

SISTEM INTEGRAT PENTRU TESTAREA MODELELOR DE CONDUCERE AUTOMATĂ A PROCESELOR DE FRACTIONARE

Nicolae Paraschiv, Gabriel Rădulescu, Dan Ioniță, Cristian Pătrășcioiu
Universitatea „Petrol-Gaze” Ploiesti, Bd. București nr. 39, 2000 Ploiești – Romania
E-mail: nparaschiv@mail.upg-ploiesti.ro

Una din căile de eficientizare a proceselor tehnologice o reprezintă maniera în care acestea sunt dirijate către atingerea unor obiective specifice. Procesele de fracționare se caracterizează prin consumuri energetice ridicate și prin urmare prin ponderi semnificative ale costurilor acestor consumuri în stabilirea prețurilor produselor separate. Soluțiile de automatizare evoluată în calitate de componente ale strategiilor de conducere a proceselor implică utilizarea unor modele adecvate atât pentru simulare, cât și pentru determinarea comenzilor către acestea. Utilizarea unui model este condiționată de cunoașterea prealabilă a disponibilităților și limitelor sale. În acest context prezenta lucrare abordează problema testării performanțelor modelelor de conducere, în general de dimensiuni reduse, cu ajutorul modelelor de simulare validate în prealabil pe date reale din proces.

1. Introducere

Ca oricărui proces industrial și celui de fracționare îi sunt specifice anumite obiective, cel mai important dintre acestea fiind reprezentat de calitatea fracțiilor separate. Desfășurarea în condiții profitabile a procesului impune calități cât mai apropiate de cele specificate, cunoscut fiind faptul că atât deficitul cât și excesul de calitate sunt suportate din punct de vedere financiar de către producător. Cunoscute ca procese energofage, eforturile de respectare a prescripțiilor de calitate pentru procesele de fracționare trebuie conjugate cu cele care vizează reducerea consumurilor energetice. Acestor cerințe li se răspunde prin structuri automate evaluate de conducere, în care prezența omului nu este exclusă dar nici absolutizată [7].

Când se vorbește de automatizarea unui proces se au în vedere două tipuri de abordări și anume: *automatizare convențională și automatizarea evoluată*. Între obiectivele importante ale automatizării sunt de menționat [2] *determinarea stării momentane a procesului și menținerea stării dorite pentru acesta*.

În cazul automatizării convenționale fiecărui Sistem de Reglare Automat (SRA) îi este asociat un obiectiv concretizat în menținerea valorii prescrise pentru un parametru (presiune, nivel, debit, temperatură, etc.). Realizarea acestor obiective locale determină într-o importantă măsură realizarea obiectivului întregului proces. Nu se poate face însă nici o predicție în ceea ce privește efortul de realizare a acestui obiectiv.

În cazul automatizării evaluate pot fi reglate atât mărimi fizice, cât mai ales *mărimi sintetice*. Întrucât aceste obiective sunt mai apropiate de obiectivul aferent procesului în ansamblu, pot fi avute în vedere și considerente ce privesc eforturile cu care se realizează obiectivul propus.

De regulă comenzile care se aplică procesului în cadrul automatizării convenționale sunt determinate pe baza unor algoritmi convenționali PI, PID, etc. în general independenți de caracteristicile procesului.

În cazul automatizării evaluate comenzile sunt elaborate pe baza unor algoritmi puternic dependenți de caracteristicile procesului. Condiții restrictive în ceea ce privește aplicarea comenzilor către proces în timp real impun utilizarea modelelor simplificate care de regulă sunt valabile în jurul unui punct mediu de funcționare a procesului. Înainte de a fi utilizate aceste modele trebuie testate și acordate. Testarea pe proces este costisitoare și nu întotdeauna relevantă. Pentru a elimina aceste neajunsuri, modelele de conducere pot fi testate pe modele de simulare, validate de date experimentale. În continuare se prezintă un asemenea sistem integrat de testare pentru modelele de conducere a proceselor de separare.

2. Structuri de conducere automată

Structurile de conducere automată se subordonează obiectivului principal al procesului reprezentat de respectarea condițiilor de calitate. Respectarea riguroasă a acestor condiții ar presupune existența posibilităților de a influența compozițiile fazelor lichidă respectiv vapori la nivelul fiecărui taler. În aceste condiții ar trebui să existe câte un SRA concentrație pentru fiecare taler și component. Numărul limitat de agenți de reglare disponibili fac acest deziderat de nerealizat.

