

REACTOARE CHIMICE CU FUNCȚIONARE CONTINUĂ ȘI AMESTECARE (RCCA)

Structuri de control automat

Cuprins

1	SCOPUL LUCRĂRII	3
1.1	CONTEXT GENERAL	3
1.2	OBIECTIVE	3
2	CONSIDERAȚII TEORETICE.....	4
2.1	REACTOARE CU AMESTECARE ȘI FUNCȚIONARE CONTINUĂ - GENERALITATI.....	4
2.2	CONTROLUL REACTORULUI IZOTERM.....	5
2.3	CONTROLUL REACTORULUI EXOTERM CU MANTA	18
3	DESFĂȘURAREA LUCRĂRII.....	23
4	CONȚINUTUL REFERATULUI	24

1 Scopul lucrării

1.1 Context general

În această lucrare se urmărește proiectarea și implementarea unor structuri de control automat cu regulatoare de tip PID utilizând modelul matematic pentru reactoarele chimice cu amestecare și funcționare continuă realizat în cadrul laboratorului anterior,.

1.2 Obiective

Obiectivul principal al acestei lucrări este de a proiecta și a testa, prin simulare, controlul acestor reactoare folosind regulatoare de tip PID.

Pentru a realiza acest obiectiv s-au luat în considerare următoarele etape:

- Determinarea stabilității în punctele statice de funcționare;
- Realizarea buclelor de control cu regulatoare PID și acordarea reguletoarelor;
- Testare sistemului cu regulatoare PID și verificarea performanțelor în buclă închisă.

2 Considerații teoretice

2.1 Reactoare cu amestecare și funcționare continuă - generalitati

În industria chimică, reactorul cu amestecare și funcționare continuă este o unitate a instalației chimice în care un produs final dorit este produs la o temperatură specificată. Controlul parametrilor reactorului chimic este o sarcină dificilă în industria de proces, deoarece este considerat a fi un sistem extrem de neliniar. O eficiență ridicată a reactorului poate fi obținută numai dacă se aplică o abordare eficientă de control în toate condițiile de funcționare. În ultimii ani, pentru acest tip de reactoare au fost dezvoltate diferite metode de control. Cu toate acestea, regulatorul cu structură PID a s-a dovedit a fi cea mai simplă și utilizată variantă pentru industria de proces. Regulatele convenționale asigură funcționarea sigură și satisfăcătoare pentru sistemele invariante, liniare de timp. În cazul reactoarelor, atât timp cât procesul se desfășoară într-un interval suficient de aproape de un anumit punct de operare, regulatele PID pot asigura performanțe acceptabile de control. Nu vor fi prezentate explicit metode de proiectare/acordare a regulatelelor, considerându-se că bazele acestei etape sunt cunoscute de la alte discipline.

Regulatele PID sunt încă utilizate pe scară largă în peste 90% din aplicațiile industriale deoarece nicio altă metodă avansată de control nu conferă simplitatea, funcționalitatea clară, aplicabilitatea și ușurința de utilizare asigurate de acest regulator. Regulatorul PID acordat într-un anumit punct de operare nu va oferi un răspuns satisfăcător atunci când există o abatere semnificativă în intervalul de operare al procesului. Prin urmare, au fost propuse pe scară largă în ultimele decenii structuri avansate de control bazate pe regulate PID. Reactoarele cu amestecare și funcționare continuă prezintă adesea o dinamică foarte neliniară, în special atunci când sunt prezente reacții consecutive și secundare. Pot apărea bifurcații în mai multe stări de echilibru. În plus, modelul matematic al procesului în majoritatea cazurilor este cunoscut doar cu precizie limitată, astfel încât cerințele de robustețe asupra schemei de control al procesului sunt perfect justificate. Feedback-ul clasic liniar PID, de multe ori nu atinge performanțe satisfăcătoare.

Se va folosi în continuare chema de bază a unui reactor cu amestecare și funcționare continuă:

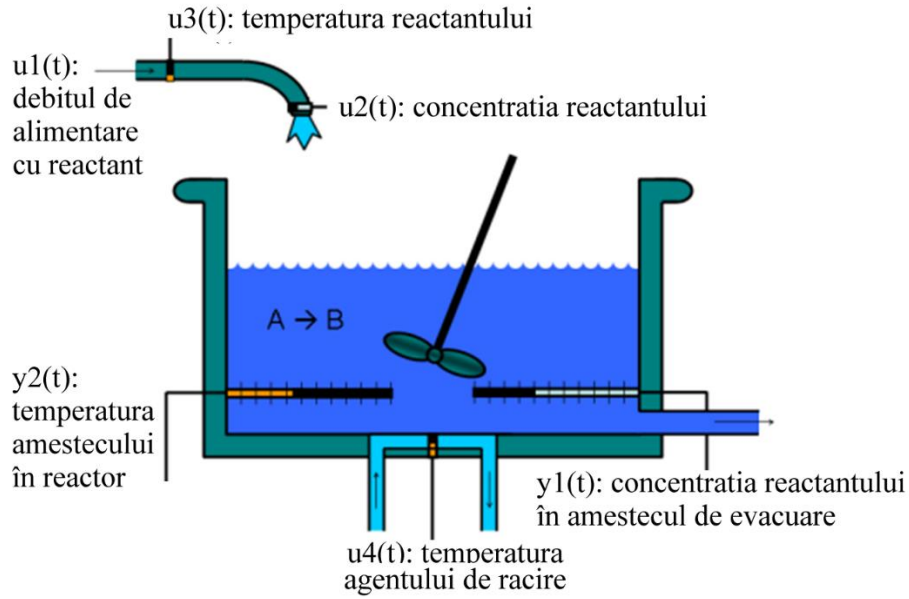


Figura 2.1 Schemă funcțională reactor

2.2 Controlul reactorului izoterm

Pentru implementarea modelului reactorului izoterm se consideră ca și mărime de control (mărime manipulată) debitul de intrare al reactantului (q). Pentru a obține cazul izoterm în Simulink se pot folosi trei ecuații: ecuația vitezei de reacție k , ecuația de bilanț masic pentru concentrația reactantului în reziduu c și ecuația de bilanț masic pentru concentrația produsului c_1 .

$$k = k_0 \cdot e^{-\frac{E}{R \cdot T}} \quad (2.1)$$

$$V \cdot \left(\frac{dc(t)}{dt} \right) = q(t) \cdot c_i(t) - q(t) \cdot c(t) - V \cdot k \cdot c(t) \quad (2.2)$$

$$V \cdot \left(\frac{dc_1(t)}{dt} \right) = -q(t) \cdot c_1(t) + V \cdot k \cdot c(t) \quad (2.3)$$

Ca și în cazul lucrării de laborator anterioare, în care s-au implementat și simulat modelele reactorului, implementăm fiecare ecuație folosită ca și un subsistem, iar apoi conectăm aceste subsisteme împreună pentru a realiza sistemul pentru reactorul izoterm.

Subsistemul pentru ecuația vitezei de reacție k :

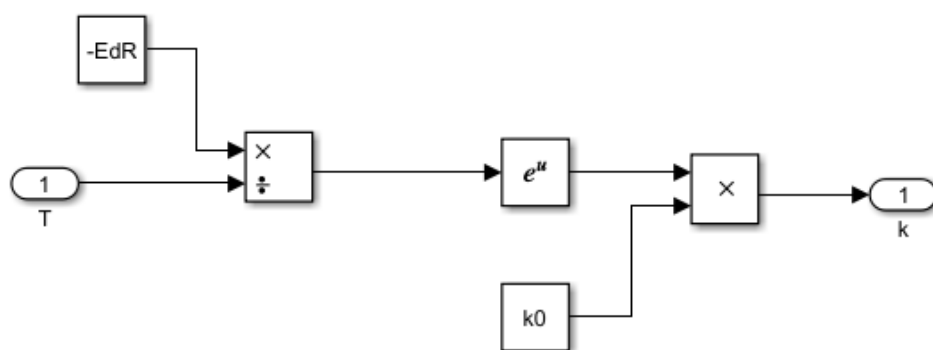


Figura 2.2 Model simulink pentru ecuația vitezei de reacție

Subsistemul pentru ecuația de bilanț masic pentru concentrația reactantului c:

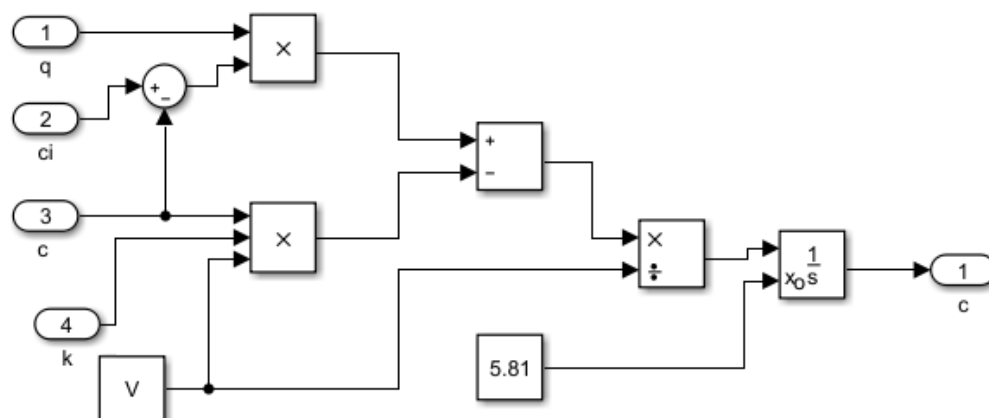


Figura 2.3 Model simulink pentru ecuația de bilanț masic pentru concentrația reactantului c

