





INSTITUȚIA ORGANIZATOARE DE STUDII UNIVERSITARE DE DOCTORAT UNIVERSITATEA PETROL-GAZE DIN PLOIEȘTI DOMENIUL FUNDAMENTAL – ȘTIINȚE INGINEREȘTI DOMENIUL DE DOCTORAT – INGINERIA SISTEMELOR

TEZĂ DE DOCTORAT - REZUMAT -

CONTRIBUȚII PRIVIND REGLAREA AVANSATĂ A PROCESULUI DE FRACȚIONARE CU RECUPERAREA CĂLDURII

Conducător științific,

Autor,

Prof. univ. dr. ing. PARASCHIV Nicolae

Ing. CAO Minh Anh

Ploiești 2020

Mulțumiri

Doresc să aduc mulțumiri domnului Prof. Dr. Ing. Nicolae Paraschiv, conducătorul științific al tezei de doctorat pentru srijinul permanent, răbdarea, profesionalismul și întelegerea dovedite pe tot parcursul stagiului doctoral. Finalizarea prezentei teze de doctorat nu ar fi posibilă fără de atenta îndrumare a domnului Prof. Dr. Ing. Nicolae Paraschiv.

Mulțumesc, de asemenea, domnului Prof. univ. dr. ing. Răzvan Rîpeanu – președintele comisiei pentru susținerea publică a tezei de doctorat și tuturor membrilor referenți oficiali ai acestei comisii, domnul Prof. univ. dr. ing. Sergiu Caraman, domnul Prof. univ. dr. ing. Dumitru Popescu, doamna Conf. dr.ing. Florentina Sanda Mihalache, pentru verificarea tezei de doctorat.

De asemenea, îi mulțumesc în mod deosebit domnului Prof. dr. ing. Cristian Pătrascioiu, membru al comisiei de îndrumare, pentru discuțiile științifice, sfaturile prețioase și încrederea acordată.

Doresc să adresez de asemenea mulțumiri și domnului Șef lucrări dr.ing. Marian Popescu, membru al comisiei de îndrumare, pentru întregul suport oferit, în mod special în cercetările realizate în laboratoul *Automatizarea proceselor*

Multumesc de asemenea tuturor cadrelor didactice din Departamentul Automatică, Calculatoare și Electronică al Universității Petrol-Gaze din Ploiești pentru încurajări și suportul oferit.

De asemenea, mulțumesc colegilor mei, ingineri din rafinăria Binh Son din Viet Nam, suportul tehnic acordat și experiența lor de care am beneficiat când am efectuat un stagiu de cercetare la această rafinărie în anul 2017.

Nu în ultimul rând mulțumesc soție mele și familiei pentru întelegerea și suportul cu care m-au sprijinit pe întregul perioadă a stagiului doctoral finalizată cu elaborarea prezentei teze de doctorat.

3

Cuprins

Mulțumiri
Cuprins4
Introducere
1. INVESTIGAȚII PRIVIND MODELAREA PROCESELOR DE FRACȚIONARE CU
RECUPERARE DE CĂLDURĂ
1.1. Fundamentele ale proceselor de fractionare9
1.1.1. Generalități care privesc procesele de fracționare
1.1.2. Legi esențiale specifice proceselor de fractionare9
1.2. Modelarea proceselor de fractionare convențională10
1.2.1. Modele matematice staționare
1.2.2. Modele matematice dinamice
1.3. Modelarea proceselor de fracționare cu recuperarea căldurii16
1.4. Concluzii parțiale
2. CONTRIBUTII PRIVIND MODELAREA ȘI SIMULAREA PROCESULUI DE
FRACTIONARE PROPILENĂ-PROPAN CU RECUPERAREA CĂLDURII22
2.1. Caracterizarea procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperare de căldură
2.1.1. Caracterizarea rafinăriei Binh Son din R.S. Vietnam
2.1.2. Aspecte tehnologice si constructive ale coloanei de fractionare propilenă
propan de la Rafinăria Binh Son
2.1.3. Scopul si obiectivele procesului de fracționarepropilenă-propan cu recuperarea
căldurii25
2.2. Investigarea dinamicii coloanei de fracționarepropilenă-propan cu recuperare de
căldură26
2.2.1. Mediul UniSim®Design
2.2.2. Investigarea prin simulare a dinamicii coloanei de fracționare propilenă-propar
cu recuperarea căldurii27

2.3. Contribuții privind identificarea procesului de fracționare propilenă-propan cu
recuperare de căldură
2.3.1. Obținerea prin identificare a modelului simplificat al procesului de fracționare cu recuperarea căldurii pe canalul L - x_D
2.3.2. Obținerea prin identificare a modelului simplificat al procesului de fracționare cu recuperarea căldurii pe canalul F - x_D
2.4. Concluzii parțiale
3. CONTRIBUȚII PRIVIND REGLAREA AVANSATĂ A PROCESULUI DE FRACTIONARE PROPILENĂ-PROPAN CU RECUPERAREA CĂLDURII49
3.1. Reglarea după abatere a procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii
3.1.1. Analiza structurii de reglare a coloanei T-2103 de la rafinăria Binh Son din Vietnam
3.1.2. Propunere de structură de reglare după abatere a procesului de fracționare
propilenă-propan cu recuperarea căldurii
3.2. Contribuții privind reglarea după perturbație a procesului fracționare propilenă -
propan cu recuperarea căldurii51
3.2.1. Modele matematice simplificate de conducere
3.2.2. Structurarea sistemului de reglare cu acțiune după perturbație dezvoltat53
3.2.3. Investigarea prin simulare a sistemului de reglare după perturbație dezvoltat. 54
3.3. Contribuții privind reglarea combinată a procesului fracționare propilenă- propan cu recuperarea căldurii
3.3.1. Structurarea sistemului de reglare combinată dezvoltat
3.3.2. Configurarea simulatorului în vederea investigării performanțelor sistemului de
reglare combinată dezvoltat
3.3.3. Investigarea prin simulare a performanțelor sistemului de reglare combinată
dezvoltat60
3.4. Concluzii parțiale
4. CONTRIBUȚII LA IMPLEMENTAREA STRUCTURII DE REGLARE
COMBINATĂ A PROCESULUI DE FRACTIONARE PROPILENĂ-PROPAN CU
RECUPERAREA CĂLDURII UTILIZÂND SISTEMUL DeltaV67

4.1. Caracterizarea sistemului distribuit de conducere DeltaV67
4.1.1. Resurse hardware ale sistemului distribuit de conducere DeltaV
4.1.2. Resursele software ale sistemului distribuit de conducere DeltaV70
4.1.3. Protocolul de comunicație OPC71
4.2. Caracterizarea intrare-ieșire a secțiunilor aferente structurii de reglare combinată
propuse72
4.2.1. Caracterizarea intrare-ieșire a secțiunii <i>Proces</i>
4.2.2. Caracterizarea intrare-ieșire a secțiunii <i>Comandă</i>
4.2.3. Interconectarea secțiunilor Comandă și Proces
4.3. Configurarea secțiunilor aferente structurii de reglare combinată propuse76
4.3.1. Configurarea sistemului distribuit de conducere DeltaV
4.3.2. Configurarea simulatorului de proces <i>SIMUN</i> 80
4.3.3. Configurarea protocolului de comunicație <i>OPC</i>
4.4. Investigarea experimentală a performanțelor sistemului de reglare combinată
dezvoltat utilizând sistemul DeltaV82
4.4.1. Rezultatele familiei de teste T1 obținute prin investigarea experimentală a
performanțelor SRC
4.4.2. Rezultatele familiei de teste T2 obținute prin investigarea experimentală a
performanțelor SRC
4.5. Concluzii parțiale
5. CONCLUZII GENERALE, SINTEZĂ A CONTRIBUȚIILOR ORIGINALE,
DISEMINAREA REZULTATELOR ȘI DIRECȚII DE CERCETARE90
5.1. Concluzii generale90
5.2. Sinteza contribuțiilor originale
5.3. Diseminarea rezultatelor
5.4. Direcții viitoarede cercetare
BIBLIOGRAFIE

Introducere

Distilarea fracționată sau fracționarea reprezintă cea mai utilizată metoda de separare a componenților în stare pură sau a unor fracții largi din divers de amestecturi, folosind în majoritatea instalațiilor de prelucrare a petrolului, în petrochimie și chimie în general.

Această teză de doctorat are ca obiectiv prezentarea contribuțiilor aduse la dezvoltarea unor structuri de reglare avansate pentru coloana de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii.

Datele utilizate pentru simularea au fost bazate pe datele coloanei de fractionare propilenă-propan T-2103 din Rafinăria Binh Son din R.S. Vietnam, obținute cu ocazia unui stagiu de cercetare doctorală pe care autorul 1-a efectuat în anul 2017.

Teza este structurată în cuprins, introducere și cinci capitole urmate de bibliografie și un număr de 5 anexe.

Capitolul 1 prezintă o sinteză modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură cu indicarea fundamentelor procesului de fracționare, mecanismul operației de fracționare și legile prinicipale pentru procesul de fractionare.

Capitolul 2 tratează abordarea problemelor modelării și simulării coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii.

Capitolul 3 realizează dezvoltarea, testarea celor 2 structuri de conducere avansată propuse a coloanei de fracționare propilenă – propan T-2103 de la rafinăria Binh Son din Vietnam. Au fost propuse, implementate și testate două structuri de reglare avansate și anume structura de reglare după pertubarție bazată pe modelul Fenske-Underwood-Gilliland, respectiv structura de reglarea avansată cu acțiune combinată a coloanei de fracționare propilenă – propan T-2103 de la rafinăria Binh Son din Vietnam.

