

REGLAREA EVOLUATĂ A REACTORULUI DE CARBONATARE DIN INSTALAȚIA DE PRODUCERE A SODEI AMONIACALE

Mircea Cristea
Șerban Agachi

Universitatea "Babeș-Bolyai" Cluj-Napoca
Facultatea de Chimie și Inginerie Chimică

Rezumat: Lucrarea prezintă o structură de sistem de conducere a reactorului de carbonatare care deține rolul determinant în procesul de fabricație a sodei calcinate prin procedeul amoniacal. Având la bază un model dinamic al instalației, obținut prin identificare experimentală, se analizează comparativ structura clasică de reglare și o structură ierarhizată pe două niveluri, utilizând la nivelul superior algoritmul reglării predictive după model. Rezultatele simulărilor demonstrează în mod evident că structura de conducere bazată pe algoritmul reglării predictive după model prezintă avantaje substanțiale față de varianta clasică, ceea ce o face foarte atractivă pentru implementarea industrială.

Cuvinte cheie: structură de conducere pe două niveluri, reglare predictivă după model.

1. Introducere

Producerea bicarbonatului de sodiu prin procedeul amoniacal reprezintă rezultatul conjugat al funcționării în echilibru a diferitelor instalații aflate amonte sau aval în fluxul tehnologic [1]. Carbonatarea saramurii amoniacale constituie însă fără îndoială, procesul cheie al acestui flux, proces care are loc într-unul din cele mai complexe reactoare. După obținerea saramurii amoniacale în instalația de absorbție, aceasta este transmisă instalației de carbonatare unde are loc saturarea cu bioxid de carbon și formarea bicarbonatului de sodiu care, prin răcire, se separă sub forma unui precipitat cristalin. Complexitatea procesului constă în succesiunea unor etape de dizolvare, reacție, formare și de creștere a cristalelor desfășurate într-un sistem în care coexistă faza gazoasă și faza solidă, dispersate în faza lichidă continuă.

Insuficiența unor baze teoretice care să descrie cantitativ procesul în regim dinamic a făcut ca activitatea de conducere a procesului de carbonatare să se bazeze în mare măsură pe experiența acumulată în exploatare, specificată în ghiduri de operare, și pe specializarea operatorilor pe diferite locuri de muncă. Din punct de vedere sistemic reactorul de carbonatare reprezintă un

sistem multivariabil cu numeroase interacțiuni între variabile, interacțiuni care își pun amprenta asupra funcționării sistemului de reglare. Dimensiunile relativ mari ale reactoarelor și schimbătoarelor de căldură fac ca procesul să prezinte nu numai constante mari de timp ci și timpi morți considerabili ceea ce afectează reglabilitatea procesului determinând timpi îndelungați de stabilizare. Un alt aspect care ridică obstacole în implementarea practică a sistemelor de automatizare îl constituie proprietățile speciale ale lichidelor, solidelor și gazelor produse și vehiculate în instalație. Astfel, o serie de metale sunt atacate de gazele cu conținut ridicat de bioxid de carbon și amoniac. Majoritatea lichidelor și chiar o parte a gazelor prezintă particule în suspensie care manifestă caracter abraziv în mișcare, dar și posibilitatea de a forma depuneri cristaline solide în stare de repaus [1]. Aceste caracteristici determină alegerea unei aparaturi specifice de măsură și control și luarea unor măsuri speciale legate de amplasarea punctelor de măsură.

2. Descrierea instalației și a sistemului de reglare automată

Structura sistemului clasic, de reglare automată a reactorului de carbonatare, este o structură descentralizată, de conducere cu regulatoare monocanal pentru câțiva dintre parametrii importanți ai instalației. Aceste regulatoare au ca sarcină menținerea parametrilor la o valoare constantă, asigurând astfel o funcționare a instalației în condiții bune. Structura de conducere cu două niveluri (figura 1) menține la nivelul de bază structura sistemului clasic de reglare, care este cascadată de la nivelul superior prin prescrierile regulatoarelor [2], prescrieri stabilite la acest nivel pe baza algoritmului reglării predictive după model.