Subsistemul pentru ecuația de bilanț masic pentru concentrația produsului c1:

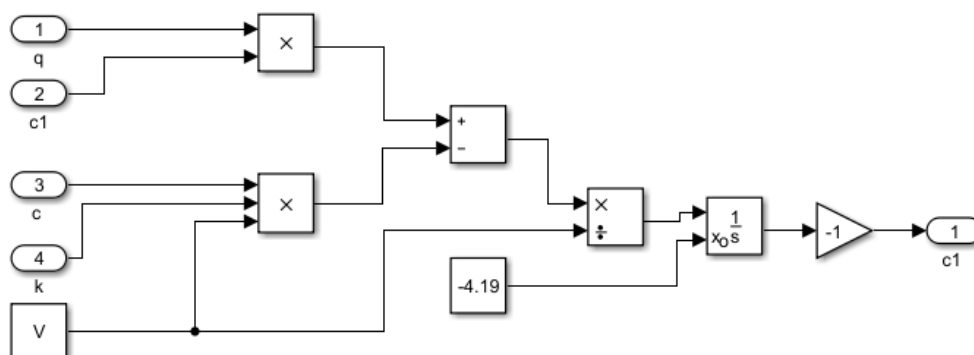


Figura 2.4 Model simulink pentru ecuația de bilanț masic pentru concentrația produsului c1

Folosind aceste trei subsisteme, și având considerând temperatura de reacție ca fiind 298K, putem realiza schema Simulink pentru reactorul izoterm. Se va implementa și o variantă de model utilizând funcții matlab în loc de blocuri elementare Simulink.

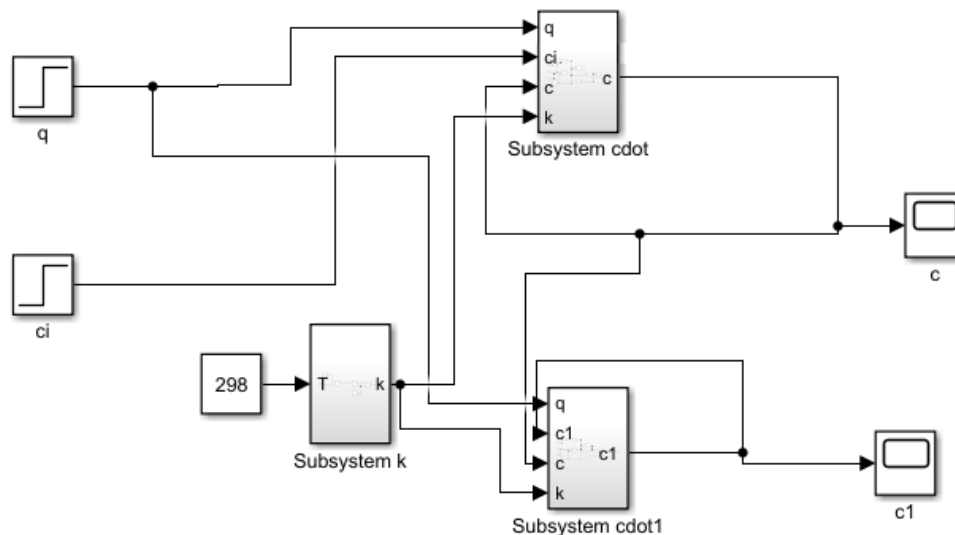


Figura 2.5 Model simulink complet, caz izoterm

În continuare vom folosi coeficientul de conversie al reactantului în produs, definit astfel:

$$\chi = \frac{c_i^0 - c_i}{c_i^0} \quad (2.4)$$

Pentru inițializarea parametrilor cinetici, constructivi și parametrii intrărilor se vor folosi următoarele date:

$$E=49584[\text{kJ/kmol}]$$

$$h=2.335[\text{m}]$$

$$R=8.32[\text{kJ}/(\text{kmol})(\text{K})]$$

$$k_0=34930800[1/\text{h}]$$

$$V=10[\text{m}^3]$$

$$A=21.4[\text{m}^2]$$

$$c_{i0}=10[\text{kmol}/\text{m}^3]$$

$$q_0=10[\text{m}^3/\text{h}]$$

$$T_{i0}=25+273[\text{K}]$$

Simulând sistemul nostru cu aceste date ajungem la o valoare staționară a concentrației reactantului în reziduu la ieșire de 9.32 kmol/m³.

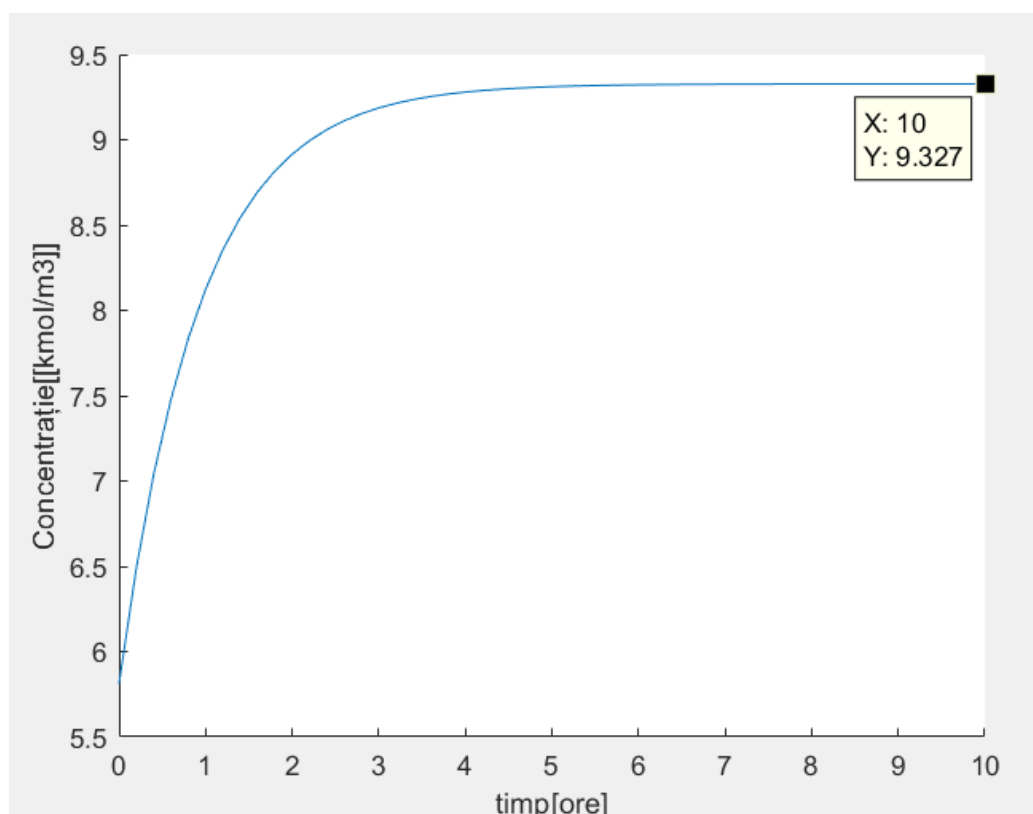


Figura 2.6 Simulare cu parametrii de bază

Cu aceste date se obține un coeficient de conversie al reactantului în produs de 0.067, această valoare fiind prea mică pentru ca acest proces să fie rentabil. Pentru a face procesul mai rentabil avem două posibilități: creșterea volumul reactorului sau micșorarea debitul de reactant. S-a ales mărirea volumului reactorului de 10 ori, rezultând noua valoare $V=100[m^3]$. Pentru noile valori s-a resimulat sistemul, s-a recalculat valoare staționară a concentrației reactantului în reziduu la ieșire, valoarea nouă fiind 5.81 kmol/m^3 . Cu această nouă valoare s-a recalculat coeficientul de conversie al reactantului în produs, noua valoare a acestuia fiind 0.419, aceasta fiind o valoare acceptabilă, procesul începe să fie rentabil. În continuare, în simulări vor fi considerate aceste valori.

Ca și model liniarizat vom avea câte o funcție de transfer de ordinul I și pentru funcția de transfer de la intrarea q la ieșirea c , dar și de la intrarea c_i la ieșirea c .

Valorile modelului liniarizat se pot afla atât utilizând formulele pentru funcții de transfer din notițele de curs cât și din identificare dând câte o treaptă de 10% pe intrările q și c_i și verificând graficul rezultat la ieșirea c .

