

# UN SIMULATOR PERFORMANT PENTRU INVESTIGAREA REGLĂRII AUTOMATE A COLOANELOR DE FRAȚIONARE

ing. Gabriel Rădulescu  
Dr. ing. Vasile Marinoiu  
Dr. ing. Mat. Cornel Marinescu

Universitatea Petrol-Gaze Ploiești

**Rezumat:** Lucrarea prezintă un simulator software, *DIN\_SIM*, conceput pentru investigarea comportării în regim dinamic a coloanelor de fracționare, echipate cu diferite structuri ale buclelor de reglare automată. Este prezentat modelul matematic dinamic generalizat al coloanei de fracționare, pe structura căruia este grefat modelul regulatorului. Integrarea sistemului de ecuații diferențiale ale modelului se face cu ajutorul unei metode de tip Euler implicită, cu pas de integrare variabil. Programul de simulare a dinamicii coloanei exploatează rezultatele obținute, oferindu-le utilizatorului într-o formă accesibilă, cu importante facilități de interactivitate. Un exemplu de utilizare a simulatorului pentru o coloană industrială de separare a propenei este prezentat în finalul lucrării.

**Cuvinte cheie:** simulare, model matematic, integrare numerică a sistemelor de ecuații diferențiale, interfață grafică.

## 1. Introducere

Fracționarea constituie cel mai răspândit proces de separare a amestecurilor în componenți sau grupuri de componenți, fiind utilizată în majoritatea instalațiilor de prelucrare a petrolului, în chimie și petrochimie, în general.

Dificultatea reglării procesului, alături de complexitatea deosebită a activităților de cercetare și proiectare a structurii sistemelor de reglare automată (SRA) a coloanei impun utilizarea unor instrumente puternice de asistență care să realizeze predicții asupra comportării sistemului proiectat, înainte de construcția sa efectivă.

Simularea pe calculator permite urmărirea evoluției în timp a procesului studiat sub acțiunea unor factori interni și externi perturbatori cu scopul de evaluare a performanțelor unei anumite structuri a dispozitivului de automatizare. De asemenea, ea se constituie într-un suport al activității de instruire a personalului instalației, creându-se posibilitatea de experimentare în condiții de deplină siguranță a diferitelor metodologii de operare.

Stadiul actual al cercetărilor în domeniu, favorizat de creșterea continuă a performanțelor tehnicii de calcul, a permis trecerea de la programele de simulare orientate pe text către cele bazate pe utilizarea interfețelor grafice, sporindu-se considerabil accesibilitatea acestora. Simulatorul UC ONLINE [3] și sistemul expert DISTILLATION CONSULTANT [11] sunt exemple tipice de programe puternice de asistență; caracteristicile generației de programe din care fac parte sunt un orizont de simulare finit și prezentarea rezultatelor la sfârșitul execuției, orice

modificare necesitând o nouă rulare a programului. De asemenea, programele specializate de simulare HYSYS, HYSIM și PRO/II reprezintă instrumente deosebit de fiabile și puternice, caracterizate fiind însă de complexitatea configurării și operării (datorate, printre altele, gradului de generalitate a aplicațiilor deservite), ceea ce poate deveni un aspect prohibitiv în cazul utilizării acestora de către personalul nespecialist în tehnica de calcul.

Autorii articolului de față propun un altfel de simulator a cărui utilizare este simplificată datorită orientării pe o singură clasă de aplicații, ce se bazează pe o reprezentare mult mai fidelă a realității: orizont de simulare infinit, posibilitatea modificării unor parametri de operare în timpul execuției programului, efectele acestor modificări fiind observate imediat după producerea lor. Simulatorul *DIN\_SIM* beneficiază de rezultatele cercetărilor colectivului *Automatizarea proceselor chimice* al catedrei Automatică și Calculatoare (Universitatea "Petrol-Gaze" Ploiești).

*DIN\_SIM* este un program de simulare a coloanelor clasice de fracționare industriale cu talere, cu o singură alimentare și fără fracții laterale, amestecul supus separării fiind binar.

Principial, pentru această coloană se pune problema elaborării unui model matematic dinamic (MMD) pe structura căruia urmează a fi integrate modelele SRA asociate coloanei. Simularea sistemului-coloană este reprezentată de integrarea numerică a sistemului de ecuații diferențiale ce modelează procesul în regim dinamic, rezultatele apărând sub formă grafică. În scopul unei analize comparative a performanțelor diferitelor structuri posibile ale SRA, s-a căutat ca simulatorul să fie flexibil, în sensul de a permite utilizatorului modelarea cu ușurință a unei anumite structuri, fără modificări majore ale programului.

## 2. Modelarea matematică în regim dinamic

Modelarea în regim dinamic a procesului de fracționare reprezintă o problemă deosebit de delicată, pe de o parte datorită complexității procesului și, pe de altă parte, datorită dificultăților ce apar la soluționarea sistemului de ecuații ale modelului matematic, chiar folosind tehnică de calcul performantă.

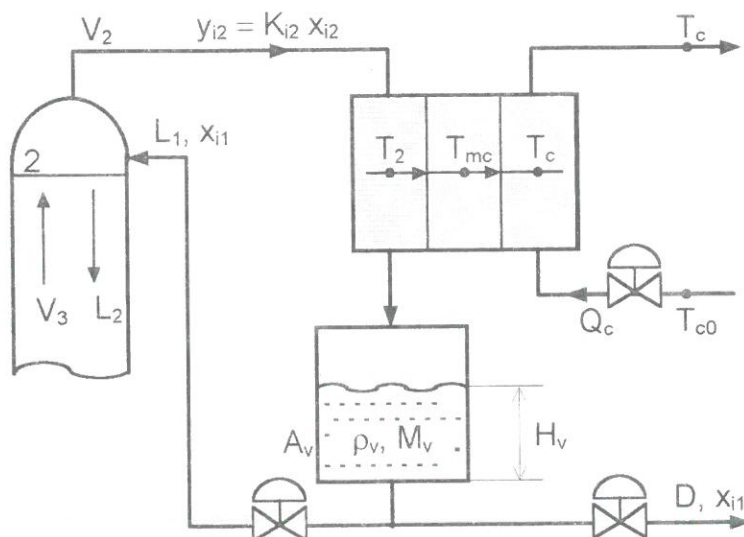


Figura 1. Structură convențională pentru vârful coloanei

În urma unor îndelungate experimentări, autorii articolului de față propun un model ce reprezintă un compromis acceptabil între precizia rezultatelor și dimensiunile rezonabile ale reprezentării matematice, implicând un timp de execuție relativ mic pentru rutina de integrare numerică. Din experiența proprie, ca și din investigarea literaturii de specialitate, au fost luate în considerare următoarele ipoteze simplificatoare:

- fiecare taler al coloanei reprezintă un sistem cu parametri concentrați;
- vaporii sunt în echilibru cu lichidul de pe taler, ceea ce presupune faptul că talerele sunt ideale (teoretice);
- se ia în considerare numai zestrea de lichid de pe taler, apreciindu-se că zestrea de vaporii este neglijabilă în raport cu cea de lichid;
- profilul de presiune de-a lungul coloanei este constant în raport cu timpul (presiunea fiind "perfect" reglată).