Capitolul 4 prezintă implementarea structurii de reglare combinată a procesului de fractionare propilenă-propan cu recuperarea căldurii utilizând sistemul DeltaV.

Capitolul 5 prezintă concluzii generale, sinteză a contribuțiilor originale aduse de teză, diseminarea rezultatelor și direcțiile viitoare de cercetare.

Acestora li se adaugăliste ale figurilor (155 figuri) și a tabelelor (35 de tabele).

Acest rezumat prezintă integral cuprinsul, capitolul 5 și bibliografia împreună cu o sinteză a capitolelor 1÷4.

În rezumat s-au păstrat: numerotarea relațiilor, figurilor și tabelelor și trimiterile bibliografice din teza de doctorat.

7

Capitolul 1 : Investigații privind modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură

1. INVESTIGAȚII PRIVIND MODELAREA PROCESELOR DE FRACȚIONARE CU RECUPERARE DE CĂLDURĂ

Elaborarea unei structuri de conducere a unui proces nu se poate realiza fără a cunoaște un model al procesului. Modelarea proceselor de fracționare reprezintă o problemă importantă dar și dificilă. În acest capitol, vor fi expuse considerații care privesc modelarea și simularea proceselor de fracționare clasice și a proceselor de fracționare cu pompă de căldură.

1.1. Fundamentele ale proceselor de fractionare

1.1.1. Generalități care privesc procesele de fracționare

Fracționarea sau distilarea fracționată reprezintă cea mai folosită metoda de separare și recuperare a componenților în stare pură, a unor fracții înguste sau a unor fracții largi din diverse amestecuri, utilizată în majoritatea instalațiilor de prelucrare a petrolului, în petrochimie și industria chimică în general.

În figura 1.3, este ilustrat un exemplu de coloană de fracționare cu o singură alimentare F și două produse rezultate și anume distilatul D extras pe la vârf și reziduul B extras din baza coloanei.



Figura 1. 3. Coloana de fracționare convențională.

Un exemplu de coloană de superfracționare este coloana de separare a amestecului propilenă-propan (C_3/C_3) , care va fi pe larg referită pe parcursul prezentei teze de doctorat.

1.1.2. Legi esențiale specifice proceselor de fractionare

În acest subcapitol sunt abordate aspecte care privesc:

- echilibrul lichid-vapori;
- legea lui Dalton;

- legea lui Raoult.
- legea fazelor;
- volatilitatea relativă;
- ecuațiile de stare.

Pe baza modelelor care sunt avute în vedere la caracterizarea fenomenelor, de transfer de masă, căldură și impuls care au loc într-o coloană de fracționare au fost realizate numeroase simulatoare, între care reprezentative sunt PR/II[®] [www, 1002], Aspen HYSYS[®][Hysys 3.2, 2003],[www, 1003], UniSim Design[®][www, 1004], Petro-SIM[®][www,1001]. Toate simulatoarele conțin baze de date consistente permit utilizatorului să selecteze modele, proprietăți etc.

Având în vedere că dezvoltările din prezenta teză de doctorat vor implica simulatorul Unisim Design[®], în tabelul 1.1 se prezintă cu titlu de exemplu modele termodinamice adecvate orientate pe tipuri de amestec pentru acest simulator [*** Honeywell, 2003].

1.2. Modelarea proceselor de fractionare convențională.

Ca orice sistem, procesul de fracționare poate fi investigat prin observare directă sau prin modelare. *Modelul matematic (MM)* reprezintă practic un grup de ecuații în care este surprinsă desfășurarea procesului. În contextul automatizării, respectiv al controlului procesului o importanță aparte prezintă *Modelele Matematice Dinamice (MMD)*. Acestea trebuie să reflecte pe lângă particularități aferente strict procesului și aspecte dinamice, respectiv aspecte care țin de evoluția în timp acestuia.

În aceste condiții unui proces de fracționare i se asociază două categorii de modele și anume *Modele Matematice Staționare* (*MMS*) corespunzătoare *regimurilor staționare*și *Modele Matematice Dinamice* (*MMD*) corespunzătoare *regimurilor dinamice* [Marinoiu V., Pătrășcioiu Cr., 1986]. De regulă deducerea modelelor se face în condițiile unor ipoteze simplificatoare, ce restrâng generalitatea modelului dar micșorează efortul de construcție a acestora.

În continuare sunt prezentate aspect relevante, rezultate din investigații bibliografice [Stratulă, 1986], [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992], referitoare la *MMS* și *MMD, riguroase*.

1.2.1. Modele matematice staționare

În cele ce urmează se consideră o coloană de fracționare convențională de tipul celei ilustrate în figura 1.4. Această coloană este cu o singură alimentare F și cu extragerea produselor separatenumai pe la vârful (distilat D) și respectiv din baza acesteia (reziduu B).

În abordare sistemică [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992], procesul de fracționare multicomponent este un sistem cu parametri distribuiți, principalele variabile distribuite în lungul coloanei fiind *concentrația*, *temperatura* și *presiunea*. În acest context se vorbește de *profiluri de temperatură, concentrație și presiune în lungul coloanei*, valori, variabila spațială asociată fiind reprezentată de poziția talerului teoretic (treaptă de echilibru) în coloana de fracționare. Este important de subliniat că un taler teoretic este considerat un sistem cu parametri concentrați , în sensul că parametrii aferenți acestora au valori constante.



Capitolul 1 : Investigații privind modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură

Figura 1. 4. Structura generală a unei coloane de fracționare convențională cu o alimentare și fără produse laterale: F, D, B – debite alimentare, distilat, reziduum; x_F, x_D, x_B – concentrația componentului ușor în alimentare distilat, reziduum; L – debit de reflux; V – debit de vapori; Q_{ac} – debit agent condensare; Q_{av} – debit agent vaporizare; Ppresiune[Marinoiu V., Paraschiv N., 1992].

Modelul matematic staționar poate fi structurat în trei categorii de ecuații și anume [Strătulă C., 1986], [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992]:

- a) ecuații de bilanț material total și pe component;
- b) ecuații de echilibru interfazic
- c) ecuații de bilanț termic.
- **A. Ecuații de bilanț material.** Acestea urmăresc cuantificarea unor legături între debitele pe diferite contururi asociate coloanei de fracționare. Între acestea sunt relevante:
 - relația de bilanț material global:

$$F = D + B (1.15)$$

- relații de bilanț material pe component :

$$x_{Fi} = Dx_{Di} + Bx_{Bi}i = 1 \dots nc \qquad , \tag{1.16}$$

unde: F este debitul alimentării ;D- debitul de distilat ;B- debitul de reziduu ; x_{Fi} concentrația componentului i în alimentare; x_{Di} -concentrația componentului i în
distilat; x_{Bi} -concentrația componentului i în reziduu; nc - numărul total de componenți.

Capitolul 1 : Investigații privind modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură

B. Ecuații de echilibru interfazic. Aceste ecuații sunt utilizate la corectarea profilului de temperaturi din coloană. Având în vedere notațiile anterioare, ecuațiile de echilibru lichid-vapori pentru punctul de fierbere au forma[Stratulă, 1986]

$$\sum_{i=1}^{nc} K_{ij} x_{ij} = 1, \quad j = 1...N , \qquad (1.31)$$

Constanta de echilibru K_{ij} pentru un component *i* depinde de temperatura T_j și presiunea P_j de pe talerul *j*, respectiv

$$K_{ij} = K_i(T_j, P_j), \ j = 1...N.$$
 (1.32)

În ipoteza cunoașterii profilului de presiuni în lungul coloanei ecuația (1.31) devine

$$\sum_{i=1}^{N} K_{ij}(T_j) x_{ij} - 1 = 0, \quad j = 1...N , \qquad (1.33)$$

care este o ecuație neliniară în raport cu temperatura de pe fiecare taler T_j . Prin rezolvarea sa pentru fiecare taler se determină profilul de temperaturi din coloană. Conform experienței autorului, un algoritm recomandat pentru rezolvarea numerică a acestei ecuații este Newton-Raphson [Marinoiu V., 1986], [Strătulă C., 1976].

C. Ecuații de bilanț termic. Această componentă a modelului staționar reflectă modul de conservare a energiei, ecuațiile aferente fiind utilizate, printre altele, pentru a corecta fluxurile materiale interne L și V din coloană.

Entalpia, exprimată în kJ/kmol a fazei vapori de pe talerul j este definită prin [Stratulă, 1986]

$$H_{j} = \sum_{i=1}^{n} H_{ij} y_{ij} , \qquad (1.34)$$

unde : H_{ij} este entalpia componentului *i* în faza vapori, pe talerul *j*; y_{ij} – concentrația componentului *i* în faza vapori, pe talerul *j*;

În mod similar se definește, tot în kJ/kmol, entalpia, fazei lichid de pe talerul j

$$h_{j} = \sum_{i=1}^{n} h_{ij} x_{ij}$$
(1.35)

unde : h_{ij} este entalpia componentului *i* în faza lichid, pe talerul *j*; x_{ij} - concentrația componentului *i* în faza lichid, pe talerul *j*;

Efectuând, pentru coloana reprezentată în figura 1.4, bilanțurile termice în termeni de cantități de căldură, se obțin relațiile descrise în cele ce urmează.

• Prin aplicarea conservării energiei termice pe un contur în jurul unui taler *j* rezultă: $W_{j-1}^L + W_{j+1}^V = W_j^L + W_j^V$, (1.36)

unde: W_j^L este cantitatea de căldură aferentă fazei lichide care părăsește talerul j; W_j^V - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care părăsește talerul j; W_{j-1}^L - cantitatea de căldură aferentă fazei lichide care sosește pe talerul jde pe talerul j-l; W_{j+1}^V - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care sosește pe talerul j de pe talerul j-l; W_{j+1}^V - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care sosește pe talerul j de pe talerul j-l; W_{j+1}^V - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care sosește pe talerul j de pe talerul j-l.