Graficele folosite pentru identificare sunt următoarele:

De la q la c :

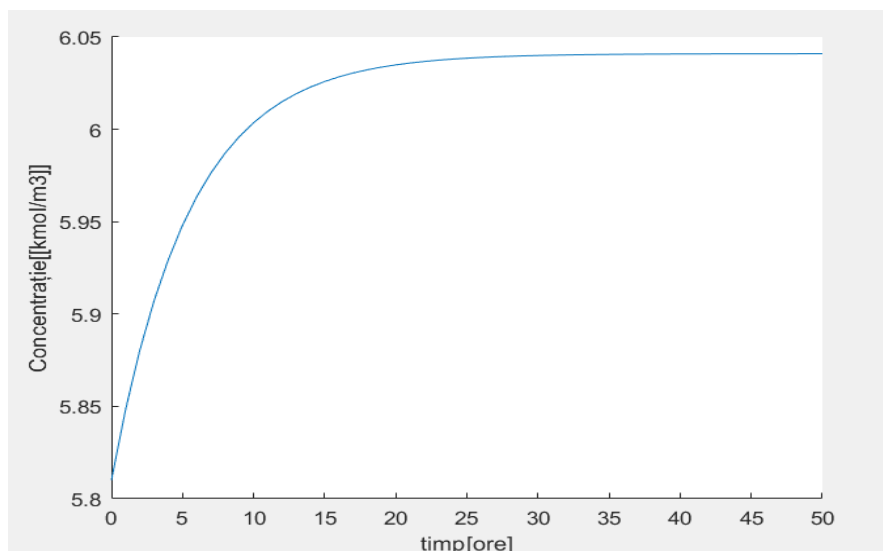


Figura 2.7 Grafic pentru identificare de la intrarea q la ieșirea c rezultând în funcția de transfer:

$$\frac{0.243}{5.81 s + 1}$$

Figura 2.8 Funcția de transfer de la q la c

De la c_i la c :

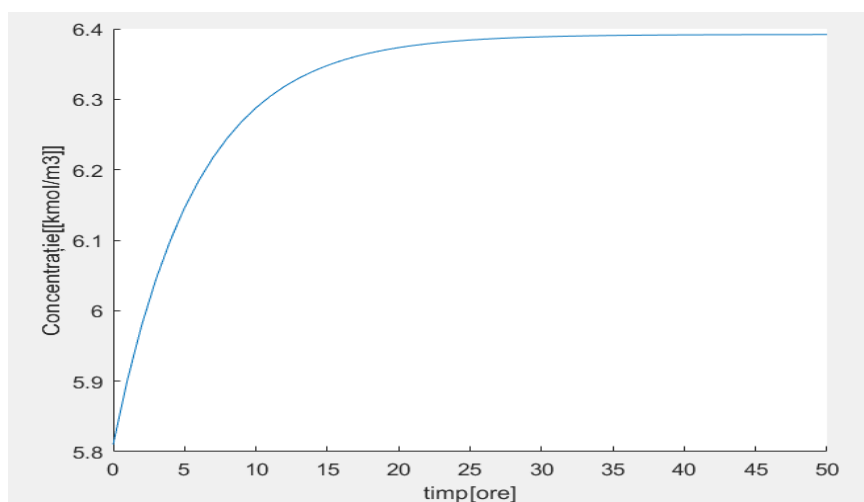


Figura 2.9 Grafic pentru identificare de la intrarea c_i la ieșirea c Rezultând în funcția de transfer:

$$\frac{0.581}{5.81 s + 1}$$

Figura 2.10 Funcția de transfer de la c_i la c

De la q la c_1 :

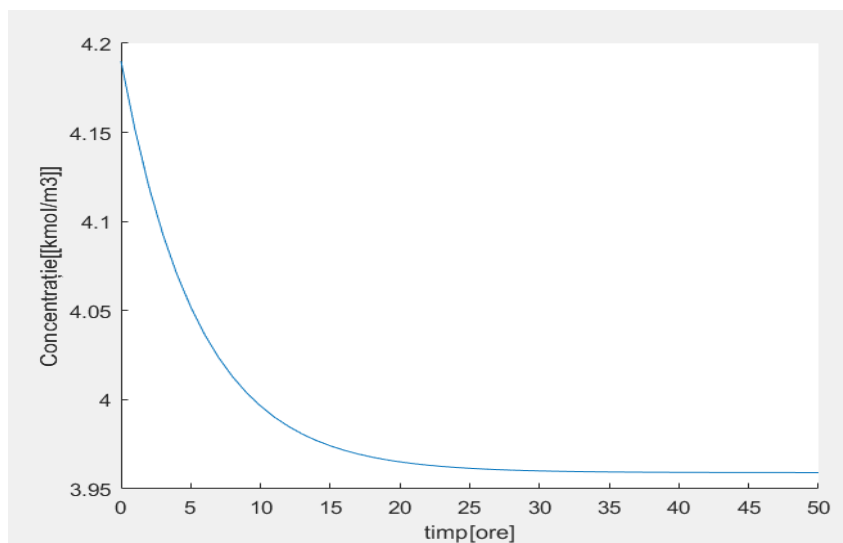


Figura 2.11 Grafic pentru identificare de la intrarea q la ieșirea c_1

Rezultând în funcția de transfer:

$$\frac{-4.348}{5.81 s + 1}$$

Figura 2.12 Funcția de transfer de la q la c_1

Iar ultima de la c_i la c_1 :

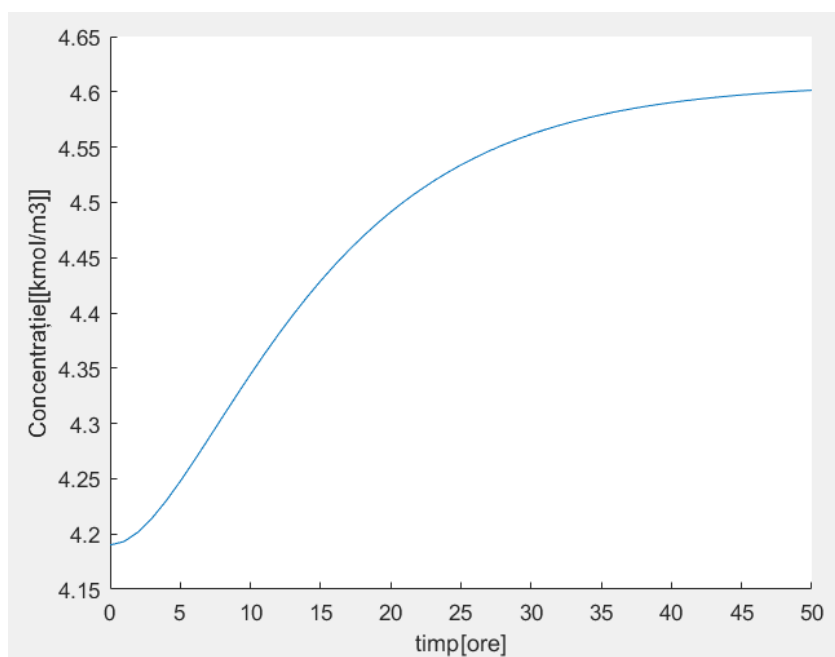


Figura 2.13 Grafic pentru identificare de la intrarea c_i la ieșirea c_1

Rezultând în funcția de transfer aproximată cu o funcție de transfer de ordin 1:

$$\frac{2.439}{11.62 s + 1}$$

Figura 2.14 Funcția de transfer de la ci la cl

Pentru acordarea reglulatorului se va folosi metoda H0 impus. Această metodă constă în impunerea unui răspuns corespunzător unei funcții de ordinul I în buclă închisă și a unui timp de răspuns dorit. Din valoarea timpului de răspuns în buclă închisă se determină funcția de transfer a sistemului în buclă închisă, iar de aici știind funcția de transfer a părții fixate se poate calcula reglatorul, care în cazul nostru va fi reglator de tip PI.

Ca și intrare de control în sistem folosim intrarea q, ca și perturbație considerăm intrarea ci, iar ca și ieșire din sistem folosim ieșirea c. Se impune un timp de răspuns de o oră. Calculul reglatorului se poate realiza cu următorul program Matlab:

```
K1=0.243;
Tri=5.81;
hqc=tf(K1,[Tri 1]);
h0impus=tf(1,[1 1]);
hregulatorqc=h0impus/(hqc*(1-h0impus));
hregulator=minreal(hregulatorqc);
```

Figura 2.15 Calculul reglatorului, metoda Ho impus

După acest calcul ne rezultă reglatorul în formă minimizată, cu funcția de transfer:

$$\frac{23.91 s + 4.115}{s}$$

Figura 2.16 Funcția de transfer pentru reglator

Observăm că acesta este un reglator de tip PI, cu următorii parametri:

$K_p=23.91$ $K_i=4.115$ $T_i=5.8104$.

Dacă testăm acest reglator împreună cu partea fixată observăm că de la un timp de răspuns de $4 \cdot 5.81 = 23.24$ ore (aceasta fiind doar pentru partea fixată) se ajunge la un timp de răspuns de $4 \cdot 1 = 4$ ore.