Astfel pentru o coloană de fracționare a unui amestec binar, fără fracții laterale în care aportul de căldură majoritar este furnizat în baza coloanei, sunt disponibili următorii agenți de reglare [1]:

- debitul de reflux L , (care determină fluxul descendent de lichid prin coloană);
- debitul de agent termic în reținerător Q_r (care determină fluxul ascendent de vapori V prin coloană);
- debitul de produs extras pe la vârful coloanei D (distilat – bogat în component ușor);
- debitul de produs extras pe la baza coloanei B (reziduu – bogat în component greu);
- debitul de agent de răcire în condensator Q_c sau un alt flux care influențează presiunea pe coloană.

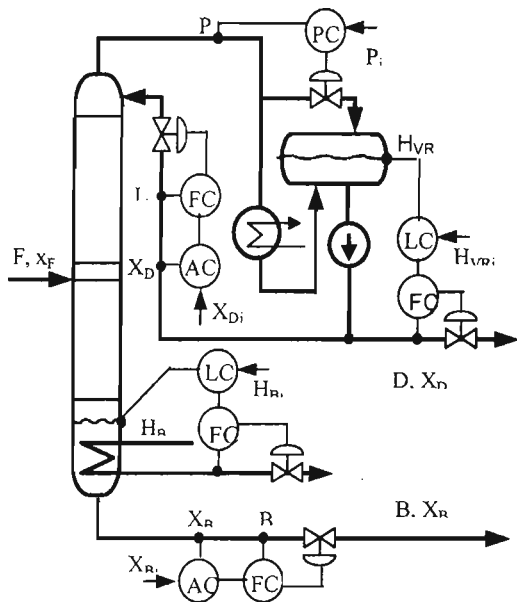


Fig. 1. Structura de reglare L-B.

În condițiile în care se dispune numai de cei cinci agenți de reglare, rezultă că nu pot exista decât cinci SRA, cărora în consecință nu li se pot încredința decât următoarele cinci sarcini:

- reglarea concentrației x_D a componentului ușor în distilat;
- reglarea concentrației x_B a componentului ușor în reziduu;
- reglarea nivelului H_{VR} în vasul de reflux (separator);
- reglarea nivelului H_B în baza coloanei;
- reglarea presiunii pe sistemul de separare.

Din examinarea celor cinci resurse disponibile rezultă că primele două (L și Q_r) determină fluxurile de lichid respectiv vapori prin coloană, influențând în mod nemijlocit separarea. În ceea ce privește debitele de produse extrase din coloană (resursele D și B) acestea influențează închiderea corectă a bilanțului material pe coloană (respectiv pe compozițiile specificate). În ceea ce privește ultima resursă aceasta este alocată necondiționat menținerii presiunii pe sistemul de separare la o valoare prestabilită.

Examinând sarcinile pe care urmează să le rezolve SRA rezultă că primele două (reglarea x_D și x_B) sunt afectate calității separării, în timp ce următoarele două (reglarea H_{VR} și H_B) asigură închiderea corectă a bilanțului material pe coloană. Este de remarcat faptul că prezența zestrei de lichid în separator și în baza coloanei este absolut necesară pentru a realiza închiderea hidraulică a sistemului.

Stabilirea structurii SRA aferente unei coloane implică în primul rând o alocare a resurselor la necesități. Această alocare trebuie efectuată în prezența unor constrângeri cum ar fi [1,8]:

- alocarea unui dublet format dintr-o comandă care afectează separarea și una care afectează bilanțul material, pentru reglarea concentrațiilor în vârf și bază;

utilizarea pentru reglarea concentrației a debitului B sau D cu cel mai mic domeniu de variație; existența unei decuplări naturale cât mai avansate.

Tabelul 1

Necesități de reglare	Resurse alocate
X_D	L
X_B	B
H_B	Q_r
H_{VR}	D

Cu titlu de exemplu, în Tabelul 1 se prezintă asignarea resurselor la necesitățile de reglare pentru o coloană de separare a amestecului C_3 / C_3' care a făcut obiectul a numeroase investigații, inclusiv din partea autorilor [1,3,5]. Alocarea din Tabelul 1 a fost obținută aplicând Metoda Matricei Amplificărilor Relative (MAR). Structura de automatizare rezultată, cunoscută sub numele de structura L – B, și utilizează ca mărimi de execuție pentru SRA concentrație la vârful și baza coloanei comenzile L și B.

