

Raport științific și tehnic - etapa 4

Implementarea sistemului de conducere pe structura HIL a instalației de tip biorafinărie

Rezumat

Etapa 4 a proiectului Nr. 269/2014 – **BIOCON** (*Implementarea sistemului de conducere pe structura HIL a instalației de tip biorafinărie*) a urmărit două obiective principale: 1). finalizarea instalației de tip biorafinărie, atât din punct de vedere hardware, cât și software, astfel încât să fie funcțională pentru realizarea de experimente în cadrul activităților 4.2 – 4.5; 2). validarea pe cale experimentală a strategiei de control propusă în etapele anterioare ale proiectului. Pentru îndeplinirea celor două obiective au fost realizate 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 biorafinărie, controlată cu calculatorul de proces, potrivit structurii HIL (Hardware in the Loop) adoptată în proiect*; Activitatea A4.5 – *Analiza datelor experimentale în cazul instalației de tip biorafinărie*; Activitatea 4.6 – *Activitate de diseminare a rezultatelor obținute*.

Activitatea 4.1: s-a definitivat sistemul software de conducere a instalației de tip biorafinărie. Practic, au fost integrate în schema generală Simulink buclele de reglare pentru pH, iradianță medie și concentrație de biomasă ale fotobioreactorului. De asemenea, a fost inclus și modelul matematic al digesterului anaerob. Aceasta schema se încarcă în placa dSpace și funcționează autonom, în timp real, în conexiune cu procesul condus. În raport este dată schema Simulink extinsă a instalației de tip biorafinărie, în conformitate cu structura HIL adoptată în prezentul proiect.

Activitatea 4.2: au fost realizate 3 experimente de creștere a microalgelor în fotobioreactor. În prealabil, au fost efectuate o serie de operații pregătitoare, cum sunt: alegerea tipului de microalge utilizat în experimente, poziționarea difuzorului de gaze pentru o omogenizarea cât mai eficientă a conținutului fotobioreactorului, stabilirea compoziției concentrației de nutrienți, sterilizarea fotobioreactorului, determinarea corelației dintre turbiditate și concentrația de biomasă etc. Primul experiment a fost unul de tip batch realizat cu scopul de a aduce concentrația culturii de microalge la o valoare suficient de mare pentru operare în regim continuu, iar celelalte două au servit, în principal, calibrării traductorului de turbiditate pe baza unor analize de laborator (determinarea concentrației de biomasă prin metoda măsurării substanței uscate) și identificării unui model matematic al fotobioreactorului în vederea proiectării legilor de reglare.

Activitatea 4.3: a constatat în următoarele: 1. analiza eficienței filtrării semnalelor din proces. Procesul este puternic afectat de zgomot, în special zgomot de înaltă frecvență („înlaltă” – în raport cu dinamica procesului), cel mai afectat fiind semnalul de turbiditate. S-a optat inițial pentru un filtru de ordinul 4, care ulterior a fost cascadeat cu un filtru de ordinul 1. Filtrul rezultat reduce semnificativ zgomotul, dar introduce o întârziere de ordinul zecilor de minute la măsurarea biomasei; 2. identificarea unui model matematic liniar al fotobioreactorului în vederea proiectării legilor de reglare.

Activitatea 4.4: au fost realizate trei experimente având drept scop controlul instalației de tip biorafinărie. Premergător celor trei experimente s-a realizat punerea în funcțiune și acordarea reguletoarelor celor trei bucle de reglare (pH, iradianță medie și concentrație de biomasă). În cadrul primului experiment s-a realizat reglarea pH-ului la valori în intervalul 6...6.5, valori considerate optime și recomandate de literatura de specialitate, reglarea iradianței medii și reglarea concentrației de biomasă la referința optimală, în conformitate cu concluziile din RST etapa 3. În al doilea experiment s-a analizat influența digesterului anaerob asupra fotobioreactorului. Experimentul trei a constatat în reglarea concentrației de biomasă cu un regulator fuzzy de tip Mamdani.

Activitatea 4.5: au fost analizate rezultatele obținute în cadrul celor trei experimente menționate anterior. Sunt prezentate rezultate privind reglarea pH-ului, iradianței medii și a concentrației de biomasă la referința optimală. Ceea ce trebuie remarcat, ca fiind una dintre contribuțiile originale ale proiectului, este realizarea funcționării simultane a celor trei bucle de reglare (pH, iradianță medie și concentrație de biomasă), bucle care se influențează una pe alta, în condițiile în care digesterul anaerob ”perturbă” funcționarea fotobioreactorului.

Activitatea 4.6: au fost publicate 12 articole la manifestări științifice de prestigiu în domeniu, două dintre ele fiind prezentate la Congresul IFAC de la Toulouse, Franța.

Concluzionând, **toate activitățile din etapa 4 a proiectului au fost îndeplinite 100%**, rezultatele fiind obținute în regim experimental, pe o instalație proiectată de echipa proiectului, instalație care s-a dovedit fiabilă, eficientă și care a permis obținerea unor rezultate științifice originale de înalt nivel.

RAPORT ȘTIINȚIFIC – etapa 4 a proiectului Nr. 269/2014 – BIOCON

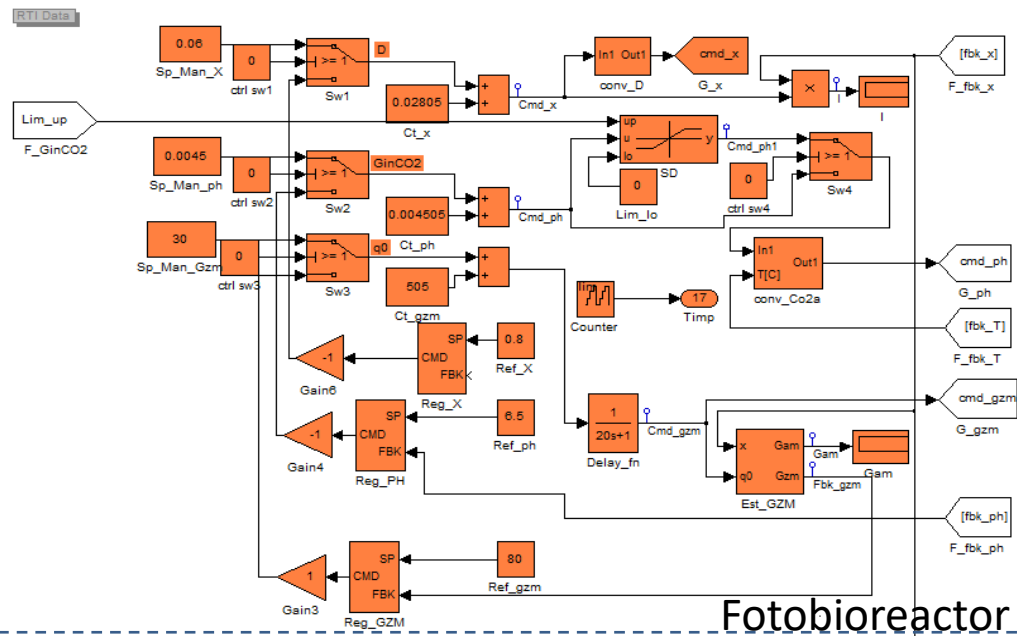
Etapă 4 a proiectului Nr. 269/2014 – **BIOCON** (Implementarea sistemului de conducere pe structura HIL a instalației de tip biorafinărie) a constat în realizarea a șase activități, după cum urmează: Activitatea A4.1 – Implementarea în software-ul de bază a legilor de control proiectate în etapele II 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 biorafinărie, controlată cu calculatorul de proces, potrivit structurii HIL adoptată în proiect; Activitatea A4.5 – Analiza datelor experimentale în cazul instalației de tip biorafinărie; Activitatea 4.6 – Activitate de diseminare a rezultatelor obținute. Ca obiectiv general, etapa 4 a proiectului a avut drept scop validarea experimentală a instalației de tip biorafinărie în structură HIL și a optimizării funcționării acesteia. În continuare, sunt prezentate rezultatele aferente fiecărei activități.

Activitatea A4.1: Implementarea în software-ul de bază a legilor de control proiectate în etapele II și III

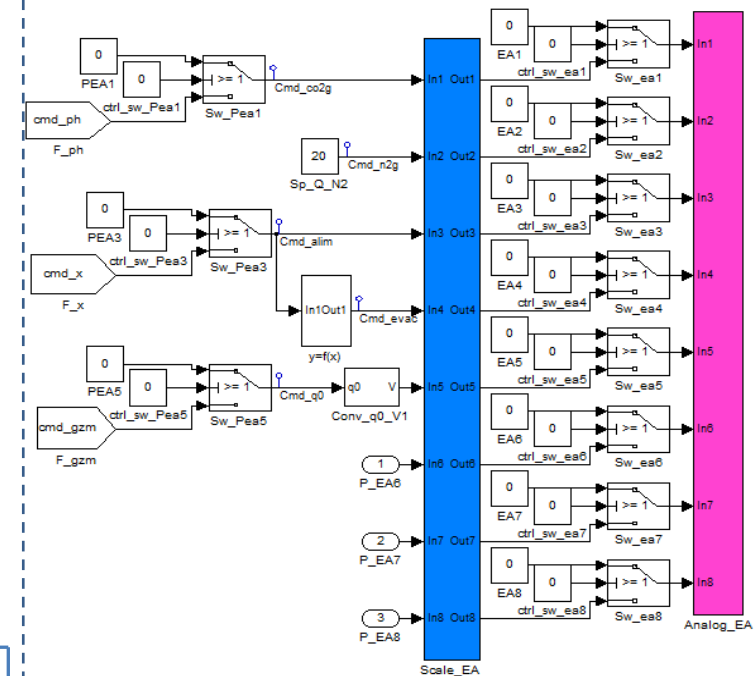
Schema Simulink a aplicației de timp real, implementată în dSPACE (redesenată pentru compactare), este prezentată în Fig. 1. Schema conține structura HIL a instalației de tip biorafinărie, fiind evidențiate cele două părți, partea software și cea hardware. Partea hardware conține și placa dSpace care gestionează controlul în timp real al instalației. Blocurile din cadrul schemei sunt împărțite în grupuri desemnate prin culori, având funcțiunile după cum urmează:

- Achiziția datelor de la convertoarele analog-numerice (gri) grupate în blocul Analog_IA oferă la cele 8 ieșiri, Out1,...,Out8, semnale în tensiune cu domeniul 0...5V, aferente traductoarelor pentru următoarele mărimi fizice: turbiditate, pH, potențial REDOX, CO₂ dizolvat, O₂ dizolvat, CO₂ gazos, N₂ gazos, temperatura T a mediului de cultură;
- Blocul funcțiilor de scalare – *Scalare_IA* (albastru) pentru fiecare canal de măsură, prin care se stabilește corespondența domeniului de variație 0...5V al semnalelor de la ieșirile convertoarelor A/N cu domeniul de variație 0...100% al mărimilor fizice respective;
- Blocul filtrelor - *Filtrare* (galben), care conține câte un filtru numeric pentru fiecare canal de măsură. Problema filtrării semnalelor de la traductoare va fi detaliată în secțiunea 4.3 a prezentului raport. De la acest bloc pleacă 3 semnale spre blocul reguletoarelor: feedback-ul pentru concentrația de biomasă, [fbk_x], feedback-ul de pH [fbk_ph] și semnalul de temperatură necesar traductorului de pH [fbk_T];
- Blocul aferent fotobioreactorului, împreună cu buclele de reglare aferente – *Fotobioreactor* (portocaliu), care conține reguletoarele buclelor de biomasă (X), pH și iradianță medie (G_{zm}), împreună cu alte elemente din sistemele respective de reglare. Blocul primește semnalele menționate anterior și transmite la ieșire comenzile cmd_x, cmd_ph și cmd_zm, către elementele de execuție aferente buclelor de reglare a concentrației de biomasă, X, pH și iradianță medie, G_{zm}. Detalierea acestui bloc se face în secțiunea 4.4, dedicată prezentării buclelor de reglare; trebuie menționat faptul că în blocul *Fotobioreactor* a fost inclus un bloc de limitare dinamică a comenzii de pH (GinCO₂) pentru analiza influenței digesterului anaerob asupra fotobioreactorului;
- Blocul de comutare a comenzilor în regimurile automat și manual (alb). Acest bloc conține comutatoare A/M plasate atât la nivelul comenzilor reguletoarelor, cât și la nivelul semnalelor fizice transmise convertoarelor D/A. Blocul conține și funcțiile de scalare pentru realizarea corespondenței dintre comenzile reguletoarelor și semnalele de intrare în convertoarele D/A, care sunt în domeniul 0...5V. Pe cele 5 canale utilizate ale blocului de scalare, mărimile de intrare (comenzile) sunt în domeniul 0...100% și reprezintă următoarele mărimi: debit de CO₂, respectiv debit de N₂, debit de alimentare cu nutrienți, debit de evacuare, comandă iluminare q₀;
- Blocul convertoarelor numeric-analogice (margenta), în care se utilizează efectiv 5 convertoare D/A pentru comanda elementelor de execuție ale instalației experimentale;
- Blocul *Digester anaerob* (verde) constituie partea software a instalației de tip biorafinărie din structura HIL și conține modelul matematic al digesterului anaerob descris în RST etapa 1. Așa cum s-a amintit, interacțiunea dintre digesterul anaerob și fotobioreactor se face bidirecțional (o fracțiune din concentrația de biomasă algală produsă în fotobioreactor – biomasă neproductivă – alimentează digesterul anaerob, iar dioxidul de carbon obținut prin arderea metanului produs în digester alimentează fotobioreactorul în vederea reglării pH-ului culturii de microalge). În felul acesta are loc biomitigația de CO₂, acesta fiind unul dintre obiectivele principale ale prezentului proiect.