Modelul matematic dinamic (MMD) al întregii coloane se obține prin combinarea modelelor matematice asociate vârfului coloanei, talerelor intermediare și bazei coloanei, după cum se va arăta în continuare. Pricipial, aceste modele se bazează pe ecuații de bilanț material global și pe component, ecuații de bilanț termic și ecuații de echilibru interfazic [6, 9, 10].

### Modelul matematic dinamic al vârfului coloanei

Figura 1 conține o reprezentare simplificată pentru vârful coloanei de fracționare:

Considerând valabilă această structură, în care sistemul condensator + vas de reflux reprezintă treapta de echilibru 1, MMD al vârfului coloanei are următoarea formă:

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{-T_c + b_{mc}T_{mc} + b_{c0}T_{c0}}{a_c}; \quad (1)$$

$$\frac{dT_{mc}}{dt} = \frac{-T_{mc} + b_2T_2 + b_cT_c}{a_{mc}}; \quad (2)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{dx_1}{dt} \cdot \frac{K_{11} - K_{21}}{x_1 \frac{\partial K_{11}}{\partial T_1} + (1-x_1) \frac{\partial K_{21}}{\partial T_1}}; \quad (3)$$

$$\frac{dH_v}{dt} = \frac{(V_2 - (L_1 + D))}{A_v \rho_v} \cdot \frac{M_v}{M_v}; \quad (4)$$

$$U_1 = A_v H_v \rho_v / M_v; \quad (5)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{V_2(K_2x_2 - x_1)}{U_1}. \quad (6)$$

## Modelul matematic dinamic al talerelor

Pentru o treaptă de echilibru intermediară (talerul teoretic  $j$ ), ilustrată în figura 2, comportarea în regim dinamic este descrisă de următorul set de ecuații:

$$U_j = U_{0j} + 0.6647 F_z A_t \left( \frac{\rho_j}{M_j} \right)^{1/3} (L_j)^{2/3} / (L_z)^{2/3} \quad (11)$$

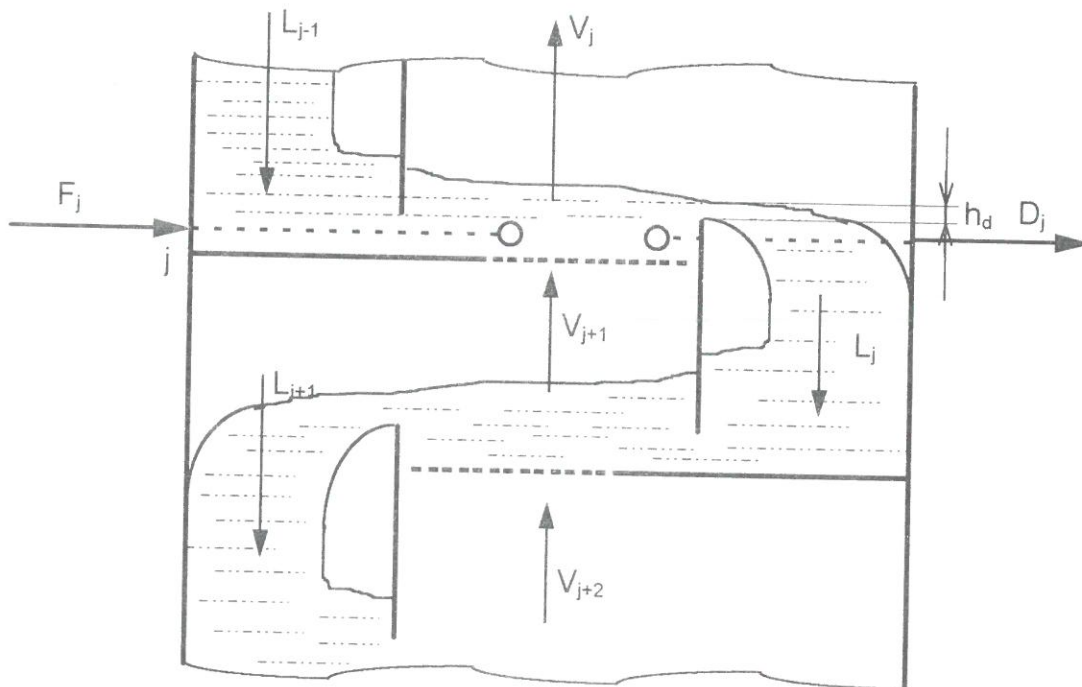


Figura 2. Reprezentare a unui taler al coloanei de fracționare

$$\frac{dx_j}{dt} = \frac{1}{U_j} [L_{j-1}(x_{j-1} - x_j) + V_{j+1}(K_{j+1}x_{j+1} - x_j) - V_j(K_j - 1)x_j + F_j(x_{Fj} - x_j)] \quad (7)$$

$$\frac{dL_j}{dt} = \frac{L_{j-1} + V_{j+1} - L_j - V_j + F_j - D_j}{a} \quad (8)$$

Pentru calculul lui  $V_j$ :

$$0 = L_{j-1}(h_{j-1} - h_j) + V_{j+1}(H_{j+1} - h_j) - V_j(H_j - h_j) + F_j(h_{Fj} - h_j) - U_j \frac{dx_j}{dt} (h_{1j} - h_{2j}) \quad (9)$$

$$\frac{dT_j}{dt} = -\frac{dx_j}{dt} \cdot \frac{K_{1j} - K_{2j}}{x_j \frac{\partial K_{1j}}{\partial T_j} + (1 - x_j) \frac{\partial K_{2j}}{\partial T_j}} \quad (10)$$

## Modelul matematic dinamic al bazei coloanei

Baza coloanei de fracționare (unde se remarcă prezența reținerii) este redată convențional în figura 3, fiind considerată treapta de echilibru ntt, unde ntt este numărul de talere teoretice.

MMD al bazei coloanei este:

$$\frac{dx_{ntt}}{dt} = \frac{L_{ntt-1}x_{ntt-1} - V_{ntt}K_{ntt}x_{ntt} - L_{ntt}x_{ntt}}{U_{ntt}} \quad (12)$$

$$0 = L_{ntt-1}(h_{ntt-1} - h_{ntt}) + V_n(h_{ntt} - H_{ntt}) + K_{TB} A (T_{mr} - T_{ntt}) - U_{ntt} \frac{dx_{ntt}}{dt} (h_{1,ntt} - h_{2,ntt}) \quad (13)$$

$$\frac{dT_{ntt}}{dt} = -\frac{dx_{ntt}}{dt} \cdot \frac{K_{1,ntt} - K_{2,ntt}}{x_{ntt} \frac{\partial K_{1,ntt}}{\partial T_{ntt}} + (1 - x_{ntt}) \frac{\partial K_{2,ntt}}{\partial T_{ntt}}} \quad (14)$$



$$\frac{dH_B}{dt} = (L_{ntt-1} - V_{ntt} - L_{ntt}) / \frac{A_B \rho_B}{M_B}; \quad (15)$$

$$\frac{dT_{mr}}{dt} = \frac{-T_{mr} + T_{ntt} + b_r Q W_r}{a_{mr}}; \quad (16)$$

$$U_{ntt} = A_B H_B \rho_B / M_B. \quad (17)$$

### Modelul matematic dinamic centralizat al întregii coloane

Pentru fiecare din talerile considerate se adoptă, în vederea unei formulări condensate a modelelor deduse, următorii vectori de stare:

$$X_1^T = [T_C, T_{mc}, T_1, H_V, X_1], \text{ pentru vârful coloanei;}$$

$$X_j^T = [x_j, L_j, V_j, T_j],$$

pentru talerul  $j$ ,  $j \in 2 \dots n_{tt} - 1$ ;

$$X_{ntt}^T = [X_{ntt}, V_{ntt}, T_{ntt}, H_B, T_{mr}], \text{ pentru baza coloanei.} \quad (18)$$

Dacă MMD al talerului  $j$  se scrie, uzând de aceste notații, sub forma:

$$\frac{dX_j}{dt} = f_j(x_j, L_{j-1}, V_{j+1}, \dots), \quad (19)$$

atunci, considerând vectorul generalizat de stare

$$X^T = [X_1, X_2, \dots, X_{ntt}], \quad (20)$$

MMD al coloanei se poate scrie sub forma matriceală

$$\frac{dX}{dt} = f(X, U, P) \quad (21)$$

în care:

- $U^T = [L_1, D, QW_r, B]$  este vectorul comandă;
- $P^T = [F, X_F, h_F]$  este vectorul perturbație.