Din figura 1 în care se prezintă structura rezultată din Tabelul 1 se observă prezența numai a SRA cu acțiune după abatere. Aceasta face ca la modificarea unor perturbații cum ar fi debitul alimentării F sau a concentrației componentei mai volatile în aceasta X_F să existe regimuri tranzitorii lungi, cu durate de ordinul orelor specifice dinamicii transferului de masă, până când concentrațiile X_D și X_B să revină la valorile specificate X_{Di} respectiv X_{Bi} . O soluție de contracarare a acestui neajuns este reprezentată de utilizarea unui sistem cu acțiune după perturbație la un nivel ierarhic superior SRA abatere din figura 1.

3. Modele matematice de conducere

Sistemele care elaborează comenzile pe baza analizei evoluției perturbațiilor impun cu necesitate existența unor modele matematice numite de *modele matematice de conducere (MMC)*. Esența acțiunii după perturbație constă în existența a două canale prin care se transmit efectele modificării perturbațiilor: un canal natural reprezentat de procesul în sine și unul artificial reprezentat de model. Pentru ca mărimile reglate, în cazul nostru X_D și X_B , să rămână nemodificate va trebui ca efectele pe cele două canale să fie egale în modul, opuse ca semn și sincrone din punct de vedere dinamic.

Datorită unor constrângeri legate procesarea în timp real a informației, care impune aplicarea comenzilor în intervalul de valabilitate al mărimilor pe baza cărora acestea au fost determinate MMC sunt de regulă modele simplificate valabile în jurul unui punct mediu de funcționare. Aceste modele corespund modelelor simplificate de proiectare bazate pe diferite ipoteze simplificatoare [9].

Exemple de astfel de astfel de modele sunt Fenske – Underwood-Gilliland (FUG) și Douglas- Jafarey-McAvoy(DJA) [1,3]. Modelul FUG are la bază dependența

stabilită de Gilliland între parametrii limitativi de operare respectiv

$$(N - N_{\min}) / (N + 1) = f[(R - R_{\min}) / (R + 1)] \quad (1)$$

unde: N_{\min} este numărul minim de talere teoretice;
 N – numărul de talere teoretice al coloanei;
 R_{\min} – rația minimă de reflux;
 R – rația reală de reflux.

Parametrii limitativi de operare N_{\min} și R_{\min} se determină se cu relațiile lui Fenske (2) respectiv Underwood (3)

$$N_{\min} = \left[\ln \frac{x_D(1 - x_B)}{x_B(1 - x_D)} \right] / \ln \alpha \quad (2)$$

$$R_{\min} = \alpha \cdot x_D / (\alpha - \theta) + (1 - x_D) / (1 - \theta) - 1 \quad (3)$$

$$\theta = \alpha \cdot \sqrt[1 + x_F]{\alpha - 1}$$

unde: α este coeficientul volatilității medii a C_3 față de C_3 .

Pentru relația (1) sunt cunoscute mai multe forme analitice, una dintre ele fiind forma polinomială [4]:

$$Y = 1,232 - 3,0141 \cdot X - 0,025 \cdot X^{-1} + 7,375 \cdot 10^{-4} \cdot X^{-2} + 1,88 \cdot X^2$$

$$Y = (R - R_{\min}) / (R + 1) \quad X = (N - N_{\min}) / (N + 1) \quad (4)$$

Relațiile de mai sus permit determinarea cu un efort de calcul relativ redus a rației de reflux R . Aplicând ecuații de bilanț material total și pentru componenta mai volatilă se obțin valorile staționare ale celor două comenzi după cum urmează:

$$B_{st} = F \cdot (x_D - x_F) / (x_D - x_B) \quad (5)$$

$$L_{st} = R \cdot (F - B_{st})$$

În ceea ce privește modelul DJA, acesta permite determinarea valorilor staționare ale comenzilor pe baza factorului de separare S exprimat în două moduri conform relațiilor următoare:

$$S = \left(\frac{\alpha_m}{\sqrt{1 + 1/(R \cdot x_F)}} \right)^N \quad (6)$$

$$S = \frac{x_D / x_B}{(1 - x_D) / (1 - x_B)} \quad (7)$$

Din relațiile (6) și (7) se determină rația de reflux R și apoi cu relațiile (5) valorile L_{st} și B_{st} .