Parte HARDWARE

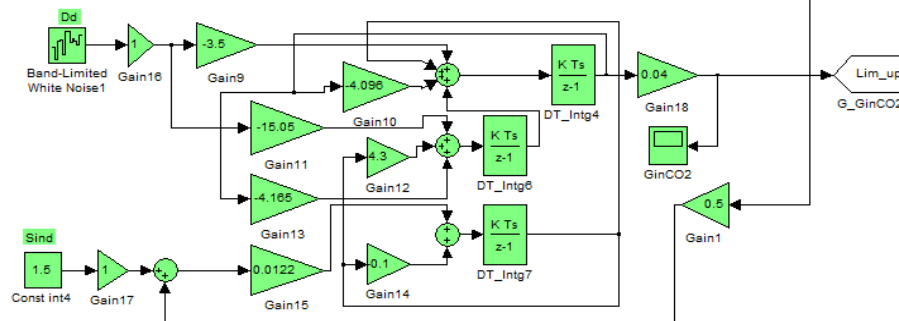


Fotobioreactor



Interfata dSpace

Parte SOFTWARE



Digestor anaerob

Fig. 1. Schema de implementare în dSPACE a instalației de tip biorafinărie (în structură HIL)

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

Au fost realizate experimente de creștere a microalgelor în fotobioreactor, astfel încât să fie acoperite toate activitățile prevăzute în această etapă a proiectului. În Figurile 2a și b sunt prezentate imagini ale echipamentului în funcțiune, în timpul experimentelor.

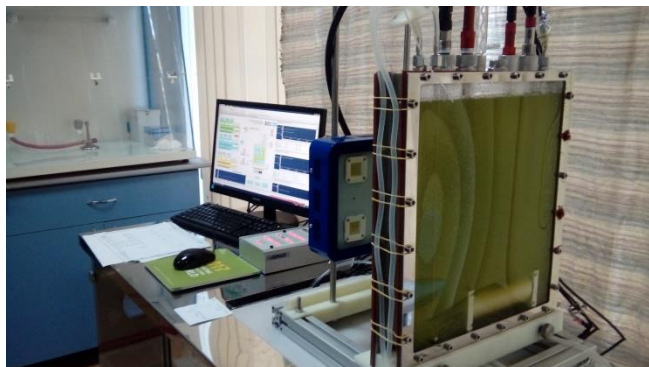


Fig. 2. Fotobioreactor în regim de lucru a - Sistemul de iluminare oprit; b - pornit

Activități de pregătire a experimentelor:

1.1 Alegerea tipului de microalge utilizat în experimente:

S-a realizat printr-o colaborare cu Institutul de Cercetări Biologice din Cluj-Napoca, instituție cu o veche preocupare în domeniul studiului microalgelor. Institutul dispune de o colecție impresionantă de peste 1300 de tulpini de microalge, iar în urma discuțiilor cu specialiștii de la ICB Cluj-Napoca, s-a optat pentru o tulpină de microalgă verde, din genul *Desmodesmus quadricauda*.

Aceasta are un grad ridicat de robustețe la condițiile și factorii de mediu și este utilizată pe scară largă pentru producerea de bio-combustibili. În Figurile 3a și b sunt prezentate imagini la microscop de microalge din genul *Desmodesmus quadricauda* din culturi dezvoltate în laboratorul nostru, din inoculul furnizat de ICB Cluj-Napoca, pentru derularea experimentelor.



Fig. 3.a. Grup de 4 celule



b. Două grupuri de câte 4 celule

1.2 Poziționarea difuzorului de gaze pentru o omogenizarea cât mai eficientă a conținutului fotobioreactorului:

Fotobioreactorul proiectat și dezvoltat în cadrul proiectului este de tip “air-lift”, omogenizarea culturii realizându-se cu amestec de gaze (CO_2 și N_2) introduse cu ajutorul unui difuzor montat la baza fotobioreactorului. Eficiența omogenizării a fost testată cu fotobioreactorul umplut cu apă, colorată cu albastru de metilen în care s-au introdus CO_2 și N_2 (Figurile 4a, b, c prezintă situații intermediare de colorare a conținutului fotobioreactorului). S-a stabilit poziția difuzorului astfel încât turbionul format să realizeze împrăștierea albastrului de metilen cât mai uniform, în tot fotobioreactorul realizând, astfel, o omogenizare cât mai bună a culturii de microalge.

1.3 Stabilirea compoziției concentrației de nutrienți:

S-a utilizat o rețetă de nutrienți testată cu rezultate foarte bune în laboratorul GEPEA (Génie des procédés – environnement – agro-alimentaire) din Universitatea Nantes St. Nazaire, Franța, cu care colectivul nostru de cercetare are o excelentă relație de colaborare: NaHCO_3 ($1.68 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$), NH_4Cl ($1.45 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$), $\text{MgSO}_4\cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ($0.28 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$), $\text{CaCl}_2\cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ($0.05 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$), KH_2PO_4 ($0.61 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$).

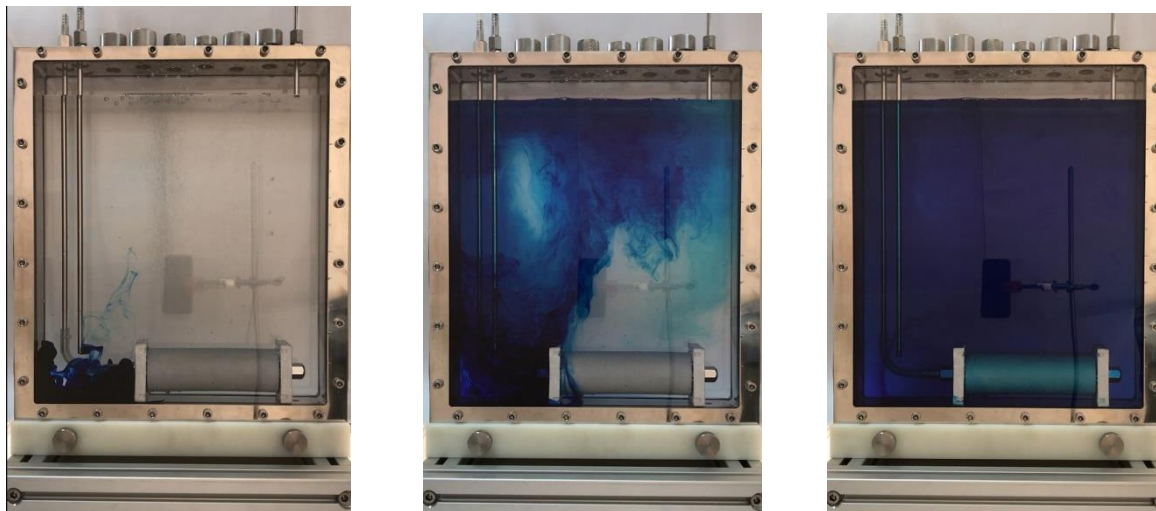


Fig. 4.a Momentul inițial de introducere a albastrului de metilen, **b.** după 30 sec., **c.** după 180 sec.

1.4 Calibrarea panoului cu led-uri (stabilirea corelației dintre tensiunea de comandă a iluminării fotobioreactorului [V] și intensitatea luminii incidente [$\mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}$]):

S-a variat tensiunea de comandă (V) furnizată de placa dSpace în intervalul [1 – 8V], din volt în volt. S-a măsurat intensitatea luminii incidente (q_0) în 25 de puncte pe placa din spatele fotobioreactorului (rezultate prin împărțirea ariei totale în 25 de pătrate) cu traductorul de lumină achiziționat în cadrul proiectului și s-a considerat o valoare medie a intensității luminoase. A rezultat o dependență pătratică a lui V funcție de q_0 , prezentată în secțiunea 4.3 împreună cu alte detalii suplimentare privind calibrarea panoului cu led-uri.

1.5 Sterilizarea fotobioreactorului:

S-a realizat cu aburi la o temperatură de 98 grade C, timp de o oră. În afara fotobioreactorului, au fost sterilizate traseele de alimentare cu nutrienți, cele de evacuare a mediului, rezervorul împreună cu nutrienții necesari creșterii microalgelor (cu capacitate de 10 litri).

1.6 Calibrarea traductorului de turbiditate:

S-a realizat pe baza a șapte valori măsurate pentru biomasa [X] și turbiditate [Tu]. Biomasa a fost determinată prin metoda măsurării substanței uscate. A rezultat următoarea corelație liniară biomasă funcție de turbiditate: $X = 0.0036 \cdot Tu - 1.8741$.

Experimentul nr. 1:

A fost realizat în modul batch (rata de diluție $D=0$). Ca o remarcă generală, obiectivul experimentului a fost de a pune la punct instalația experimentală pe procesul real de creștere a biomasei algale și de a aduce concentrația de biomasă la o valoare suficient de mare pentru a trece procesul în modul continuu în vederea identificării unui model liniar, valabil în punctul nominal de funcționare și care va fi utilizat la optimizarea procesului de producere de biomasă. S-a inoculat fotobioreactorul cu 0.08 [g/l] cultură de microalge verzi, din genul *Desmodesmus quadricauda*. S-a pornit experimentul cu bucla de pH în funcțiune. pH-ul a fost reglat la o referință egală cu 6.5, valoare preluată din literatura de specialitate care recomandă valori din intervalul 6 - 6.5 ca fiind favorabile dezvoltării acestui tip de microalge, debitul de $N_2 = 20 \text{ ml/min.}$, intensitatea luminii incidente de $100 \mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{sec.}$ (aceasta a fost modificată în prima zi a experimentului la $300 \mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{sec.}$). Experimentul a durat 6 zile, timp în care s-au realizat următoarele operații: s-a făcut o primă ajustare a parametrilor regulatorului de pH ($k_{pH} = 0.01$ și $T_{ipH} = 2$), au fost stabilite limitele (minimă, respectiv maximă) pentru traductoarele de O_2 , CO_2 , turbiditate, potențial redox, temperatură, limite necesare realizării conversiei în unități ingineresti pentru fiecare mărime în parte.

Au fost făcute o serie de analize de laborator necesare calibrării traductorului de turbiditate, după cum urmează: substanță uscată (pentru concentrația de biomasă), azot total, carbon anorganic și fosfor. În cea de a-VI-a zi, valoarea concentrației de biomasă, calculată prin metoda substanței uscate, a ajuns la 0.68 [g/l]. Trebuie menționat faptul că senzorul de turbiditate, cu rol foarte important în măsurarea on-line (în timp real) a concentrației de biomasă, furnizează un semnal extrem de zgomotos (zgomot de înaltă frecvență, în comparație cu dinamica procesului, care este foarte lentă), cu variații foarte mari în amplitudine. Zgomotul se datorează, în principal, agitației microorganismelor celulare, a bulelor de CO_2 și N_2 , influenței luminii asupra senzorului de turbiditate imersat în cultura de microorganisme etc.

Experimentul nr. 2:

A fost realizat în regim continuu și a durat 17 zile. Experimentul a început cu o diluție $D = 0.01\text{h}^{-1}$, corespunzătoare unui debit de nutrienți egal cu 0.95 ml/min. În ziua a - XII – a s-a modificat viteza de diluție la valoarea de 0.03 h^{-1} (2.85 ml/min.), iar în ziua a - XVI – a la valoarea de 0.04 h^{-1} (3.8 ml/min.). În cadrul acestui experiment s-a continuat punerea la punct a instalației experimentale în regim continuu și s-a realizat o analiză a sensibilităților procesului în raport cu diverși factori perturbatori. Au fost realizate următoarele operații: s-a continuat cu măsurarea concentrației de biomasă prin analize de laborator. S-a făcut o reajustare a parametrilor regulatorului de pH precum și a limitelor de variație ale ieșirii integratorului aferent acestuia și apoi s-au ajustat parametrii regulatorului de iradianță medie G_{zm} , ($k_{Gzm} = 5$ și $T_{iGzm} = 2$). În partea finală a experimentului, s-a realizat corelația concentrație de biomasă (X) – turbiditate (tu) printr-o dreaptă de regresie, pe baza măsurătorilor de biomasă obținute prin determinarea substanței uscate.

Analizând nivelul de zgomot care afectează semnalul de turbiditate, s-a considerat necesară adăugarea la filtrul deja existent a unui filtru suplimentar de ordinul I, rezultând în final un filtru de ordinul V (rezultatele filtrării se pot vedea în secțiunea 4.3). Ca o concluzie privind experimentul nr. 2, se poate considera că s-a realizat o serie de operații importante pentru buna funcționare a instalației experimentale, cum sunt: stabilirea corelației concentrație de biomasă (X) – turbiditate (tu), implementarea și testarea on-line a buclelor de pH și iradianță medie. În schimb, nu au fost obținute regimurile dinamice necesare pentru identificare și nici regimuri staționare care să permită calculul referinței optimale. Rezultatele au fost, practic, influențate de diferite evenimente care au perturbat desfășurarea procesului (de ex. agitarea în mai multe rânduri a culturii de microalge cu magnetul pentru a activa și biomasă depusă pe fundul fotobioreactorului, înfundarea pompei de alimentare cu nutrienți care a făcut ca procesul să rămână în mod batch o noapte întreagă și, foarte important, lipsa unei informații sigure (corecte) a concentrației de biomasă, până în momentul în care a fost determinată relația de conversie turbiditate – concentrația de biomasă, după calibrarea finală a senzorului de turbiditate.