În consecință, fiind dați vectorii  $U$  și  $P$  (prin componentele lor), precum și o stare inițială  $X_0$ , simularea dinamicii coloanei înseamnă integrarea sistemului de ecuații diferențiale (21), pas cu pas, soluția fiind reprezentată de seturi de valori ale componentelor vectorului  $X$  la diferite momente de timp.

Pentru variații sub formă de treaptă date componentelor vectorilor  $U$  și  $P$ , sistemul (21) devine

$$\frac{dX}{dt} = f(X). \quad (22)$$

Sistemul (22) prezintă următoarele trăsături:

- este rău condiționat, rigid (engl. "stiff"), ceea ce impune restricții asupra pasului de integrare pentru a asigura stabilitatea soluției numerice; în mod concret, pentru începutul regimului tranzitoriu pasul este de circa 2 secunde, el fiind crescut treptat până la 100 secunde când starea procesului se apropie semnificativ de o nouă stare staționară;
- durata regimului tranzitoriu asociat este, în cazul coloanelor de fracționare industriale, de 5 ... 25 ore;
- dimensiunile sistemului sunt relativ mari, fapt ce poate pune probleme de reprezentare și de manipulare a variabilelor în memoria calculatorului. Cantitatea de memorie necesară se reduce dacă se exploatează faptul că matricea  $f(X, U, P)$  este tip bloc-diagonală.

### 3. Simularea dinamicii coloanei

Pentru integrarea sistemului (22) sunt necesare condițiile inițiale, în fapt valorile componentelor vectorului de stare  $X$  la momentul de timp  $t \leq 0$ , asociat unei stări staționare a coloanei. Pentru determinarea lui  $X_0$ , în condițiile în care sunt date valorile comenzilor și perturbațiilor, se rezolvă sistemul de ecuații algebrice obținut din (21) prin anularea derivatei  $dX/dt$ , fiind folosită metoda matricei tridiagonale, pe larg expusă în [10].

Entalpiile fazelor lichidă și gazoasă, ca și constantele de echilibru lichid-vapori se aproximează prin funcții polinomiale pătratice de temperatură, coeficienții acestor funcții fiind determinați pentru fiecare din cei doi componenți ai amestecului din seturi de diagrame, așa cum se arată în [10].

În ceea ce privește algoritmul de integrare numerică a sistemului (22) s-a utilizat o metodă monopas de tip Euler implicită, folosind un pas de integrare variabil. Această metodă reprezintă un compromis convenabil între acuratețe și rapiditatea calculului, convergența soluției numerice fiind condiționată de stabilirea corectă a pasului de integrare.

Aproximând derivata cu diferențe finite, sistemul (22) devine

$$\frac{X_{k+1} - X_k}{h_k} = f(X), \quad (23)$$

în care:

- $X_k, X_{k\pm 1}$  sunt valorile vectorului de stare  $X$  la momentele de timp  $t_k$ , respectiv  $t_{k\pm 1}$ ;
- $h_k$  este pasul de integrare la momentul  $t_k$  ( $t_{k\pm 1}$  și  $t_k$  și  $h_k$ ).

Pe intervalul  $t_k \dots t_{k\pm 1}$  funcția  $f$  se aproximează prin

$$f(x) \approx (1-a)f(X_k) + af(X_{k+1}), \quad (24)$$

astfel încât (23) se poate pune sub forma

$$X_{k+1} = X_k + (1-a)h_k f(X_k) + ah_k f(X_{k+1}) \quad (25)$$

ceea ce reprezintă relația de recurență pentru  $X_{k\pm 1}$ .

Constanta  $a$  ( $a \in 0 \dots 1$ ) impune tipul metodei Euler (figura 4):

- $a \in 0$  - total explicită;
- $a \in 0.5$  - implicită (regula trapezului);
- $a \in 1$  - total implicită.

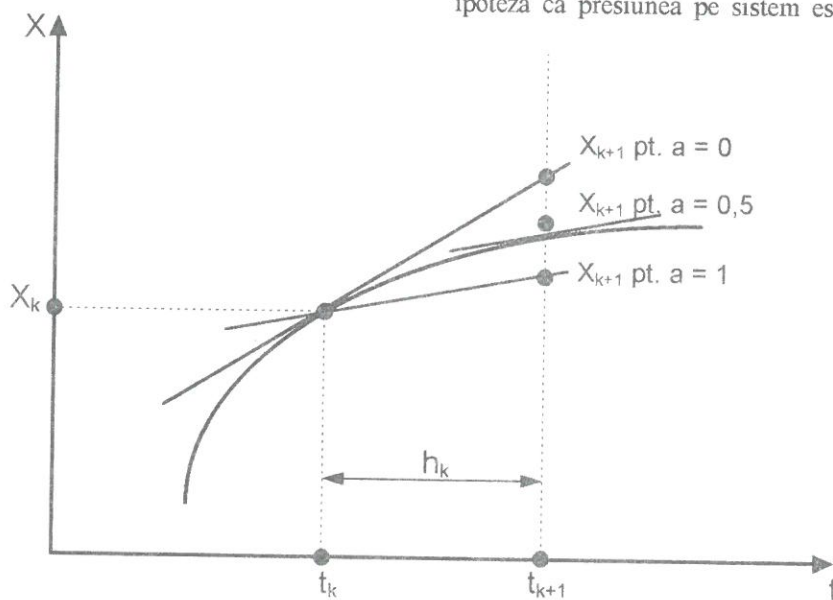


Figura 4. Grafic asociat metodei Euler implicită

Lucrarea [2] demonstrează că pentru  $a \in 0.5$  se obțin cele mai bune rezultate, atât din punct de vedere al preciziei, cât și al timpului necesar rutinei de integrare numerică.

Aplicând această metodă sistemului (22), în condițiile unui pas de timp variabil în domeniul 2

... 100 secunde, au fost obținute soluții numerice stabile pentru variații sub formă de treaptă, date componentelor vectorilor  $U$  și  $P$ , variații care însă trebuie să fie limitate superior (corespunzător situațiilor de operare reale din industrie).

### 3. Regulatorul

Modelul matematic dinamic centralizat al întregii coloane reprezintă entitatea de bază a simulatorului elaborat, în fond "procesul" ce trebuie reglat. În plus este necesar ca pe structura acestuia să fie grefat un modul adițional reprezentând regulatorul multivariabil.