MMC au și o componentă dinamică implicată în determinarea valorilor momentane $L(t)$ și $B(t)$ ale comenzilor ținând cont de întârzierile hidraulice care au loc în coloană [3]. Pentru necesități practice aceste întârzieri pot fi descrise în condiții foarte bune prin elemente aperiodice cu timp mort, respectiv:

$$a_L \frac{dL}{dt} + L = L_{st}(t - \tau_L) \quad (8)$$

$$a_B \frac{dB}{dt} + B = B_{st}(t - \tau_B)$$

unde a_L și a_B sunt constantele de timp, iar τ_L și τ_B timpii morți asociați întârzierilor hidraulice. Prin soluționarea numerică în timp real a ecuațiilor (8) se obțin valorile dinamice $L(t)$ și $B(t)$ care se aplică în calitate de referințe SRA debit reflux și rezduu.

În vederea elaborării unei structuri de testare a MMC prezintă interes o caracterizare informațională a acestora. În figura 2 se prezintă o evaluare a MMC descrise anterior din punctul de vedere al mărimilor de intrare și de ieșire. După cum se observă mărimile de intrare sunt structurate în 4 submulțimi *specificații*, *perturbații*, *parametri acordare*, *parametri dinamici* iar mărimile de ieșire sunt reprezentate de referințele $L(t)$ și $B(t)$.

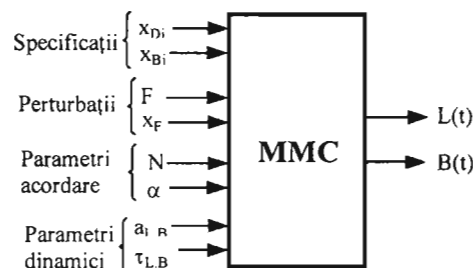


Fig. 2. Caracterizarea informațională a MMC.

4. Modele matematice de simulare dinamică

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.

La elaborarea modelului ce va fi succint prezentat în continuare au fost avute în vedere următoarele ipoteze simplificatoare [6]:

- fiecare taler al coloanei reprezintă un sistem cu parametri concentrații;
- 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. Principal, aceste modele se bazează pe ecuații de bilanț material global și pe component, ecuații de bilanț termic și ecuații de echilibru interfazic.

Modelul matematic dinamic centralizat al întregii coloane rezultă sub forma ecuației matriceale:

$$\frac{dX}{dt} = f(X, U, P) \quad (9)$$

unde: $X^T = [X_1, X_2, \dots, X_{nII}]$ este vectorul generalizat de stare;

$U^T = [L_1, D, QW_r, B]$ - vectorul comandă;

$P^T = [F, x_F, h_F]$ - vectorul perturbație.

Pentru variații sub formă de treaptă date componentelor vectorilor U și P, sistemul (9) devine

$$\frac{dX}{dt} = f(X) \quad (10)$$

Din aceleași considerente legate de elaborarea structurii de validare a MMC se prezintă și pentru MMD, în figura 3 o caracterizare informațională în care sunt evidențiate mărimile de intrare și de ieșire semnificative.

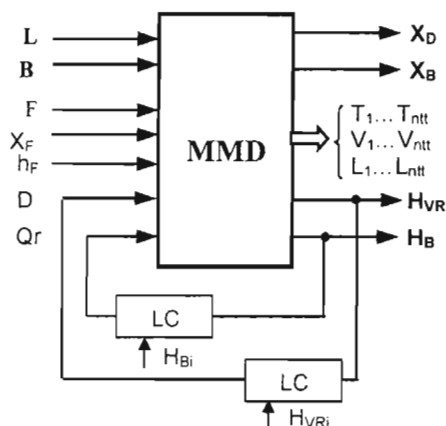


Fig. 3. Caracterizarea informațională a MMD.