Experimentul nr. 3:

Experimentului 3 a durat 10 zile și a constatat în aplicarea unor semnale treaptă pe viteza de diluție pentru a obține regimuri dinamice și staționare pentru identificare și optimizare (trasarea caracteristicii criteriu de performanță funcție de viteza de diluție). Astfel, s-au aplicat încă două semnale treaptă pe viteza de diluție, de la $D=0.04\text{h}^{-1}$ la $D=0.015\text{h}^{-1}$ și de la $D=0.015\text{h}^{-1}$ la $D=0.025\text{h}^{-1}$. Au fost obținute 3 regimuri statice pentru valorile $D=0.015\text{h}^{-1}$, $D=0.025\text{h}^{-1}$ și $D=0.04\text{h}^{-1}$ (acesta din urmă fiind obținut în experimentul nr. 2). Aceste rezultate au fost utilizate în cadrul activității 4.5. Ca o concluzie privind experimentul 3, trebuie menționat faptul că regimurile staționare obținute nu sunt foarte “curate”, datorită incertitudinilor care caracterizează procesele biotehnologice, acestea fiind foarte sensibile la diferite perturbații, atât interne, cât și externe, precum și nivelului ridicat de zgomot care însoțește semnalele măsurate. Toate acestea fac ca, în mod evident, să apară diferențe între rezultatele obținute prin simulare numerică și cele experimentale.

Activitatea 4.3: *Analiza datelor experimentale în cazul procesului de creștere fotosintetică a microalgelor în fotobioreactor*

În cadrul activității 4.3 s-au realizat două operații: 1. analiza eficienței filtrării datelor achiziționate de la senzorii din procesul de creștere fotosintetică a microalgelor și stabilirea soluțiilor finale de filtrare și 2. identificarea modelului matematic al procesului pe baza regimului dinamic obținut în experimentul 3.

1. Filtrarea datelor achiziționate din proces

Experiența din domeniul controlului proceselor biotehnologice arată că zgomotul care însoțește măsurile măsurate reprezintă adesea un impediment semnificativ în obținerea performanțelor dorite pentru sistemele de reglare automată. În consecință, încă din faza premergătoare începerii experimentelor realizate pe fotobioreactor, au fost studiate, în regim de simulare, soluții posibile pentru filtrarea datelor măsurate. Au fost analizate performanțele buclelor atunci când filtrarea se face cu două categorii de filtre: a) filtre clasice de tip Butterworth și Cebășev II, și b) filtre numerice de tip fereastră mobilă, cu diferite tipuri de ferestre (rectangulară, Hamming, Kaiser). Au fost urmărite performanțele filtrelor din două puncte de vedere:

1. reducerea nivelului zgomotului;
2. defazajul suplimentar introdus de filtru, care ar putea să înrăutățească dinamica buclei de reglare.

Parametri care au fost selectați sunt: a) ordinul filtrului și b) frecvența de tăiere. Firește, în regim de simulare, rezultatele testărilor au fost satisfăcătoare. În cadrul experimentelor pe fotobioreactor, situația este mult mai complicată. Pentru măsurile fizice: pH, potențial REDOX, CO_2 dizolvat, O_2 dizolvat, debit de CO_2 , debit de N_2 , temperatură, turbiditate s-a adoptat un filtru de tip Butterworth de ordinul 4 (numit în continuare filtru de bază), având funcția de transfer:

$$H_f(z) = \frac{1e-6 \cdot (0.098595993058842 + 0.197191986117684 \cdot z^{-1} + 0.098595993058842 \cdot z^{-2}) \cdot (0.098595993058842 + 0.197191986117684 \cdot z^{-1} + 0.098595993058842 \cdot z^{-2})}{(1 - 1.971722669190724 \cdot z^{-1} + 0.972117053162959 \cdot z^{-2}) \cdot (1 - 1.971722669190724 \cdot z^{-1} + 0.972117053162959 \cdot z^{-2})} \quad (1)$$

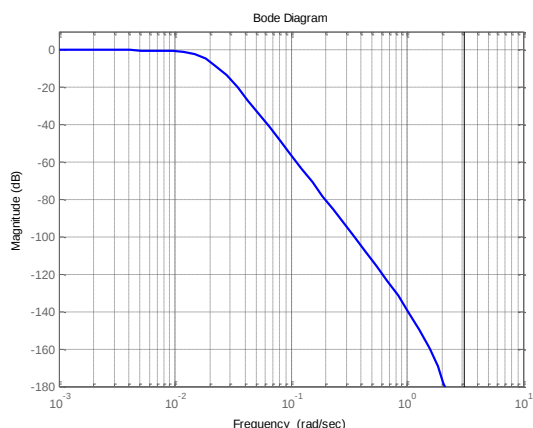


Fig. 5. Caracteristica Bode a filtrului de ordinul 4

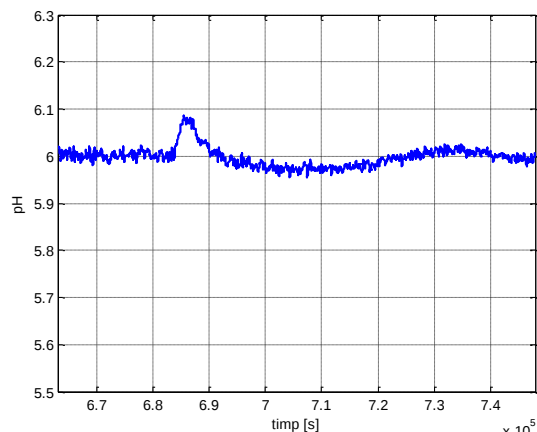


Fig. 6. Semnalul filtrat de la traductorul de pH

și caracteristica Bode din Fig. 5. Utilizarea acestui filtru a condus la rezultate diferite pentru semnalele furnizate de traductoare. În cazul semnalului de pH (Fig. 6), rezultatul filtrării este foarte bun, iar în cazul semnalului de O₂ dizolvat (Fig. 7), rezultatul este acceptabil, având în vedere faptul că semnalul este utilizat în sistemul de monitorizare a procesului, nefiind mărimea de ieșire a unei bucle de reglare.

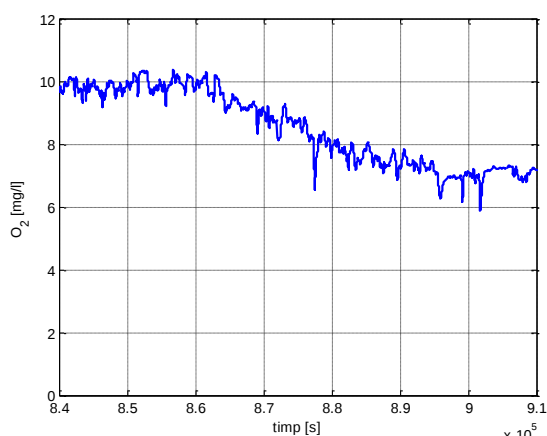


Fig. 7. Semnalul filtrat de la traductorul de O₂ dizolvat

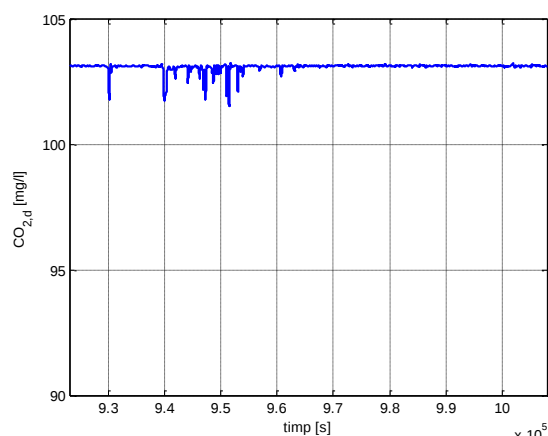


Fig. 8. Semnalul filtrat de la traductorul de CO₂ dizolvat

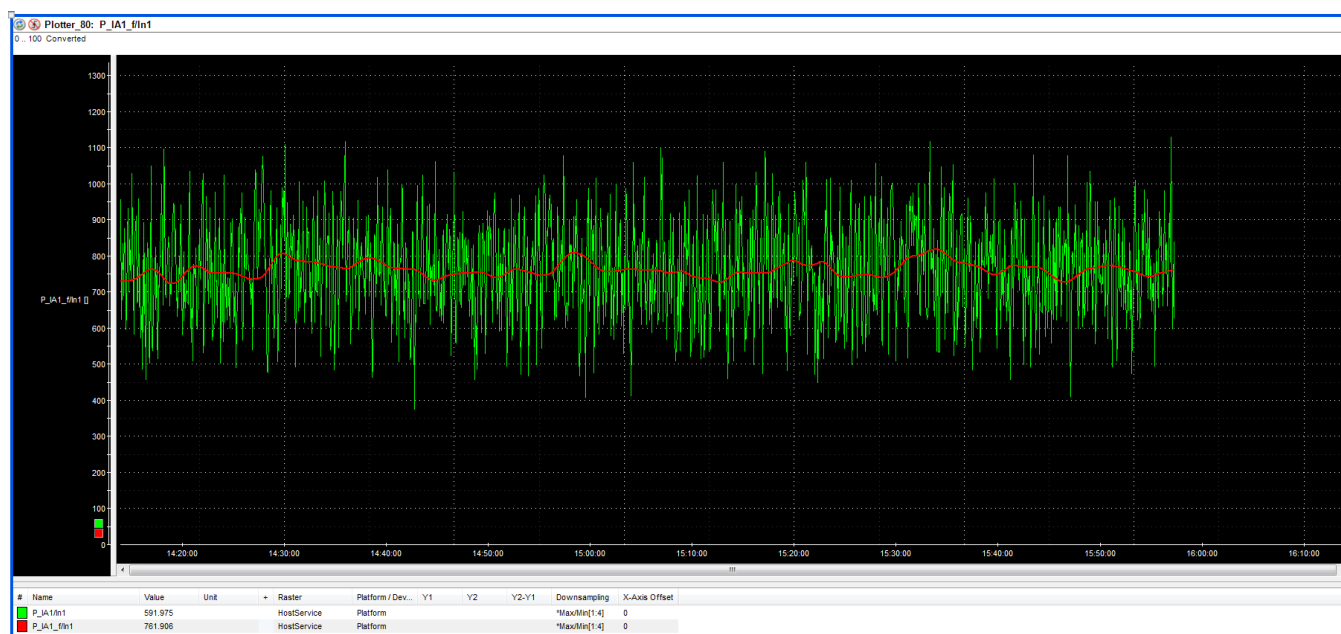


Fig. 9. Print-screen cu evoluția semnalului nefiltrat (verde) și filtrat (roșu) de la traductorul de turbiditate

Natura zgomotului poate fi diversă: alături de zgomotul clasic, apropiat de cel alb, semnalele de la traductoare pot conține impulsuri suprapuse, cu diverse amplitudini. Aceste impulsuri pot fi diminuate prin filtrare, fără a necesita introducerea unor filtre neliniare suplimentare. Este cazul semnalului de CO₂ dizolvat (Fig. 8), unde, după filtrare, amplitudinea zgomotului nu depășește câteva procente din valoarea medie a semnalului. Situațiile ilustrate în Figurile 5 - 8 se întâlnesc și la celelalte semnale din proces, cu excepția celui provenit de la traductorul de turbiditate. Acesta furnizează un semnal ilustrat în imaginea de tip print-screen din interfața grafică a sistemului de control din Fig. 9. Semnalul este fluctuant în limite foarte largi: de la 400 la 1100 unități NTU (unități de turbiditate) – în cazul din Fig. 9, care corespunde unei turbidități modeste.

Semnalul este de bandă foarte largă, în sensul că există o componentă utilă de foarte joasă frecvență (care trebuie extrasă), dar și o componentă de zgomot de frecvență medie, care se suprapune peste cea utilă, alături de componenta de înaltă frecvență. Semnalul obținut la ieșirea filtrului (1), prezentat cu roșu în Fig. 9, este afectat puternic de zgomotul de bandă medie (circa 100 unități vârf-la-vârf, la o turbiditate modestă), rezultând necesitatea de a utiliza o filtrare suplimentară. Menționăm că zgomotul din semnalul de turbiditate se propagă la concentrația de biomasă, iar de aici – la luminanța medie G_{zm} (prin estimatorul de G_{zm}) și apoi la nivelul întregului proces. Cerințele în raport cu care s-a selectat filtrul suplimentar sunt: 1) atenuarea zgomotului de medie frecvență; 2) defazajul suplimentar introdus de noul filtru.

Cea de a doua cerință vizează limitarea întârzierii semnalului filtrat, față de semnalul util, având în vedere că decalajul de întârziere de fază introdus de filtre afectează performanțele buclei de reglare a biomasei. Pentru filtrul suplimentar s-au analizat 3 soluții: a) un filtru identic cu cel care realizează primul etaj de filtrare (filtrul de bază (1)); b) un filtru de ordinul 2, cu constanta de timp $T = 600$ s și $\xi = 0.707$ și c) un filtru numeric simplu, de ordinul unu, de forma:

$$y_f[k] = a \cdot y_f[k-1] + b \cdot y[k]; \quad a = 0.999; \quad b = 0.001 \quad (2)$$

Considerând ca mărime de intrare semnalul de la ieșirea filtrului de bază, performanțele celor 3 tipuri de filtre suplimentare sunt ilustrate în Figurile 10.a și b, unde se prezintă două zoom-uri de la ieșirile acestor filtre. Se constată că varianta a) de filtru suplimentar reduce mult zgomotul, însă introduce o întârziere suplimentară excesivă a semnalului, de circa 50 minute.

