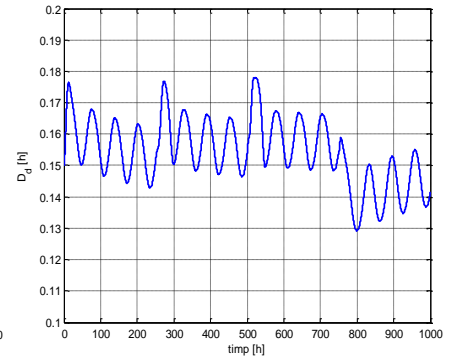
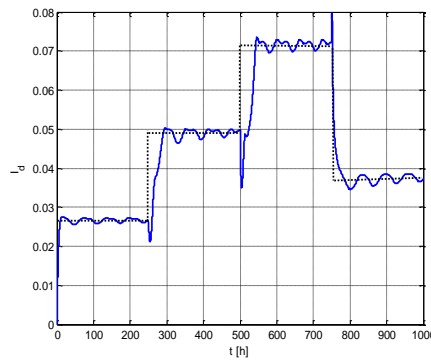


Fig. 20. Evoluția criteriului de performanță (a) și a diluției (b) la variații în treaptă ale perturbației $S_{1,in}$

4. Optimizarea digesterului prin determinarea caracteristicii regimurilor optimale (CRO)

În ipoteza că mărimea $S_{1,in}$ ar fi măsurabilă, optimizarea digesterului s-ar putea realiza printr-o schemă de reglare la o valoare optimă a unei mărimi fizice din proces. Pentru a ilustra această idee, s-a dedus familia caracteristicilor statice $I_d = I_d(D_d)$, reprezentată în Fig. 21 pentru 5 valori discrete ale parametrului $S_{1,in}$. Locul geometric al maxima caracteristicilor statice reprezintă *caracteristica regimurilor optimale* (CRO) a procesului.

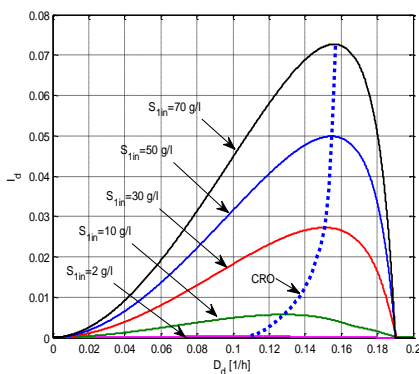


Fig. 21. Caracteristica regimurilor optimale (CRO) a

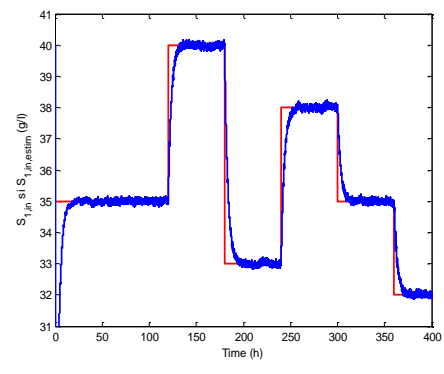
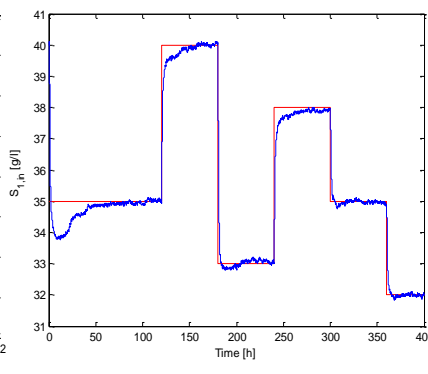


Fig. 22. Evoluțiile mărimilor $S_{1,in}$ (roșu) și $S_{1,in}^{estim}$ (albastru) în prezența zgomotului, la utilizarea filtrului Kalman (a) și a observerului sliding mode (b)

Optimizarea procesului se poate realiza printr-o buclă de reglare a debitului/diluției la o *referință optimă*, care corespunde valorii curente a lui $S_{1,in}$: $D_{d,opt} = F(S_{1,in})$. Această funcție reprezintă CRO a digesterului. Pentru utilizarea acestei abordări în problema optimizării digesterului este necesară estimarea concentrației substratului în influx. În cadrul proiectului au fost elaborate două tipuri de observare pentru estimarea variabilei $S_{1,in}$: un filtru Kalman extins și un observer sliding mode. În RST etapa 3 sunt prezentate procedurile de sinteză pentru aceste observare și rezultatele obținute atunci când $S_{1,in}$ are diverse forme de variație, în condițiile când variabilele din proces nu sunt, respectiv sunt contaminate de zgomot. În Fig. 22.a și b sunt exemplificate evoluțiile mărimilor $S_{1,in}$ și $S_{1,in}^{estim}$ în prezența zgomotului, la utilizarea filtrului Kalman și a observerului sliding mode. 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 estimare sunt mai mici. În schimb, efectul zgomotului din proces asupra estimării este mai mic în cazul filtrului Kalman.

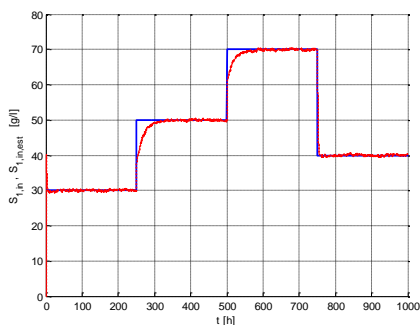


Fig. 23. Variabila $S_{1,in}$ (albastru) și estimarea $S_{1,in}^{est}$ (roșu)

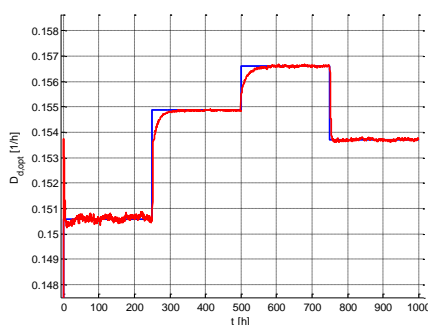


Fig. 24. Diluția optimă la utilizarea lui $S_{1,in}$ (albastru), respectiv a estimării $S_{1,in}^{est}$ (roșu)

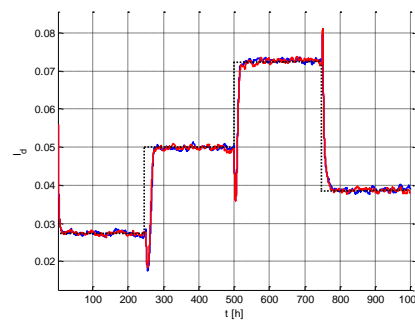


Fig. 25. Criteriului I_d considerând că $S_{1,in}$ este cunoscut (albastru) și utilizând estimarea $S_{1,in}^{est}$ (roșu)

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 estimare sunt mai mici. În schimb, efectul zgomotului din proces asupra estimării este mai mic în cazul filtrului Kalman.