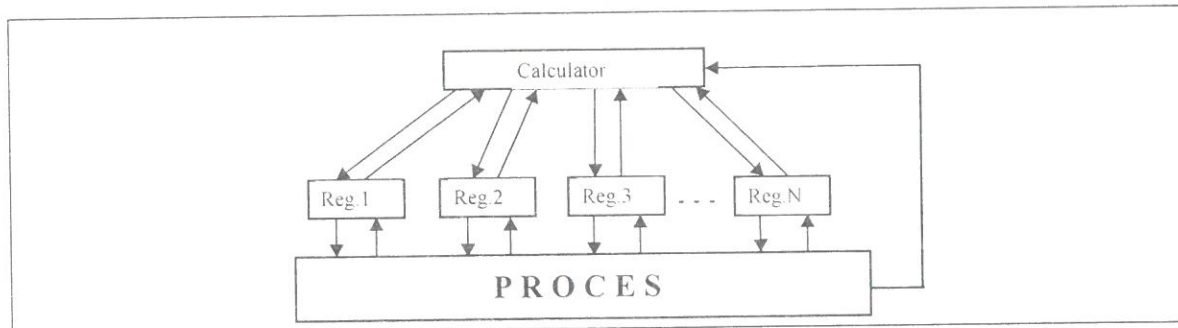


Figura 1. Sistemul de conducere cu două niveluri

Dintre avantajele unei asemenea structuri de reglare se pot evidenția următoarele:

- costurile și timpul de punere în funcțiune sunt mult reduse, comparativ cu sistemele distribuite.

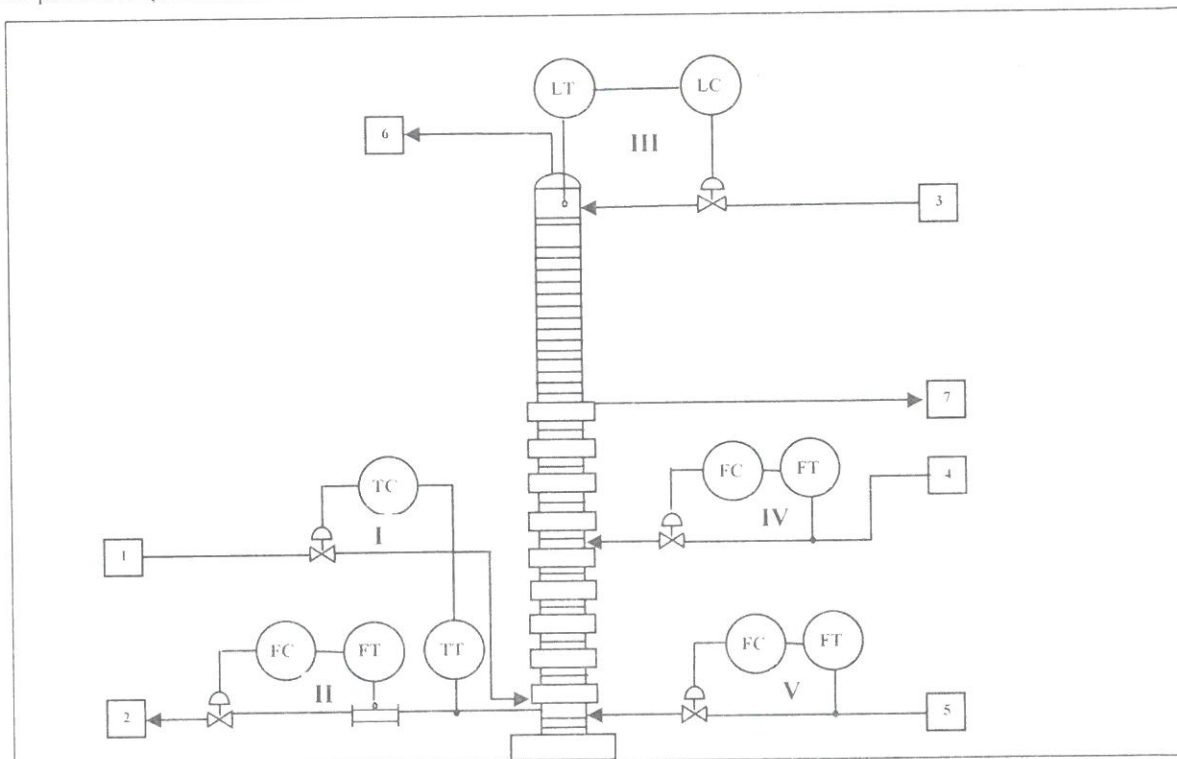


Figura 2. Reactorul de carbonatare cu structura de reglare clasică:

1-intrare apă răcire; 2-evacuare NaHCO_3 ; 3-intrare saramură precarbonată; 4-intrare CO_2 (38 %); 5-intrare CO_2 (70 %); 6-ieșire gaze reziduale; 7-ieșire apă din răcitor

- utilizarea unui model multivariabil al procesului creează posibilitatea implementării unei conduceri bazată pe optimizarea unor funcții obiectiv luând în considerare restricții atât pentru mărimile reglate, cât și pentru mărimile de comandă;

- posibilitatea de a menține funcționarea instalației în condiții de siguranță, de către un operator experimentat, chiar și în condițiile nefuncționării nivelului superior (elimină costisitoarele sisteme redundante);

- posibilitatea de a utiliza la nivelul superior, perioade de eșantionare mai mari, ceea ce conduce la reducerea sarcinii de calcul la acest nivel, comparativ cu sistemele distribuite;

Lucrarea de față utilizează un model matematic al reactorului de carbonatare, sub forma matricii de transfer, model determinat pe cale experimentală [3] prin urmărirea răspunsului mărimilor de ieșire la semnale treaptă, aplicate la intrare. Acest model cuprinde cinci mărimi de intrare și cinci mărimi de ieșire care sunt de interes pentru structura de reglare clasică, existentă în uzinele de sodă (figura 2).

Mărimile reglate la nivelul I sunt: temperatura leșiei sodice pe fluxul de ieșire din carbonator Y1, debitul de leșie extras Y2, nivelul saramurii precarbonatate Y3, debitul de CO_2 de concentrație 38% introdus la mijlocul carbonatorului Y4, debit de CO_2 de concentrație 70% introdus la baza carbonatorului Y5.

Mărimile de intrare (comenzile) sunt (cursă ventil): debitul apei de răcire U1, debitul de extracție U2, debitul de alimentare cu saramură precarbonată U3, debitul de CO₂ 38% U4 și debitul de CO₂ 70% U5. Modelul matematic dinamic este prezentat în anexă [3].

3. Rezultate ale simulărilor

Au fost simulate comparativ cele două structuri de reglare: cea clasică și cea ierarhizată pe două niveluri. La nivelul superior, a fost implementat algoritmul reglării predictive după model.

Reglarea predictivă după model este un caz particular al reglării după model intern bazându-se pe minimizarea unei funcții obiectiv ce cuprinde diferența dintre prescriere și o predicție a mărimilor de ieșire, pe un anumit orizont de timp [4]. Predicția este stabilită pe baza modelului procesului, a comenzilor anterioare momentului curent și a unei corecții care ia în considerație ultima valoare măsurată. Doar prima valoare a comenzii este implementată urmând ca la fiecare pas algoritmul de optimizare să se repete. Unul dintre cele mai importante avantaje ale reglării predictive este posibilitatea de a trata cu ușurință restricții impuse atât mărimilor de ieșire, cât și celor de comandă.

S-a studiat matricea amplificărilor relative MAR(s):

$$MAR(s) = H(s) x^* (H^{-1}(s))^T$$

în care H(s) este matricea de transfer a sistemului, iar cu x^{*} s-a simbolizat înmulțirea element cu element a matricilor. Pentru regimul staționar, s-au obținut valorile din Tabelul 1.

Valorile din matricea amplificărilor relative stabilesc împerecherea mărimilor de comandă cu mărimile de ieșire după diagonala principală, această împerechere confirmând structura des întâlnită în instalațiile industriale. Această structură de reglare a fost implementată în lucrarea de față.