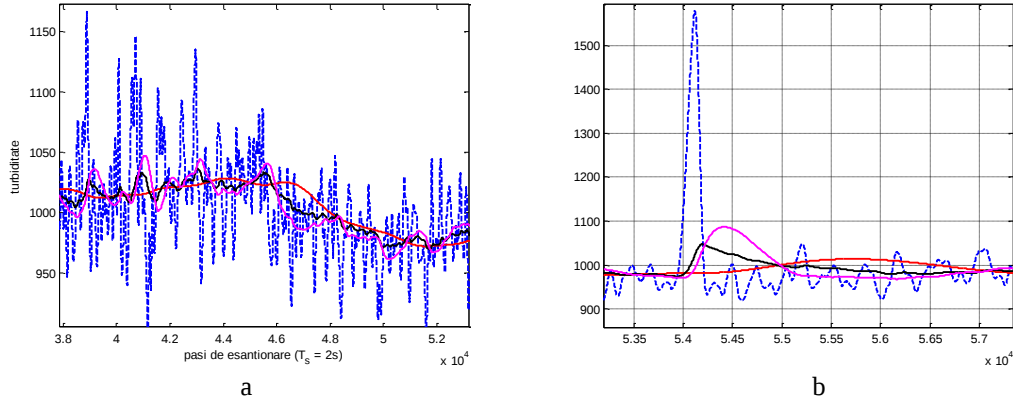


Fig. 10. Semnalul de turbiditate: după filtrul de bază (albastru); după un filtru suplimentar identic cu cel de bază (roșu); după un filtru suplimentar de ordinul 2 (mov); după filtrul suplimentar (2) (negru)

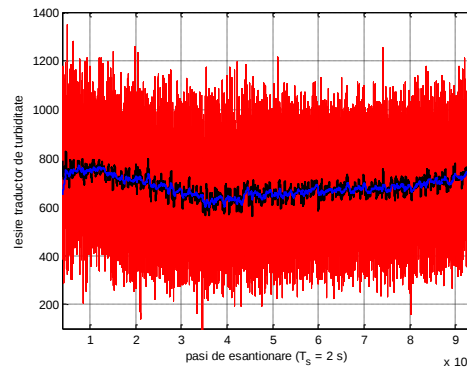


Fig. 11. Ieșirea traductorului de turbiditate (roșu); ieșirea filtrului de bază (negru); ieșirea filtrului suplimentar (albastru)

Între variantele b) și c) este mai avantajoasă varianta filtrului simplu, de forma (2), atât din punctul de vedere al atenuării zgomotului, cât și din cel al întârzierii de fază. În concluzie, pentru obținerea informației utile privind turbiditatea se utilizează filtrul de bază (1), urmat de filtrul numeric (2). Ilustrarea semnalelor de la ieșirea traductorului de turbiditate și de la ieșirile celor două filtre este dată în Fig. 11. Se constată că procedura de filtrare reușește să extragă semnalul lent variabil, care reprezintă componenta utilă utilizată la determinarea biomasei X .

2. Identificarea unui model liniar al procesului de creștere fotosintetică a microalgelor

O problemă distinctă o reprezintă identificarea experimentală a procesului reglat din cadrul buclei de biomasă. Identificarea procesului reglat, în scopul determinării parametrilor regulatorului pentru concentrația de biomasă, s-a dovedit a fi o problemă foarte dificilă, datorită zgomotului foarte puternic care afectează ieșirea procesului. S-a constatat experimental că mărimea de ieșire este afectată nu numai de fluctuația foarte puternică cvasi-periodică (vezi Fig. 11), dar și de variații diverse, a căror cauză nu poate fi stabilită cu certitudine. Din analiza prin simulare numerică a *procesului biotehnologic*, rezultă că dinamica acestui proces nu conține timp mort. *Procesul reglat* al buclei conține *procesul biotehnologic* plus un bloc de filtrare de ordin superior, cu constante de timp de ordinul zecilor de minute. În aceste condiții, este normal ca dinamica *procesului reglat* să aibă diferențe față de cea a *procesului biotehnologic*. Așa cum se constată din Fig. 12, unde este marcat momentul aplicării semnalului treaptă, există, în realitate, un timp mort în dinamica procesului reglat. Variația biomasei din Fig. 12 s-a obținut la o modificare în treaptă a diluției: $\Delta D = 0.01 \text{ h}^{-1}$ (de la 0.015 la 0.025 h^{-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. 12 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 parametri ai procesului reglat: timpul mort $\tau = 14000 \text{ s}$, $T = 60000 \text{ s}$, $K_{proc} = 0.58$. Rezultă funcția de transfer a procesului reglat:

$$H_P(s) = e^{-\tau s} \cdot \frac{K_{proc}}{Ts + 1} \quad (3)$$

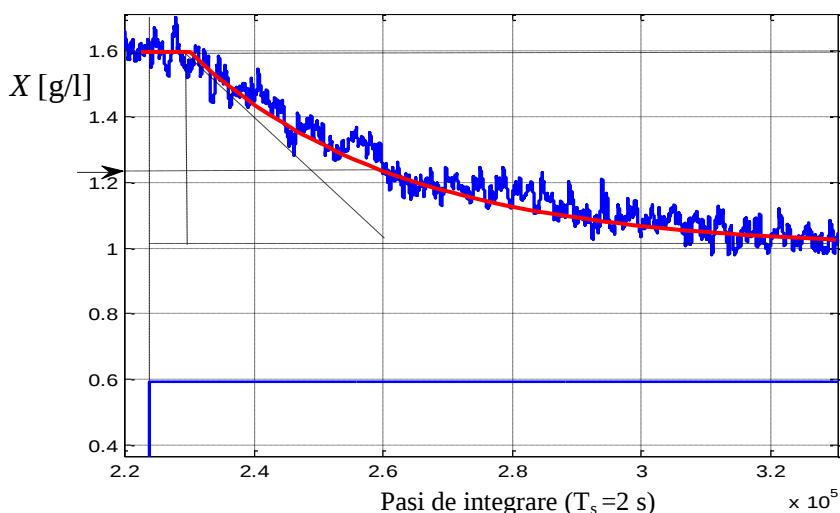


Fig. 12. Răspunsul indicial al canalului viteză de diluție – concentrație de biomasă la o variație $\Delta D = 0.01 \text{ h}^{-1}$

Pornind de la acest model, s-a determinat prin simulare numerică răspunsul procesului, pornind de la starea inițială $X = 1.6 \text{ [g/l]}$, atunci când la intrare s-a aplicat o variație în treaptă $\Delta D = 0.01 \text{ h}^{-1}$. Răspunsul modelului (3), reprezentat cu roșu în Fig. 12, ilustrează o calitate satisfăcătoare a identificării procesului reglat.

Activitatea 4.4: Realizarea de experimente pentru validarea experimentală a instalației de tip biorafinărie, controlată cu calculatorul de proces, potrivit structurii HIL adoptată în proiect

În RST-ul aferent etapei 3 s-au tras următoarele concluzii care au stat la baza controlului instalației: Schema de control optimal a instalației de tip biorafinărie s-a obținut prin cuplarea digesterului cu fotobioreactorul. Acesta din urmă include cele 3 bucle de reglare care îi asigură funcționarea în regimul optimal. Instalația obținută are o structură de tip sistem în circuit închis, cu interacțiuni între digester și fotobioreactor. Deoarece fluxul de biomasă de la fotobioreactor la digester este mult mai mic decât influxul digesterului provenit din exteriorul instalației, în dinamica întregului sistem contează practic numai efectul digesterului asupra fotobioreactorului. Rezultatele obținute prin simularea numerică a instalației de tip biorafinărie au arătat că pe canalul de acțiune $S_{in} \rightarrow \text{Digester} \rightarrow \text{Instalație termoelectrică} \rightarrow \text{Fotobioreactor}$ este perturbată practic numai bucla de reglare a

pH-ului de la nivelul fotobioreactorului. S-a ilustrat faptul că efectul variației perturbației S_{in} asupra indicatorului de performanță I al fotobioreactorului este neglijabil, întrucât această buclă este foarte rapidă (în raport cu celelalte bucle ale fotobioreactorului). În această idee, optimizarea instalației de tip biorafinării se realizează prin optimizarea fotobioreactorului în raport cu criteriul de performanță principal, I , utilizând reducerea problemei de control optimal la controlul biomasei printr-o buclă de reglare cu o referință optimală, precum și prin optimizarea digesterului în raport cu un criteriu I_d , care poate conține factori de penalizare a poluării mediului acvatic și a mediului aerian cu CO_2 , aceasta din urmă parte fiind realizată în RST 3.

Experimentul nr. 4:

Acesta a durat 9 zile și a avut drept scop realizarea controlului instalației de tip biorafinării în condițiile determinate de rezultatele prezentate în RST etapa 3. Înaintea controlului propriu-zis al procesului, au fost puse în funcțiune și acordate reglatoarele pentru pH, iradianța medie și concentrația de biomasă.

Punerea în funcțiune a buclei de pH

Schema implementată în echipamentul dSPACE, pentru realizarea buclei de reglare a pH-ului, este dată în Fig. 13. Intrările în sistem, care provin de la traductorul de pH, sunt fbk_ph și fbk_T , primul semnal fiind furnizat de senzorul de pH, iar cel de al doilea de la senzorul de temperatură (pentru compensarea efectelor variației pH-ului cu temperatura).

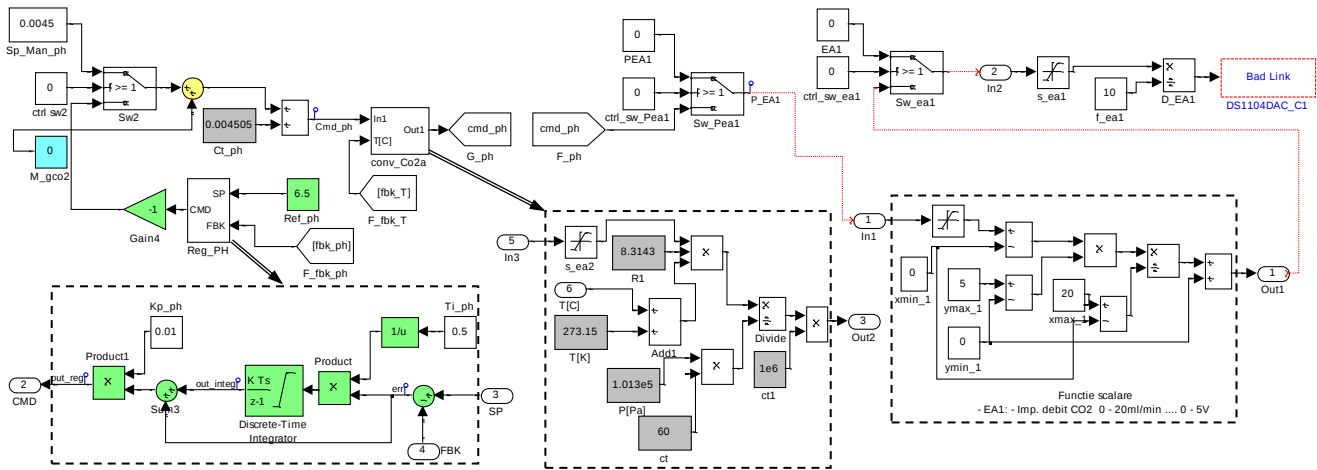


Fig. 13. Schema de implementare în dSPACE a buclei de reglare a pH-ului

Ieșirea spre convertorul D/A comandă debitul de CO_2 spre fotobioreactor (G_{inCO_2}). Sunt marcate în figură o serie de componente ale buclei, după cum urmează:

- Regulatorul PI, în care integratorul are o limitare importantă, în domeniul $[-0.2, 0.2]$ și care, ulterior, a fost extinsă la $[-0.5, 0.5]$. Mărimile care pot fi afișate sunt: eroarea de reglare, comanda regulatorului și semnalul de ieșire din integrator. Comanda regulatorului, out_reg , care poate fi pozitivă sau negativă, se însumează cu constanta 0.004505, pentru a se obține o comandă pozitivă, Cmd_ph , reprezentând impunerea pentru debitul de CO_2 , (G_{inCO_2});
- Comutatorul M/A, care permite înlocuirea semnalului out_reg cu semnalul de comandă manuală Sp_Man_ph ;
- Convertorul pentru impunerea debitului de CO_2 în funcție de comanda Cmd_ph . Semnalul de ieșire din acest bloc este impunerea debitului de CO_2 și se obține cu relația:

$$cmd_ph = c_1 \cdot R \cdot Cmd_ph (T + 273.15) / (c \cdot P) \quad (4)$$

unde T este temperatura $[^{\circ}C]$ furnizată de senzorul aferent traductorului, P presiunea ($P = 1.013 \text{ Pa}$), $R = 8.3143$, iar constantele c și c_1 sunt 60, respectiv 10^6 .

- Comutatorul 1 M/A care permite modificarea debitului de CO_2 exprimat în unități fizice $[ml/min.]$;
- Blocul de scalare, care pune în corespondență limitele de variație ale comenzii cmd_ph cu limitele de variație aferente elementului de execuție;
- Comutatorul 2 M/A care permite comanda manuală directă a elementului de execuție.