Rezultatele utilizării CRO, împreună cu observerul variabilei $S_{1,in}$, sunt ilustrate în Fig. 23-25. Pe baza variabilei estimate, $S_{1,in}^{estim}$ (Fig. 23) se deduce diluția optimă, utilizând CRO (Fig. 24). Prin aplicarea în proces a acesteia se obține regimul optimal (Fig. 25). La prima vedere, o analiză comparativă a celor două abordări – extremum seeking și, respectiv, utilizarea CRO – arată că optimizarea prin CRO este mai performantă, deoarece este mai rapidă și se realizează fără excitarea permanentă a comenzii digesterului (v. Fig. 20.b, versus Fig. 24). 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 $S_{1,in}^{est}$. 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*.

5. Controlul optimal al instalației de tip biorafinărie

Optimizarea prin metoda *extremum seeking* a procesului din digester, cuplat cu fotobioreactorul în cadrul instalației de tip biorafinărie, s-a realizat cu regulatorul extremal prezentat anterior. În cadrul analizei prin simulare numerică s-a constatat că 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 constant la valoarea 60. Pentru a se examina performanța sistemului la modificarea concentrației substratului în influx, s-a aplicat la $t = 500$ [h] o variație în treaptă 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. 25, respectiv Fig. 26.

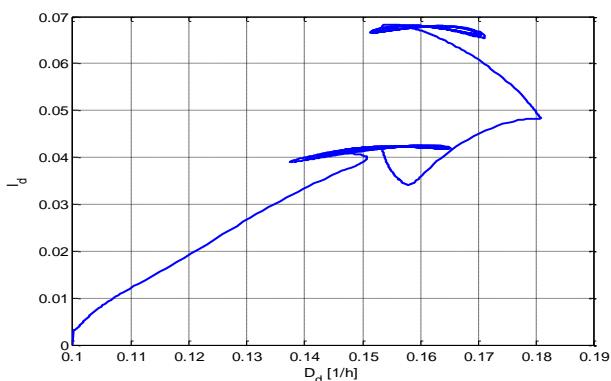


Fig. 25. Traectoria punctului de funcționare în planul D_d - I_d , în procesul de optimizare

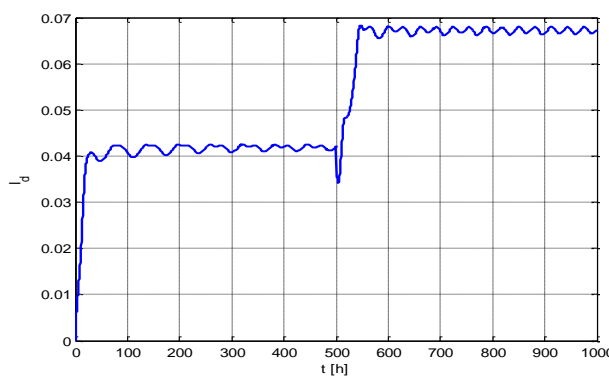


Fig. 26. Evoluția criteriului de performanță în procesul de optimizare

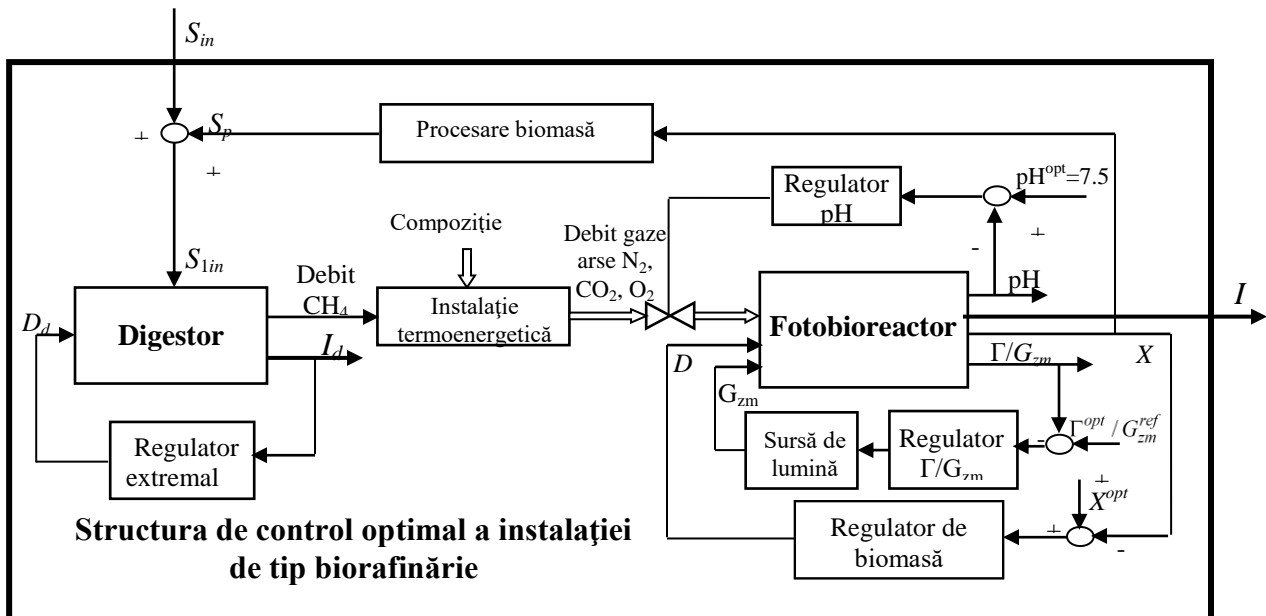


Fig. 27. Schema de control optimal al instalației de tip biorafinărie, pe baza soluțiilor de optimizare a digesterului și fotobioreactorului