Grafic parte fixată:

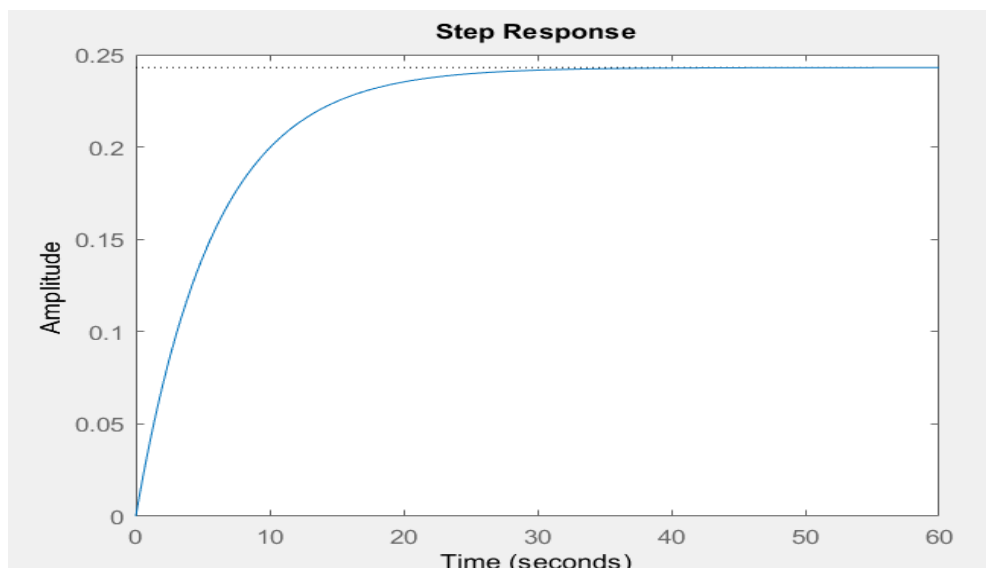


Figura 2.17 Simulare step, parte fixată

Grafic sistem buclă închisă cu regulator

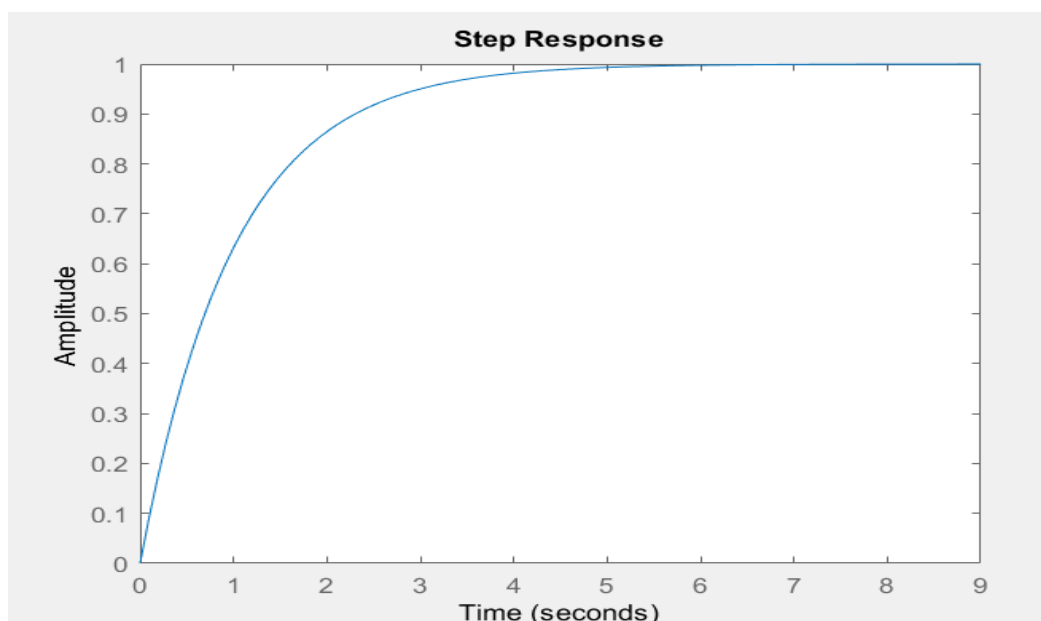


Figura 2.18 Simulare step, buclă închisă

Pentru a putea vedea efectul perturbațiilor pe sistemul nostru sistemul trebuie implementat în programul Simulink.

Pentru simulare s-au simulat trei ipostaze: regulator+sistem liniarizat, sistem presupus în buclă închisă și regulator+sistem neliniar.

Treapta pe referință s-a considerat o treaptă de 10% din valoarea punctului de funcționare la momentul $t=0$ ore, iar treapta de perturbație s-a considerat o treaptă de 10% la momentul $t=15$ ore pe intrarea ci.

Diagrama Simulink realizată pentru această simulare este următoarea:

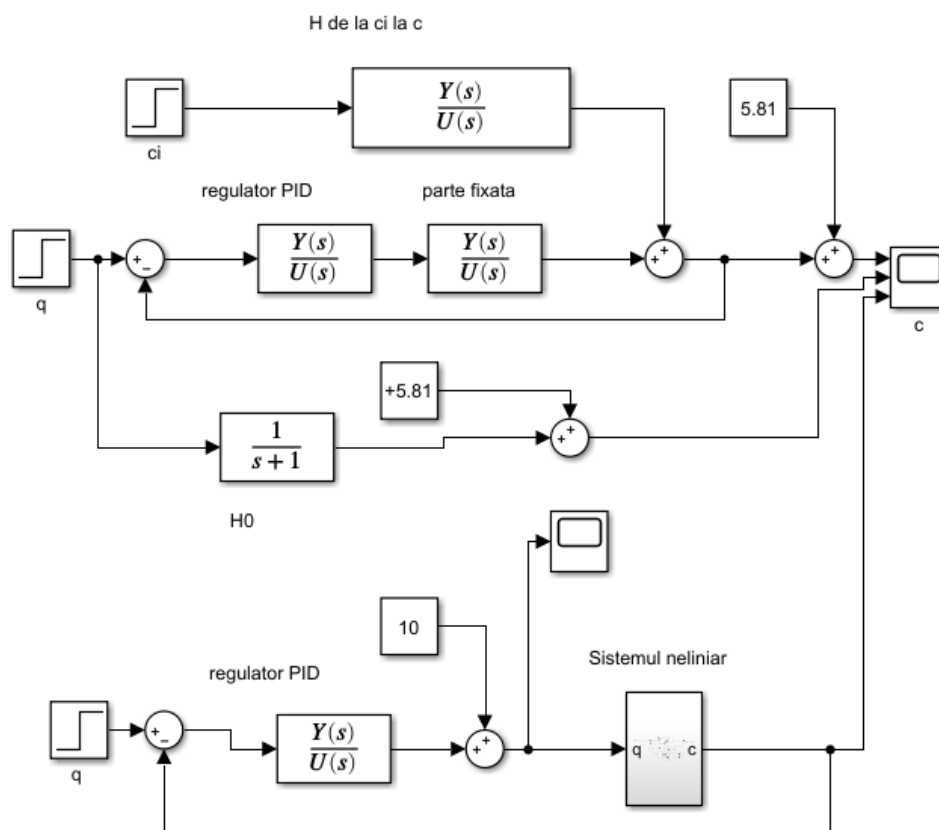


Figura 2.19 Schemă simulink pentru compararea reglării sistemului liniar cu cel neliniar

Rezultatul simulării:

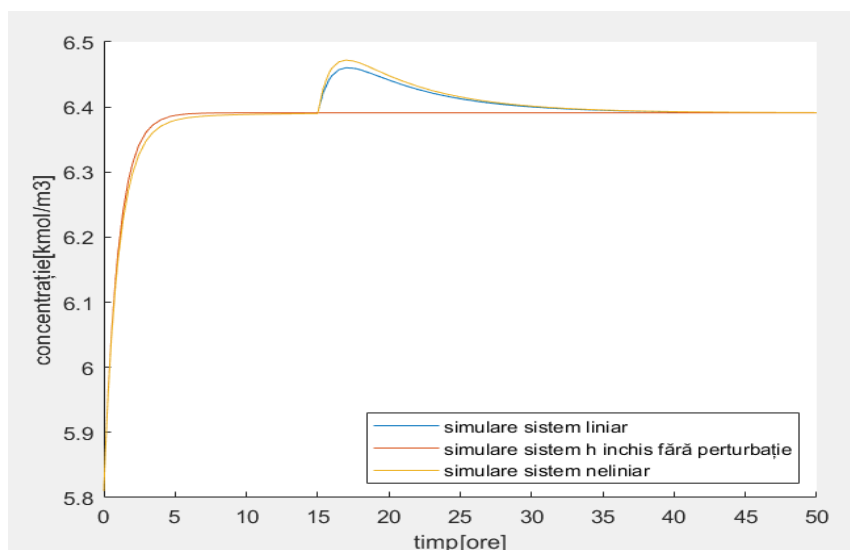


Figura 2.20 Rezultatul simulării figurii 3.49

Se observă o comportare foarte asemănătoare între sistemul liniar și neliniar, dar la apariția unei perturbații se observă că timpul de rejectare a perturbației este destul de mare

(20 de ore). S-ar putea modifica timpul de răspuns al buclei închise, dar acest lucru poate duce la saturarea elementului de execuție, astfel deformând răspunsul sistemului în buclă închisă. Pentru a preveni această problemă se folosesc regulatoare de tip PID care au deja implementate tehnici de desaturare sau se implementează un regulator PID discret prin suma componentelor separate și se pune bloc de saturare la fiecare componentă și la fel la ieșire. Limitele de saturare se consideră 0-20 pentru elementul de control, la această valoare vine adăugat valoarea de corespunzătoare punctului de funcționare a debitului de intrare de 10, rezultând limite de saturare pentru elementul de execuție de 10-30 (pentru simplitate s-a omis unitatea de măsură).