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. În consecință, s-a adoptat pentru început valoarea de 6.5, care a fost corectată ulterior, în cursul experimentelor. Rezultatele obținute în cadrul experimentului privind reglarea pH-ului sunt prezentate în secțiunea 4.5.

- Punerea în funcțiune a buclei de iradianță medie G_{zm}

O primă problemă rezolvată la implementarea buclei de G_{zm} a fost etalonarea off-line a sursei de lumină. Această etalonare a presupus stabilirea unei relații între tensiunea de comandă a sursei, V , și valoarea aferentă a iradianței q_0 . Tensiunea de comandă V are domeniul de variație $[0 \dots 8]$ V.

La etalonare a fost necesar să se țină cont de faptul că suprafața fotobioreactorului nu este iluminată uniform de sursă, deoarece dimensiunea suprafeței radiante este mai mică decât suprafața fotobioreactorului. În plus, în interiorul fotobioreactorului există elemente (difuzorul de aerare, senzori etc.) care determină o distribuție neuniformă a volumului util. În aceste condiții, pe suprafața fotobioreactorului au fost stabilite $5 \times 5 = 25$ zone rectangulare, iar fiecărei zone i-a fost stabilită o pondere în funcție de poziția zonei și volumul util de lichid conținut. În Fig. 14 sunt prezentate ponderile, w_i , pentru toate zonele considerate. Apoi, s-au ridicat experimental caracteristicile $q_i = q_i(V)$, $i = \overline{1, 25}$.

1.08	0.92	0.92	0.92	1.08
1.17	1.00	1.00	1.00	1.17
1.17	1.00	1.00	1.00	1.17
1.17	1.00	1.00	1.00	1.17
1.17	0.84	0.54	0.54	0.72

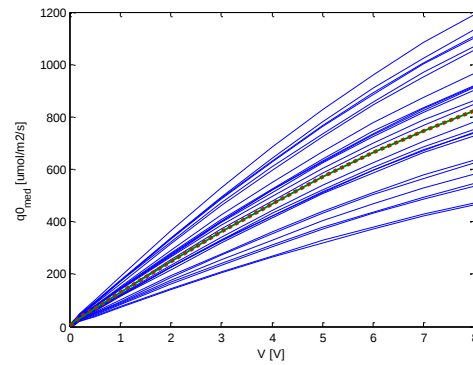


Fig. 14. Ponderile zonelor din suprafața FBR **Fig. 15.** Caracteristicile $q_i = q_i(V)$, $i = \overline{1, 25}$, $q_0 = q_0(V)$, $\hat{q}_0 = \hat{q}_0(V)$

În aceste condiții, s-a stabilit caracteristica $q_0 = q_0(V)$ ca o medie ponderată a celor 25 caracteristici:

$$q_0(V) = \frac{\sum_{i=1}^{i=25} w_i \cdot q_i(V)}{\sum_{i=1}^{i=25} w_i} \quad (5)$$

În Fig. 15 sunt prezentate cele 25 caracteristici $q_i(V)$, precum și caracteristica medie $q_0 = q_0(V)$ (cu verde). Pentru implementarea acesteia în aplicația Simulink, caracteristica medie a fost parametrizată printr-un polinom de gradul 2, de forma:

$$\hat{q}_0 = \hat{q}_0(V) = -3.3654909593944 \cdot V^2 + 128.2453874384043 \cdot V + 4.8449621059171 \quad (6)$$

În Fig. 15, caracteristica $\hat{q}_0 = \hat{q}_0(V)$ este reprezentată prin puncte (cu roșu). Relația inversă, $\hat{V} = g(q_0)$, a fost parametrizată, de asemenea, printr-un polinom de gradul 2:

$$\hat{V} = g(q_0) = 0.000003073743417 \cdot q_0^2 + 0.007112306426411 \cdot q_0 - 0.010486012664864 \quad (7)$$

Întrucât iradianța medie nu este măsurabilă, a fost necesară realizarea unui estimator, pe baza următorului model matematic:

$$\begin{aligned} G_z(i) &= q_0 \cdot \exp(-\beta X \cdot i \Delta L); \quad i = \overline{1, 40} \\ G_{zm} &= \text{mean}\{G_z(i)\} \end{aligned} \quad (8)$$

în care $\beta = 172.3473$, iar $\Delta L = L/40$, unde L este lățimea fotobioreactorului. Estimatorul poate furniza și mărimea Γ , pe baza relației

$$\Gamma = \ln\left(\frac{G_c}{q_0}\right) / (-\beta L X) \quad (9)$$

în care $G_c = 5 \mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}$ și $L=0.054 \text{ m}$. Schema de implementare în Simulink a estimatorului, în situația când medierea iradianței pe lățimea fotobioreactorului se face printr-o discretizare cu 40 pași, este dată în Fig. 16.

Fiecare subsistem din cele 4 conținute în schemă calculează suma exponențialelor $\exp(-\beta X \cdot i \Delta L)$ în 10 puncte discrete. Schema de detaliu a primului subsistem este dată în Fig. 16.b. Sistemul de reglare automată a iradianței medii G_{zm} are schema de principiu dată în Fig. 17. Schema de implementare în dSPACE a buclei de reglare a lui G_{zm} este prezentată în Fig. 18. Aici este inclus un element aperiodic cu coeficient de amplificarea unitar pe canalul care transferă mărimea q_0 de la regulator la intrarea estimatorului de iradianță medie. Constanta de timp a elementului aperiodic este neglijabilă în raport cu constantele de timp din proces și din regulator: $T = 20\text{sec.} = 0.0056\text{h}$. Acest element dinamic înlătură blocajul care se manifestă în schema Simulink din dSPACE, datorită buclei algebrice: q_0 – estimator (fără dinamică) – canalul cu efect P din regulator – q_0 . În varianta off-line a schemei Simulink, bucla algebrică nu produce blocarea simulării sistemului de reglare. Structura schemei de implementare a buclei de reglare a iradianței medii, dată în Fig. 18 este similară cu cea din cazul implementării buclei de pH.

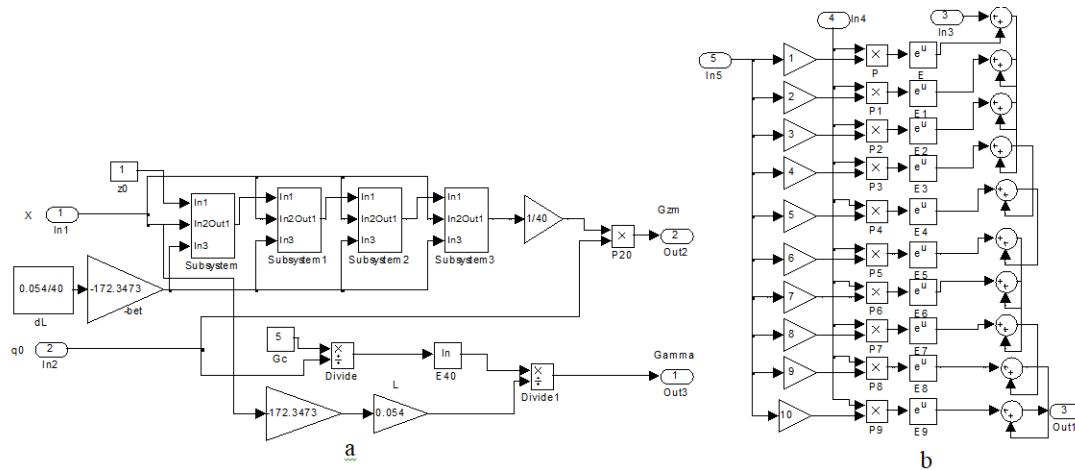


Fig. 16. Schema bloc a estimatorului de iradianță medie G_{zm} (a). Schema de detaliu a unui bloc de calcul al iradianței $G(z_i)$, pentru primele 10 valori discrete pe lățimea fotobioreactorului (b)

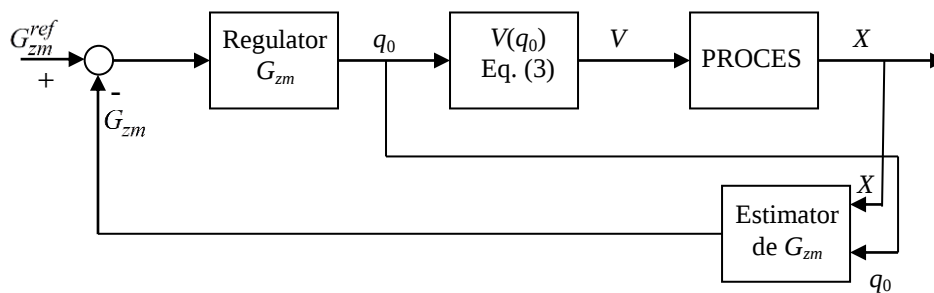


Fig. 17. Schema de principiu a buclei de reglare a iradianței medii G_{zm}

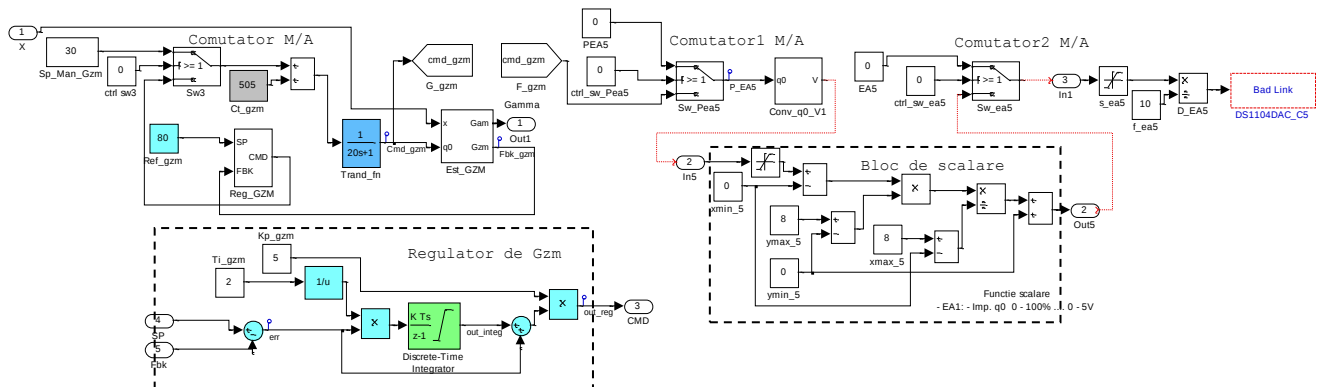


Fig. 18. Schema de implementare în dSPSCE a buclei de reglare a iradianței medii G_{zm}

Rezultatele privind reglarea iradianței medii, G_{zm} , sunt date în secțiunea următoare a prezentului raport, aferentă activității 4.5.

- Punerea în funcțiune a buclei de concentrație de biomasă

Schema implementată în echipamentul dSPACE, pentru realizarea buclei de reglare a concentrației de biomasă, X , este dată în Fig. 19. Structura de ansamblu a buclei este similară celor anterioare (de pH și G_{zm}), însă există și unele particularități importante. Comanda regulatorului de biomasă, Cmd_X , este rata de diluție, D , însă mărimea fizică din proces comandată este debitul de influx. Blocul $conv_D$, detaliat în partea de sus a schemei, face conversia diluție-debit. Atât în controlul automat, cât și în cel manual, comanda debitului de influx este însoțită de comanda simultană a debitului de evacuare, la o valoare cu 10% mai mare decât debitul de intrare. În consecință, există două blocuri de scalare, corespunzătoare celor două pompe pentru comanda debitelor de alimentare și evacuare.

Debitul de evacuare primește comanda de la blocul din dreapta jos. Obiectivul buclei de biomasă este de a aduce mărimea reglată la o referință optimală în raport cu criteriul

$$I = D \cdot X - \gamma \cdot q_0 \quad (10)$$

în care $\gamma = 2.5e - 5$.

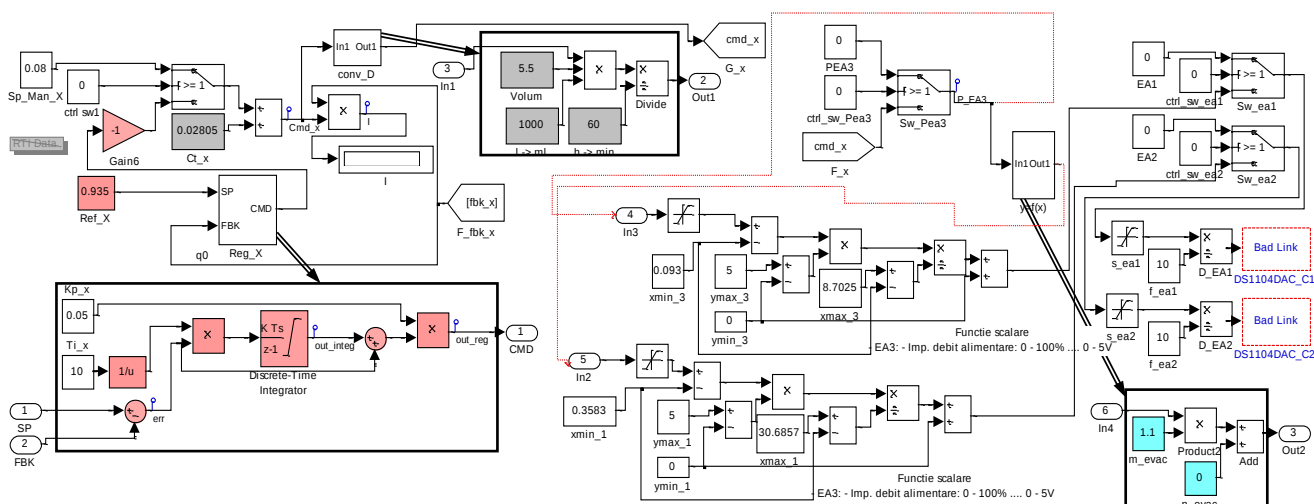


Fig. 19. Schema de implementare în dSPACE a buclei de biomasă X

Metoda utilizată pentru deducerea referinței optimale este cea prezentată în faza anterioară a proiectului. În concordanță cu această metodă, este necesară deducerea experimentală a caracteristicii statice $I = I(D)$ pentru procesul biotehnologic în circuit deschis. Având în vedere faptul că un regim staționar se obține după o durată de circa 4 zile a regimului tranzitoriu, s-a procedat la deducerea unui număr 3 regimuri staționare, impuse pentru diverse valori ale diluției D , pentru care s-au determinat valorile corespunzătoare ale criteriului I .