Schema instalației de tip biorafinărie care conține structura de control ce îi asigură funcția de optimizare este dată în Fig. 27. La nivelul întregii instalații, principala mărime fizică de interes este producția de microalge obținute în fotobioreactor, care urmează a fi procesată în vederea obținerii de produse cu valoare adăugată ridicată. Această mărime intră în criteriul de performanță I de la nivelul fotobioreactorului și reprezintă produsul dintre biomasa X și rata de diluție D (cu o penalizare proporțională cu consumul de energie electrică pentru subsistemul radiant). Așa cum s-a arătat, problema controlului optimal al fotobioreactorului 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, iar sistemul radiant este prevăzut cu o buclă de reglare a mărimii Γ la o referință optimală, $\Gamma^{opt} = 1$ sau cu o buclă de reglare a iradianței medii la o referință G_{zm}^{ref} , stabilită de specialistul biotehnolog. O parte din biomasa din fotobioreactor, notată cu S_p , rezultată prin procesarea în vederea obținerii de substanțe utile, se adaugă la substratul din surse externe al digesterului, S_{in} , formând substratul total, S_{1in} , din influxul digesterului. Optimizarea digesterului se face cu un regulator extremal iar metanul gazos este utilizat în instalația termoelectrică, rezultând prin ardere debitul de CO_2 , care alimentează fotobioreactorul. În ansamblu, instalația de tip biorafinărie reprezintă un sistem cu o intrare nemăsurabilă în digester, S_{in} , cu variații semnificative în timp, și o mărime de ieșire reprezentând producția de biomasa a fotobioreactorului. În principiu, cele două subsisteme biotehnologice componente sunt în interacțiune.

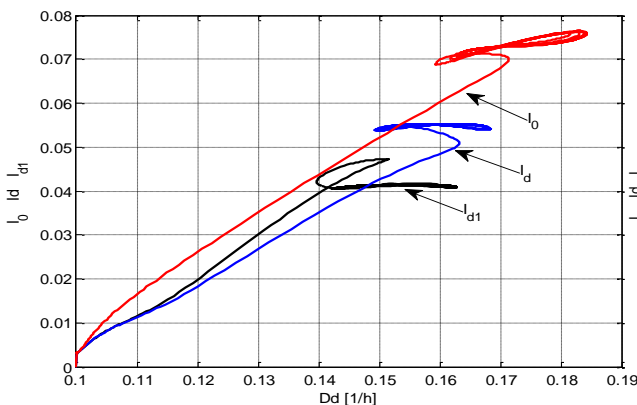


Fig. 28. Traiectoriile punctului de funcționare în planul D_d-I_d , în procesul de optimizare, utilizând criteriile de performanță I_0, I_d și I_{d1}

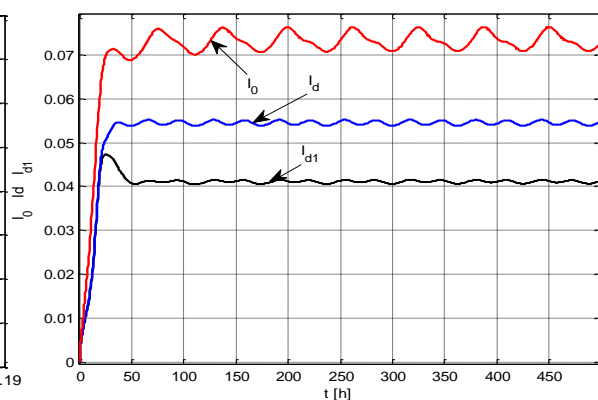


Fig. 29. Evoluțiile criteriilor de performanță I_0, I_d și I_{d1} în procesul de optimizare

Atunci când $S_p \ll S_{in}$, efectul de interacțiune fotobioreactor \rightarrow digester este neglijabil. Rezultatele obținute prin simulare numerică, prezentate în RST etapa 3, au arătat că interacțiunea digester \rightarrow fotobioreactor se prezintă ca o perturbație pentru bucla de reglare a pH-ului. Regulatorul acestei bucle acționează în sensul rejecției

perturbației, astfel încât efectul asupra buclei de biomasă și, implicit, asupra indicatorului de performanță, I , este neglijabil. Dacă digesterul este mic și debitul de CO_2 poate fi insuficient pentru controlul pH-ului, efectul asupra stării fotobioreactorului este major. Atunci când digesterul asigură permanent necesarul de CO_2 pentru bucla de pH, realizând un excedent care este evacuat în atmosferă, s-a analizat posibilitatea introducerii unui nou criteriu de performanță, de forma $I_{d1} = I_0 \cdot f_p \cdot f_{p1}$, unde $I_0 = Q_p \cdot D_d$ este productivitatea digesterului, iar f_{p1} este un factor de penalitate definit în RST etapa 3, care se referă la poluarea mediului aerian cu CO_2 . S-a analizat procesul de optimizare a digesterului în raport cu 3 criterii de performanță: productivitatea digesterului I_0 , criteriul uzual $I_d = I_0 \cdot f_p$ și noul criteriu I_{d1} . Pentru evaluarea comparativă a situațiilor când se adoptă aceste 3 criterii de performanță, s-au determinat succesiv traiectoriile punctului de funcționare în planul D_d - I_d , (Fig. 28), precum și evoluțiile criteriilor de performanță în procesul de optimizare (Fig. 29). Ecarturile între valorile criteriilor în regimul optimal depind de coeficienții de ponderare γ și γ_1 adoptați în factorii de penalizare f_p și f_{p1} .

2.4 Rezultate obținute în etapa IV

Etapa 4 a proiectului (*Implementarea sistemului de conducere pe structura HIL a instalației de tip biorafinării*) a constat în șase activități, după cum urmează: Activitatea A4.1 – *Implementarea în software-ul de bază a legilor de control proiectate în etapele II și III*, Activitatea A4.2 – *Realizarea de experimente pentru identificarea și validarea experimentală a modelului de creștere fotosintetică a microalgelor în fotobioreactor, proces condus cu calculatorul de proces*; Activitatea A4.3 – *Analiza datelor experimentale în cazul procesului de creștere fotosintetică a microalgelor în fotobioreactor*; Activitatea A4.4 – *Realizarea de experimente pentru validarea experimentală a instalației de tip biorafinării, controlată cu calculatorul de proces, potrivit structurii HIL adoptată în proiect*; Activitatea A4.5 – *Analiza datelor experimentale în cazul instalației de tip biorafinării*; Activitatea A4.6 – *Activitate de diseminare a rezultatelor obținute*.