Cele trei metode implementate pentru desaturare au fost următoarele:

Folosirea regulatorului PID continuu din Matlab adăugând limite de saturație dar fără validarea unei metode de desaturare (Anti-windup Method: none):

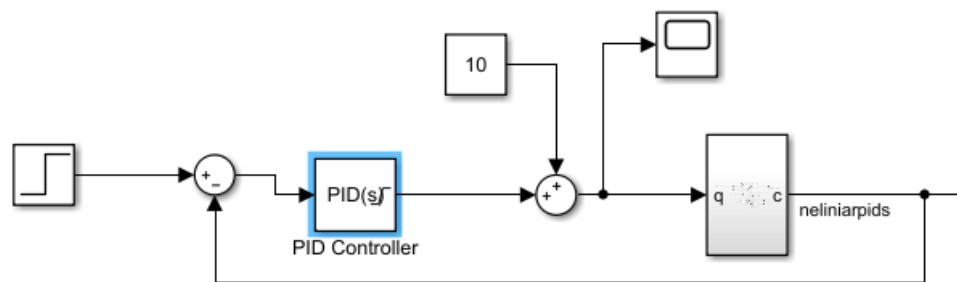


Figura 2.21 Schemă sistem pe model nelinier cu control PID continuu cu limitarea ieșirii, dar fără desaturare

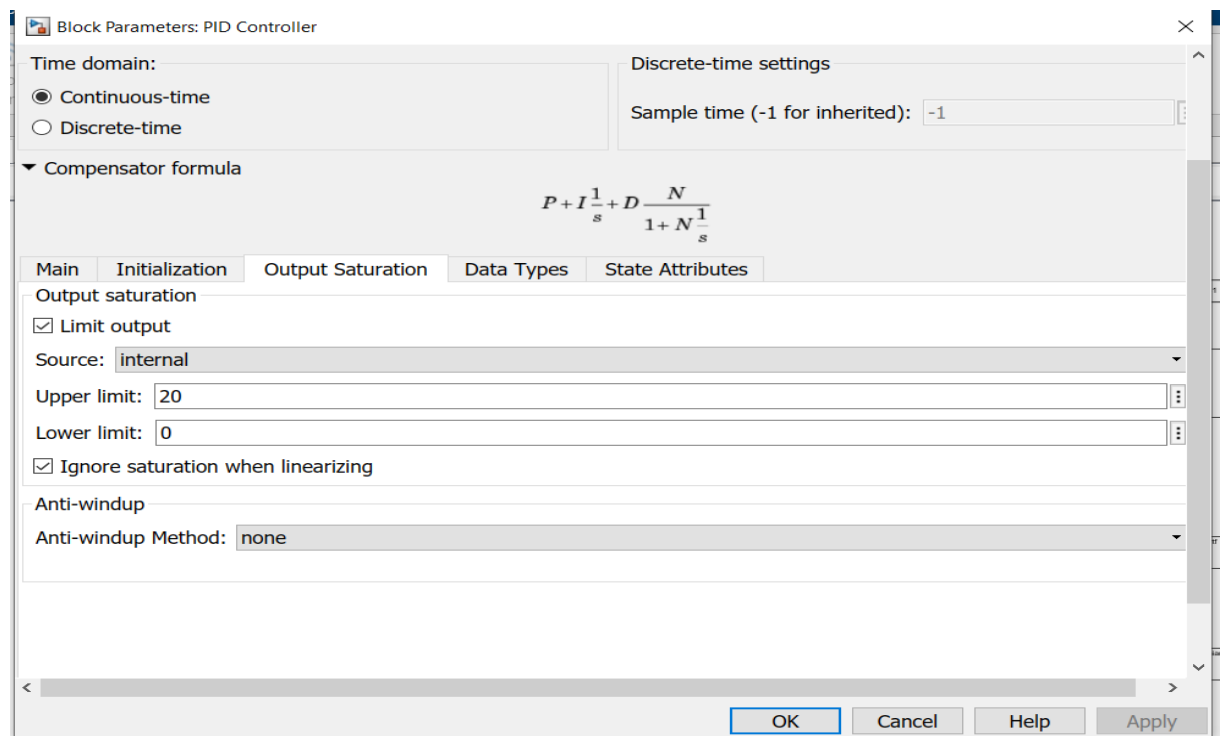


Figura 2.22 Configurarea saturației ieșirii regulatorului PID în Matlab/Simulink

Folosirea regulatorului PID discret din Matlab adăugând limite de saturație și validarea unei metode de desaturare (Anti-windup Method: clamping):

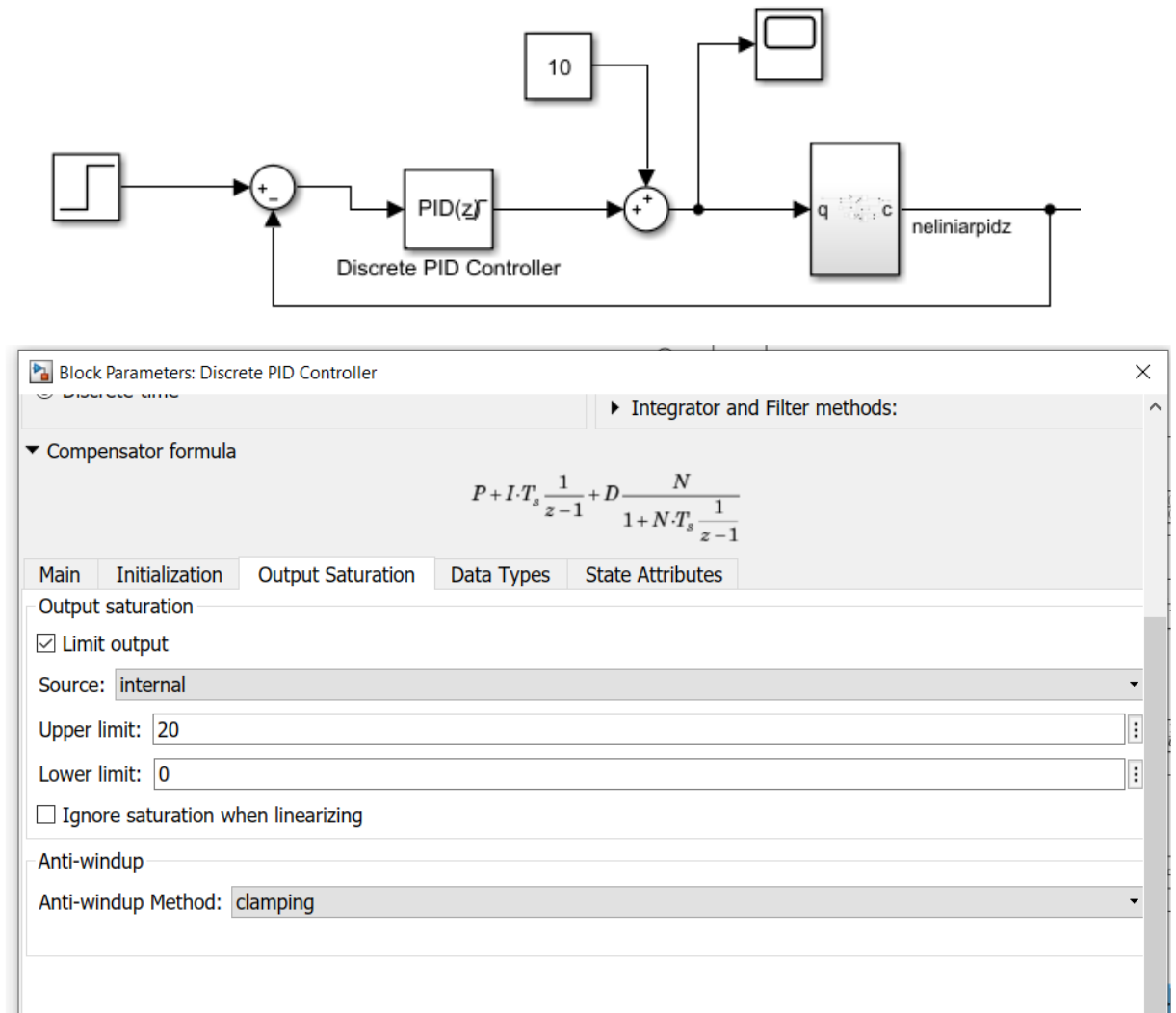


Figura 2.23 Schemă sistem nelinier cu control PID discret cu limite de saturație și metodă de desaturare

Implementarea unui regulator PID discret cu desaturare avansată prin însumarea a celor trei semnale P I și D , saturarea efectului integrator și saturarea sumei:

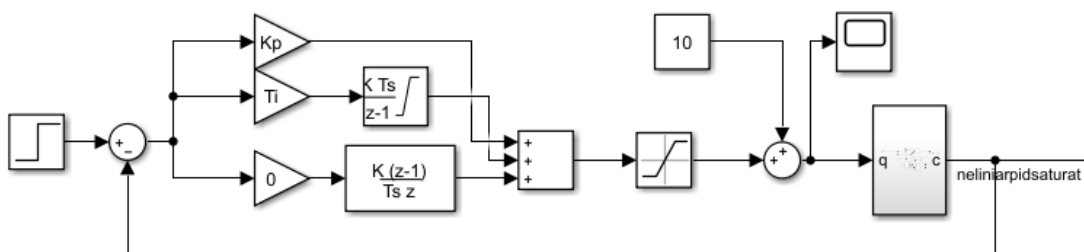


Figura 2.24 Schemă sistem nelinier cu control PID discret prin însumarea celor trei semnale P I D, saturat la final

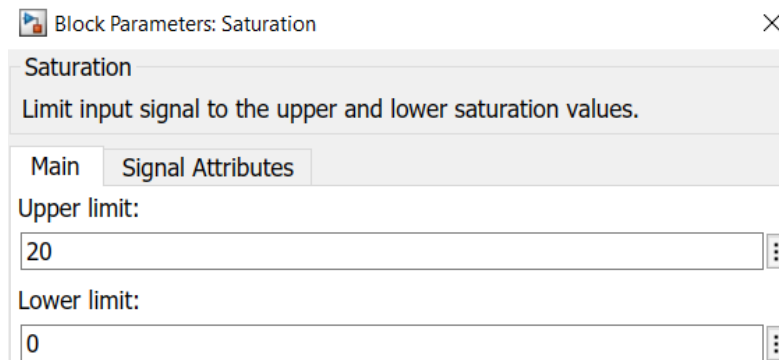


Figura 2.25 Bloc de saturație specializat Simulink

Folosind aceste metode putem scădea timpul de răspuns din bucla închisă la 0.1 ore fără să avem probleme cu saturarea valorilor care ar modifica ieșirea.