Din punctul de vedere al conducerii procesului, mărimile de reglat sunt: presiunea pe sistem  $P$ , concentrațiile în component volatili ale distilatului ( $x_D$  și  $x_1$ ) și produsului de bază ( $x_B$  și  $x_{nt}$ ), precum și nivelurile lichidului din vasul de reflux  $H_{VR}$  și din baza coloanei  $H_B$ . Agenții de reglare disponibili sunt: debitul agentului de răcire  $Q_c$  la condensator, debitul agentului termic  $Q_r$  la rețierător (sau, echivalent, debitul termic introdus,  $QW_r$ ), debitul refluxului  $L_1$ , debitul distilatului  $D$  și debitul produsului de bază  $B$ . Perturbațiile care acționează asupra sistemului sunt debitul  $F$ , concentrația în component volatili  $x_F$  și entalpia  $h_F$  ale alimentării coloanei, ținând cont de ipoteza că presiunea pe sistem este constantă, ea

fiind uzual reglată cu  $Q_c$ , rezultă că rămân de reglat  $x_D, x_B, H_{VR}$  și  $H_B$  folosind ca agenți de reglare  $L_1, D, B, QW_r$ .

Reglarea multivariabilă a sistemelor este abordată, în prezent, în două maniere: ca o extensie



a reglării monovariabile și ca reglare multivariabilă propriu-zisă.

În primul caz, se dedică fiecărei mărimi reglate câte un regulator, obținându-se astfel atâtea bucle de reglare câte mărimi reglate sunt, astfel fiind conceput și simulatorul *DIN\_SIM*. Acest mod de abordare ridică unele probleme, dintre care se cuvin menționate manifestarea interacțiunilor dintre bucle (ceea ce impune decuplarea acestora) și necesitatea stabilirii celor mai favorabile perechi agent de reglare - mărime reglată, 1, 6, 7, 8, 9□.

În cel de-al doilea caz, există un singur regulator pentru întregul sistem, care acceptă la intrare semnale de la toate mărimile reglate și generează comenzi prin algoritmi specifici care prelucrează toate intrările, 7□.

Pentru ca utilizatorul simulatorului să aibă posibilitatea de a studia comportarea coloanei echipate cu diferite structuri ale sistemelor de reglare automată s-a adoptat soluția parametrizării complete, atât a MMD al coloanei, cât și a modulului corespunzător reguletoarelor PID, existând o libertate deplină de a realiza "conexiunile" proces - reguletoare, prin punerea în corespondență a mărimilor de intrare și de ieșire ale celor două entități ale simulatorului: modelul coloanei și modelul regulatorului.

În ceea ce privește algoritmul de reglare numerică, acesta a fost obținut prin discretizarea algoritmului PID continuu. În forma incrementală, ținând cont de faptul că intervalul de eșantionare este variabil, corespunzător unui pas de integrare variabil, se obține

$$u_k = u_{k-1} + K_p (e_k - e_{k-1}) + \frac{h_k}{T_i} e_k + T_d \left( \frac{e_k - e_{k-1}}{h_k} - \frac{e_{k-1} - e_{k-2}}{h_{k-1}} \right) \quad (26)$$

în care:

- $u_k$  este valoarea comenzii la pasul  $k$ ;
- $e_k$  - valoarea abaterii la pasul  $k$ ;
- $h_k$  - pasul de timp curent;
- $K_p, T_i, T_d$  - parametrii de acordare a regulatorului.

## 4. Programul de simulare a dinamicii coloanei echipate cu SRA

Simulatorul software *DIN\_SIM* a fost scris în limbaj FORTRAN, forma executabilă fiind generată cu ajutorul compilatorului MICROSOFT

FORTRAN 1.0 inclus în pachetul FORTRAN POWERSTATION ce rulează sub rezidența mediilor WINDOWS 3.xx și WINDOWS 95. Structura programului este modulară, flexibilă, organizată într-un modul principal care exploatează subrutine de introducere a datelor, rezolvarea modelelor matematice static și dinamic și reprezentări grafice.

Ideea care stă la baza programului și care îl deosebește de alte produse software de acest gen [3, 11] este aceea de a simula coloana pe un orizont de timp teoretic infinit, cu afișarea rezultatelor pe diagrame mobile, imediat ce sunt determinate. Parametrizarea modelelor matematice este o premisă a exploatării interactive a simulatorului în sensul introducerii și/sau modificării datelor de operare (referințele, comenzile manuale și parametrii de acordare a reguletoarelor PID, perturbațiile ce influențează sistemul) chiar în timpul execuției, de la consolă, nefiind necesară restartarea programului decât pentru importante modificări de regim (schimbări structurale ale sistemului sau modificări ale proprietăților amestecului supus separării).

În figura 5, este prezentată schema logică simplificată a simulatorului *DIN\_SIM*, în cadrul căreia se remarcă bucla infinită ce include rezolvarea MMD, aplicarea comenzilor reguletoarelor PID și operații de intrare/ieșire la consolă.

### Date de intrare

Înainte de lansarea în execuție, utilizatorul trebuie să introducă date referitoare la geometria coloanei, proprietățile amestecului supus separării, parametrii modelelor matematice și date asociate reguletoarelor.

Cele mai importante date de intrare, asociate unei stări staționare a coloanei, sunt:

- numărul de talere (echilibre) teoretice;
- numărul talerului de alimentare;
- presiunile în separator, la vârful coloanei și diferența de presiune între două talere;
- temperatura în separator și diferența de temperatură între două talere;
- debitul, concentrația, temperatura și presiunea alimentării;
- debitul de produs de vârf;
- debitul termic la rețierbător;
- temperaturile agentului de răcire la intrare și ieșire;
- nivelurile de lichid în vasul de reflux și în baza coloanei;