Au fost realizate șase experimente (1 - 6) în care s-au obținut următoarele rezultate:

1. Identificarea unui model liniar al procesului de creștere fotosintetică a microalgelor pe baze experimentale

Au fost realizate trei experimente pe fotobioreactorul de laborator. Primele două experimente au fost pentru a pune la punct instalația experimentală pe procesul real de creștere a biomasei algale, în funcționare on-line (detalii în RST 4). În cadrul experimentului 3 s-au obținut datele pentru identificarea procesului. O problemă majoră care a apărut în cursul experimentelor a fost prezența zgomotului care însoțește variabilele măsurate în proces, fiind necesară o operație de filtrare a semnalelor. Un exemplu este semnalul din Fig. 30 (semnalul de turbiditate) care este cel mai afectat de zgomot. S-a optat pentru un filtru de ordinul 5.

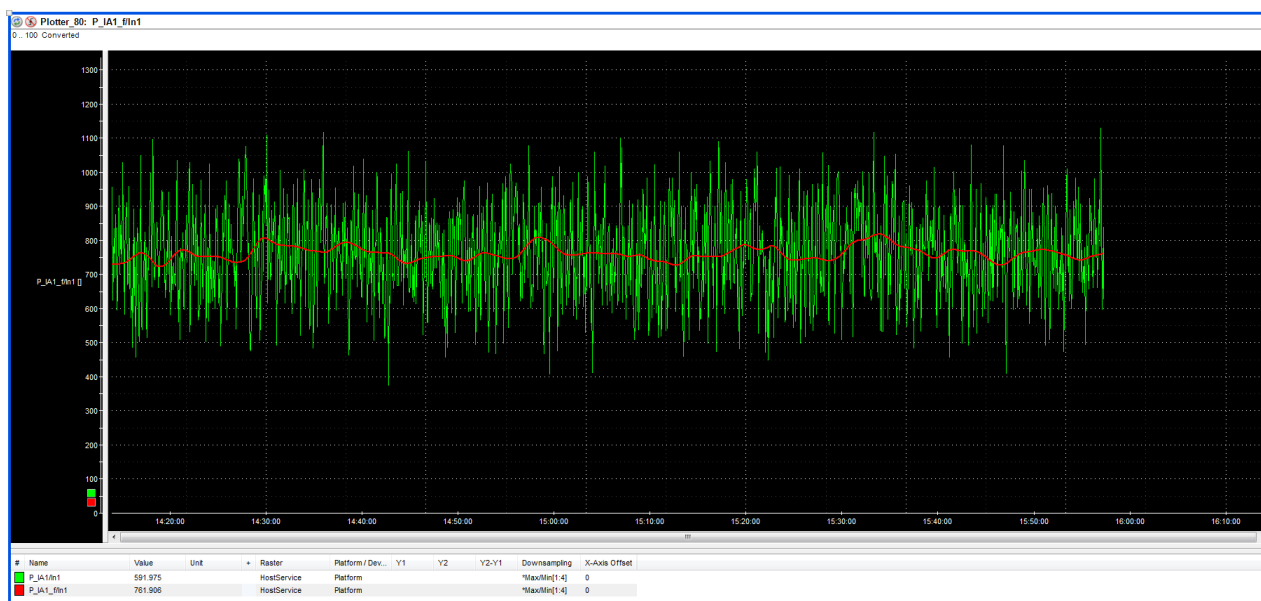


Fig. 30. Print-screen cu evoluția semnalului nefiltrat (verde) și filtrat (roșu) de la traductorul de turbiditate

Identificarea modelului s-a făcut pe baza răspunsului indicial al procesului, prezentat în Fig. 31. Variația biomasei din Fig. 31 s-a obținut la o modificare în treaptă a diluției: $\Delta D = 0.01 \text{h}^{-1}$ (de la 0.015 la 0.025h^{-1}). Având în vedere particularitățile procesului reglat, s-a adoptat procedura de identificare simplă, specifică proceselor industriale, unde nivelul de zgomot poate fi foarte mare. Procedura grafică din Fig. 31 s-a completat cu verificarea analitică a determinării constantei de timp T . Aceasta se obține pentru timpul la care X scade cu $0.63 \cdot \Delta X$, unde ΔX este variația biomasei între cele 2 regimuri staționare. Pe baza acestei proceduri s-au obținut următorii

parametrii ai procesului reglat: timpul mort $\tau = 14000$ s, $T = 60000$ s, $K_{proc} = 0.58$. Pornind de la acest model, s-a determinat prin simulare numerică răspunsul procesului, pornind de la starea inițială $X = 1.6$ [g/l], atunci când la intrare s-a aplicat o variație în treaptă $\Delta D = 0.01 \text{h}^{-1}$. Răspunsul modelului, reprezentat cu roșu în Fig. 31, ilustrează o calitate satisfăcătoare a identificării procesului reglat.

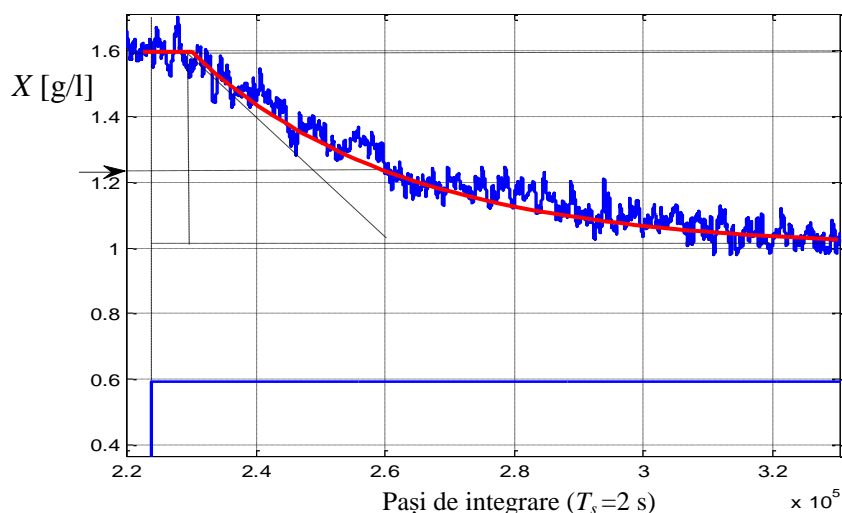


Fig. 31. Răspunsul indicial al canalului viteză de diluție – concentrație de biomasă la o variație $\Delta D = 0.01 \text{h}^{-1}$

2. Reglarea automată experimentală a pH-ului

Informațiile din literatura de specialitate privind valoarea optimă a pH-ului mediului de cultură pentru alga *Desmodesmus Quardicauda* sunt foarte sumare. Astfel, se precizează că această valoare optimă este ”în intervalul 6...6.5”, această informație nefiind confirmată de alte surse bibliografice. Pentru ilustrarea proprietăților de reglare s-a considerat că bucla este excitată prin modificarea referinței cu un semnal treaptă. Această opțiune este justificată prin faptul că bucla este supusă unei excitații mai dure, față de cazul când răspunde la mărimi perturbatoare, întrucât excitațiile perturbatoare reprezintă variații sensibil mai lente. În Figurile 32 - 34 sunt prezentate evoluțiile pH-ului, comenzii regulatorului, cmd_{pH} , și concentrației de CO_2 dizolvat, atunci când referința de pH variază de la 6.2 la 6. Se constată că dinamica sistemului de reglare este rapidă, în raport cu dinamica biomasei. Perturbațiile lente produse de dinamica procesului microbiologic sunt compensate de componenta integratoare a regulatorului. Parametrii regulatorului de pH sunt: $k_{pH} = 0.035$ și $T_{ipH} = 1$ [h].