Pe baza modelului de mai sus a fost realizat simulatorul software *DIN_SIM* [6] în care practic se integrează sistemul (10). Structura programului de simulare 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 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 relansarea programului decât pentru modificări importante de regim (schimbări structurale ale sistemului sau modificări ale proprietăților amestecului supus separării).

În contextul prezentei lucrări din mulțimea datelor de intrare prezintă interes următoarele (care influențează și MMC): numărul de talere (echilibre) teoretice, debitul și compoziția alimentării, debitele produselor extrase din coloană, debitul de reflux, volatilitatea relativă.

În ceea ce privește datele 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. Între mărimile care pot fi selectate și vizualizate, un interes aparte prezintă concentrațiile componentului ușor în vârf și bază x_D respectiv x_B . În figura 4 se prezintă un ecran asociat modului GRAFIC al simulatorului.

5. Sistem integrat de testare a modelelor de conducere

Sistemul de testare va trebui să simuleze structura de conducere care integrează procesul și regulatorul bazat pe MMC, structură ilustrată în figura 5.

Din punct de vedere fizic sistemul propus conține două PC-uri dotate fiecare cu câte un sistem de interfață AX5411 [10], interconectate ca în figura 6.

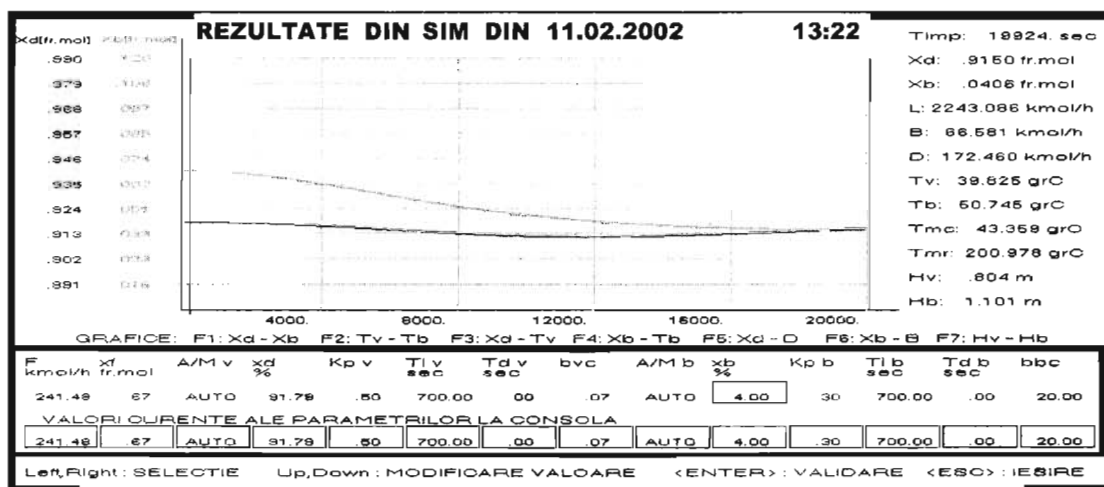


Fig. 4. Ecranul simulatorului în regim GRAFIC

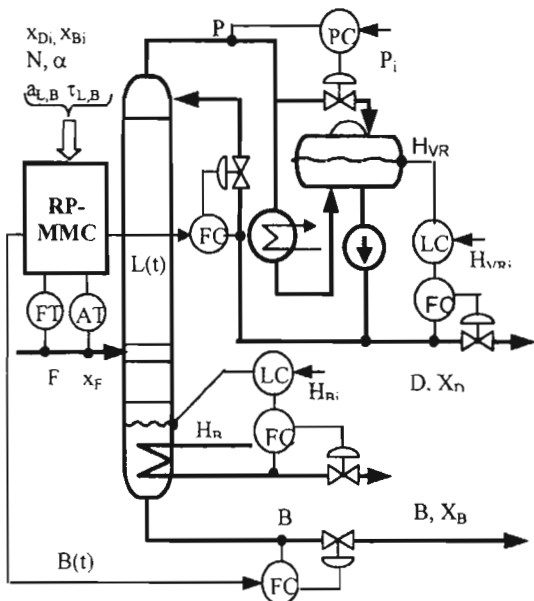


Fig. 5. Structură de conducere bazată pe MMC.