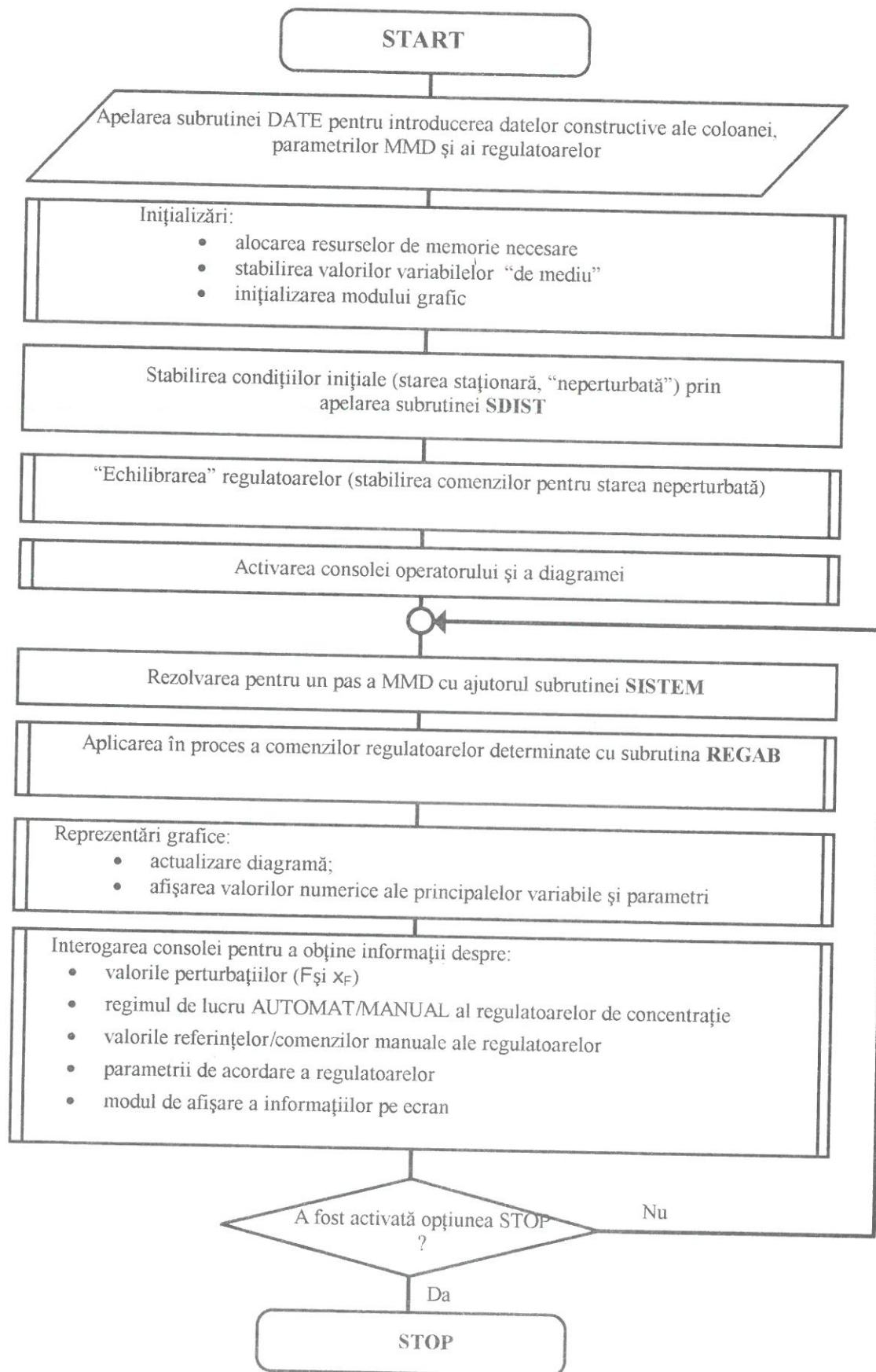


Figura 5. Schema logică a simulatorului



- coeficienții din relațiile de calcul al entalpiilor și constantelor de echilibru;
- masele moleculare ale celor doi componenți ai amestecului;
- constantele din ecuațiile MMD;
- parametri de acordare inițiali pentru regulatorul PID.

## Date de ieșire

Simulatorul prezintă două opțiuni majore de afișare a informațiilor: modul GRAFIC, în care utilizatorul poate studia evoluția în timp a variabilelor selectate, și modul RAPORT, care oferă o situație detaliată la un moment de timp asupra întregii coloane.

În modul GRAFIC, ecranul *DIN\_SIM* este împărțit în trei zone:

1. zona diagramei mobile pe care sunt reprezentate simultan evoluțiile a doi parametri selectabili din lista situată la baza diagramei;
2. zona parametrilor principali de operare, care prezintă valorile numerice pentru concentrațiile  $x_D$  și  $x_B$ , debitele  $L_1$ ,  $B$ ,  $D$ , temperaturile  $T_V$  și  $T_1$ ,  $T_B$  și  $T_{ntt}$ ,  $T_{mc}$  și  $T_{mr}$ , precum și nivelurile de lichid  $H_{VR}$  și  $H_B$ .
1. zona "consolei operatorului de proces", în care se pot realiza modificări ale regimurilor de lucru (AUTOMAT/MANUAL) al celor două regulatoare de concentrație, modificări ale referințelor/comenzilor manuale precum și ale parametrilor de acordare. De asemenea, utilizatorul poate simula perturbații sub formă de treaptă ale debitului  $F$  și concentrației  $x_F$

ale alimentării.

Modul RAPORT se deosebește de modul GRAFIC prin aceea că, în locul diagramei, este afișat un tabel conținând valori ale concentrațiilor, debitelor de lichid și vapori, zestrei de lichid și temperaturilor pentru un număr de maxim 16 talere, cu o distribuție cât mai uniformă vârf-bază.

## Performanțe

Simulatorul *DIN\_SIM* realizează o execuție "în timp comprimat" chiar în condițiile în care se operează cu date industriale, fără a fi aplicate modificări de scară. Raportul timp real / timp de execuție depinde de o serie de factori: dimensiunile coloanei (număr de talere), gradul de perturbare a sistemului și caracteristicile calculatorului pe care rulează aplicația. Concret, pentru coloana de separare a propenei, prezentată ca exemplu în continuare, acest raport variază în intervalul 6:1 ... 20:1 pe un PC 486 - DX4 / 100 MHz.

## 5. Un exemplu de utilizare a simulatorului

Pentru a ilustra capabilitățile simulatorului software elaborat prezentăm în cele ce urmează un exemplu ilustrativ în care programul este configurat pentru a simula o coloană industrială de separare a amestecului propenă-propan.

Principalele date constructive și funcționale ale coloanei sunt redată sintetic în tabelul I.

Coloana este echipată cu bucle de reglare a concentrațiilor în structura SV/B (figura 6). Investigații de dată recentă au condus la concluzia

Diametrul interior al coloanei	2240 mm
Înălțimea coloanei	44348 mm
Numărul de talere fizice	90
Numărul talerului de alimentare	15 / 19 / 23
Presiunea la vârful coloanei	17.58 bar
Presiunea la baza coloanei	18.27 bar
Temperatura la vârful coloanei	45 <sup>0</sup> C
Temperatura la baza coloanei	54.44 <sup>0</sup> C
Concentrația alimentării	0.67 fr. mol
Presiunea alimentării	17.93 bar
Debitul alimentării	241.48 kmol/oră (22.23 m <sup>3</sup> /h)
Debitul produs de vârf	181.67 kmol/h (16.26 m <sup>3</sup> /h)
Debitul produs la bază	59.81 kmol/h (5.97 m <sup>3</sup> /h)
Debitul de reflux	1701 kmol/h (152.26 m <sup>3</sup> /h)
Debitul de abur la refierbător	11067.64 kg/h
Concentrația propenei în produsul de vârf	0.92 fr. mol
Concentrația propenei în produsul de bază	0.01...0.1 fr. mol

Tabelul I. Date constructiv-funcționale ale coloanei de separare propenă-propan



că această structură este aplicabilă la o clasă relativ numeroasă de coloane. Eficiența acestei structuri rezidă în faptul că reglarea compozițiilor la cele două capete ale coloanei se face în corelație cu debitele  $V_2$ , respectiv  $V_{ntt}$ , fiind totodată eliminat și efectul negativ al inerției buclei de reglare a nivelului din vasul de reflux asupra buclei de reglare a concentrației distilatului [6].

O analiză faptică pertinentă a acestor grafice, neprezentată aici din motive de spațiu, evidențiază performanțele deosebite ale structurii de reglare automată investigate.