Pe baza rezultatelor din simulare, cât și a celor din experimentele preliminare, valorile diluției s-au ales astfel încât să se asigure plasarea regimului optim în plaja de valori adoptate pentru rata de diluție. Rezultatele obținute în urma experimentelor realizate sunt sintetizate în Tabelul 1.

Tabelul 1:

D [1/h]	X [mg/l]	q_0 [$\mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}$]	I
0.015	1.5	760	0.0035
0.025	1.0	530	0.01176
0.04	0.37	250	0.00855

Graficul $I = F(D)$, obținut prin utilizarea unei interpolări parabolice este dat în Fig. 20. În Fig. 21 este dată dependența $X = X(D)$. Din aceste caracteristici se deduce referința buclei de biomasă: $X^{ref} = [0.8 \text{ g/l}]$. Prin procedura prezentată în RST etapa 3, a fost determinată referința optimală pentru bucla de concentrație de biomasă (valoare $X_{ref} = [0.8 \text{ g/l}]$). Toate rezultatele privind urmărirea referinței sunt prezentate în secțiunea următoare, aferentă activității 4.5.

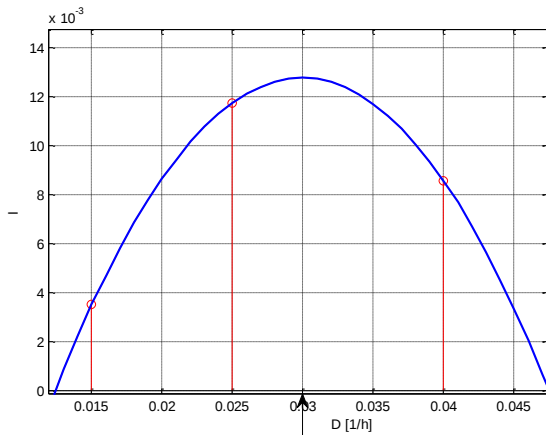


Fig. 20. Caracteristica $I = I(D)$

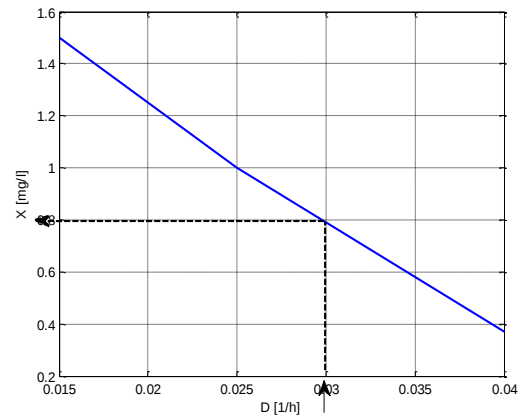


Fig. 21. Caracteristica $X = X(D)$

Experimentul nr. 5:

În experimentul 5, care a durat 3 zile, s-a analizat influența digesterului anaerob asupra fotobioreactorului în cadrul instalației de tip biorafinărie. Așa cum s-a arătat la începutul acestei secțiuni, digesterul influențează fotobioreactorul la nivelul buclei de pH, prin mărirea G_{inCO_2} . Prin această mărime regulatorul de pH asigură debitul de CO_2 necesar reglării pH-ului în interiorul fotobioreactorului. Mărirea G_{inCO_2} reprezintă dioxidul de carbon rezultat prin arderea metanului și care depinde, la rândul lui, de substratul de intrare în digesterul anaerob. Regimul normal este atunci când digesterul funcționează la o capacitate care să asigure suficient CO_2 fotobioreactorului, altfel, comanda de pH este limitată. În această idee, s-a limitat dinamic în schema simulink comanda regulatorului de pH prin G_{inCO_2} . Rezultatele obținute sunt prezentate în cadrul activității 4.5.

Experimentul nr. 6:

Acesta a durat 10 zile și a avut drept scop realizarea controlului instalației de tip biorafinărie printr-un regulator fuzzy. În acest sens, a fost înlocuit regulatorul PI din schema Simulink, utilizat în cadrul experimentului anterior cu un regulator fuzzy (Fig. 22). S-a aplicat o referință a concentrației de biomasă egală cu 0.95 [g/l] (de la valoarea de [0.8 g/l]). Rezultatele obținute sunt prezentate în secțiunea următoare, aferentă activității 4.5.

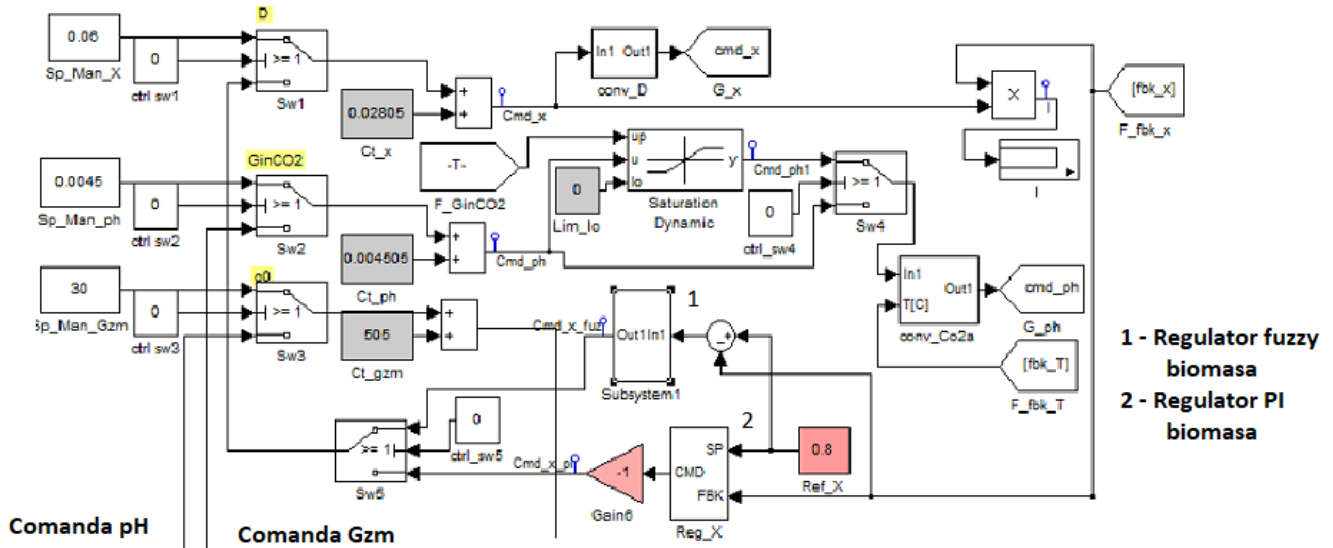


Fig. 22. Schema de reglare a concentrației de biomasă cu regulator fuzzy

Activitatea 4.5: Analiza datelor experimentale în cazul instalației de tip biorafinărie

În cadrul acestei activități au fost analizate datele experimentale privind reglarea principalelor mărimi de interes ale procesului (pH, iradianță medie și biomasă), în cadrul structurii HIL fotobioreactor – digester anaerob. De asemenea, sunt prezentate rezultate privind influența digesterului anaerob asupra fotobioreactorului.

1. Reglarea automată a pH-ului

După punerea în funcțiune a buclei de pH prezentată în secțiunea anterioară, s-a realizat reglarea pH-ului culturii de microalge, rezultatele fiind prezentate în continuare. Evoluțiile pH-ului și comenzii regulatorului de pH,

atunci când bioreactorul se afla într-o stare oarecare iar referința impusă buclei de reglare este $pH^{ref} = 6.5$, sunt date în Fig. 23, respectiv Fig. 24. Parametrii regulatorului de pH sunt: $k_{pH} = 0.035$ și $T_{ipH} = 1[h]$.

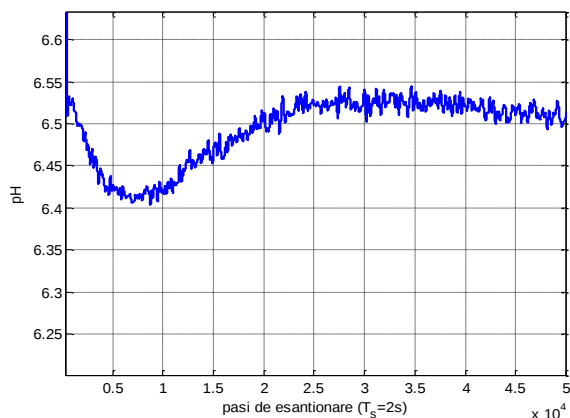


Fig. 23. Evoluția pH-ului la punerea în funcțiune a buclei

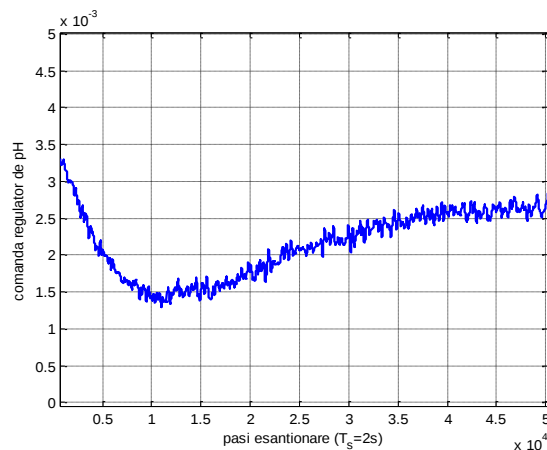


Fig. 24. Evoluția comenzii regulatorului de pH

În regimul normal de operare al fotobioreactorului, referința buclei de pH este constantă și sistemul rejectează perturbațiile din proces. Acestea pot să provină prin operarea din cadrul altor bucle de reglare, de ex., modificarea ratei de diluție, modificarea intensității luminoase q_0 etc. Sistemul de control al fotobioreactorului fiind multivariabil, există permanent perturbații datorate interacțiunii între buclele de reglare. În Figurile 25 și 26 sunt date evoluțiile pH-ului și comenzii din buclă la apariția unei asemenea perturbații, atunci când referința este $pH^{ref} = 6.5$.

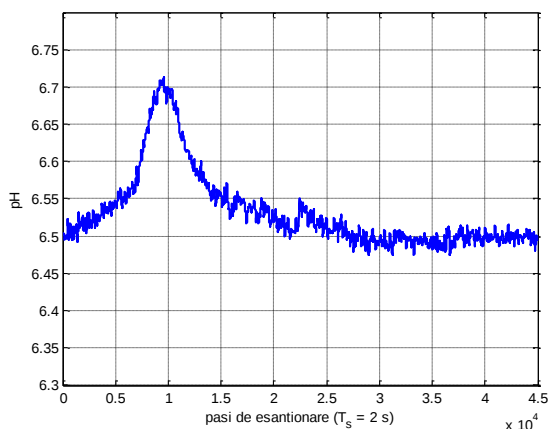


Fig. 25. Evoluția pH la o perturbație din proces

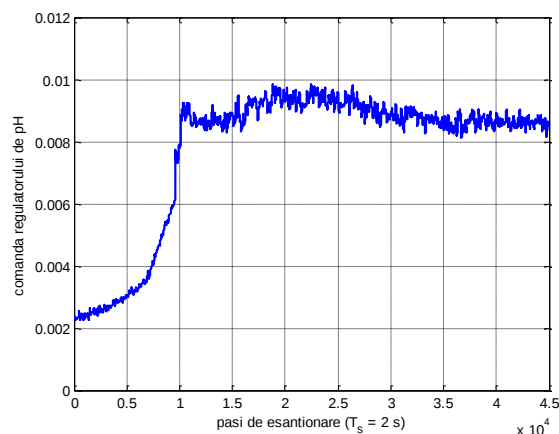


Fig. 26. Comanda regulatorului aferentă pH-ului din Fig. 25

O problemă importantă, rezolvată în prima fază a experimentărilor, a constat în stabilirea valorii ”optimale” a referinței de pH. Pentru aceasta s-a studiat comportarea buclei de pH între valorile 6...6.5. În Figurile 27 și 28 sunt date evoluțiile pH-ului și ale concentrației de oxigen în fotobioreactor, în cursul unui regim dinamic de trecere de la o referință de pH de circa 6.5, la $pH^{ref} = 6$ în condițiile unei valori reduse a concentrației de CO_2 dizolvat.