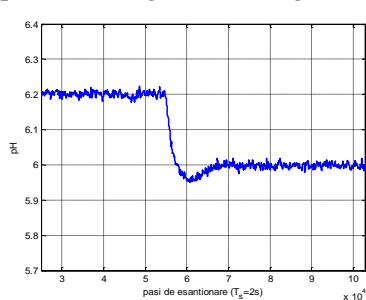


Fig. 32. Evoluția pH-ului la modificarea referinței de la 6.2 la 6

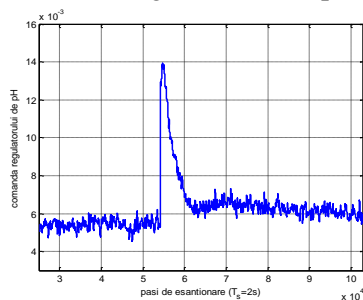


Fig. 33. Evoluția comenzii cmd_{pH} a regulatorului

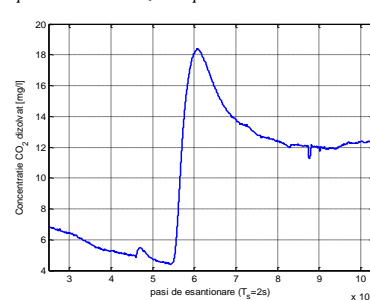


Fig. 34. Evoluția concentrației de oxigen dizolvat

3. Reglarea automată experimentală a iradianței medii, G_{zm}

Funcționarea buclei de G_{zm} este ilustrată în Figurile 35 și 36. La o modificare în treaptă a referinței, răspunsul buclei este rapid, întrucât procesul implicat este optic. În același timp, variația concentrației biomasei este principala mărime perturbatoare a buclei, întrucât determină absorbția radiației în fotobioreactor. Iradianța medie, adică feedback-ul buclei, este calculată în funcție de X și q_0 , în condițiile când concentrația X este afectată de un zgomot foarte puternic, provenit de la traductorul de turbiditate (v. Fig. 30). Acest zgomot afectează iradianța incidentă, așa cum se remarcă în Fig. 36. Din Figurile 36 și 37 se observă cum creșterea lentă a mediei lui X în intervalul de timp $(0, \dots, 1e4 \cdot T_s)$ determină o creștere lentă a mediei lui q_0 , pentru a se asigura o valoare constantă a mediei lui G_{zm} , egală cu referința de $G_{zm}^{ref} = 80$ [$\mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}$].

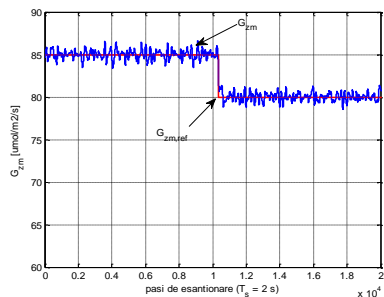


Fig. 35. Evoluția referinței (roșu) și a iradianței medii G_{zm} (albastru)

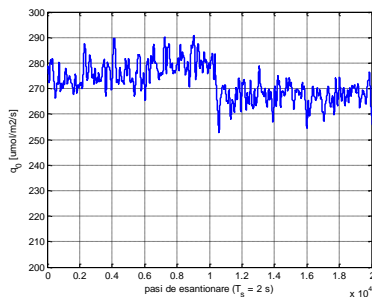


Fig. 36. Evoluția iradianței incidente q_0

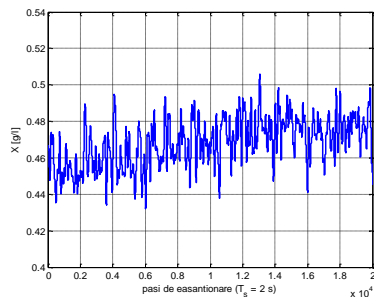


Fig. 37. Evoluția biomasei X

4. Reglarea automată a concentrației biomasei X

Pentru reglarea concentrației de biomasă, s-a considerat că pentru determinarea legii de comandă metoda de proiectare frecvențială este cea mai adecvată. Adoptând un regulator PI cu parametrii K_p și T_i , s-au impus următoarele cerințe pentru rezerva de stabilitate: marginea de fază $60^\circ \geq \gamma \geq 45^\circ$, marginea de câștig $8 \geq m \geq 4.5$. Prin metode grafice s-a stabilit regulatorul având $K_p = 0.05$ și $T_i = 8$, la care corespund următorii parametri ai rezervei de stabilitate:

$$\gamma = 47.48^\circ, m = 4.8 \quad (m_{dB} = 13.6), \omega_c = 10^{-4} \text{ rad/s}, \omega_\pi = 2.75 \cdot 10^{-5} \text{ rad/s}$$