Aplicând conservarea energiei termice pe un contur în jurul talerului de alimentare f se obține:

$$W_f^{F-L} + W_f^{F-V} + W_{f+1}^V + W_{f-1}^L = W_f^L + W_f^V, \qquad (1.37)$$

unde: W_f^L este cantitatea de căldură aferentă fazei lichide care părăsește talerul $f;W_f^V$ - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care părăsește talerul $f;W_{f-1}^L$ - cantitatea de căldură aferentă fazei lichide care sosește pe talerul f de pe talerul f- $l;W_{f+1}^V$ - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care sosește pe talerul f de pe talerul f- $l;W_f^{F-L}$ - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori care sosește pe talerul f de pe talerul $j+l;W_f^{F-L}$ - cantitatea de căldură aferentă fazei lichide a alimentării pe talerul $f;W_f^{F-V}$ - cantitatea de căldură aferentă fazei vapori a alimentării pe talerul f.

• Din aplicarea conservării energiei termice pe un contur în jurul coloanei de fracționare se obținetalerului de alimentare f se rezultă:

$$W_f^{F-L} + W_f^{F-V} + W_{REF}^V = W_D^L + W_B^L + W_{COND}^L,$$
(1.38)

unde: W_{f}^{F-L} este cantitatea de căldură introdusă în sistem cu alimentarea în fază lichidă; W_{f}^{F-V} - cantitatea de căldură introdusă în sistem cu alimentarea în fază vapori; W_{REF}^{V} - cantitatea de căldură introdusă în sistem de către un agent de vaporizare aferent refierbătorului; W_{D}^{L} - cantitatea de căldură extrasă din sistem cu produsul de vârf (distilat); W_{B}^{L} - cantitatea de căldură extrasă din sistem cu produsul de vârf (distilat); W_{B}^{L} - cantitatea de căldură extrasă din sistem cu produsul de bază (reziduum); W_{COND}^{L} - cantitatea de căldură extrasă din sistem de către un agent de condensare aferent condensatorului.

Relația (1.38) prezintă un interes deosebit . în contextul acestei teze de doctorat. În condiții reale, cu o precizie corespunzătoare se poate considera egalitatea aproximativă

$$W_f^{F-L} + W_f^{F-V} \cong W_D^L + W_B^L \,, \tag{1.39}$$

care atestă faptul că energia termică aferentă alimentării se regăsește în energia termică a aproduselor separate.

Având în vedere egalitatea (1.39), relația de bilanț (1.38) se reduce la

$$W_{REF}^V \cong W_{COND}^L \quad , \tag{1.40}$$

care semnifică faptul că trebuie introdusă pe la baza coloanei o cantitate de căldură aproximativ egală cu cantitatea de căldură extrasă cu agentul de condensare, care la coloanele de fracționare convențională se pierde, fiind disipată în atmosferă.

Această relație justifică la nivel principial posibilitatea valori fiecării energiei termice extrase din coloană pentru a crea aportul termic în baza coloanei de fracționare.

1.2.2. Modele matematice dinamice

Considerații generale (grade de libertate, ecuația de transport generalizată)

După cum s-a arătat caracterul dinamic presupune variația în timp a mărimilor care intervin în modelul unui sistem. Având în vedere faptul că derularea procesului de fracționare presupune transferuri de masă, energie și impuls, *MMD* asociate acestora pot fi dezvoltate apelând la ecuația de transport generalizată , care pentru o mărime conservabilă φ are forma [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992]:

$$A = I - E - C, \tag{1.45}$$

unde: *A* este acumularea din mărimea φ în unitatea de timp în elementul de volum al sistemului;C – consumul din φ în unitatea de timp în elemental de volum al sistemului;*I* –

cantitatea din φ care intră în unitatea de timp în elemental de volum al sistemului;E – cantitatea din φ care părăsește în unitatea de timp elemental de volum al sistemului.

Având în vedere că într-o coloană de fracționare nu se consumă componenți, ecuația (1.45) devine

$$A = I - E, \tag{1.46}$$

în care mărimile care intervin păstrează semnificațiile din relația (1.45). În situația în care nu există acumulare ecuația (1.46) se transformă în

$$I - E = 0, respectiv \ I = E \ , \tag{1.47}$$

relație ce corespunde *MMS*. În terminologie orientată pe proces relațiile (1.46) și (1.47) se regăsesc sub forma bilanțurilor (d*inamic* respectiv *staționar*) referitoare la mărimea conservabilă φ . Pentru sistemele cu parametri concentrați (*SPD*) elementul de volum se referă la întregul sistem (subsistem). Pentru a se asigura acest caracter, o coloană de fracționare, cum ar fi cea ilustrată în figura 1.4, se consideră descompusă, după cum se indică în figura 1.5 [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992].



Figura 1. 5. Divizarea unei coloane de fracționare convențională cu o alimentare și fără produse laterale în blocuri: 1 – secția (blocul) de rectificare; 2 - secția (blocul) de stripare; 3 – condensatorul; 4 – vasul de reflux (separatorul); 5 – baza coloanei; 6 – refierbătorul; 7 – punctul (talerul) de alimentare; F, D, B – debite alimentare, distilat, reziduum;x_F, x_D, x_B – concentrația componentului ușor în alimentare distilat, reziduum; L – debit de reflux; V – debit de vapori; Q_{ac} – debit agent condensare; Q_{av} – debit agent vaporizare; P- presiune[Marinoiu V., Paraschiv N., 1992] .

În continuare, în teza de doctorat se prezintă determinarea *MMD*, prin aplicarea ecuației de transport generalizat (1.46) mărimile conservabile *masă totală, masă pe component, energie termică*. Abordarea se va face în contextul blocurilor aferente unei coloane de fracționare ilustrate în figura 1.5.

> Modelarea secțiunilor 1 și 2 (secțiile de rectificare și stripare)

Pentru acest taler se particularizează relația (1.46) ca expresie a trei legi de conservare și anume:

- legea conservării masei totale (bilanțul material total):

$$\frac{dM_j}{dt} = L_{j-1} - L_j + V_{j+1} - V_j;$$
(1.50)

- legea conservării masei pe component (bilanțul material pe component):

$$\frac{d}{dt}(M_j x_{ij}) = L_{j-1} x_{i,j-1} - L_j x_{i,j} + V_{j+1} y_{i,j+1} - V_j y_{i,j}; \qquad (1.51)$$

– legea conservării energiei calorice (bilanț termic total):

$$\frac{d}{dt}(M_j H_j^L) = H_{j-1}^L L_{j-1} - H_j^L L_j + H_{j+1}^V V_{j+1} - H_j^V V_j , \qquad (1.52)$$

unde notațiile păstrează semnoficațiile de mai sus.

> Modelarea secțiunii 7 - talerul de alimentare

Talerul de alimentare este un taler special al coloanei de fracționare, pentru care particularizând relația (1.46) sub forma legilor de conservare rezultă:

- legea conservării masei totale (bilanțul material total):

$$\frac{dM_f}{dt} = L_{f-1} + F^L - L_f + V_{f+1} + F^V - V_f;$$
(1.53)

(1.56)

- legea conservării masei pe component (bilanțul material pe component):

$$\frac{d}{dt}(M_f x_{if}) = L_{f-1} x_{i,f-1} + F^L x_i^F - L_f x_{if} + V_{f+1} y_{i,f+1} + F^V y_i^F - V_f y_{if};$$
(1.54)

- legea conservării energiei calorice (bilanț termic total):

$$\frac{d}{dt}\left(M_{f}H_{f}^{L}\right) = L_{f-1}H_{f-1}^{L} + F^{L}H_{F}^{L} - L_{f}H_{f}^{L} + V_{f+1}H_{f+1}^{V} + F^{V}H_{F}^{V}V_{f}H_{f}^{V}; (1.55)$$

unde unde notațiile păstrează semnificațiile prezentate anterior.

Modelarea secțiunilor 3 și 4 – ansamblul condensator + vas de reflux

Condensatorul, care este nemijlocit legat de vârful coloanei de fracționare asigură transformarea fazei vapori extrasă din coloană în fază lichidă. Căldura latentă de condensare a vaporilor este preluată de către un lichid de răcire, cunoscut ca agent de condensare. Fluxul lichid care părăsește condensatorul este acumulat într-un vas tampon numit vas de reflux.

Pentru condensator, unde nu există acumulare, aplicând relația (1.47) ca expresie a celor trei legi de conservare se obține (pentru condensare totală):

- legea conservării masei totale (bilanțul material staționar total):

 V_1

$$=L_c$$
;

- legea conservării masei pe component (bilanțul material staționar pe component):

$$V_1 y_{i,1} = L_c x_{i,c} \tag{1.57}$$

- legea conservării energiei calorice (bilanț termic staționar total):

$$V_1 H_1^V = L_c H_c^L + Q_{ac} c_{sp} (T_{ies} - T_{int}), \qquad (1.58)$$

Unde notațiile păstrează semnificațiile.

Pentru vasul de reflux prin particularizarea relației (1.46) ca expresie a legilor de conservare se obțin ecuațiile:

- legea conservării masei totale (bilanțul material dinamic total):

$$\frac{dM_{VR}}{dt} = L_c - D - L \quad ; \tag{1.59}$$

- legea conservării masei pe component (bilanțul material dinamic pe component):

$$\frac{d}{dt}(M_{VR}x_{i,VR}) = L_c x_{i,c} - (D+L)x_{i,D};$$
(1.60)

- legea conservării energiei calorice (bilanț termic dinamic total):

$$\frac{d}{dt}(M_{VR}H_{VR}^{L}) = L_{c}H_{c}^{L} - (D+L)H_{D}^{L}$$
(1.61)

> Modelarea secțiunilor 5 și 6 – ansamblul bază coloană + refierbător

Refierbătorul este nemijlocit legat de baza coloanei și generează fluxul de vapori ascendent prin aceasta. Căldura necesară vaporizării se obține prin condensarea unui agent termic (în mod obișnuit aburul).