Pot fi implementate și alte metode avansate de desaturare, spre exemplu blocarea efectului integrator prin conectarea la 0 a intrării când ieșirea acestuia ajunge la saturație.

Regulatorul PID pentru acest nou timp de răspuns al buclei închise este:

$$\frac{239.1 \text{ s} + 41.15}{s}$$

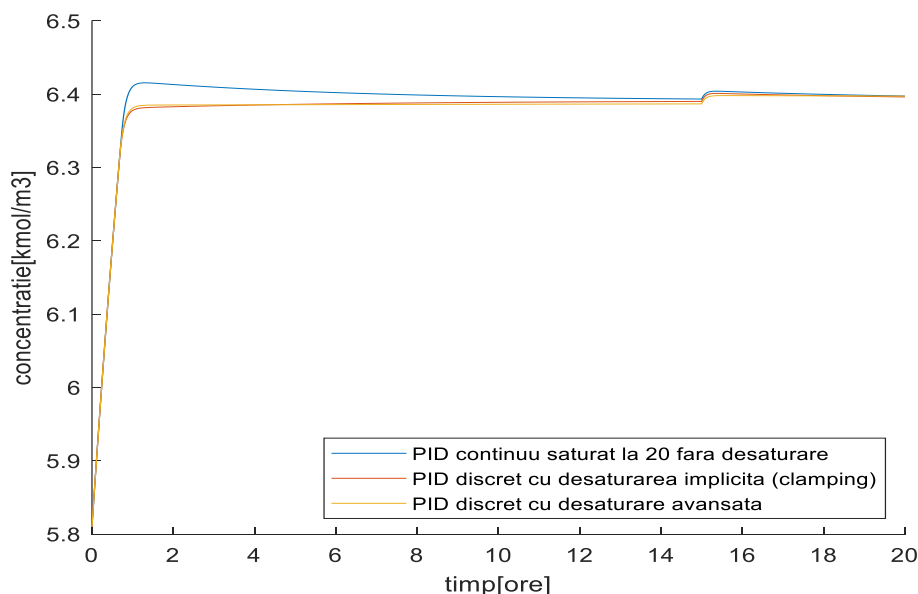
Figura 2.26 Regulator PID pentru sistemul cu constantă de timp de 0.1 ore

cu valorile $K_p=239.1$ $K_i=41.15$ și $T_i=5.8104$.

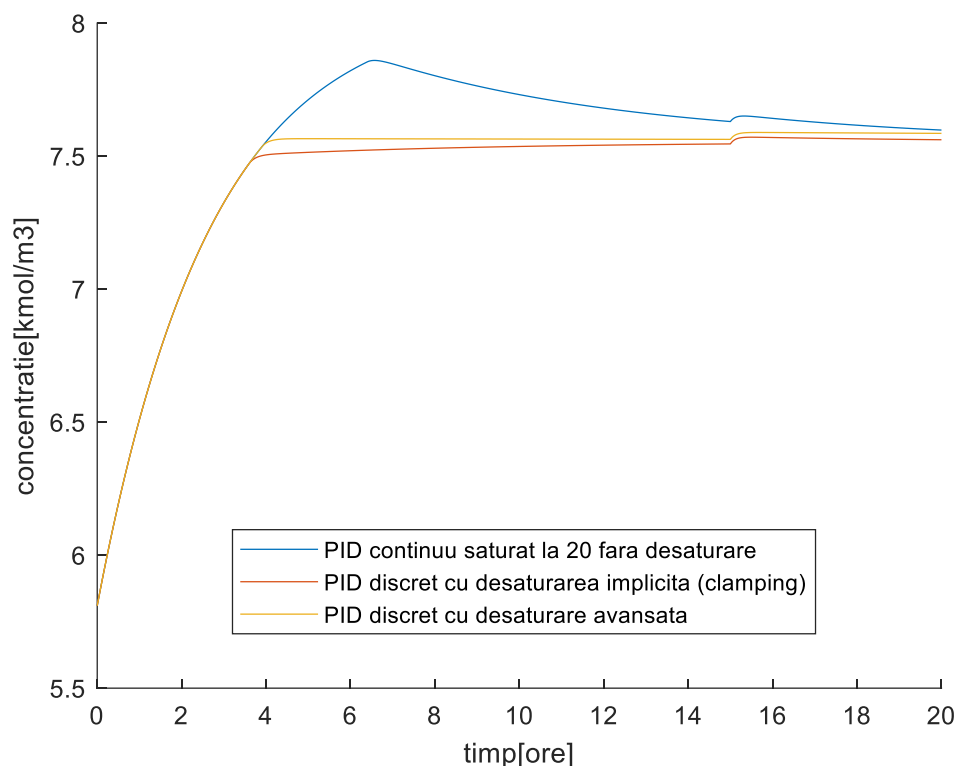
Simulările s-au făcut cu aceeași parametrii de intrare. Treapta de intrare s-a considerat o treaptă de 10% din valoarea punctului de funcționare la momentul $t=0$ ore ($5.81 \cdot 1.1 = 6.39$), iar treapta de perturbație s-a considerat o treaptă de 10% la momentul $t=15$ ore.

Simulând, se vede pe grafic o rejectare bună a perturbației, toate cele trei regulatoare PID comportându-se satisfăcător.

Figura 2.27. Răspunsul sistemului cu regulatoarele cu desaturare



Din acest grafic nu rezultă o diferență semnificativă între cazul cu regulator fara desaturare (albastru) și cele 2 cazuri cu metoda de desaturare. Cu cât saltul pe referiță este mai mare (30% în graficul următor) efectul negativ în cazul fără desaturare este mai pregnant.



Cu aceste considerente se consideră încheiată problema controlul reactorului izoterm. Se pot dezvolta structuri avansate de control automat în cascadă sau feedforward în funcție de perturbațiile considerate.

2.3 Controlul reactorului exoterm cu manta

Noile notații pentru manta sunt următoarele (a se urmări notițele de curs):

q_r - debitul agentului de răcire [m^3/h]

ρ_r - densitatea medie a agentului de răcire [kg/m^3];

c_{pr} - căldura specifică medie a agentului de răcire [$kJ/kg \cdot K$];

V_m - volumul mantalei [m^3];

T_{ri} - temperatura agentului de răcire la intrarea în manta [K];

T_r - temperatura agentului de răcire în manta și la ieșirea din manta [K].

Reactorul exoterm cu manta are la bază aceeași ecuații pentru viteza de reacție(3.6), pentru bilanț masic și pentru bilanț termic (3.4), pe care le-am folosit în lucrarea de laborator precedentă pentru modelarea reactorului exoterm simplificat, dar are în plus o ecuație de bilanț termic pentru temperatura din manta (ca intrare pentru controlul temperaturii în reactor a fost folosită temperatura agentului de răcire T_r din manta dar aceasta nu poate fi o mărime manipulabilă – mărimea manipulată corespunzătoare este debitul agentului de răcire q_r , care la intrarea în manta are temperatura T_{ri}).

Ecuația bilanțului termic din manta este următoarea:

$$\rho_r V_m c_{pr} \left(\frac{dT_r(t)}{dt} \right) = \rho_r q_r(t) c_{pr} [T_{ri}(t) - T_r(t)] + k_T A [T(t) - T_r(t)] \quad (2.5)$$

Pentru modelarea bilanțului termic din manta s-a realizat următorul subsistem în programul Simulink:

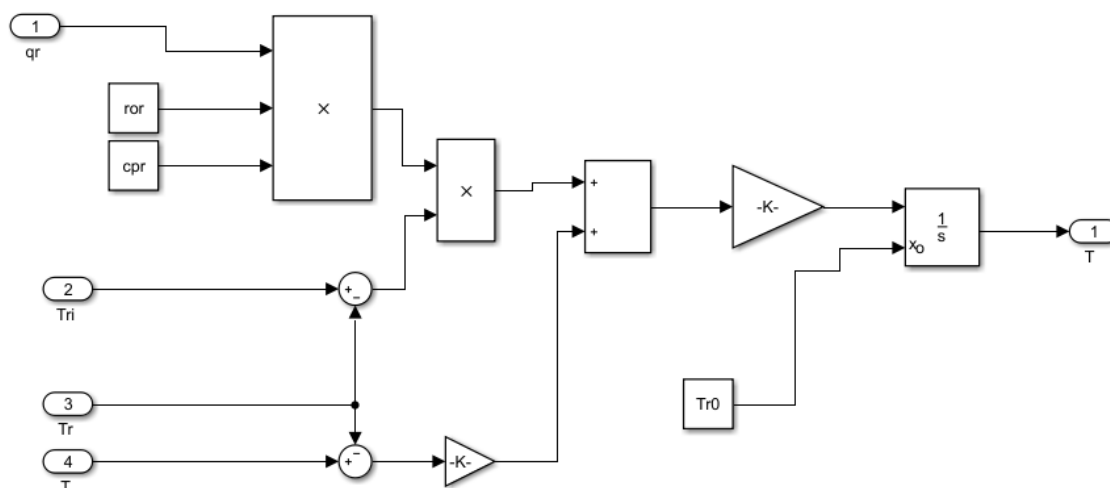


Figura 2.28 Bilanțul termic în manta

Adăugând acest subsistem la sistemul nostru vom avea sistemul complet pentru reactorul exoterm cu amestecare și funcționare continuă, acest sistem arătând astfel:

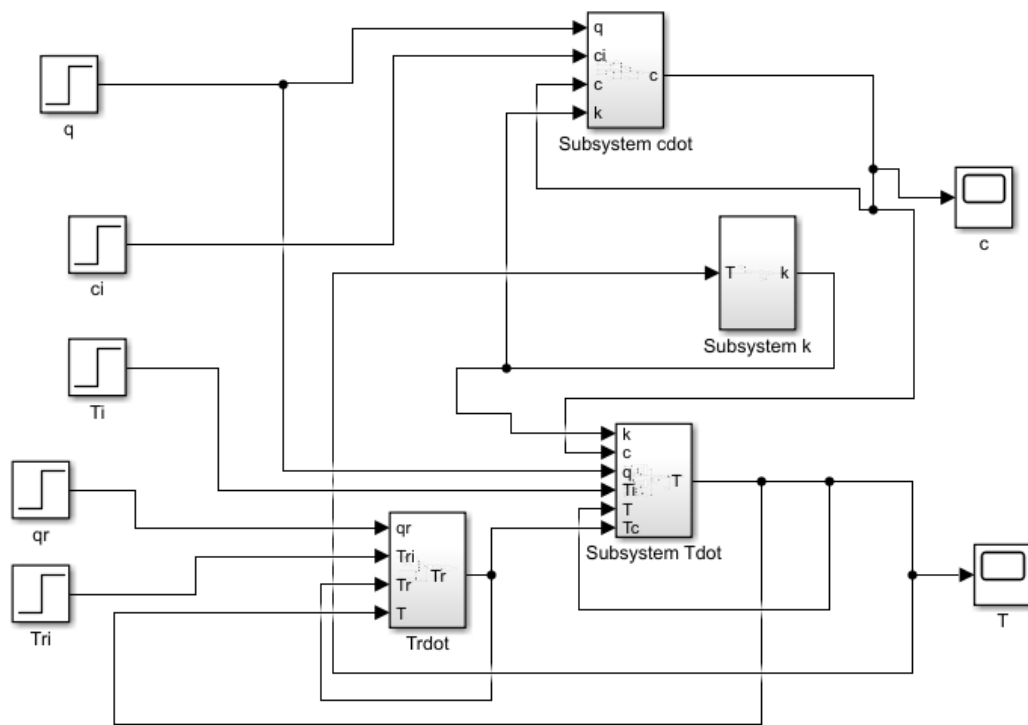


Figura 2.29 Sistem reactor exoterm cu manta

Datele inițiale și constructive considerate în continuare au în vedere asigurarea unei productivități acceptabile (coeficientul de conversie de 0.5) cât și asigurarea controlabilității procesului în special pentru bucla de temperatură (indicele de stabilitate al reactorului de 0.5 (ISR – detaliat în notițele de curs)). Având în vedere aceste precizări se consideră următoarele valori:

$$E=49584[\text{kJ/kmol}]$$

$$- \Delta H=24953[\text{kJ/kmol}]$$

$$R=8.32[\text{kJ}/(\text{kmol})(\text{K})]$$

$$k_0=34930800[1/\text{h}]$$

$$rcp=2093[\text{kJ}/(\text{m}^3)(\text{K})]$$

$$kT=293[\text{kJ}/(\text{m}^2)*(\text{K})*(\text{H})]$$

$$V=10[\text{m}^3]$$

$$A=21.4*3[\text{m}^2]$$

$$ci_0=10[\text{kmol}/\text{m}^3]$$

$$q_0=4 [\text{m}^3/\text{h}]$$

$$Ti_0=25+273[\text{K}]$$

$$qr=5[\text{m}^3/\text{h}]$$

$$\rho_r = 1000 [\text{kg/m}^3]$$

$$c_{pr} = 3.8 [\text{kJ/kg} \cdot \text{K}]$$

$$V_m = 3 [\text{m}^3]$$

$$T_{ri} = 25 + 273 [\text{K}]$$

Pentru aceste date, simulând sistemul, ne rezultă valori de staționare pentru următorii parametri: $T = 326.2 \text{ K}$, $c = 4.96 \text{ kmol/m}^3$. Se mai pot modifica debitele de intrare reactant și agent de racire, volumul reactorului sau suprafața de schimb termic astfel ca să se obțină o valoare mai mare a coeficientului de conversie, dar având grijă ca ISR să rămână în intervalul 0.5-0.6

Pentru liniarizare se poate folosi fie determinarea modelului liniarizat în spațiul stărilor și apoi determinare funcțiilor de transfer, fie comanda Matlab "linmod" cu sistemul modificat:

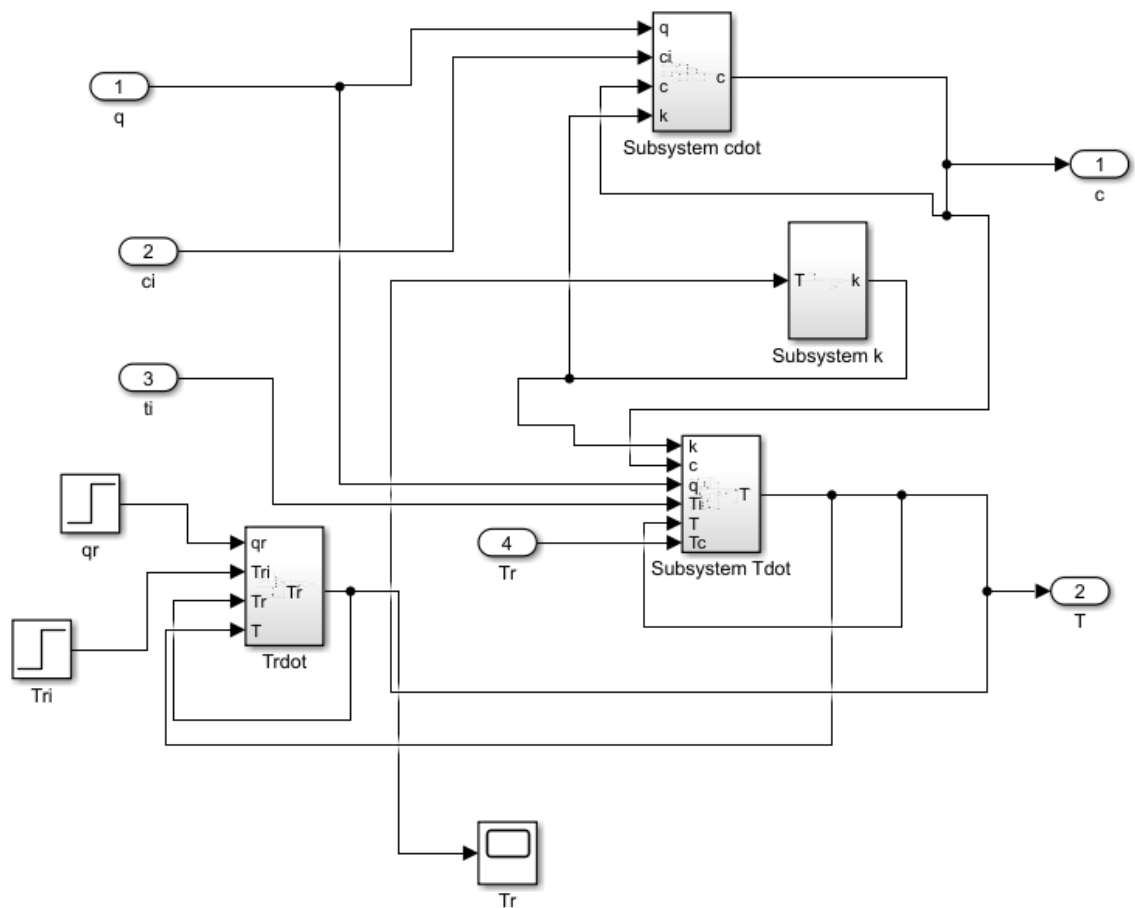


Figura 2.30 Sistem modificat pentru liniarizare

Dacă se folosește modelul liniarizat în spațiul stărilor se amintește structura acestui model - o schemă bloc de forma:

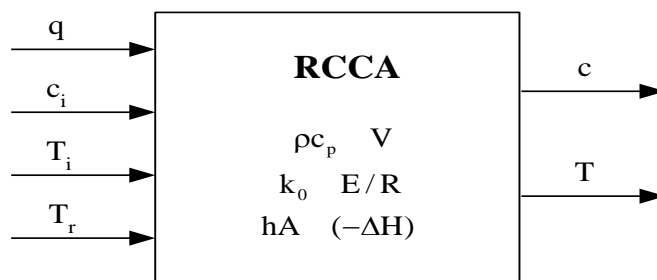


Figura 2.6131 Schema bloc reactor

Variabilele de ieșire sunt c (concentrația reactantului în amestecul de evacuare) și T (temperatura amestecului în reactor), iar variabilele de intrare sunt q , c_i , T_i și T_r (debitul de alimentare, concentrația reactantului în alimentare, temperatura reactantului în alimentare și temperatura agentului de răcire).