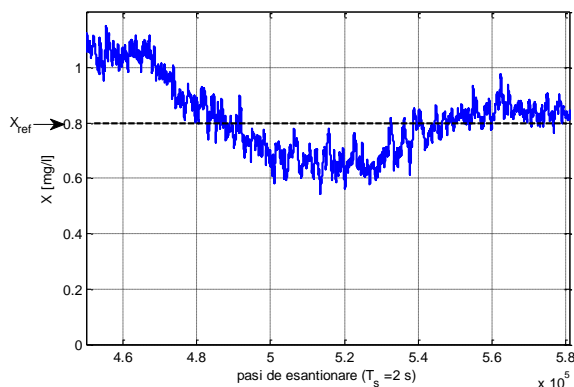


Fig. 38. Dinamica de stabilire a biomasei la referința optimală

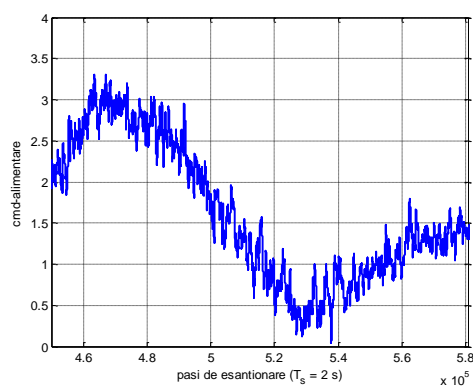


Fig. 39. Evoluția comenzii de alimentare în bucla de X

Acești parametri corespund unui regim dinamic cu suprareglare. În funcție de cerințele de natură biotehnologică, se pot impune valori mai mari ale parametrilor rezervei de stabilitate, recalcularea parametrilor regulatorului făcându-se fără dificultăți. La trecerea în regimul "Automat" al buclei, pornind dintr-o stare oarecare a procesului, mărimea reglată se stabilește asimptotic la valoarea de referință, după un regim dinamic de peste 3 zile (Fig. 38). În cazul de față procesul a plecat din valoarea 1.1 g/l a biomasei către referința optimală $X^{ref} = 0.8$ [g/l]. În Fig. 39 este dată evoluția comenzii regulatorului de biomasă, care reprezintă comanda de alimentare a fotobioreactorului. Aceasta este proporțională cu diluția. Se constată că există o oarecare sincronizare de fază cu evoluția biomasei, care explică modul de acțiune al regulatorului de X . Dacă biomasa este mare, peste valoarea prescrisă, atunci regulatorul trebuie să mărească diluția pentru a produce reducerea lui X . Similar, la valori mici ale lui X , sub valoarea prescrisă, regulatorul comandă reducerea diluției, pentru a crește concentrația biomasei.

5. Analiza interacțiunii digester anaerob – fotobioreactor în cadrul instalației de tip biorafinării

În cadrul experimentului 5 s-a considerat situația când debitul GinCO_2 , necesar funcționării fotobioreactorului, poate să scadă sub valoarea cerută de regulatorul buclei de reglare a pH-ului. Rezultatele obținute sunt ilustrate în Figurile 40 - 42. În Fig. 40 s-a reprezentat cu negru (punctat) evoluția debitului de CO_2 produs de digester, iar cu albastru – comanda dată de regulatorul de pH, adică debitul de CO_2 necesar pentru reglarea pH-ului. Se constată că până în momentul A, debitul de CO_2 generat de digesterul anaerob este mai mare decât cel comandat de regulator, iar fotobioreactorul primește debitul necesar și impus în buclă (reprezentat cu roșu). După momentul A, debitul GinCO_2 este utilizat integral de fotobioreactor, în condițiile când acest debit este mai mic decât cel comandat de regulator. Diferența dintre cele două debite este mică până în zona B, dincolo de care deficitul de debit de CO_2 crește rapid. Pentru zona din dreapta punctului B, se obține o reducere sensibilă a concentrației de CO_2 dizolvat (Fig. 41), ceea ce semnifică preluarea de la această sursă a necesarului de carbon

necesar biomasei. În același timp, se produce o creștere a pH-ului (Fig. 42), care nu mai poate fi controlat eficient de regulatorul buclei.

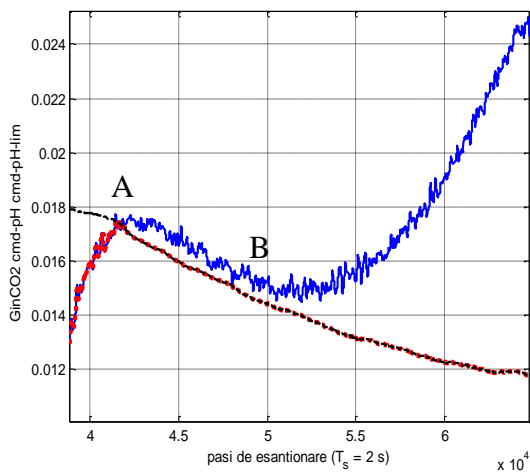


Fig. 40. Comanda regulatorului (albastru), $GinCO_2$ (negru punctat) și ieșirea blocului de limitare dinamică roșu (punctat)

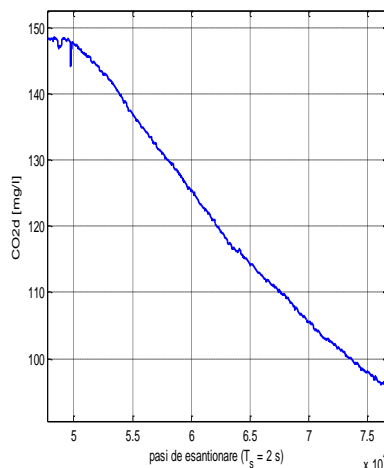


Fig. 41. Evoluția debitului de CO_2 dizolvat

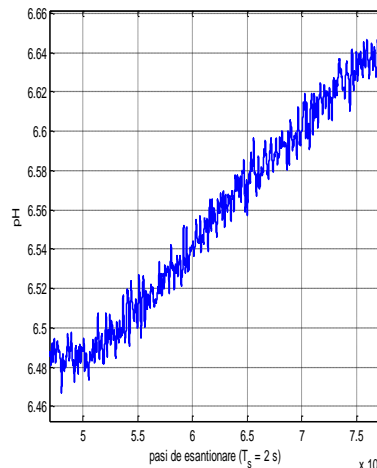


Fig. 42. Evoluția pH-ului

6. Controlul fuzzy al concentrației de biomasă

S-a înlocuit regulatorul PI din bucla de reglare a concentrației de biomasă cu un regulator fuzzy. Rezultatele obținute sunt prezentate în Figurile 43a (evoluția concentrației de biomasă algală) și 43b (evoluția comenzii). Referința a variat de la valoarea de 0.8 [g/l] la 9.5 [g/l]. Comparând rezultatele cu cele obținute în cazul utilizării regulatorului PI se observă că în ambele cazuri referința este urmărită suficient de bine, cu mențiunea că, în cazul regulatorului fuzzy, comanda (viteza de diluție) este mult mai netedă, ceea ce face ca pompa de alimentare cu nutrienți să fie mai puțin solicitată (v. Fig. 39).