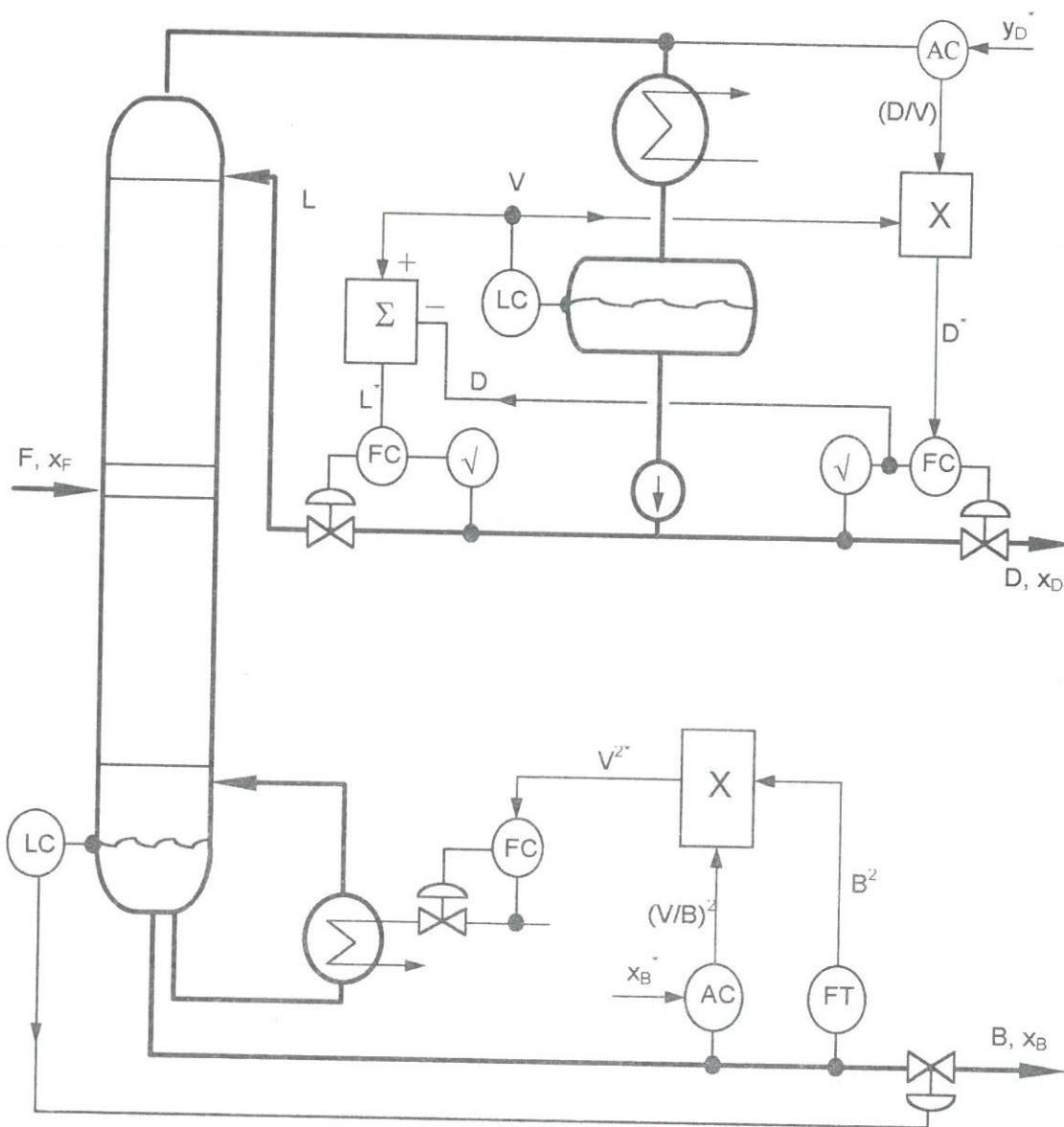
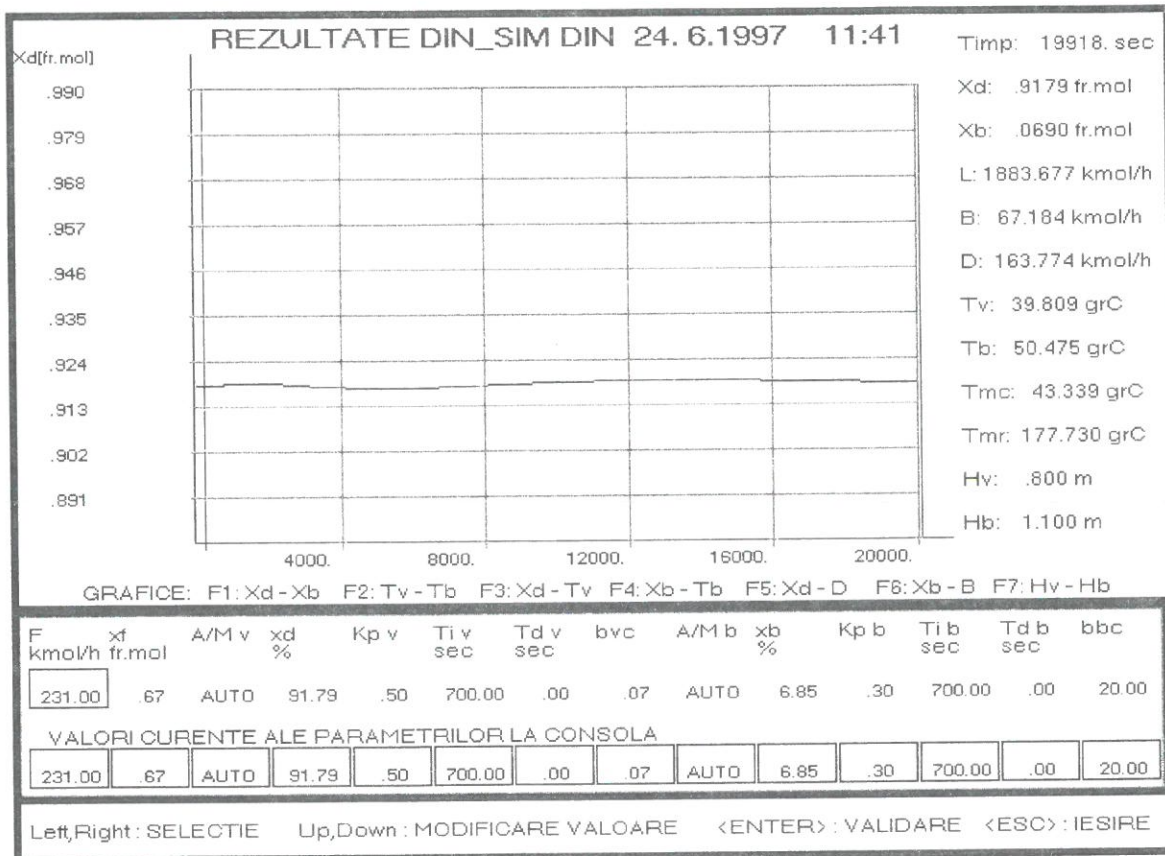
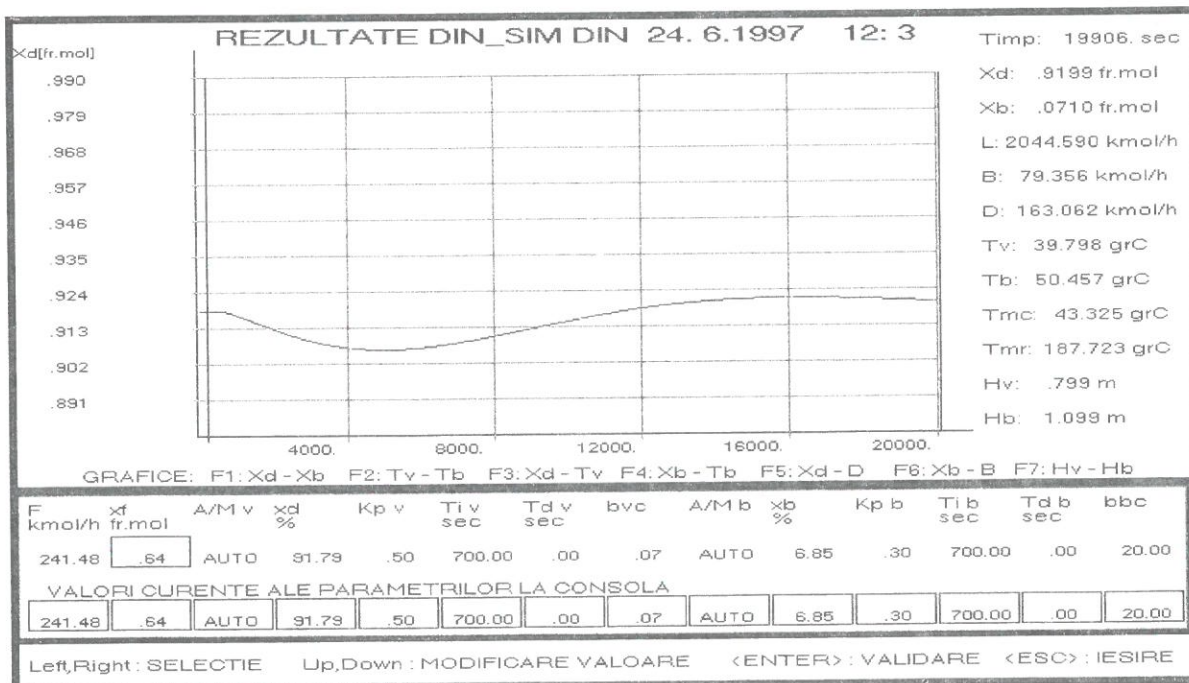