Ca și în cazurile precedente, se particularizează pentru ansamblul bază-refierbător relația (1.46) ca expresie a trei legi de conservare și anume:

- legea conservării masei totale (bilanțul material total):

$$\frac{dM_B}{dt} = L_N - V_{ref} - B ; \qquad (1.62)$$

- legea conservării masei pe component (bilanțul material pe component):

$$\frac{d}{dt}(M_B x_{i,B}) = L_N x_{i,N} - V_{ref} y_{i,ref} - B x_{i,B};$$
(1.63)

- legea conservării energiei calorice (bilanț termic total):

$$\frac{d}{dt}(M_B H_B^L) = L_N H_N^L - V_{ref} H_{ref}^V - B H_B^L + Q_{a\nu} \lambda_{a\nu}, \qquad (1.64)$$

unde notațiile păstrează semnificațiile.

1.3. Modelarea proceselor de fracționare cu recuperarea căldurii

În continuarea tezei de doctorat au fost prezentate particularități ale modelării proceselor de fracționare în care căldură conținută de vaporii care părăsesc vârful coloanei de fracționare este recuperată și utilizată pentru vaporizarea lichidului acumulat în baza coloanei, în figura 1.10 fiind prezentată o astfel de coloană.



Capitolul 1 : Investigații privind modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură

Figura 1. 10. Structura generală a unei coloane de fracționare cu recuperarea căldurii

[Sujit S. Jogwar., 2009]:

Recuperarea directă a căldurii la coloanele convenționale de fracționare nu este practic posibilă deoarece căldura extrasă în condensatorul coloanei nu poate fi folosită direct în refierbătorul acesteia datorită temperaturii scăzute a agentului de răcire care părăsește condensatorul.

Așa cum indică figura 1.10, la coloana de fracționare cu recuperarea căldurii, condensatorul existent în structura convențională este eliminat. Vaporii extrași la vârful coloanei sunt comprimați de către compresorul *Comp* până când temperatura acestora devine suficient de mare pentru a permite utilizarea căldurii în refierbător. Vaporii comprimați sunt utilizați ca agent termic pentru refierbătorul coloanei de fracționare. Prin urmare, nu mai este necesară existența unui agent termic extern pentru refierbător. Vaporii comprimați sunt condensați după schimbul de căldură cu produsul de bază, după care fluxul lichid rezultat este introdus în vasul de reflux. De aici o parte se întoarce coloanăîn calitate de reflux, iar restul iese ca distilat.

Pentru determinarea *MMD* coloana cu o singură alimentare și fără fracții laterale din figura 1.10 se descompune în blocuri funcționale, în figura 1.11 fiind prezentată o asemenea descompunere bazată pe descompunerea ilustrată în figura 1.5.





Figura 1. 11. Divizarea în blocuri funcționaleunei coloane de fracționare cu recuperarea căldurii:1 – secție (bloc) de rectificare; 2 - secție (bloc) de stripare; 3 – compresor; 4 – condensator secundar; 5 – bază coloană; 6 – bloc condensator - refierbător; 7 – taler de alimentare; 8– vas de reflux; 9– schimbător de căldură; F, D, B – debite alimentare, distilat, reziduu; x_F, x_D, x_B – concentrație component ușor în alimentare distilat, reziduu; L – debit de reflux; V – debit de vapori; Q_{c1}– debite agenți condensare, Q_{c2}– debite agenți termic; P- presiune vârf coloană; W – alimentare cu energie compresor[Marinoiu V., Paraschiv N., 1992].

Marea majoritate a *MMD* pentru modulele ilustrate în figura 1.11 se deduc aplicând ecuația de transport generalizată (1.46). Întrucât secțiunea 3 (compresor) prezintă o relevanță deosebită pentru teza de doctorat, în continuare se prezintă succint modelarea dinamică a acesteia.

Din perspectivă energetică compresorul poate fi abordat ca un convertor de energie, deoarece convertește energia termică a vaporilor care părăsesc vârful coloanei. În figura 1.12 este ilustrată o schemă structurală a compresorului [Bisgaard T., 2009] în care sunt evidențiate secțiunile de *antrenare* și de *acumulare*, împreună cu fluxurile materiale și energetice aferente.

Capitolul 1 : Investigații privind modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură

Fenomenele care au loc în cadrul unui compresor sunt de o complexitate deosebită, motiv pentru care elaborarea unui model matematic în care să fie cuprinse toate aceste fenomene este foarte dificilă și irelevantă în contextul prezentei teze de doctorat.

Din acest motiv și pentru compresorvor fi construite, ca și pentru restul componentelor sistemului de fracționare, MMD simplificate asociate bilanțurilor energetic șimasic. Aceste modele vor fi deduse pornind de la ecuația de transport generalizată aplicată pe un contur Γ pentru mărimile conservabile energie și masă.



Figura 1. 12. Fluxurile de masă și energie asociate blocului compresor

MMD simplificat asociat bilanțului energetic al compresorului

Potrivit reprezentării din figura 1.12, aplicând pentru conturul Γ ce include compresorul ecuația de transport generalizat pentru energie [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992] se poate scrie:

$$\Delta E_c = E_{iV} + E_{iW} - E_{eW}, \qquad (1.65)$$

unde: ΔE_c este variația cantității de în interiorul conturului Γ , E_c - energie la nivelul compresorului, E_{iV} - cantitatea de energie introdusă de vapori în conturul Γ , E_{iW} - cantitatea de energie introdusă de sursa de antrenare a compresorului în conturul Γ , E_{eV} - cantitatea de energie extrasă de vapori din conturul Γ .

Exprimînd fiecare termen din relația (1.65) se obține relația

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{1}{M_c c_V} \left[V H_0^V + \eta W - (V_1 + V_{tc}) H_c^V \right], \qquad (1.70)$$

unde: T_c este temperatura cu care vaporii părăsesc compresorul: [K], M_c - zestrea molară de vapori a compresorului: $[mol];c_V$ - căldura molară la volum constant : [J/molK];V - debitul molar de vapori aspirat de compresor : $[mol/s];V_I$ - debitul molar principal de vapori refulat de compresor : $[mol/s];V_{Itc}$ - debitul molar secundar de vapori refulat de compresor : $[mol/s];W_I$ - debitul energetic pentru acționarea compresorului : $[J/s];\eta$ - eficiența (randamentul) compresorului : $[adim];H_0^V$ - entalpia vaporilor la temperatura T_0 aspirați de

compresor: $[J/mol]; H_c^V$ – entalpia vaporilor la temperatura T_c refulați de compresor : [J/mol].

Ecuația (1.70) reprezintă *MMD* al compresorului pentru mărimea conservabilă energie sau mai pe scurt *bilanțul energetic dinamic*. În ipoteza valorii constante pentru temperatura T_c ecuația (1.70) se transformă în:

$$VH_0^V + \eta W = (V_1 + V_{tc})H_c^V , \qquad (1.71)$$

relație ce reprezintă MMS al compresorului pentru mărimea conservabilă energie, sau mai pe scurt bilanțul energetic staționar.

MMD simplificat asociat bilanțului masical compresorului

Potrivit reprezentării din figura 1.12, aplicând pentru conturul Γ ce include compresorul ecuația de transport generalizat pentru masă [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992] se poate scrie:

$$\Delta M_c = M_i - M_e, \tag{1.72}$$

unde: ΔM_c este variația cantității de vapori în interiorul conturului $\Gamma; M_i$ – cantitatea vapori introdusă în conturul $\Gamma; M_e$ – cantitatea vapori extrasă din conturul Γ .

Considerând variația cantității de vapori (respectiv a masei M_c ca având loc într-un interval de timp relația (1.72) devine

$$\frac{dM_c}{dt} = V - V_1 - V_{tc} \tag{1.74}$$

Respectiv după procesări în condițiile ipotezei gazului ideal se obține

sau

$$\frac{dP_c}{dt} = \frac{RT_c}{V_c} \left(V - V_1 - V_{tc} \right), \tag{1.77}$$

unde: P_c este presiunea la care vaporii părăsesc compresorul: $[Pa];T_c$ - temperatura cu care vaporii părăsesc compresorul: $[K];V_c$ - volumul util ocupat de vapori în compresor : $[m^3];R$ - constanta universală a gazelor ideale : [J/molK];V - debitul molar de vapori aspirat de compresor : $[mol/s];V_l$ - debitul molar principal de vapori refulat de compresor : $[mol/s];V_l$ - debitul molar secundar de vapori refulat de compresor : [mol/s].

Ecuația (1.77) reprezintă *MMD* al compresorului pentru mărimea conservabilă, masă totală sau mai pe scurt *bilanțul masic dinamic*.

În ipoteza valorii constante pentru presiunea P_c ecuația (1.77) se transformă în:

$$V = V_1 + V_{tc} , (1.78)$$

relație ce reprezintă *MMS* al compresorului pentru mărimea conservabilă masă, sau mai pe scurt *bilanțul masic staționar*.

Pentru evaluarea presiunii de refulare P_c a compresorului poate fi utilizată relația simplificată asociată bilanțului isentropic aferent compresorului [Bisgaard T., 2009]

$$P_c = P_0 \left[\eta(\frac{T_c}{T_1} - 1) + 1 \right]^{\frac{\kappa}{k-1}}, \tag{1.79}$$

unde: P_c este presiunea la care vaporii părăsesc compresorul: $[Pa];P_0$ –presiunea la care vaporii sunt aspirați în compresorul: $[Pa];T_c$ – temperatura cu care vaporii părăsesc : $[K];\eta$ – eficiența (randamentul) compresorului : [adim];k – factorul de expansiune isentropic: [adim].