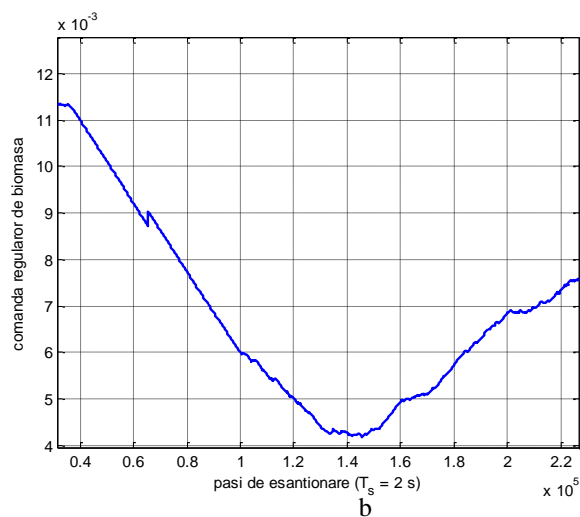
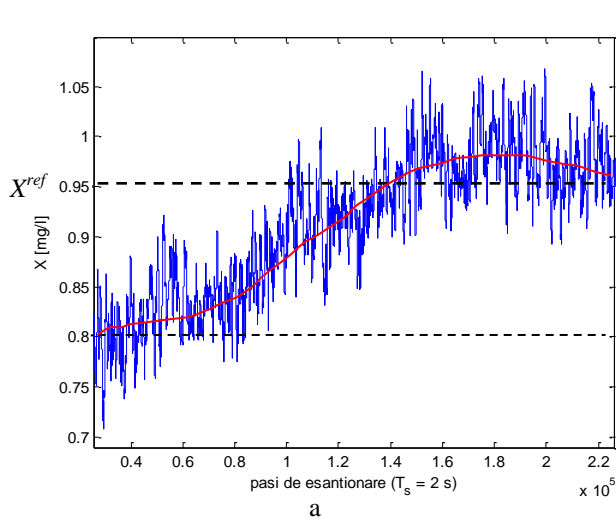


Fig. 43. Răspunsul buclei de biomasă, prevăzută cu regulator fuzzy, la o variație a referinței de la 0.8 g/l la 0.95 g/l (a) și evoluția comenzii regulatorului (b)

3. IMPACTUL REZULTATELOR OBTINUTE

În cadrul proiectului „Sisteme de conducere avansată a unei instalații de tip biorafinărie” – BIOCON, **au fost obținute o serie de rezultate originale și de înaltă valoare științifică**, reprezentând o contribuție certă la dezvoltarea cunoașterii științifice în domeniul controlului instalațiilor biotehnologice, instalații care conțin fotobioreactoare și digestoare anaerobe. Concret, pornind de la un **nou** model matematic al fotobioreactorului, model matematic foarte complex, care conține trei subsisteme (cinetic, termodinamic și radiativ), au fost investigate soluții de optimizare prin metoda extremum seeking și a fost propusă și implementată o soluție de optimizare bazată pe urmărirea unei referințe optimale, referință determinată pe baza a două caracteristici statice: **criteriu de performanță funcție de rata de diluție și concentrație de biomasă funcție de rata de diluție**. Pentru

digestorul anaerob au fost, de asemenea, investigate soluții de conducere optimală, obținute prin metoda extremum seeking (în variantă deterministă și stohastică), precum și metode de control bazate pe model. Tot în cadrul proiectului, au fost proiectate legi de reglare fuzzy pentru controlul celor două entități menționate. Au fost implementați algoritmi de control optimal și fuzzy pentru instalația de tip biorafinărie (fotobioreactor cuplat cu digestorul anaerob). Un fapt extrem de important care trebuie subliniat este acela că o **serie de rezultate au fost obținute pe cale experimentală**. Toate rezultatele sunt prezentate în secțiunea 2 a prezentului raport final și în cele 4 rapoarte științifice aferente celor 4 etape ale proiectului.

Dintre rezultatele obținute în cadrul proiectului **trebuie menționate două rezultate pe care le consider semnificative și de excepție:**

1. proiectarea și realizarea fizică a unui fotobioreactor de laborator de tip air-lift, pe care s-au făcut experimentele din proiect, condus cu calculatorul, într-o configurație modernă de monitorizare și control automat. Fotobioreactorul proiectat și implementat este unic în România și se poate afirma cu certitudine că puține laboratoare de profil din străinătate au echipamente de același nivel cu cel din laboratorul nostru. Acesta va permite colectivului continuarea cercetărilor pe direcția de cercetare *analiza și controlul proceselor de creștere fotosintetică a microalgelor*;

2. realizarea controlului automat al fotobioreactorului în regim experimental în cadrul structurii HIL (cuplat cu digestorul anaerob) tratat ca un sistem multivariabil cu trei bucle de reglare (pentru concentrației de biomasă, pH și iradianță medie), bucle care se influențează una pe alta, în funcționare simultană.

Un alt impact datorat proiectului „Sisteme de conducere avansată a unei instalații de tip biorafinărie” – BIOCON este **creșterea experienței profesionale a tinerilor doctoranzi și postdoctoranzi** implicați în proiect. În acest sens, se poate menționa că o parte dintre rezultatele obținute în proiect contribuie la finalizarea unei teze de doctorat (termen de finalizare februarie – martie 2018), cu titlul *Contribuții privind analiza și controlul unor procese de protecție a mediului*, drd. ing. Laurențiu Luca, membru al echipei proiectului.

Nu în ultimul rând, cercetările din cadrul proiectului au dus la publicarea unui număr semnificativ de lucrări științifice, lucrări care au condus la creșterea vizibilității științifice, atât pe plan național, cât și pe plan internațional a colectivului implicate. Dintre cele 34 lucrări publicate (5 acceptate pentru publicare), 17 sunt indexate în ISI Thomson, restul fiind indexate în baze de date semnificative pentru domeniul automatizării. De asemenea, două lucrări au fost prezentate la Congresul IFAC de la Toulouse, cea mai importantă manifestare științifică din **Automatică**. Acestea sunt listate în continuare:

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. [ISI proceedings, IEEE Xplore, SCOPUS]
2. Petre, E., Răsvan Vl., 2015, On Some Basic Theory Aspects for Robust-Distributed Parameter Bioreactors, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, Oct. 14-16, 2015, Cheile Gradistei-Fundata Resort, Romania, pp. 409-414. [ISI proceedings, 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. [ISI proceedings, IEEE Xplore]
4. Radu-Emil Precup, Claudia-Adina Bojan-Dragos, 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. [ISI proceedings, 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. [ISI proceedings, 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. [ISI proceedings, IEEE Xplore]

8. Pătrascu, Andrei, Necoara, Ion, Barbu, Marian, Caraman, Sergiu, Implementable fast augmented Lagrangian optimization algorithm with application in embedded MPC, *Proc. of the 19th Int. Conf. on System Theory, Control and Computing (ICSTCC 2015)*, pp. 607-612. [ISI proceedings, 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]
11. 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].
12. 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]
13. 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). [Google Scholar].
14. 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). [Google Scholar].
15. 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 [ISI proceedings, IEEE Xplore].
16. 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 [ISI proceedings, IEEE Xplore].
17. 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.
18. 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 ISI Thomson, IEEE Xplore, INSPEC.
19. 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.
20. 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 [ISI proceedings, IEEE Xplore].
21. 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 [ISI proceedings, IEEE Xplore].
22. 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 [ISI proceedings, IEEE Xplore].