Figura 6. Structura SV/B a buclelor de reglare a compozițiilor

Investigațiile întreprinse s-au axat pe răspunsul coloanei la principalele perturbații ( $F$  și  $x_F$ ), precum și la schimbarea referințelor la reglatoarele de concentrație. Rezultatele simulării, sub forma diagramelor construite în timpul execuției, sunt prezentate în cele ce urmează.

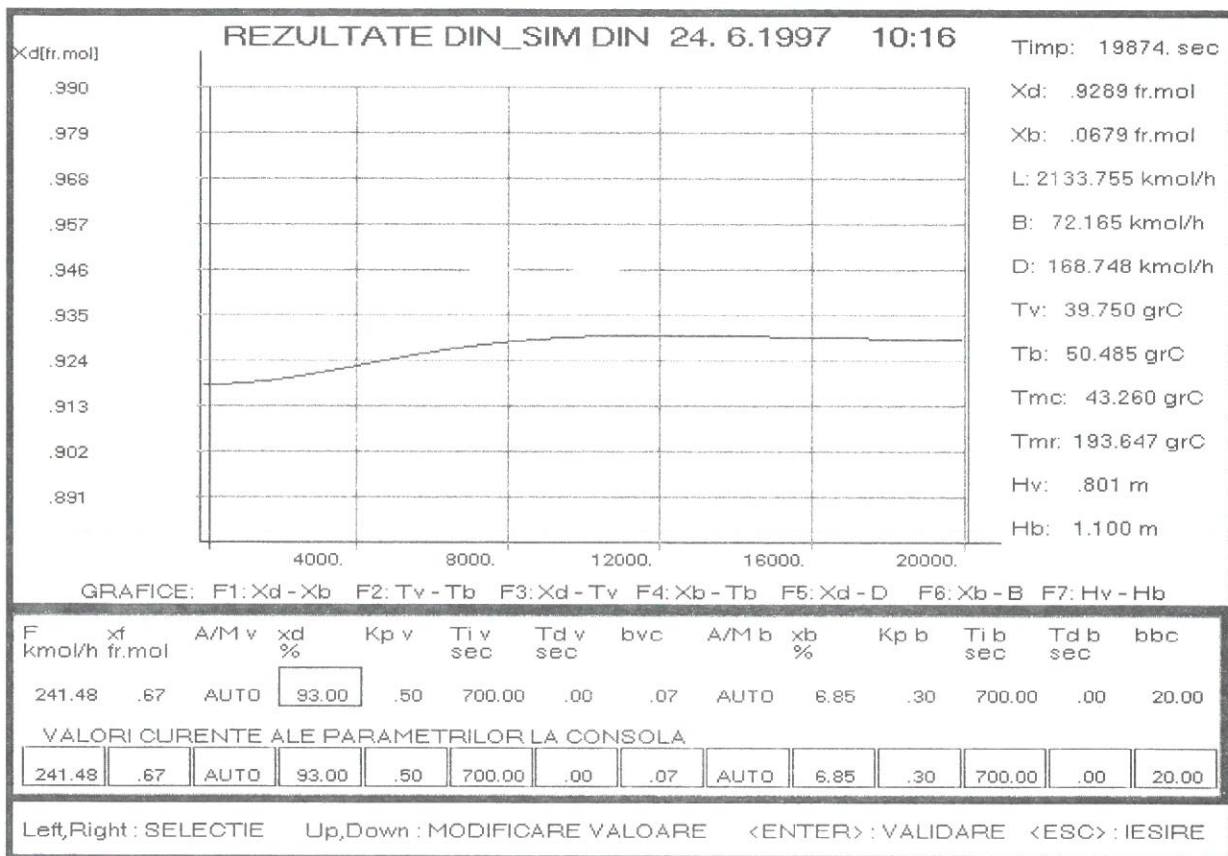


**Figura 7. Evoluțiile concentrațiilor în vârf și în bază la modificarea debitului de alimentare a coloanei de la 241.4 kmol/h la 231 kmol/h (perturbație în debitul de alimentare)**



**Figura 8. Evoluțiile concentrațiilor în vârf și în bază la modificarea concentrației alimentării de la 0.67 la 0.64 fr.mol. propenă (perturbație în compoziția alimentării).**





**Figura 9. Evoluțiile concentrațiilor în vârf și în bază la modificarea referinței regulatorului de concentrație de vârf de la 91.8% la 93%**