Capitolul 1 : Investigații privind modelarea proceselor de fracționare cu recuperare de căldură

1.4. Concluzii parțiale

Acest capitol prezintă rezultatele investigațiilor autorului cu privire la modelarea procesului de fracționare a amestecurilor binare.

Prima parte a capitolului este dedicată prezentării unor fundamente ale procesului de fracționare utile pentru modelarea acestuia. Sunt abordate: *mecanismul procesului și legile principale* care îi guvernează desfășurarea. Tot în această secțiune sunt investigate modele pentru calculul echilibrului lichid-vapori și al entalpiei utilizate în simulatoare de procese chimice cum ar fi: *PRO II, HYSYS, Unisim Design, Petrosim*.

În a doua parte a capitolului, se prezintă modelarea proceselor de fracționare convențională, în abordare staționară și dinamică.

Modelarea staționară este abordată din trei perspective referitoare la: *relații de bilanț material, relații de bilanț termic, relații de echilibru interfazic.*

Pentru deducerea modelului matematic dinamic sistemul de fracționare a fost divizat în secțiuni (module) funcționale interconectate.

Modelarea acestor secțiuni a fost tratată unitar apelându-se la ecuația de transport generalizat aplicată sub forma legilor de conservare a masei și energiei termice.

Au fost determinate modele matematice dinamice pentru: *talere ale coloanei, condensator, refierbător, vasul de reflux.*

Ultima parte a capitolului este consacratăprezentării modelării proceselor de fracționare cu recuperarea căldurii.

Ca și în cazul convențional, coloana a fost descompusă în secțiuni (module) funcționale interconectate prin fluxuri materiale și energetice.

Pentru secțiunea *compresor* a fost dedus modelul dinamic simplificat ce reflectă conservarea energiei și a masei totale.

În ceea ce privește secțiunile *stripare, rectificare, taler alimentare* ale coloanei *MMD* asociate sunt similare celor aferente coloanei de fracționare.

Pentru restul secțiunilor se utilizează MMD deduse pentru coloana de fracționare convențională.

Rezultatele studiului efectuat în cadrul acestui capitol vor permite autorului construcția în *Capitolul 2* al tezei de doctorat a modelului de simulare a unei coloane de fracționare cu recuperarea căldurii, utilizând mediul *Unisim* [®]Design.

2. CONTRIBUTII PRIVIND MODELAREA ȘI SIMULAREA PROCESULUI DE FRACTIONARE PROPILENĂ-PROPAN CU RECUPERAREA CĂLDURII

Elaborarea unei structuri performante de conducere a unui proces nu se poate realiza fără o cunoașterea unui model al procesului, care în contextul prezentei teze de doctorat este *procesul de fracționare*. După cum a reieșit din *Capitolul 1* complexitatea procesului de fracționare face ca elaborarea unui model riguros să reprezinte o problemă dificilă. În prezent, în proiectare se utilizează așa numitele *simulatoare de proces* care se bazează pe modele complexe de tipul celor prezentate în *Capitolul 1*. Obiectul prezentului capitol este reprezentat de configurarea modelului pentru procesul de fracționare a amestecului propilenă-propan cu recuperarea căldurii, care se desfășoară într-o coloană investigată de către autor.

2.1. Caracterizarea procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperare de căldură

După cum a reieșit din *Capitolul 1*, procesul de fracționare este energofag, iar recuperarea căldurii conținute de vaporii extrași pe la vârful coloanei reprezintă o soluție tehnologică cu implicații asupra eficienței procesului și protecției mediului. În cadrul acestui subcapitol este caracterizată coloana de separare propilenă-propan cu recuperarea căldurii de la rafinăria Binh Son din R.S. Vietnam.

2.1.1. Caracterizarea rafinăriei Binh Son din R.S. Vietnam

Rafinăria Binh Son (BSR), face parte prin compania PetroVietnam Power Corporation -(www.pvpower.vn din Vietnam Oiland Gas Group (PVN) http://www.pvn.vn/sites/en/Pages/default.aspx). Instalația de cracare catalitică (RFCC) reprezintă unul din cele mai importante unități din BSR, care include și secția de fracționare gaze. Este de menționat faptul că în anul 2017 autorul a efectuat un stagiu de cercetare la rafinăria Binh Son, pe durata căruia a fost investigată cu precădere coloana de fracționare propilenă – propan T-2103. Investigațiile s-au referit în primul rând la automatizarea coloanei, dar au fost avute în vedere și aspectede natură tehnologică și constructivă.

2.1.2. Aspecte tehnologice și constructive ale coloanei de fracționare propilenă-propan de la Rafinăria Binh Son

Coloana de fracționare de propilenă-propan *T-2103* pentru care în figura 2.1 se prezintă imagini relevante, iar în figura 2.2 componente ale sistemului de fracționare în care este integrată, prezintă caracteristicile din tabelul 2.1.

Tabelul 2. 1. Caracterist	ici ale coloan	17-2105
Caracteristică	UM	Valoare
Număr talere fizice	-	190
Număr talere teoretice	-	152
Taler alimentare fizic	-	142
Taler alimentare teoretic	-	114
Înălțime	mm	73000
Diametru interior	mm	3000
Presiune operare vârf	bar	9

Tabelul 2. 1.Caracteristici ale coloanei T-2103

Presiune operare bază	bar	10
Temperatura operare vârf	°C	18.8
Temperatura operare bază	°C	33.3
Debit alimentare	kmol/h	625
Temperatură alimentare	°C	27.3
Presiunea alimentării	bar	10.2

Capitolul 2. Contributii privind modelarea și simularea, procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii

Fluxul de alimentare care conține amestecul C3'/C3 cu compoziția din tabelul 2.2, este încălzit în schimbătorul E-2110, căldura fiind preluată de la refluxul care este introdus la vârful coloanei , după care introdus pe talerul 142 al acesteia.

Tabelul 2. 2. Compoziția fluxului de alimentare al coloanei T-2103						
Component	Concentrație	Concentrație				
F	[% masă]	[% mol]				
Propilenă – $C3'$	73.65	74.55				
Propan – C3	26.35	25.45				

Vaporii de propilenă extrași la vârful coloanei *D-2103*, după ce sunt comprimați de către compresorul *C-2101* sunt utilizați ca sursă de căldură în refierbătorul *E-2111*.

Fluxul de propilenă care părăsește refierbătorul în stare lichidă se trimite la vasul de reflux *D-2105*, din care parte se returnează ca reflux în coloană, iar cealaltă parte părăsește vasul de reflux ca produs de vârf, respectiv distilat. Fluxul de propan care părăsește baza coloanei este livrat ca produs de bază, respectiv reziduu.

Sintetizând, acest proces de fracționare prezintă o importanță deosebită conferită în primul rând de specificația deosebită de calitate pentru concentrația propilenei în distilat. Această specificație, respectiv 99,5 %, este impusă de faptul că propilena separată în această coloană este destinată polimerizării, fără a mai suporta o purificare suplimentară.



Capitolul 2. Contributii privind modelarea și simularea, procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii

Figura 2. 2. Structura sistemului de fracționare *propilenă – propan* de la *BSR Binh Son*[***JGC, 2008].

2.1.3. Scopul si obiectivele procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii

Pentru coloana de fracționare cu recuperarea căldurii, ilustrate în figura 2.4, sunt identificate cinci mărimi de comandă, reprezentate de : debitele de produse extrase din coloană D (distilat) și B (reziduu), debitul de reflux L, debitul asociat pompei de căldură Q_{c2} și debitul de răcire auxiliar Q_{c1} .



Figura 2. 4. Mărimi care trebuie reglate și comenzi disponibile pentru o coloană de fracționare cu recuperarea căldurii.

Alocarea principială a comenzilor la sarcinile de reglare este sintetizată în tabelul 2.3.

Tabelul 2. 3. Alocarea comenzilor disponibile la sarcinile reglare pentru coloana din figura 2.4

Nr.	Sarcină de reglare	Mărime de execuție alocată
1	Presiunea pe coloană - P	Debitul secundar de la compresor- $oldsymbol{Q}_{cI}$
2	Concentrația componentului ușor în distilat - <i>x_D</i>	Debitul de reflux - <i>L</i>
3	Nivelul în vasul de reflux - H_{VR}	Debitul de distilat - D
4	Concentrația componentului ușor în reziduu - x_B	Debitul principal de la compresor - \mathbf{Q}_{c2}
5	Nivelul în baza coloanei - H_B	Debitul de reziduu- B

În figura 2.4, sarcinile de reglare din tabelul 2.3 sunt marcate prin traductoare asociate parametrilor (*culoare albastră*) iar mărimile de execuție prin robinete de reglare pe fluxurile asociate acestora (*culoare roșie*).

2.2. Investigarea dinamicii coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperare de căldură

Din procesul de fracționare a amestecului propilenă – propan, rezultă ca produs valoros propilena *ultrapură* care este utilizată ca materie primă pentru fabricarea polipropilenei. Complexitatea procesului de fracționare conferită, printre altele de caracterul său multivariabil și distribuit, a făcut ca acesta să fie în decursul timpului atent studiat[Patrascioiu C., 2015].

Cele mai multe studii se referă la procesul de fracționare clasic, realizat industrial întro coloană prevăzută cu condensator și refierbător. Pentru acest tip de coloană, din consultarea de către autor a unei palete largi de referințe bibliografice au rezultat următoarele direcții semnificative de abordare:

a - investigarea dinamicii procesului utilizând medii de simulare dedicate proceselor chimice;

b - stabilirea structurilor de reglare a calității produselor separate; bazate pe:

c - implementarea structurilor de reglare a calității utilizând echipamente numerice de conducere, inclusiv sisteme distribuite de conducere ..