23. Barbu, M., Ceangă, E., Vilanova, R., Caraman, S., Ifrim, G., A., 2017, "[Extremum-Seeking Control Approach Based on the Influent Variability for Anaerobic Digestion Optimization](#)", Proc. of 20th IFAC World Congress, Toulouse, France, 9 – 14 July, 2017. [ISI Proceedings]
24. Caraman, S., Barbu, M., Ifrim, G., A., Ceangă, E., Titică, M., "[Anaerobic Digester Optimization Using Extremum Seeking and Model-Based Algorithms. A Comparative Study \(I\)](#)", Proc. of 20th IFAC World Congress, Toulouse, France, 9 – 14 July, 2017. [ISI Proceedings].
25. Sbarciog, M., Ifrim, G., A., Caraman, S., Vandewouwer, A., 2017, "Multivariable Predictive Control of a Photobioreactor System", Proc. of 18th International Carpathian Control Conference, ICCS 2017, Eds.: D. Popescu, D. Şendrescu, M. Roman, E. Popescu, L. Bărbulescu, ISBN: 978-1-50905825-9, May 28–31, 2017, Palace Hotel, Sinaia, Romania. [IEEE Xplore].
26. Stîngă F., Marian M., Kesz V., Barbulescu L., Petre E., 2017, "An Embedded System Implementation of a Predictive Control Algorithm for a Bioprocess", *Proc. - 31th European Conf. on Modelling and Simulation, ECMS 2017*, Budapest, Hungary, May 23-26, 2017, Paprika Z, Horak P, Varadi K., Zwierczyk P.T., Vidovics Dancs A., Radics J.P. (Eds); ISBN: 978-0-9932440-4-9, pp. 409-415, WOS:000404420000062 [ISI Proceedings].
27. Petre E., Selişteanu D., Şendrescu D., Barbu M., Caraman S., "An Adaptive Control Structure for an Anaerobic Digestion Process with Unknown Inputs", Proc. of 2017 18th Int. Carpathian Control Conf. (ICCC), Eds.: D. Popescu, D. Şendrescu, M. Roman, E. Popescu, L. Bărbulescu, ISBN: 978-1-50905825-9, May 28–31, 2017, Palace Hotel, Sinaia, Romania, pp. 58-63. [IEEE Xplore].
28. Iancu E., Petre E., "Control Strategy Based on Sensitivity Analysis. Application for Anaerobic Digestion Bioprocess", Proc. of 2017 21th Int. Conf. on Control Systems and Computer Science (CSCS21), Bucharest, Romania, May 29-31, 2017, Eds.: I. Dumitrache, A.M. Florea, F. Pop, A. Dumitraşcu, ISBN: 978-1-5386-1839-4, pp. 84-89. [IEEE Xplore, SCOPUS].
29. Stîngă F., Petre E., Marian M., 2017, "Multiple Predictive Control of an Anaerobic Digestion Process of Microalgae", 21st International Conference on System Theory, Control and Computing - ICSTCC 2017 (Joint Conference of SINTES 21, SACCS 17, SIMSIS 21, CONTI 10), October 19–21, 2017, Sinaia, Romania. (**Acceptată pentru publicare**), [IEEE Xplore].
30. Baicu, L., M., Caraman S., Frangu, L., Ifrim, G., A., 2017, "Control of the Yeast Growth Process Using an Image Processing-Based Transducer", 21st International Conference on System Theory, Control and Computing - ICSTCC 2017 (Joint Conference of SINTES 21, SACCS 17, SIMSIS 21, CONTI 10), October 19–21, 2017, Sinaia, Romania. (**Acceptată pentru publicare**), [IEEE Xplore].
31. Miron, M., Frangu, L., Caraman S., 2017, "[Actuator Fault Detection Using Extended Kalman Filter for a Wastewater Treatment Process](#)", 21st International Conference on System Theory, Control and Computing - ICSTCC 2017 (Joint Conference of SINTES 21, SACCS 17, SIMSIS 21, CONTI 10), October 19–21, 2017, Sinaia, Romania. (**Acceptată pentru publicare**), [IEEE Xplore].
32. R.-E. Precup, R.-C. David, A.-I. Szedlak-Stinean, E. M. Petriu and F. Dragan, An Easily Understandable Grey Wolf Optimizer and Its Application to Fuzzy Controller Tuning, Algorithms, vol. 10, no. 2, paper 68, pp. 1-15, 2017, DOI: 10.3390/a10020068, <http://www.mdpi.com/1999-4893/10/2/68/>, ISSN 1999-4893.
33. Laurentiu Baicu, Sergiu Caraman, Laurentiu Frangu, Mihaela Miron, "Measurement of the biomass concentration from a bioprocess by image processing techniques", Proc. of The 5th International Symposium on Electrical and Electronics Engineering, 20 - 22 October, 2017, Galaţi, Romania. (**Acceptată pentru publicare**), [IEEE Xplore].
34. Mihaela Miron, Laurenţiu Frangu, Sergiu Caraman, "Fault Detection Method for a Wastewater Treatment Process based on a Neural Model", Proc. of The 5th International Symposium on Electrical and Electronics Engineering, 20 - 22 October, 2017, Galaţi, Romania. (**Acceptată pentru publicare**), [IEEE Xplore].

După cum se vede în lista de lucrări, rezultatele au fost diseminate cu preponderență la diferite manifestări științifice de prestigiu. Rezultatele din etapa IV sunt obținute în regim experimental fiind foarte valoroase din acest punct de vedere. Considerăm că acestea constituie o bază consistentă pentru publicarea lor în reviste și, de aceea, se are în vedere continuarea publicării lor în reviste cu vizibilitate în domeniul de interes după finalizarea proiectului.

În concluzie, **toate obiectivele și activitățile proiectului au fost îndeplinite integral**, o serie de rezultate obținute fiind semnificative, originale și de înaltă valoare științifică.