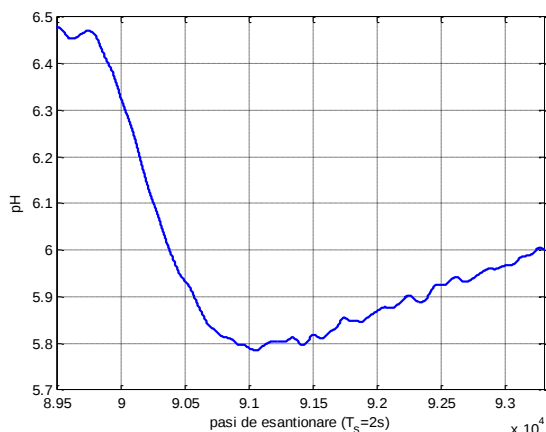


Fig. 27. Evoluția pH-ului la modificarea referinței de la 6.5 la 6

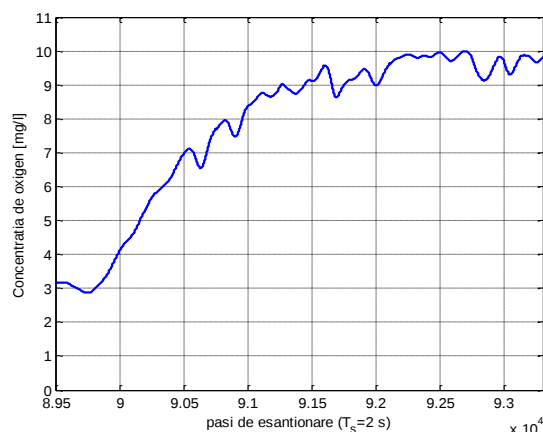


Fig. 28. Evoluția concentrației de oxigen dizolvat

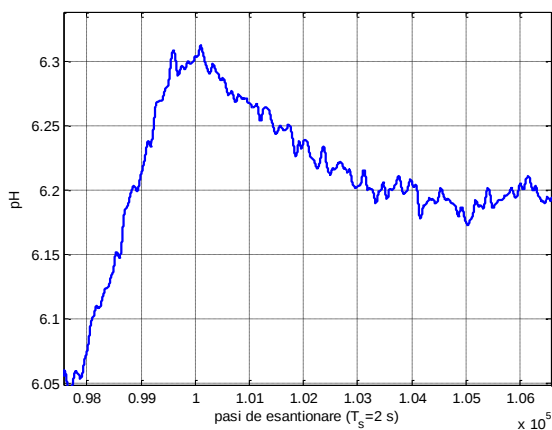


Fig. 29. Evoluția pH-ului la modificarea referinței de la 6.05 la 6.2

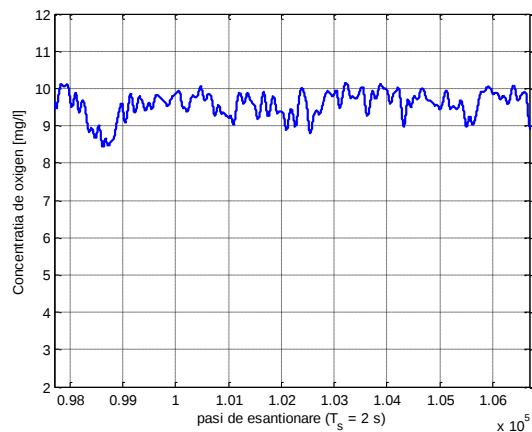


Fig. 30. Evoluția concentrației de oxigen dizolvat

Un criteriu important al intensității procesului de fotosinteză este concentrația de O_2 dizolvat. Se constată că pentru $pH = 6$, concentrația de oxigen dizolvat este sensibil mai mare, deci dezvoltarea microalgelor este mai intensă. Dacă se modifică referința de pH de la 6.05 la 6.2, concentrația de O_2 rămâne practic constantă (v. Figurile 29 și 30).

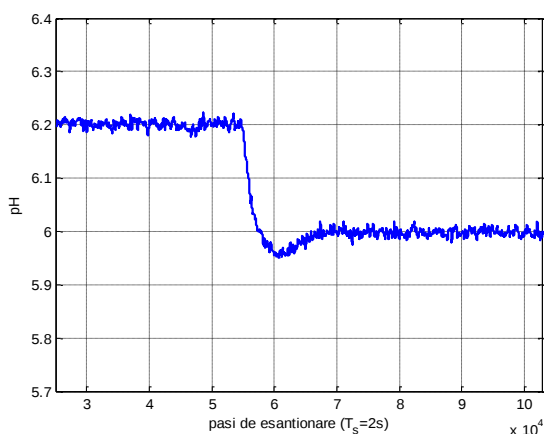


Fig. 31. Evoluția pH-ului la modificarea referinței de la 6.2 la 6

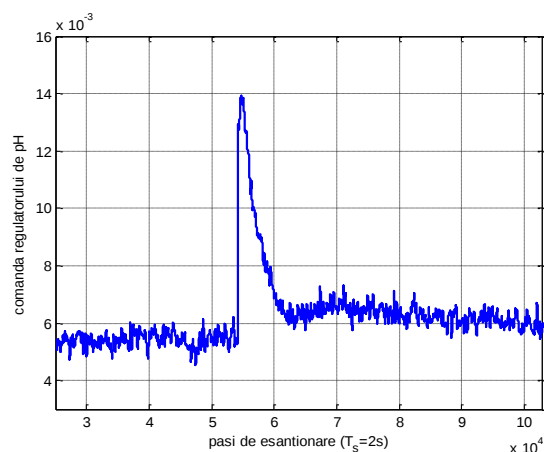


Fig. 32. Evoluția comenzii cmd_{ph} a regulatorului

În continuare, s-a acordat atenție definitivării operației de acordare a buclei de pH și interpretării rezultatelor. 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.

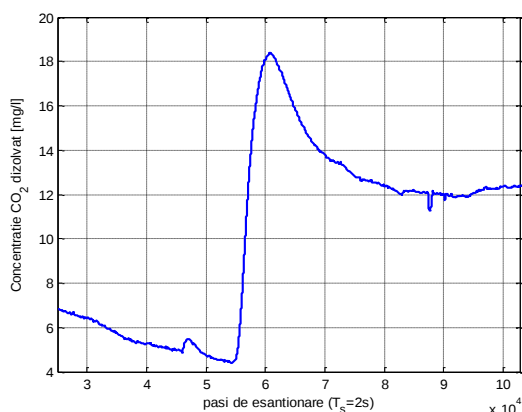


Fig. 33. Evoluția concentrației de oxigen dizolvat

În Figurile 31 - 33 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. În concluzie, pentru valori ridicate ale concentrației de CO_2 dizolvat, existente în majoritatea experimentelor realizate, referința de pH s-a adoptat valoarea din literatură, 6.5, iar pentru valori reduse ale concentrației menționate s-a considerat că este mai adecvată valoarea 6 a referinței.

2. Reglarea automată a iradianței medii, G_{zm}

După punerea în funcțiune a buclei de iradianță medie, prezentată în secțiunea anterioară, s-a trecut la controlul acesteia, rezultatele obținute fiind prezentate în continuare. Parametrii buclei de G_{zm} sunt următorii: $k_{G_{zm}} = 8$, $T_{iG_{zm}} = 2$.

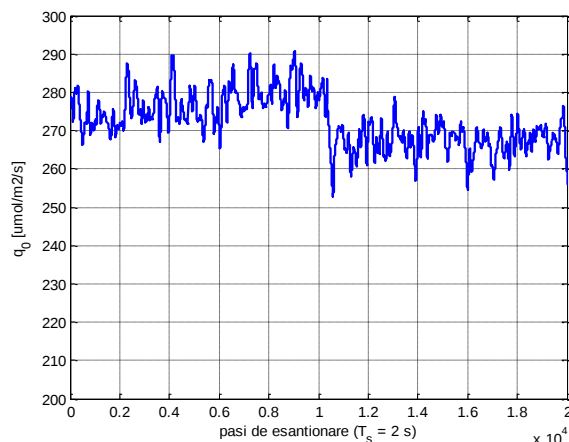
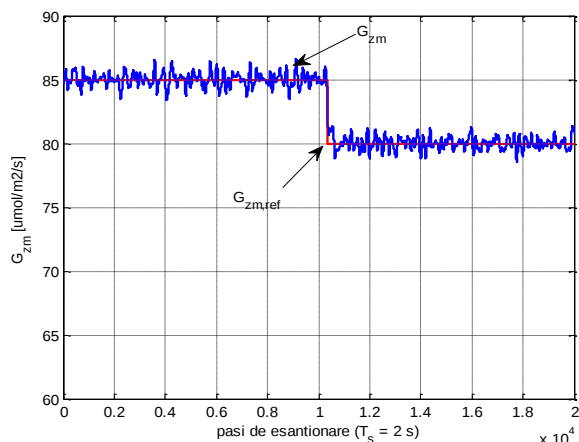


Fig. 34. Evoluția referinței (roșu) și a iradianței medii G_{zm} (albastru) **Fig. 35.** Evoluția iradianței incidente q_0

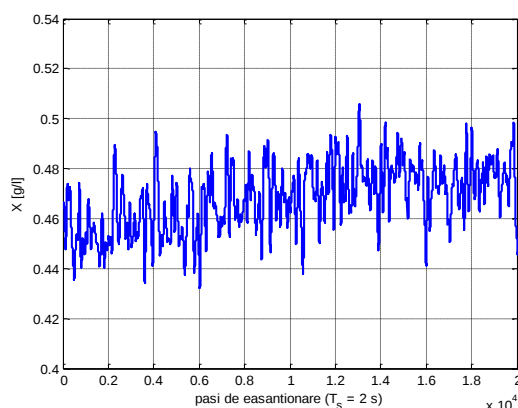


Fig. 36. Evoluția biomasei X

O situație reprezentativă privind performanțele buclei de G_{zm} este dată de Figurile 34 - 36, în care se prezintă evoluțiile variabilelor G_{zm}^{ref} , G_{zm} , respectiv q_0 și X , într-un regim staționar al fotobioreactorului.

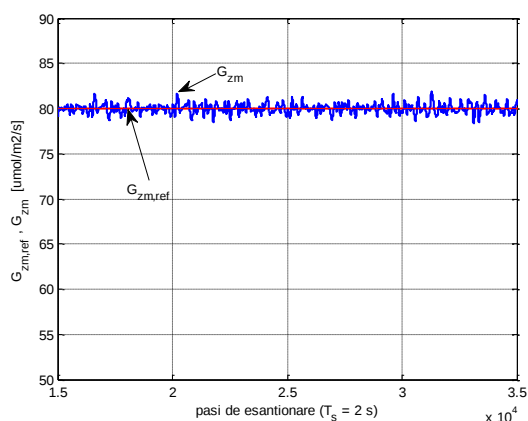


Fig. 37. Mărimile G_{zm}^{ref} , G_{zm} într-un regim staționar al buclei

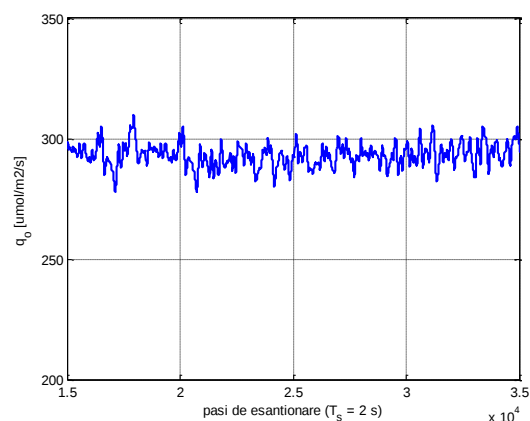


Fig. 38. Evoluția mărimii $q_0(t)$ în regimul aferent Fig. 37

Funcționarea buclei de G_{zm} este ilustrată în Figurile 34 și 35. 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. 36). Acest zgomot afectează iradianța incidentă, așa cum se remarcă în Fig. 35. Din Figurile 35 și 36 se observă cum creșterea lentă a mediei lui X în intervalul de timp $(0, 1e4 \cdot T_s)$ 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 $G_{zm}^{ref} = 80 [\mu\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}]$. Figurile 37 și 38 prezintă iradianța medie și comanda în regim staționar.

O situație care ilustrează performanțele buclei de reglare a mărimii G_{zm} este ilustrată în Figurile 39 - 41, care se referă la funcționarea fotobioreactorului la trecerea din regimul continuu în regimul batch. Această trecere nu a fost programată, ci s-a produs prin ieșirea accidentală din funcțiune a pompei peristaltice care asigură influxul în fotobioreactor. Din Fig. 39 se constată o creștere accelerată a biomasei în circa 7 ore, care reprezintă perturbația principală pentru bucla de G_{zm} . Aceasta reușește totuși să mențină G_{zm} în jurul valorii prescrise (Fig. 40), prin comanda de creștere a iradianței incidente $q_0(t)$ (Fig. 41). Creșterea biomasei este limitată prin intrarea în saturație a sursei electrice care asigură fluxul luminos.