În prezenta teză de doctorat vor fi abordate toate cele direcții (a, b, c) enumerate mai sus. Pentru început se va realiza simularea procesului de fracționare propilenă- propan cu utilizarea mediului $UniSim^{@}Design$.

2.2.1. Mediul UniSim®Design

UniSim® este un mediu software puternic dezvoltat de compania Honeywell[®] utilizabil, printre altele în proiectarea și simularea on-line sau off-line a proceselor [***Honeywell, 2008], [***Honeywell, 2009].

Conform referințelor [20,21] [www, 1007] [www, 1008], între cele mai utilizate instrumente (*tools*) UniSim[®] sunt: UniSim[®] Design; UniSim[®] Case Linker; UniSim[®] Equation Oriented; UniSim[®] Optimize; UniSim[®] Refining Reactors.

Subcapitolul prezintă în continuare referiri la UniSim[®] Design îcare privesc :

- interfața componentei UniSim[®] Design ;
- definirea listei componenților chimici;
- alegerea metodei de calcul a proprietăților amestecului ;
- un exemplu de utilizare a componentei.

Biblioteca de obiecte grafice a mediului conține modelul *Distilation Column*, model asociat unei coloane de fracționare clasice, coloană echipată cu condensator și un refierbător, pentru care în figura 2.10 se prezintă fereastra de configurare.

Din figura 2.10 se observă că modelul matematic al coloanei poate fi configurat pentru:

a - coloane cu condensare totală (reflux și distilat în fază lichidă);

b - coloane cu condensare parțială (reflux, distilat în fază lichidă și distilat în fază vapori sau necondensabile);

c - condensare totală numai reflux (fără distilat extras).

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 2. 10. Fereastra de configurare a modelului *DistillationColumn*, în cadrul aplicației UniSim[®] Design .

2.2.2. Investigarea prin simulare a dinamicii coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii

Testarea performanței structurilor de reglare propuse pentru coloana de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii s-a făcut prin simulare dinamică folosind aplicația (mediul) UniSim[®] Design.

Conform experienței autorului [Patrascioiu C., 2015], trebuie parcurși următorii pași:

- configurarea aplicației UniSim[®] Design și simularea staționară;
- implementarea structurii de reglare selectate;
- acordarea regulatoarelor;
- simularea dinamică

2.2.2.1 Simularea coloanei cu recuperarea căldurii în regim staționar

Pentru simularea coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii, care nu are refierbător și condensator precum coloana convențională, trebuie construită o coloană de fracționare cu un schimbător de căldură, pentru care în figura 2.13 se prezintă fereastra de configurare Unisim[®]. La nivelul acestui schimbător, căldură cedată din condensarea vaporilor proveniți din compresor este folosită pentru vaporizarea propilenei din baza coloanei. Practic se realizează vaporizarea fără a mai fi necesar un agent din exterior.

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 2. 13. Configurarea în UniSim[®] Designa schimbătorului de căldură-refierbător al coloanei.

In tabelul 2.4 sunt prezentate datele constructive si de operare ale coloanei de fracționarecu recuperarea căldurii care au fost utilizate ca date de intrare pentru simulare.

Parametru	Unitate de măsură	Valoare
Număr talere teoretice	-	152
Taler alimentare teoretic	-	114
Presiune vârf	bar	9
Presiune bază	bar	10
Temperatură vârf	°C	18,54
Temperatură bază	°C	28,68
Debit reflux	kmol/h	6748
Debit gaz comprimat la schimbătorul E2111	kmol/h	6000
Debit alimentare în fază vapori	kmol/h	625
Concentrație propilenă în alimentare	% masă	73,65
Concentrație propan în alimentare	% masă	26,35
Concentrație propilenă în bază	% masă	0,414
Temperatură alimentare	°C	27,3
Presiune alimentare	bar	10,2

T 1 1 1 0	4 D (1		· 1	1 .			~11		210	2
Labelul Z	4 Date c	le infrare	nenfru	simularea	coloanet	cu recu	perarea	calduru	1 -	210	٢.
1 40 0141 2.	II Date c		perrerer	Dilliminited	eoroaner		perarea	00100111	-	- - - - - - - - - -	~

În figura 2.14 este prezentată diagrama de simulare a coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii în regim staționar.



Figura 2. 14. Diagrama UniSim[®] Design de simulare a coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii în regim staționar

Având în vedere importanța compresorului în contextul acestei teze de doctorat, în figura 2.15 se prezintă fereastra de configurare a compresorului C-2101 în care au fost utilizate datele reale ale compresorului aferente coloanei T-2103.

Design	Efficiency and Speed	Pressure Specs
Connections	Polytropic Efficiency 76	5.238 Pressure Ratio 1.807
Parameters Links User Variables Notes		Compressor Speed Calculation Design Speed for the Compressor
	3600.34 kW Compressor Type © Centrifugal © Reciprocating © Screw	Curve Input Option Single Curve Multiple MW Curves Multiple IGV Curve Reduced Curves Multiple GVF

Figura 2. 15. Fereastra de configurare în UniSim[®] Designa compresorului *C-2101*.

În figura 2.17 se prezintă prezentate cu titlu de exemplu o fereastră Unisim[®] care conțin date rezultate din simulare pentru coloana T-2103.

			-					0.0
		Replux	Feed	To E-2111				 Composition
nary	Flow Rate (kg/h)	2.690710e+C	2.662298e+C	2.525296e+C				C Flows
nn Profiles								C Recovery
(Products	Propene	0.9960	0.7350	0.9960				Kecovery
Flouders	Propane	0.0040	0.2650	0.0040			1.00	
								Molar
								(a) Hono
								Mass
						1		C Liq Vol
	Froncis	Propane/Pro	pylen Overhea	d Propa	ine Product	From E-2111		
	Flow Rate (kg/h)		2.889605e+	05	6.733403e+03	2.525296e+05		
	Propene		0.99	50	0.0041	0.9960		
	Propane		0.00	150	0.9959	0.0040		

Figura 2. 17. Fereastra Unisim[®] Design cu date rezultate din simulare pentru coloana *T-2103*.

Datele referitoare la temperatură de pe talere rezultate din simularea au fost utilizate pentru generarea *profilului de temperaturi* ilustrat în figura 2.18. Din acest profil rezultă că temperatura crește de la 18.54°C în vârful coloanei, la 28.68 °C în bază.



Figura 2. 18. Profilul staționar de temperaturial coloanei T-2103 rezultat din simulare .

Datele referitoare la concentrațiile propilenei de pe talere rezultate din simularea au fost utilizate pentru generarea profilului *concentrațiilor propilenei* ilustrat în figura 2.19 (culoare roșie). Din acest profii rezultă o scădere a concentrației de la 0,995 frmol la vârf, la 0,00414 fr.mol în bază. Valoarea simulată a concentrației la vârf este foarte apropiată de valoarea reală a acesteia (respectiv 0.9954 frmol), conform datelor din tabelul 2.7.

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 2. 19. Profilul staționar de concentrații al coloanei T-2103 rezultat din simulare .

În tabelul 2.5 sunt prezentate valori medii pentru principalii parametri, valori rezultate din simularea coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii în regim staționar.

Tabelul 2. 5. Valori medii ale unor parametri, rezultate din simularea coloanei cu recuperarea căldurii T-2103

B [m ³ /h]	D [m ³ /h]	x _D [frmol]/ [% mol]	x _B [fr mol] / [% mol]
13,26	37,97	0,995/99,5	0,00414/0.414

Pentru a aprecia calitatea datelor rezultate din simulare, acestea au fost comparate cu valorile parametrilor din funcționarea curentă a coloanei, din care cu titlu de exemplu în tabelul 2.6 sunt prezentate datele medii de operare pentru 29 de zile.

Ziua 1÷29	<i>F[m³/h]</i>	$L[m^3/h]$	D[m3/h]	$B[m^3/h]$	x _D [frmol]	x _B [frmol]
Valoare medie	55.10	552.64	38.51	19.89	0.9954	0.0137

Tabelul 2. 6.Date din operarea reală a coloanei T-2103- BSR, pe un interval de 29 de zile

Din acest tabel reiese căvalorile obținute din simulare în regim staționar sunt apropiate de datele de operare curentă din rafinărie. După cum se observă, concentrația medie din proces a propilenei este $x_D^P=0.9954$ fr.mol iar din simulare rezultatul a fost $x_D^S=0.9950$ fr.mol. Concentrația propilenei din bază în simulare indică o valoare $x_B^S=0.00414$ fr.mol, inferioară valorii medii din tabelul 2.6. Concluzionând, rezultatele obținute din simularea staționară pot fi utilizate pentru realizarea simulării în regim dinamic a coloanei.

În tabelul 2.7 sunt prezentate date comparative referitoare consumului energetice ale coloanei de fracționare propilenă-propan convențională și coloana de fracționare propilenă-

propan cu recuperarea căldurii, consumuri rezultate de asemenea din simulare .În acest tabel, în coloana Q_C sunt înscrise date cumulate *pentru* Q_{E-2112} , Q_{E-2113} , Q_{E-2106} .

Coloana de fracționare propilenă-propan convențională			Coloana de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii			Economie de	
W _{c-conv} [kJ/h]	Q _{r-conv} [kJ/h]	Q _{c-conv} [kJ/h]	W _{c-rec} [kJ/h]	Q _{r-rec} [kJ/h]	Q _{c-rec} [kJ/h]	energie (%)	
0	0,9296x10 ⁸	1,025x10 ⁸	0,1213x10 ⁸	0	0,358x10 ⁸	75.47	

Tabelul 2. 7.Date comparative referitoare la consumurile energetice

Rezultatele obținute prin simularea coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii indică o scădere a consumului energeticcu **75.47** % în comparație cu coloana convențională de separare propilenă-propan.