Din studiul matricii amplificărilor relative în regim dinamic se desprinde aceeași împerechere pentru buclele I, II și IV, dar și varianta interesantă, (U3, Y5) și (U5, Y3), pentru buclele rămase. Elementele matricii amplificărilor relative în regim dinamic corespunzătoare acestor două împerechieri prezintă o comportare mai bună (apropiere de 1) la pulsații mai mari ($\omega > 7 \cdot 10^{-3}$ rad/s).

Parametrii de acordare ai reguletoarelor (BP, T_I, T_D) au fost stabiliți prin simulare utilizând o metodă "experimentală", respectiv metoda Ziegler-Nichols a limitei de stabilitate. Pentru buclele I și III au fost prevăzute reguletoare PID, iar pentru buclele II, IV și V - reguletoare PI. Aceste reguletoare au fost prevăzute cu sisteme anti-wind-up.

La simularea funcționării structurii ierarhizate pe două niveluri, în modelul utilizat de algoritmul reglării predictive au fost introduse și reguletoarele nivelului inferior (cu aceiași parametri de acordare, utilizați la structura clasică. În indicele de performanță au fost incluși coeficienți de ponderare atât pentru mărimile de comandă, cât și pentru mărimile de ieșire. Acești coeficienți împreună cu valoarea orizontului de timp, corespunzător mărimilor de comandă (M=10), și valoarea orizontului de timp corespunzător mărimilor de ieșire (P=20), au constituit parametrii de acordare ai structurii ierarhizate.

Pentru ambele structuri de reglare a fost simulată comportarea la variația sub formă de semnal treaptă a prescrierii. O parte din rezultate sunt prezentate în figurile 3, 4, 5 și 6.

Tabelul 1. Matricea amplificărilor relative MAR

	U1	U2	U3	U4	U5
Y1	1	0	0	0	0
Y2	0	0.5807	0.3972	0.0222	0
Y3	0	0.3030	0.2681	0.1180	0.3109
Y4	0	0.0109	0.1293	0.8598	0
Y5	0	0.1054	0.2054	0	0.6891

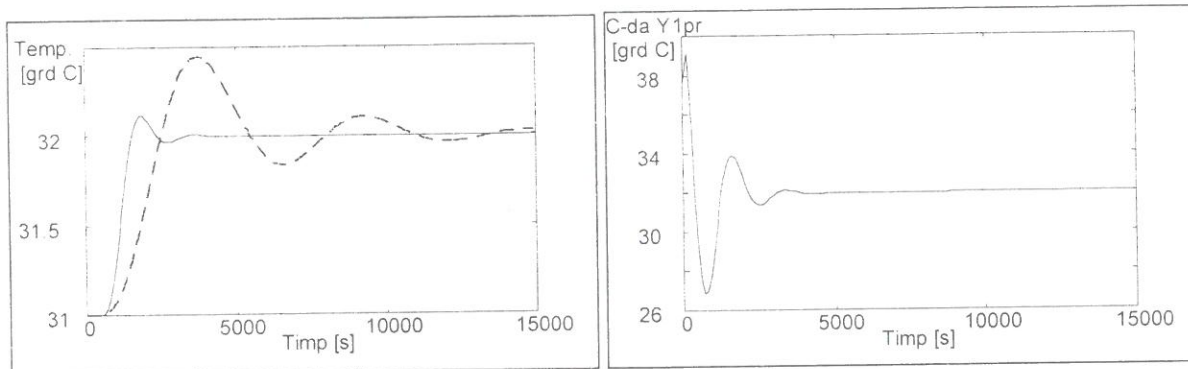


Figura 3. Influența variației treaptă a prescrierii mărimii Y1 (de la 31 °C la 32 °C) pentru structura clasică (--), structura ierarhizată(-) și semnalul de comandă de la nivelul superior Y1pr