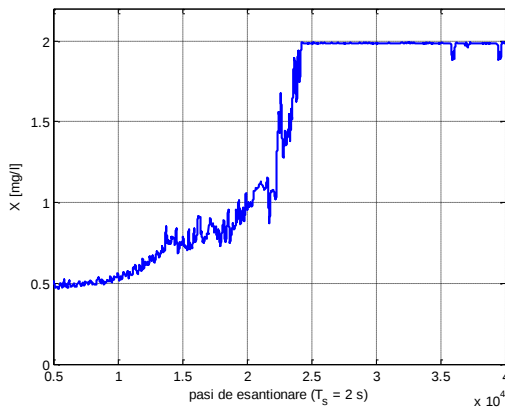


Fig. 39. Evoluția mărimii $X(t)$ la o tranziție spre un regim batch

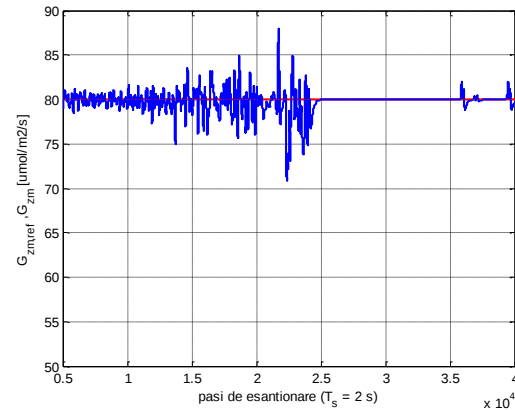


Fig. 40. Evoluția mărimii $G_{zm}(t)$ la o tranziție spre un regim batch

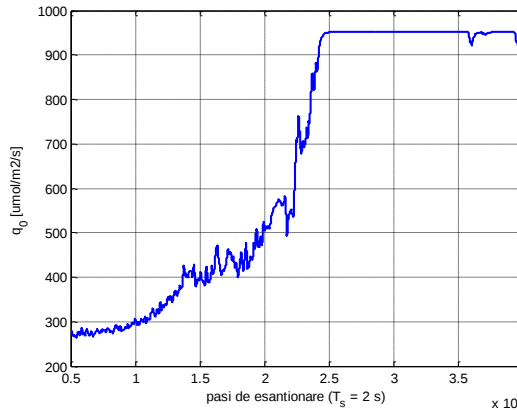


Fig. 41. Evoluția lui $q_0(t)$ la o tranziție spre un regim batch

3. Reglarea automată a concentrației biomasei X

Pentru un model al procesului de forma (3), 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 $T_i = 8$ h, la care corespund următorii parametri ai rezervei de stabilitate:

$$\gamma = 47.48^\circ; m = 4.8 \quad (m_{dB} = 13.6); \omega_c = 10^{-4} \text{ rad/s}; \omega_\pi = 2.75 \cdot 10^{-5} \text{ rad/s} \quad (11)$$

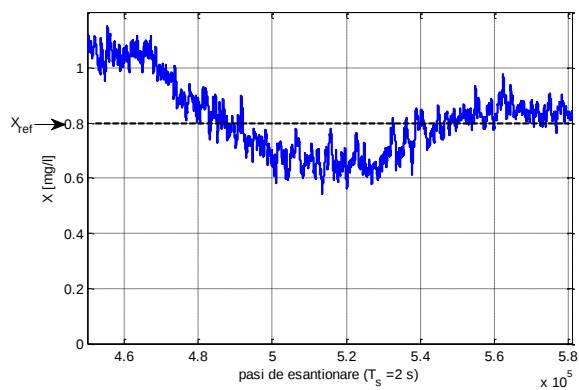


Fig. 42. Dinamica de stabilire a biomasei la referința optimă

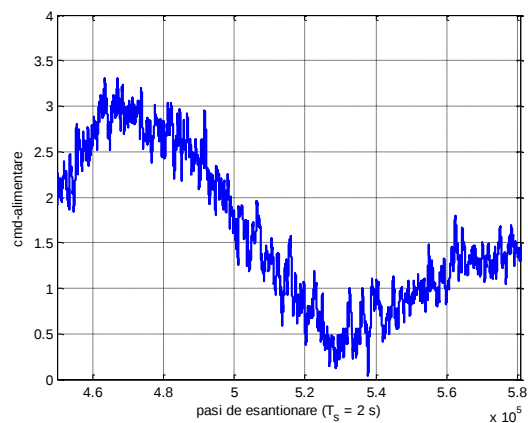


Fig. 43. Evoluția comenzii de alimentare în bucla de X

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. 42). În cazul de față procesul a plecat din valoarea 1.1 g/l către referința optimă $X^{ref} = 0.8$ [g/l].

În Fig. 43 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 concentrației de biomasă. Similar, la valori mici ale lui X, sub valoarea prescrisă, regulatorul comandă reducerea diluției, pentru a crește concentrația biomasei.

4. Interacțiunea digester anaerob – fotobioreactor în cadrul instalației de tip biorafinărie

În cadrul Experimentului 5 s-a considerat situația când debitul G_{inCO_2} , necesar funcționării fotobioreactorului, poate să scadă sub valoarea cerută de regulatorul buclei de reglare a pH-ului. Rezultatele obținute sunt ilustrate în Figurile 44 - 46.

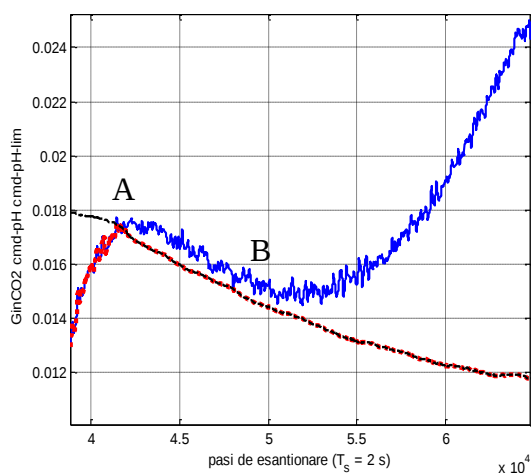


Fig. 44. Comanda regulatorului (albastru), G_{inCO_2} (negru punctat) și ieșirea blocului de limitare dinamică roșu (punctat)

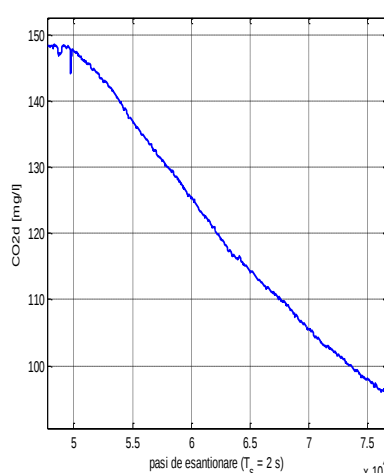


Fig. 45. Evoluția debitului de CO_2 dizolvat

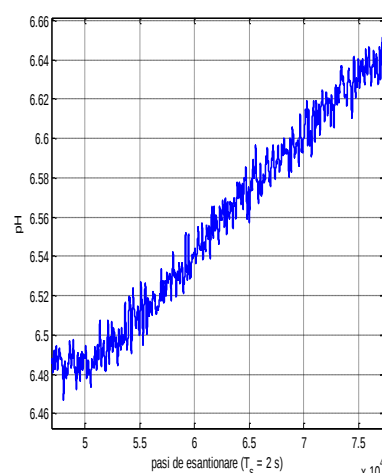


Fig. 46. Evoluția pH-ului

În Fig. 44 s-a reprezentat cu negru (punctat) evoluția debitului de CO_2 produs de digester, iar cu albastru – comanda dată de regulatorul de pH, privind 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 G_{inCO_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. 45), 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. 46), care nu mai poate fi controlat eficient de regulatorul buclei.

5. 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 47a (evoluția concentrației de biomasă algală) și 47b (evoluția comenzii). Referința a variat de la valoarea de 0.8 [g/l] la 0.95 [g/l].

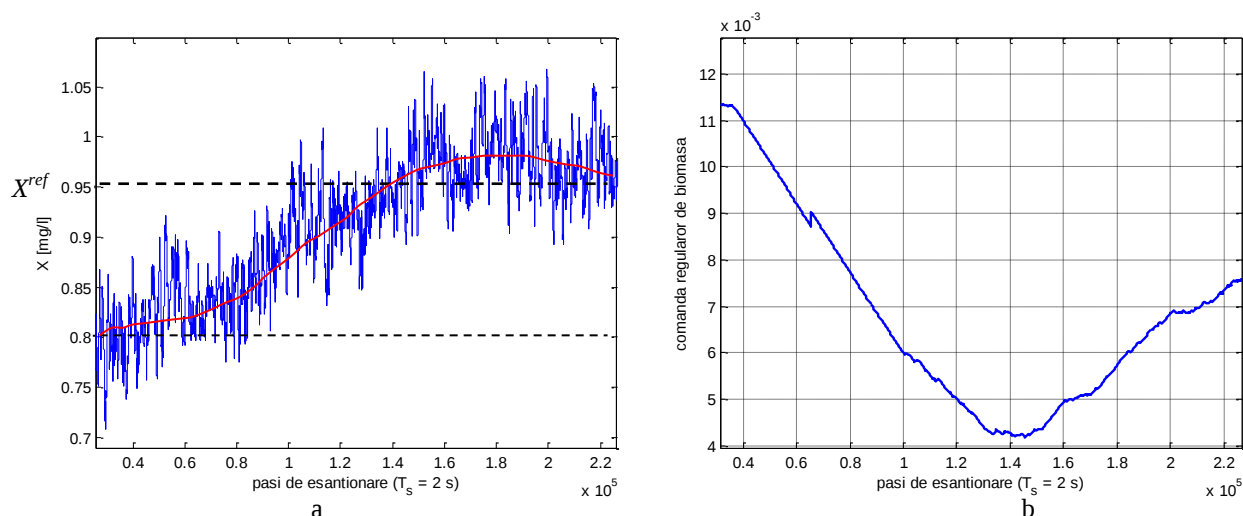


Fig. 47. Răspunsul buclei de biomasă, prevăzută cu regulator fuzzy, la o variație a referinței de la 0.8 g/l la 0.95 g/l (a) și evoluția comenzii regulatorului (b)

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 pompa de alimentare cu nutrienți să fie mai puțin solicitată (v. Fig. 43).

Activitatea 4.6: Activitate de diseminare a rezultatelor obținute

În etapa a-IV-a a proiectului au fost publicate 12 lucrări științifice, după cum urmează:

1. 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. [ISI Proceedings]
2. 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. [ISI Proceedings].
3. Sbarciog, M., Ifrim, G., A., Caraman, S., Vandewouwer, A., 2017, "Multivariable Predictive Control of a Photobioreactor System", Proc. of 18th International Carpathian Control Conference, ICC3 2017, Eds.: D. Popescu, D. Șendrescu, M. Roman, E. Popescu, L. Bărbulescu, ISBN: 978-1-50905825-9, May 28–31, 2017, Palace Hotel, Sinaia, Romania. [IEEE Xplore].
4. Stîngă F., Marian M., Kese 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 PT, VidovicsDancs A, Radics JP (Eds); ISBN: 978-0-9932440-4-9, pp. 409-415, WOS:000404420000062 [ISI Proceedings].
5. Petre E., Selișteanu D., Șendrescu 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. Șendrescu, M. Roman, E. Popescu, L. Bărbulescu, ISBN: 978-1-50905825-9, May 28–31, 2017, Palace Hotel, Sinaia, Romania, pp. 58-63. [IEEE Xplore].
6. 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. Dumitrașcu, ISBN: 978-1-5386-1839-4, pp. 84-89. [IEEE Xplore, SCOPUS].

7. 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].
8. 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].
9. 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].
10. 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.
11. 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, Galați, Romania. (Acceptată pentru publicare), [IEEE Xplore].
12. Mihaela Miron, Laurențiu 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, Galați, Romania. (Acceptată pentru publicare), [IEEE Xplore].

Concluzii

În cadrul etapei 4 a proiectului Biocon au fost realizate integral toate activitățile proiectului. Etapa 4 a avut două obiective majore: 1). finalizarea instalației de tip biorafinărie, atât din punct de vedere hardware, cât și software, astfel încât să fie funcțională pentru realizarea de experimente în cadrul activităților 4.2 – 4.5; 2). validarea pe cale experimentală a strategiei de control propusă în etapele anterioare ale proiectului. Pentru îndeplinirea celor două obiective au fost realizate 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 biorafinărie, controlată cu calculatorul de proces, potrivit structurii HIL (Hardware in the Loop) adoptată în proiect; Activitatea A4.5 – Analiza datelor experimentale în cazul instalației de tip biorafinărie; Activitatea 4.6 – Activitate de diseminare a rezultatelor obținute. În prezentul raport sunt menționate 12 lucrări prezentate la manifestări științifice importante din domeniul proiectului, o parte dintre ele fiind în curs de indexare ISI proceedings.

Pentru realizarea primului obiectiv a fost pusă la punct instalația experimentală de laborator în structură HIL. Au fost integrate în schema generală Simulink de conducere buclele de reglare pentru pH, iradianță medie și concentrație de biomasă ale fotobioreactorului. Cel de al doilea obiectiv a presupus obținerea de rezultate în regim experimental. Acestea au constatat în reglarea pH-ului, iradianței medii și a concentrației de biomasă la referința optimă. Dintre rezultatele obținute în cadrul proiectului **trebuie menționat un rezultat de excepție**, pe lângă realizarea fotobioreactorului de laborator, din etapa III a proiectului:

- 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 concentrația de biomasă, pH și iradianță medie), bucle care se influențează una pe alta, în funcționare simultană.

În concluzie, **toate activitățile din etapa 4 a proiectului au fost îndeplinite 100%**, rezultatele obținute fiind de înaltă valoare științifică.