2.2.2.2 Simularea coloanei cu recuperarea căldurii în regim dinamic

Simularea dinamică a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii s-a realizat în condițiile asigurării stării staționare prin prezența structurii de automatizare ilustrată în figura 2.20 și sintetizată în tabelul 2.8. Codificarea *SRA* din cadrul acestei structuri a fost necesară pentru configurarea simulării în mediul Unisim[®] Design.

Nr.	Cod	Parametru reglat			Mărime	de execuție
crt.	SRA	Simbol	Nume	Domeniu	Simbol	Nume
1	FIC 100	F	Debit alimentare	0÷104 [m ³ /h]	F	Debit alimentare
2	FIC 101	Q _{c2}	Debit agent termic din schimbătorul de căldură	0÷1000 [m ³ /h]	Q _{c2}	Debit agent termic din schimbătorul de căldură
3	FIC 102	L	Debit reflux	0÷1020 [m ³ /h]	L	Debit reflux
4	PIC 100	Р	Presiune la vârful coloanei	8÷12 [bar]	Q _{c1}	Debit parțial de refulare al compresorului
5	LIC 100	H _B	Nivel în baza coloanei	0÷100 [%]	В	Debit de produs extras din baza coloanei
6	LIC 101	H _{VR}	Nivel în vasul de reflux	0÷100 [%]	D	Debit de produs extras din vasul de reflux

Tabelul 2. 8.Structura de automatizare a coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii utilizată pentru simularea dinamică

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 2. 20.Structura de automatizare, în vederea simulării, a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii *T-2103*.

Alte date necesare pentru configurarea simulării în mediul Unisim[®] Design, au fost valorile parametrilor de acordare și modurile de acțiune ale acestora, care sunt înscrise în tabelul 2.9. Pentru acordarea regulatoarelor s-a utilizat funcția *Autotuning* aferentă obiectului *controller* al mediului Unisim[®] Design.

Tabelul 2. 9. Parametrii de acordare și modurile de acțiune ale regulatoareloraferente SRA din structur	ra
de automatizareutilizată în simulare	

Nr.	Cod	Valori parar	netri acordare	Mod do actiuno	
crt.	SRA	K _P	T _i [min]		
1	FIC 100	0,18	0,02	Invers	
2	FIC 101	0,745	0,006	Invers	
3	FIC 102	0,175	0,1	Invers	
4	PIC 100	2	0,1	Direct	
5	LIC 100	10	0,5	Direct	
6	LIC 101	10	25	Direct	

După configurare a rezultat diagrama de simulare ilustrată în figura 2.21.

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 2. 21. Diagrama UniSim[®] Design de simulare a coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii*T-2103* în regim dinamic

Ținând cont specificația pentru concentrația propilenei în distilat ($x_D = 0,995 \ fr. \ mol.$) aceasta reprezintă conform [Paraschiv N., 1987], [Patrascioiu C. , 2010] pentru sistemul de conducere o restricție rigidă (*hard target*). Având în vedere aceste aspecte prin simulare s-a urmărit variația concentrației x_D la modificări ale debitului de reflux L (în calitate de comandă), respectiv ale debitului alimentării F (în calitate de perturbație principală), aspect surprins în figura 2.22.



Figura 2. 22. Abordarea intrare-ieșire a procesului de fracționare din perspectiva simulării.

Prin urmare, investigarea prin simulare a dinamicii coloanei de fracționare propilenăpropan cu recuperarea căldurii T-2103 a presupus modificarea treaptă (pozitivă și negativă) a mărimilor de intrare L și F în vederea obținerii răspunsului în timp în timp a mărimii de ieșire x_D , pe următoarele canale

canalul : L -x_D;
canalul : F- x_D.
În cele ce urmează sunt detaliate rezultatele simulărilor pe cele două canale.

Simulările de pe canalul L -x_D

Pe canalul : $L -x_D$ au fost efectuate familiile de simulări S1-LC (debitul L crește) și S1-LS (debitul L scade), fiecare familie conținând câte 4 simulări.

• Familia de simulări S1_LC

În cadrul acestei familii au fost efectuate mai multe seturi simulări, dintre care va fi caracterizat un set de 4 simulări (A, B, C, D), fiecare simulare fiind realizată pentru câte o valoare inițială a concentrației x_D .

Tabelul 2. 10. Caracteristici ale familiei de simulări SI_LC							
Nr.	Cod	Valori <i>L</i> [m³/h]		Valori x _D [fr mol]			
crt.	simulare	Inițială	Finală	Inițială	Finală		
1	S1-LC-A	510	520	0,900	0,9908		
2	S1-LC-B	510	520	0,930	0,9935		
3	S1-LC-C	510	520	0,967	0,9950		
4	S1-LC-D	520	525	0,995	0,9960		

În tabelul 2.10 se prezintă o sinteză a simulărilor din familia S1-LC.

Pentru exemplificare, în figura 2.23 se prezintă răspunsul în timp al primului test (A) din această familie



Figura 2.23. Ilustrarea rezultatului simulării S1-LC-A.

• Familia de simulări S1_LS

Și în cadrul acestei familii au fost efectuate mai multe seturi simulări, dintre care va fi caracterizat un set de 4 simulări (A, B, C, D), fiecare simulare fiind realizată pentru câte o valoare inițială a concentrației x_D .

Analizând răspunsurile dinamice aferente testelorpot fi formulate următoarele concluzii referitoare familiile de simulări *S1-LC* și *S1-LS* :

C1-S1: variațiile concentrației x_D și ale debitului alimentării F sunt în același sens, în sensul că x_D crește când F crește (simulările din familia S1-LC), respectiv x_D scade când F scade (simulările din familia S1-LS);

C2-S1: în cadrul ambelor familii duratele regimurilor tranzitorii sunt de ordinul zecilor de ore, durate care confirmă dinamica extrem de lentă a procesului de transfer de masă [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992];

C3-S1: există mici diferențe referitoare la duratele regimurilor tranzitorii funcție de sensul de variație al debitului de reflux L;

C4-S1: pentru ambele familii de teste răspunsurile dinamice ale concentrației xD sunt aperiodice și fără suprareglaj;

C5-S1: pe baza răspunsurilor în timp, ilustrate în figurile $2.22 \div 2.29 \ 2.23 \div 2.30$, la intrări de tip treaptă ale debitului de reflux, se poate accepta că pe canalul *L-x_D*, procesul de fracționare se comportă ca un *sistem de ordinul I fără timp mort*, căruia i se poate atașa funcția de transfer

$$G_{L-x_D}(s) = G_{1i}(s) = \frac{k_{1i}}{T_{1i}s+1}$$
 (2.1)

în care indicele *i* semnifică faptul că *Factorul Static de Proporționalitate (FSP)* k_1 și *Constanta de Timp (CT)* T_1 depind de punctele de operare (respectiv de valorile inițiale pentru simulări ale concentrației x_D).

 \blacktriangleright Simulările de pe canalul *F* -*x*_D

Pe canalul : F - x_Dau fost efectuate familiile de simulări S2-FC (debitul F crește) șiS2-FS (debitul F scade), fiecare familie conținând câte 3 simulări.

• Familia de simulări S2 FC

Ca și în cadrul familiilor precedente au fost efectuate mai multe seturi simulări, în teza de doctorat fiind un set de 3 simulări (A, B, C), fiecare simulare fiind realizată pentru câte o valoare inițială a concentrației x_D .

În tabelul 2.12 se prezintă o sinteză a simulărilor din familia S2-FC.

Nr.	Cod simulare	Valori <i>F</i> [m³/h]		Valori x _D [fr mol]	
cri.		Inițială	Finală	Inițială	Finală
1	S2-FC-A	52,48	53,48	0,900	0,8206
2	S2-FC-B	52,00	53,00	0,931	0,8595
3	S2-FC-C	51,48	52.48	0,995	0,9916

Tabelul 2. 12. Caracteristici ale familiei de simulări S2 FC

Pentru exemplificare, în figura 2.31 se prezintă răspunsul în timp al primului test (A) din această familie

• Familia de simulări S2_FS

Ca și în cadrul familiei S2-FC au fost efectuate mai multe seturi simulări, dintre care va fi caracterizat un set de 3 simulări (A, B, C), fiecare simulare fiind realizată pentru câte o valoare inițială a concentrației x_D .
Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 2. 31. Ilustrarea rezultatului simulării S2-FC-A.

Analizând răspunsurile dinamice aferente testelor pot fi formulate următoarele concluzii referitoare familiile de simulări *S2-FC* și *S2-FS* :

C1-S2: variațiile concentrației x_D și ale debitului alimentării F sunt de sens opus,în sensul că x_D scade când F crește (simulările din familia S2-FC), respectiv x_D crește când F scade (simulările din familia S2-FS);

C2-S2: în cadrul ambelor familii duratele regimurilor tranzitorii sunt de ordinul zecilor de ore, durate care confirmă dinamica extrem de lentă a procesului de transfer de masă [Marinoiu V., Paraschiv N., 1992];

C3-S2: există mici diferențe referitoare la duratele regimurilor tranzitorii funcție de sensul de variație al debitului de alimentare F;

C4-S2: pentru ambele familii de teste răspunsurile dinamice ale concentrației x_D sunt aperiodice și fără suprareglaj;

C5-S2: pe baza răspunsurilor în timp, ilustrate în figurile $2.21 \div 2.36$, la intrări de tip treaptă ale debitului alimentării se poate accepta că pe canalul $F-x_D$, procesul de fracționare se comportă ca un sistem de ordinul I fără timp mort, căruia i se poate atașa funcția de transfer

$$G_{F-x_D}(s) = G_{2i}(s) = \frac{k_{2i}}{T_{2i}s+1}$$
(2.2)

în care indicele *i* semnifică faptul că *Factorul Static de Proporționalitate (FSP)* k_2 și *Constanta de Timp (CT)* T_2 depind de punctele de operare (respectiv de valorile inițiale pentru simulări ale concentrației x_D).