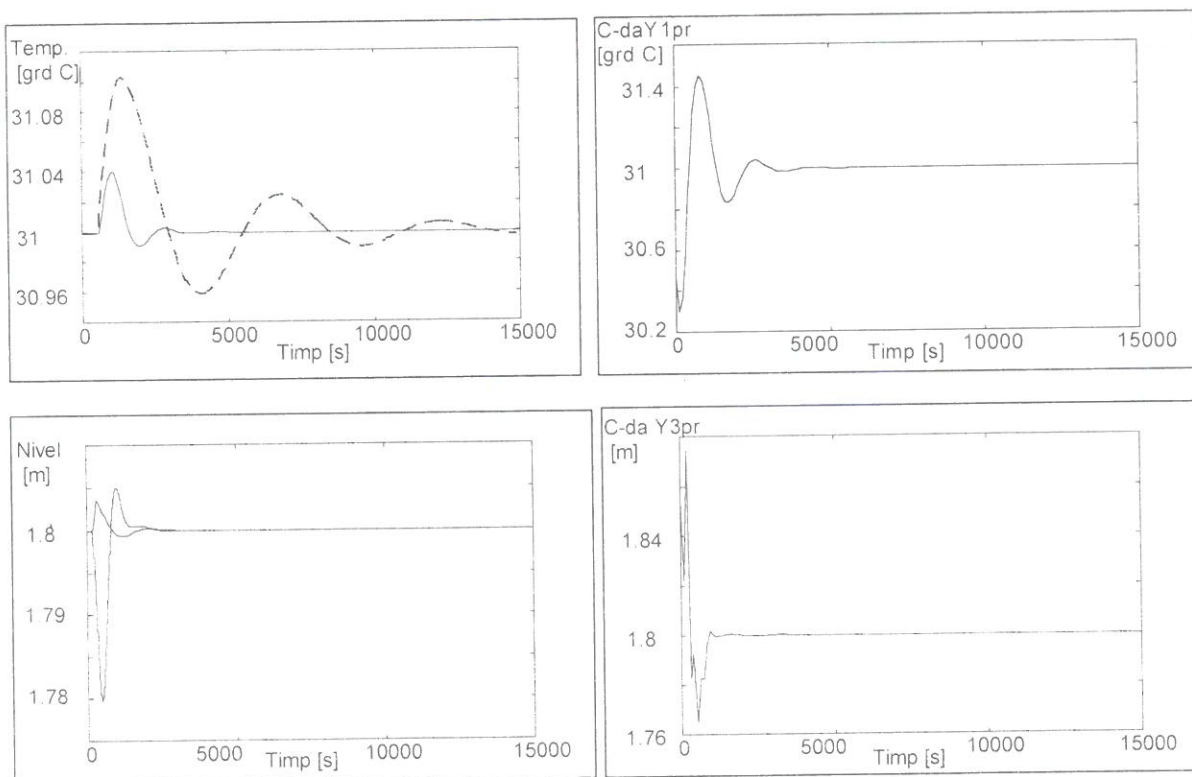


Figura 4. Influența variației treaptă a prescrierii mărimii Y2 (de la 23mc/h la 24 mc/h) asupra mărimilor Y1 și Y3 pentru structura clasică(--), structura ierarhizată(-) și comenzile de la nivelul superior Y1pr și Y3pr

Au fost arătate comportările mărimilor de ieșire, care au prezentat dinamica cea mai lentă. Pentru fiecare din figuri s-au reprezentat comparativ graficele variației mărimii reglate respective atât pentru structura clasică (linie întreruptă), cât și pentru cea ierarhizată pe două niveluri (linie continuă), variație determinată de modificarea sub formă de semnal treaptă a prescrierii uneia din cele cinci bucle de reglare. O a doua reprezentare grafică prezintă, pentru structura ierarhizată, semnalul de comandă generat de nivelul superior (C-da Y/pr). Existența interacțiunilor între variabile face ca reglarea clasică, descentralizată, să

întâmpine dificultăți. După cum s-a observat, în toate cazurile (figurate și nefigurate), structura de reglare ierarhizată utilizând algoritmul reglării predictive se dovedește a fi superioară atât în ceea ce privește timpul de răspuns, cât și suprareglajul. Pentru majoritatea comportărilor figurate se constată o reducere de cel puțin la jumătate a suprareglajului. În ceea ce privește timpul de răspuns, se constată, în special, o îmbunătățire substanțială în comportarea reglării temperaturii leșiei la ieșire din coloană (mărimea cu dinamica cea mai lentă), caz în care reducerea este de aproximativ patru ori.