Se obțin funcțiile de transfer corespunzătoare, dintre care cele mai importante sunt detaliate mai jos.

De la intrarea q la ieșirea c :

$$H_{qc} = \frac{0.4 \text{ s} - 0.01879}{s^2 + 0.7592 \text{ s} + 0.5087}$$

De la intrarea c_i la ieșirea c :

$$H_{cic} = \frac{0.5038 \text{ s} + 0.2946}{s^2 + 0.7592 \text{ s} + 0.5087}$$

De la intrarea T_r la ieșirea c :

$$H_{Trc} = \frac{-0.1014}{s^2 + 0.7592 \text{ s} + 0.5087}$$

De la intrarea q la ieșirea T :

$$H_{qT} = \frac{1.937}{s^2 + 0.7592 \text{ s} + 0.5087}$$

De la intrarea c_i la ieșirea T :

$$H_{ciT} = \frac{-2.82 \text{ s} + 0.1664}{s^2 + 0.7592 \text{ s} + 0.5087}$$

De la intrarea T_r la ieșirea T :

$$H_{TrT} = \frac{0.8987 s + 0.7246}{s^2 + 0.7592 s + 0.5087}$$

Prin liniarizarea ecuației (3.11) putem scrie funcția de transfer de la intrarea q_r în manta până la ieșirea T_r din manta. Această funcție de transfer va fi o funcție de transfer de ordinul I cu ecuația:

$$H_{manta} = \frac{K_{manta}}{T_{manta}s + 1} \quad (2.6)$$

, unde valoarea K_{manta} este calculată cu formula

$$K_{manta} = \frac{\rho_r c_{pr} (T_{ri}^0 - T_r^0)}{\rho_r c_{pr} q_r^0 + k_T A} \quad (2.7)$$

iar valoarea T_{manta} este calculată cu formula

$$T_{manta} = \frac{\rho_r V_m c_{pr}}{\rho_r c_{pr} q_r^0 + k_T A} \quad (2.8)$$

Pentru noi aceste valori sunt: $K_{manta} = -1.4100$, $T_{manta} = 0.6030$.

Având aceste funcții de transfer se poate implementa sistemul liniarizat în simulink, pe care se poate face acordarea reguletoarelor.

Se va lua în considerare și constanta de timp a traductorului de temperatură – se consideră o valoare a acesteia de 1 minut = aproximativ 0.016 ore.

Structura schemei Simulink pentru reglarea temperaturii pe modelul liniarizat, cu PID va avea forma:

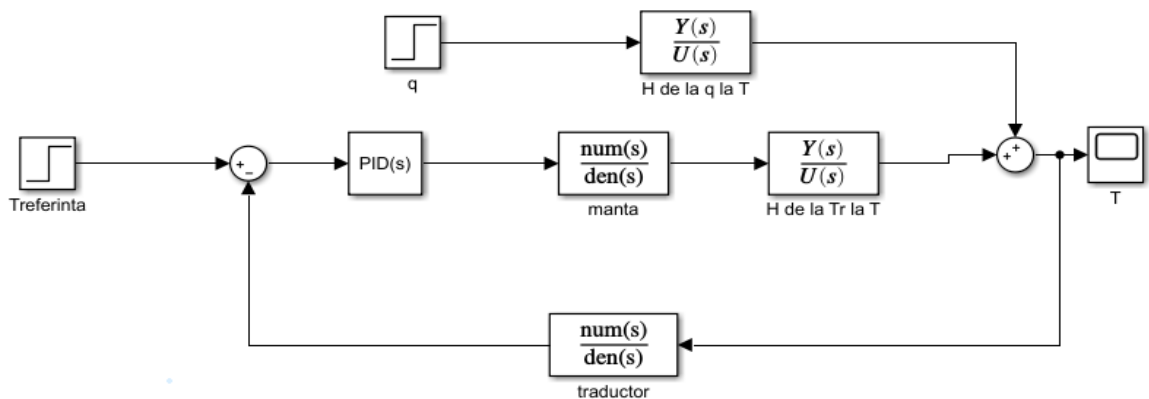


Figura 2.62 Schemă simulink pentru simularea controlului temperaturii pe model liniarizat

Pentru testarea pe modelul neliniar se înlocuiesc funcțiile de transfer de la q la T și de la q_r la T cu modelul neliniar complet al reactorului exoterm și se completează și bucla de control a concentrației.

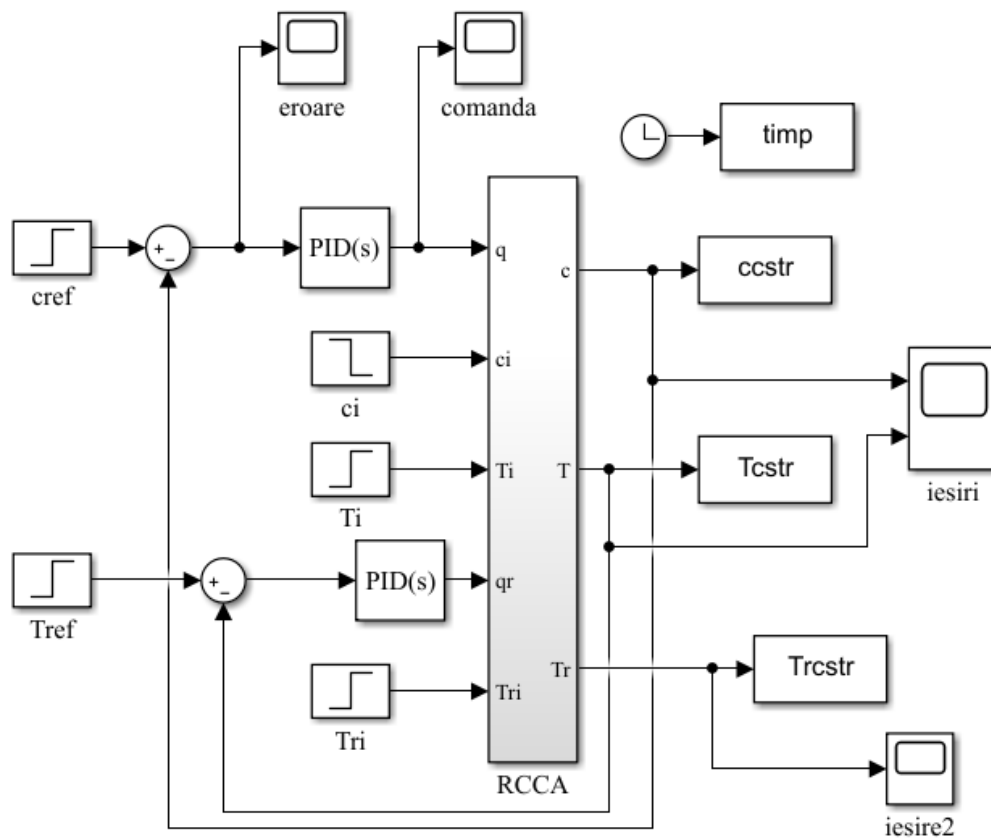


Figura 2.63 Schemă simulink pentru simularea controlului temperaturii și concentrației pe model neliniar

Se consideră cunoscute metode de acordare a reguletoarelor și nu se mai insistă pe acest aspect.

3 Desfășurarea lucrării

Se scriu programele Matlab prezentate în lucrare și modelele Simulink. Se parcurg toate etapele prezentate în lucrare pentru reactorul izoterm și cel exoterm cu valorile date pentru parametri.

Pentru reactorul izoterm se vor dezvolta structuri avansate de control (cascada și feedforward) și se va evidenția avantajul acestor structuri în ceea ce privește performanțele obținute în rejectarea perturbațiilor.

Pentru reactorul exoterm se va modifica punctul de funcționare încercând diferite valori pentru debitul de intrare reactant (q), debitul și temperatura agentului de răcire (q_r , T_{ri}). Se va observa influența acestor modificări. Se va calcula indicele de stabilitate al reactorului (ISR – detaliat în notițele de curs) și se va analiza valoarea obținută, iar dacă este cazul se va modifica valoarea suprafeței de transfer termic manta-reactor pentru a asigura performanțe bune în control. Se va alege un punct stabil de funcționare, se vor determina funcțiile de transfer necesare pentru acordarea reguletoarelor, se vor acorda reguletoarele pentru cele două bucle de control – concentrație și temperatură și se vor analiza performanțele.

Procesul fiind multivariabil, se va implementa o tehnică de decuplare și se vor testa performanțele.

4 Conținutul referatului

- Valorile variabilelor de intrare și constantelor utilizate în cele două situații pentru control (reactor izoterm și exoterm)
- Pentru cazul exoterm- modelul liniarizat în spațiul stărilor, și funcțiile de tranfer de la intrări la ieșiri, analiza stabilității, reguletoarele PID proiectate utilizând o metodă de acordare la alegere.
- Analiza rezultatelor obținute pentru sistemele de control.