Pe PC1 rulează programul asociat regulatorului după perturbație RP bazat pe MMC, iar pe PC2 simulatorul *DIN_SIM*. După cum se observă din figura 6 cele două PC-uri sunt cuplate prin semnalele asociate mărimilor $L(t)$ și $B(t)$ care așa cum s-a văzut sunt mărimi de ieșire pentru MMC și mărimi de intrare pentru MMD.

De la consola PC1 se aplică specificațiile, parametrii de acordare și parametrii dinamici, iar pe consola PC2 se obțin x_D și x_B din valorile lor putându-se trage concluzii privind calitatea modelului de conducere. Cu cât aceste valori sunt mai apropiate de x_{Di} și x_{Bi} cu atât modelul este mai performant. După cum a rezultat și din prezentarea modelelor, acestea necesită două intrări comune și anume perturbațiile F și x_F . Acestea se aplică ambelor PC-uri ca semnale în tensiune. După cum se observă din figura 3, în simulator sunt incluse două SRA pentru nivelurile în separator și în baza coloanei.

6. Concluzii

Lucrarea prezintă o modalitate de testare a modelelor destinate conducerii automate evaluate a proceselor de fracționare. Testarea se poate face în laborator pe baza unui model de simulare fără a perturba procesul. Pentru diverse puncte de funcționare a procesului se poate realiza o bibliotecă de MMC, adecvanța acestora putând fi stabilită prin testarea în laborator. Un aspect demn de relevat este că MMC și MMD comunică prin semnale, aspect ce conferă o apropiere de situația reală.

7. Bibliografie

- [1] Marinouiu V., Paraschiv N., *Automatizarea proceselor chimice*, Editura Tehnică, București, 1993
- [2] Paraschiv N., *Echipamente numerice pentru conducerea proceselor*, Editura UPG, Ploiești, 1996
- [3] Paraschiv N., *Echipamente și programe de conducere optimală a proceselor de fracționare a produselor petroliere*, Editura UPG, Ploiești, 1987
- [4] Paraschiv N., *O formă analitică a corelației grafice Gilland destinată modelelor de conducere*, In: Revista de chimie nr. 7-8, 1990
- [5] Paraschiv N., Cîrtoaje V., *Sistem automat evoluat pentru procesul de separare a propenei de chimizare – imlementare industrială*, In: Revista de chimie nr. 7, 1992
- [6] Rădulescu G., s. a., *Un simulator performant pentru investigarea reglării automate a coloanelor de fracționare*, In: Revista Română de Informatică și Automatică nr. 3, 1999
- [7] Sheridan T., *Telerobotics automation and human supervisor control*, In: MIT PRESS, Cambridge, 1992
- [8] Shinskei G. F., *Process control systems*, MGH, New York, 1988
- [9] Strătuță C., *Fracționarea, principii și metode de calcul*, Editura Tehnică, București, 1986
- [10] *** AX5411, *User's manual*.

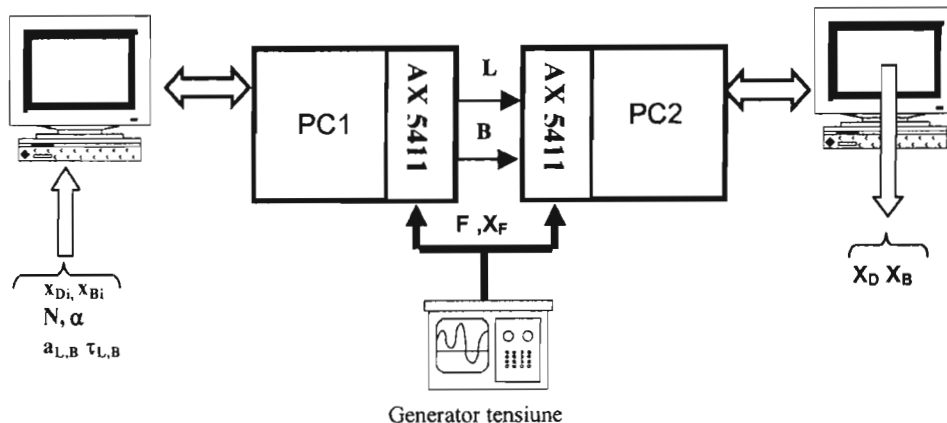


Fig. 6. Structura fizică a sistemului integrat de testare