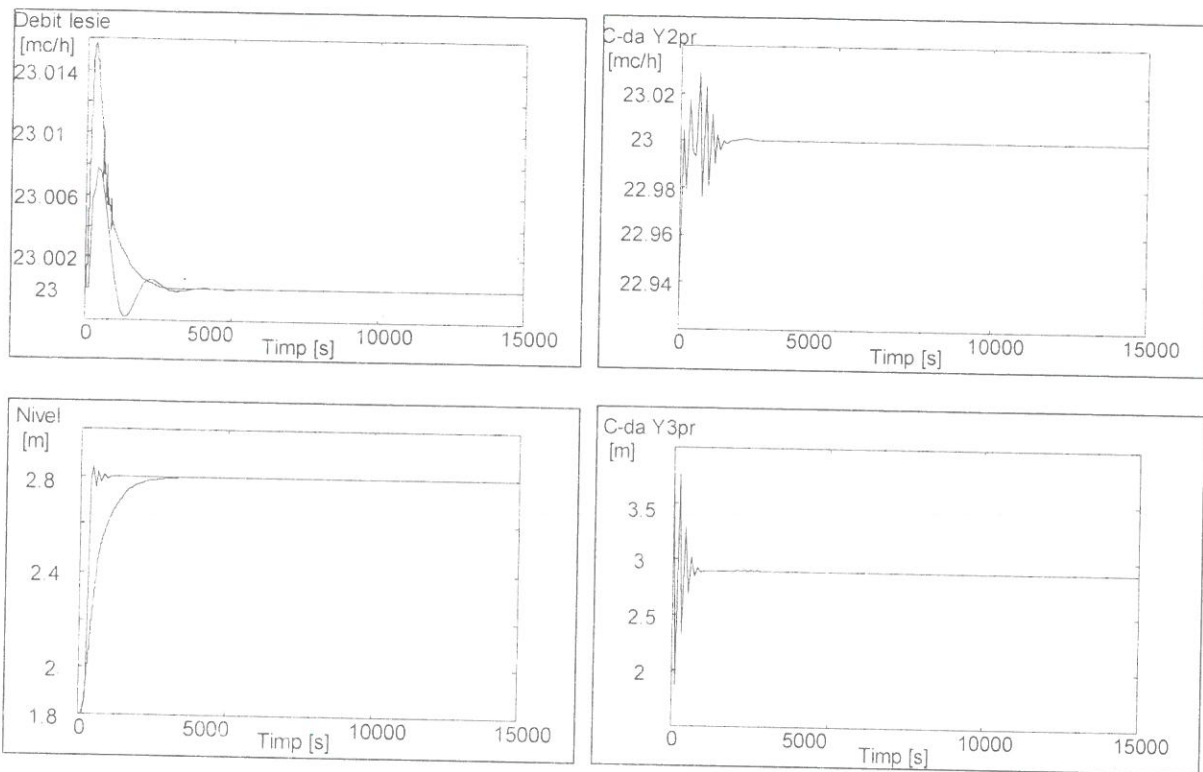


Figura 5. Influența variației treaptă a prescrierii mărimii Y3 (de la 1.8m la 2.8m) asupra mărimilor Y2 și Y3 pentru structura clasică(--), structura ierarhizată(-) și comenzile de la nivelul superior Y2pr și Y3pr