## 6. Concluzii

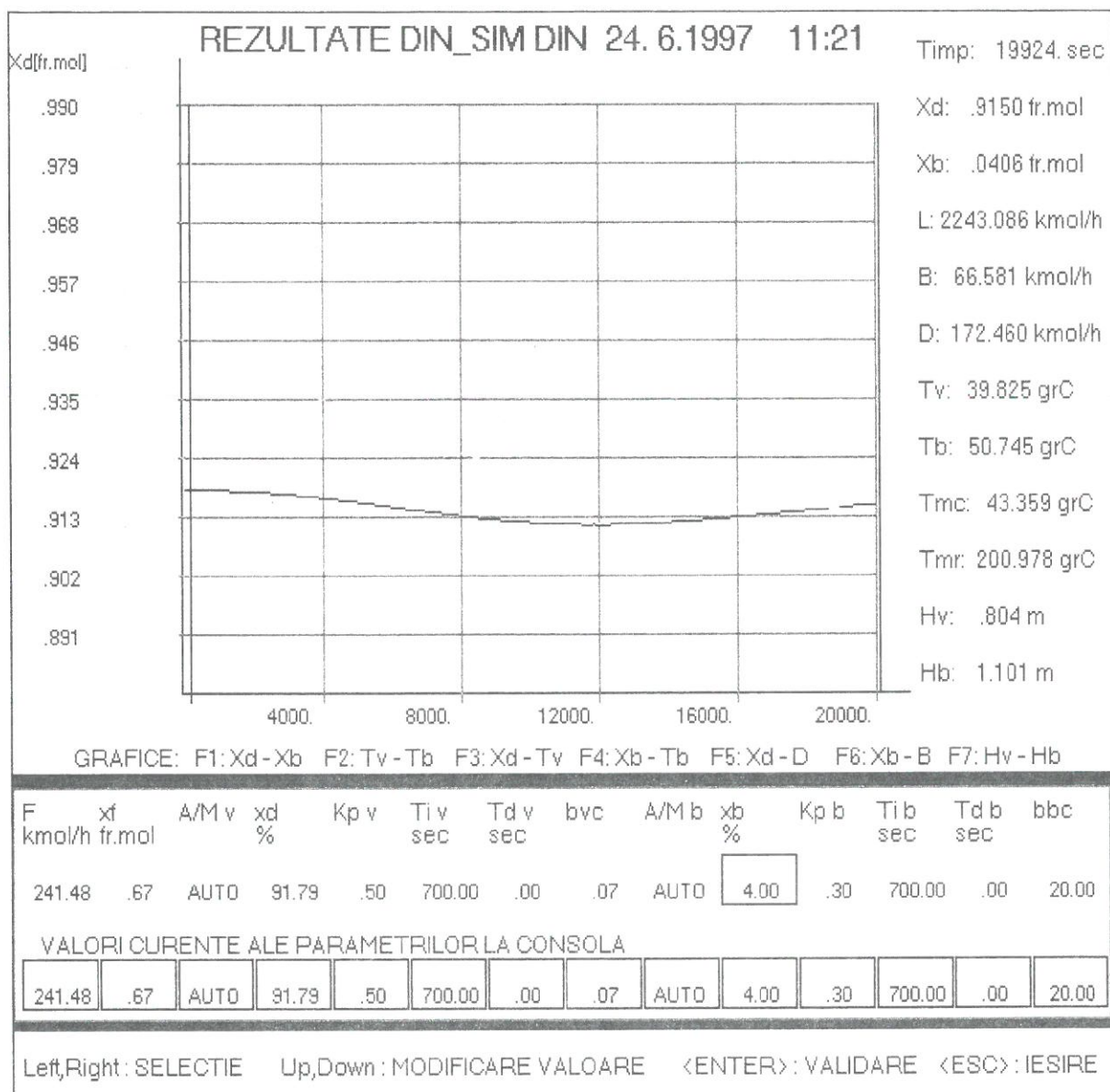
În lucrare, a fost prezentat un simulator pentru investigarea reglării coloanelor de fracționare industriale, rezultat al cercetărilor colectivului *Automatizarea proceselor chimice* din cadrul catedrei Automatică și Calculatoare (Universitatea "Petrol-Gaze" Ploiești). Sunt prezentate modelul matematic dinamic al coloanei de fracționare, regulatorul și programul de simulare a comportării sistemului în regim dinamic. Simulatorul a fost configurat pentru o coloană industrială de separare a propenei, rezultatele execuției fiind prezentate în finalul lucrării.

### Notații

- $U_0$  - zestre molară de lichid constantă pe taler;
- $U$  - zestre molară de lichid de pe taler;
- $x$  - fracție molară de component ușor în faza lichidă;
- $K_1, K_2$  - constantele de echilibru lichid-vapori ale componentului 1 (ușor), respectiv 2 (greu);
- $K$  - constantă de echilibru lichid-vapori a amestecului;
- $h_1, h_2$  - entalpiile în faza lichid ale componentului 1 (ușor), respectiv 2 (greu);
- $h$  - entalpie în faza lichid a amestecului;
- $H$  - entalpie în faza vapori a amestecului;
- $T$  - temperatură;
- $QW$  - debit termic;
- $a$  - constantă de timp;
- $b$  - factor de amplificare;
- $L$  - debit molar de lichid care părăsește talerul;
- $V$  - debit molar de vapori care părăsesc talerul;
- $F$  - debit molar de alimentare (externă);
- $D$  - debit molar de produs extras de pe taler;

- $K_{TB}$  - coeficient global de transfer de căldură la refierbător;

- F - alimentare;



**Figura 10. Evoluțiile concentrațiilor în vârf și în bază la modificarea referinței regulatorului de concentrație de bază de la 6.8% la 4%**

- A - arie;
- c0 - agent răcire la intrare;
- H - nivel de lichid;
- c - agent răcire la ieșire;
- $\rho$  - densitate lichid;
- mc - metal condensator;
- M - masă molară (medie) a lichidului;
- mr - metal refierbător;
- $L_z$  - lungime zăgaz;
- r - refierbător;
- $F_z$  - coeficient de corecție din relația Francis.
- V - vas de reflux;
- B - baza coloanei.

**Indici inferiori**

- j - număr taler;
- ntt - număr de talere teoretice;



## Bibliografie

1. **CÎRTOAJE, V.:** Teoria sistemelor automate, Universitatea "Petrol-Gaze" Ploiești, 1996.
2. **ERWIN, D., SORESCU, GH., EINGENBERGER, G.:** Numerische Methoden zur Simulation verfahrenstechnischer Prozesse. În: Chem. - Ing. -Tech. 64 (1992), Nr. 2, S. pp. 136 - 147.
3. **FOSS, A.:** UC ONLINE: Berkeley's Multiloop Control Program, University of California, Berkeley, USA, 1987.
4. **MARINOIU, V.:** Un model matematic pentru simularea dinamicii proceselor de fracționare. În vol. "Industria de petrol și gaze - prezent și perspective", Sesiunea Științifică 14 - 15 mai 1992, secțiunea Chimie, Tehnologia petrolului, Petrochimie.
5. **MARINOIU, V., MARINESCU, C.:** Sistem de programe pentru investigarea structurii buclelor de reglare asociate unei coloane de fracționare. În vol. "Industria de petrol și gaze - prezent și perspective", Sesiunea Științifică 14 - 15 mai 1992, secțiunea Automatică, Electrotehnică, Acționări.
6. **MARINOIU, V., PARASCHIV, N.:** Automatizarea proceselor chimice, Editura Tehnică, București 1992, vol. 1-2.
7. **MARLIN, TH. E.:** Process Control. Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance, Mc. Graw Hill, New York, USA.
8. **SKOGESTAD, S.:** Dynamics and Control of Distillation Columns - a critical Survey, University of Trondheim, Norway.
9. **STRĂTULĂ, C.:** Fraționarea, principii și metode de calcul, Editura Tehnică, București, 1986.
10. **STRĂTULĂ, C., MARINOIU, V., SORESCU, GH.:** Metode și programe de calcul al proceselor de distilare, fracționare și absorbție, Editura Tehnică, București, 1976.
11. \* \* \* : The FOXBORO Company's DISTILLATION CONSULTANT, in Chemical, Oil and Gas, 1990.