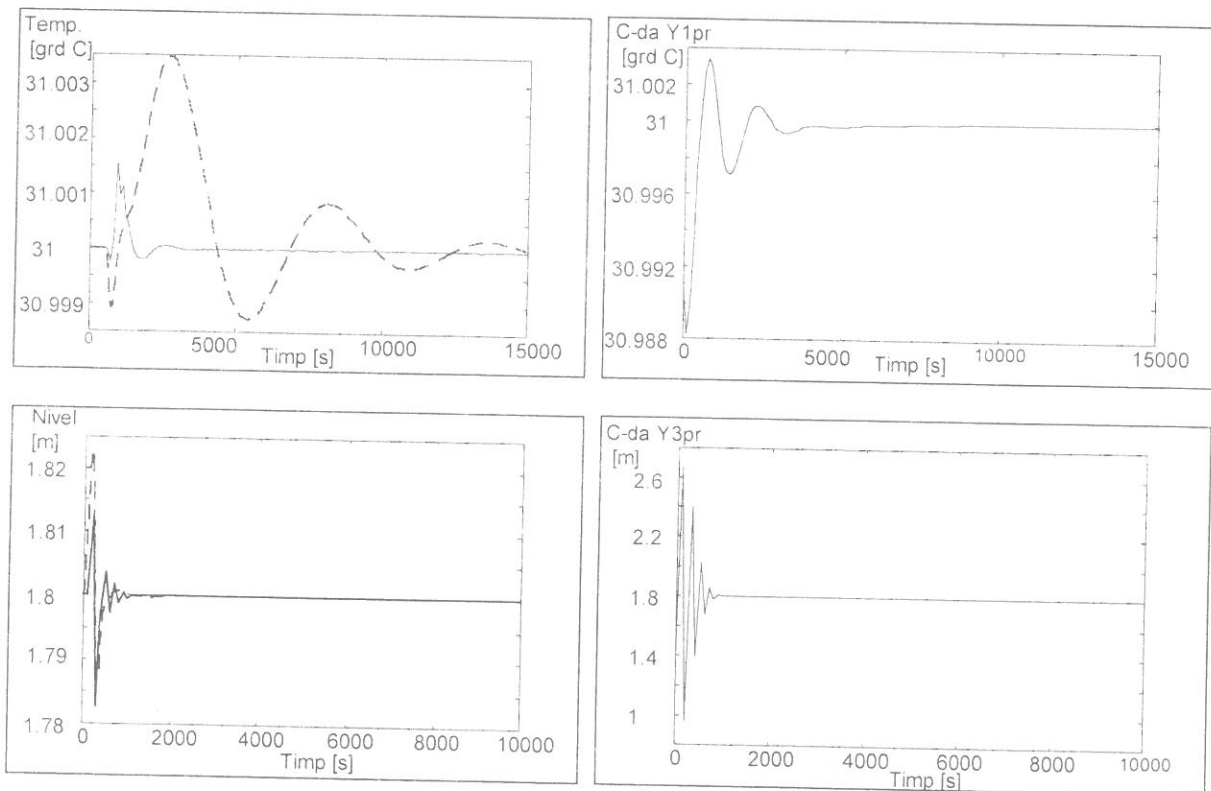


Figura 6. Influența variației treaptă a prescrierii mărimii Y4 (de la 3800 Nmc/h la 3900 Nmc/h) asupra mărimilor Y1 și Y3 pentru structura clasică(--), structura ierarhizată(-) și comenzile de la nivelul superior Y1pr și Y3pr.

Modelul matematic dinamic al reactorului

IEȘIRE/INTRARE	Variație debit apă răcire-cursă ventil [%]	Variație debit extracție-cursă ventil [%]	Variație debit alim. saramură cursă ventil [%]	Variație debit alim. CO ₂ 38 % cursă ventil [%]	Variație debit alim. CO ₂ 70% c.v. [%]
Temperatură leșie ieșire carbonator [°C]	H ₁₁	H ₁₂	H ₁₃	H ₁₄	H ₁₅
Debit leșie extras din carbonator [mc/h]	H ₂₁	H ₂₂	H ₂₃	H ₂₄	H ₂₅
Nivelul saramurii în carbonator [m]	H ₃₁	H ₃₂	H ₃₃	H ₃₄	H ₃₅
Debit gaz CO ₂ 38 % la mijlocul coloanei [Nmc/h]	H ₄₁	H ₄₂	H ₄₃	H ₄₄	H ₄₅
Debit gaz CO ₂ 70 % la baza coloanei [Nmc/h]	H ₅₁	H ₅₂	H ₅₃	H ₅₄	H ₅₅

$$\begin{aligned}
 H_{11} &= \frac{-0.833 e^{-360 s}}{(1+1223 s)(1+1232 s)(1+987 s)}; & H_{12} &= \frac{0.125 e^{-540 s}}{(1+884 s)}; & H_{13} &= H_{14} = H_{15} = 0; \\
 H_{21} &= 0; & H_{22} &= \frac{0.625}{(1+6s)}; & H_{23} &= \frac{0.35 e^{-40 s}}{(1+631 s)(1+609 s)}; & H_{24} &= \frac{0.05}{(1+240 s)}; & H_{25} &= 0 \\
 H_{31} &= 0; & H_{32} &= \frac{-0.04 e^{-180 s}}{(1+138 s)(1+149 s)(1+148 s)}; & H_{33} &= \frac{-0.023 e^{-50 s}}{(1+252 s)(1+262 s)(1+269 s)}; \\
 H_{34} &= \frac{6.1685 e^{-6}}{s^2 + 0.01976 s + 0.0006853}; & H_{35} &= \frac{8.9 e^{-6}}{s^2 + 0.01522 s + 0.0006853}; \\
 H_{41} &= 0; & H_{42} &= \frac{25 e^{-810 s}}{(1+169 s)(1+180 s)(1+159 s)}; & H_{43} &= \frac{-40 e^{-50 s}}{(1+724 s)(1+125 s)}; & H_{44} &= \frac{50}{(1+125 s)}; \\
 H_{45} &= \frac{0.21 s}{s^2 + 0.0175 s + 0.0006853}; \\
 H_{51} &= 0; & H_{52} &= \frac{37.5 e^{-60 s}}{(1+142 s)(1+130 s)^2}; & H_{53} &= \frac{-47.5 e^{-50 s}}{(1+325 s)(1+320 s)}; & H_{54} &= \frac{0.42 s}{s^2 + 0.0175 s + 0.0006853}; \\
 H_{55} &= \frac{35}{(1+17.6 s)^2}.
 \end{aligned}$$

Simulările au fost executate în mediul de lucru MATLAB și SIMULINK [6].

4. Concluzii

Utilizarea unei structuri ierarhizate de conducere a reactorului de carbonatare, organizat pe două niveluri, astfel încât nivelul de bază să fie constituit tocmai din buclele de reglare întâlnite frecvent în uzinele de sodă, iar la nivelul superior -

de un sistem de calcul, care să stabilească prescrierile reguletoarelor pe baza algoritmului reglării predictive după model prezintă avantaje evidente. Aceste avantaje se referă atât la performanțele sistemului de reglare, cât și la timpul scurt și costurile relativ mici de implementare industrială.

Din punct de vedere economic, exploatarea coloanei de carbonatare-precipitare în regim, cât mai constant are repercusiuni favorabile asupra

menținerii la o valoare ridicată a randamentului de transformare a NaCl în NaHCO₃ care influențează într-o măsură substanțială volumul de leșii prelucrate în instalațiile de recuperare a amoniacului, de saturare a saramurii cu amoniac și de purificare a saramurii. Asigurarea unui regim de funcționare constant prin automatizare poate conduce la reducerea cu 1,5-2 % a cheltuielilor pe tona de sodă.

Automatizarea evoluată a reactorului de carbonatare se poate integra într-o structură mai complexă de conducere a procesului de fabricație a sodiei care trebuie să cuprindă și alte instalații cu care interacționează puternic. Reglarea predictivă după model se dovedește a fi o metodă eficientă de introdus la nivelurile superioare ale structurilor de conducere ierarhizate.

Bibliografie

1. **FILIPESCU, L.:** Tehnologia produselor sodice și clorosodice, Editura Tehnică, București, vol. 1, 1983.
2. **HOVD, M., SKOGESTAD, S.:** Controllability Analysis for the FCCU, AIChE Annual Meeting, 1991.
3. **GHEORGHIU, V.:** Determinarea modelului matematic al reactorului de carbonatare, din liniile de sodă amoniacală, în vederea automatizării. În: Revista de Chimie nr.2 și 3, 1978.
4. **SEBORG, D.E.:** Process Dynamics and Control, Cap. 27 Predictive Control Techniques, Editura John Wiley&Sons, 1989, pp. 649-669.
5. **SHINSKEY, F.G.:** Practica sistemelor de reglare automată a proceselor industriale, Editura Tehnică, București, 1969.
6. * * *: PC-MATLAB, SIMULINK, User's Guide, MathWorks, 1994.