2.3. Contribuții privind identificarea procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperare de căldură

Din subcapitolul precedent a reieșit că rezultatele simulărilor pe canalele L- x_D și F- x_D au indicat posibilitatea asimilării comportamentului procesului de fracționare a amestecului *propilenă-propan* cu cea a unui element de ordinul *I*.După cum se cunoaște prin identificare se poate obține modelul unui sistem cu *utilizarea datelor experimentale* [Cangea Otilia, 2008].

Pornind de la această posibilitate autorul propune în cele ce urmează o metodă pentru determinarea și validarea modelelor simplificate reprezentate prin funcțiile de transfer (2.1) și (2.2). În cadrul acestei metode datele experimentale sunt cele obținute în cadrul familiilor de

simulări de tip *S1* și *S2*, familii prezentate în subcapitolul precedent. Credibilitatea rezultatelor este dată de faptul că datele folosite pentru configurarea simulatorului și datele asociate regimului staționar al coloanei au date reale provenite din operarea curentă a coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii *T-2103*.

Metoda propusă presupune parcurgerea următoarelor etape:

- A Extragerea rezultatelor simulărilor în formă numerică ;
- B-Normalizarea datelor;
- C Determinarea parametrilor funcțiilor de transfer;
- D Compararea rezultatelor din identificare cu cele din simulare;
- E –Determinarea dependenței factorului static de proporționalitate k_1 față de concentrația x_D ;
- F Determinarea dependenței constantei de timp T_1 față de concentrația x_D .

Etapa A – Extragerea rezultatelor simulărilor în formă numerică

Mediul Unisim[®] Design oferă posibilitatea salvării datelor din simulare într-un fișier de tip *CSV*. Practic etapa de extragere a datelor presupune generarea fișierelor *CSV* care conțin datele familiilor de simulări.

2.3.1. Obținerea prin identificare a modelului simplificat al procesului de fracționare cu recuperarea căldurii pe canalul $L-x_D$

Etapa B – Normalizarea datelor

Această etapă a fost necesară pentru a avea un domeniu unic de reprezentare a datelor Pentru debitul de reflux, cu domeniul *[Lmin, Lmax]* a fost obținută relația

$$\Delta L_{norm}[\%] = \frac{\Delta L_{ef}}{\Delta L_{max}} \cdot \mathbf{100} = \frac{|L_{max} - L_{min}|}{\mathbf{1020}} \cdot \mathbf{100} \quad . \tag{2.4}$$

prin a cărei aplicare se obțin valorile normate din tabelul 2.14

Tabelul 2. 14. Valori normate ale debitului de reflux L din familiile de simulări S1 LC și S1 LS

Nr.	Cod	Valori	Valori $\Delta L_{ m norm}$	
crt.	simulare	Inițială	Finală	[%]
1	S1-LC-A	510	520	0,98
2	S1-LC-B	510	520	0,98
3	S1-LC-C	510	520	0,98
4	S1-LC-D	520	525	0,49
5	S1-LS-A	510	500	0,98
6	S1-LS-B	510	500	0,98
7	S1-LS-C	510	500	0,98
8	S1-LS-D	520	515	0,49

Pentru debitul de reflux, cu domeniul [Lmin, Lmax] a fost obținută relația

$$\Delta x_{Dnorm}[\%] = \frac{\Delta x_{Def}}{\Delta x_{Dmax}} * 100 = \frac{|x_{Dmax} - x_{Dmin}|}{1} * 100 .$$
 (2.5)

prin a cărei aplicare se obțin valorile normate din tabelul 2.15

Nr.	Cod	Valori x	Valori∆x _{Dnorm}	
crt.	simulare	Inițială	Finală	[%]
1	S1-LC-A	0,900	0,9908	9,08
2	S1-LC-B	0,930	0,9935	6,35
3	S1-LC-C	0,967	0,9950	2,80
4	S1-LC-D	0,995	0,9960	1,00
5	S1-LS-A	0,900	0,8205	7,95
6	S1-LS-B	0,930	0,8684	6,60
7	S1-LS-C	0,967	0,9144	5,30
8	S1-LS-D	0,995	0,9935	0,15

Tabelul 2. 15. Valori normate ale concentrației de propilenă x_D din familiile de simulări SI_LC și
SI_LS

Valori normate de tipul celor evidențiate în tabelele 2.14 și 2.15 intervin în identificarea parametrilor funcției de transfer $G_{L-xD}(s)$ din relația (2.1).

Etapa C – Determinarea parametrilor funcției de transfer

Pentru identificare a fost utilizat instrumentul *Matlab*[®] *System Identification Toolbox* (*MSIT*). Acestui instrument i se aplică în calitate de intrare un set de date experimentale(*rezultate din simulare*). Urmare a procesării , sunt furnizate valorile factorului de proporționalitate și ale constantei de timp aferente unei funcții de transfer.

În tabelul 2.16 se prezintă valorile *factorilor statici de proporționalitate (FSP)* k_{1i} , constantelor de timp(CT) T_{1i} rezultați din identificare. Acestora li se adaugă expresiile funcțiilor de transfer $G_{1i}(s)$, pentru canal L- x_D .

i	<i>x_{Di_initial}</i> [fr mol]	k _{1i} [adim]	<i>T_{1i}</i> [minute]	$G_{1i}(s)$
1	0.900	9,2713	3324	$\frac{9,2713}{3324s+1}$
2	0,930	6,3878	3200	$\frac{6,3878}{3200s+1}$
3	0,950	4,4048	2900	$\frac{4,4048}{2900s+1}$
4	0,967	2,8183	2500	$\frac{2,8183}{2500s+1}$
5	0,980	1,5760	2015	$\frac{1,5760}{2015s+1}$
6	0,995	0,1926	1218	$\frac{0,1926}{1218s+1}$

Tabelul 2. 16. Rezultate ale identificării pe canalul L- x_D

Este de remarcat faptul că pentru determinarea factorilor de proporționalitate k_{li} în *MSIT* au fost utilizate valori normate de tipul celor determinate în *Etapa B*.

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii

Etapa D – Compararea rezultatelor din identificare cu cele din simulare

Compararea rezultatelor din simulare cu cele din identificare s-a efectuat atât la nivel *calitativ*, cât și *cantitativ*.

Pentru compararea calitativă s-au reprezentat în același sistem de axe variațiile în timp ale concentrațiilor x_D ale propilenei în distilat rezultate din *simulare* și din *identificare*. În teză figurile 2.44 ÷ 2.47 prezintă graficele obținute pentru *i*=1, 2, 3, 6, corespunzător notațiilor din tabelul 2.16. Cu titlu de exemplu se prezintă mai jos figura 2.44 (i=1 în tabelul 2.16).



Figura 2. 44. Răspunsurile în timp ale sistemului identificat (roșu) și simulat (albastru), pentru punctul de funcționare $x_{Di}=0.90 \ frmol$, la o creștere treaptă a debitului de reflux de la 510 m^3/h la 520 m^3/h .

Din analiza calitativă a familiilor de caracteristici dinamice ilustrate în figurile, $2.44 \div 2.47$ rezultă diferențe foarte mici, care vor fi evaluate prin analiză cantitativă. Pentru această evaluare se utilizează *MSIT* oferă între datele de ieșire erorile medii pătratice (*MeanSquaredError – MSE*) oferite *MSIT*. În tabelul 2.17 sunt prezentate aceste erori împreună cu elemente care au intervenit la determinarea lor.

			1		1	2
	Număr	Număr Valori <i>L</i> [m ³ /h]		Valori x	c _D [frmol]	
i	puncte	Inițială	Finală	Inițială	Finală	MSE
1	16836	510	520	0,900	0,9908	1,388 x10 ⁻⁰⁶
2	17595	510	520	0,930	0,9935	3,315 x 10 ⁻⁰⁶
3	12950	510	520	0,950	0.9932	1,789 x 10 ⁻⁰⁷
4	21690	510	520	0,967	0,9950	1,964 x 10 ⁻⁰⁷
5	15174	510	520	0,980	0.9953	7,590 x 10 ⁻⁰⁸
6	28344	520	525	0,995	0,9960	7,683 x 10 ⁻¹⁰

Tabelul 2. 17. Erori rezultate în procesul de identificare pe canalul L- x_D

Nivelul erorilor din tabelul 2.17 indică faptul că funcțiile de transfer $G_{1i}(s)$ cu $i=1\div 6$ pot fi utilizate pentru implementarea structurii de reglare după perturbație pe canal *L*- x_D , structură care va fi prezentată in *Capitolul 3* al tezei de doctorat.

Etapa E – Determinarea dependenței factorului static de proporționalitate k_1 față de concentrația x_D

În cadrul *Etapei* C au fost determinate funcțiile de transfer $G_{li}(s)$ cu $i=1\div 6$ valabile pentru valorile $x_{Dinițial}$ nominalizate în tabelul 2.16. În cele ce urmează se procedează la extinderea aplicării rezultatelor identificării și pentru alte valori inițiale.

Pentru început această extindere se va referi la Factorul Static de Proporționalitate (FSP) $k_{l.}$

Aplicând liniară în mediul Matlab[®] (funcția *polyfit*), se obține pentru dreapta de regresie ecuația:

$$k_1(x_D) = -95,78 \cdot x_D + 95,5 \tag{2.6}$$

al cărui grafic este reprezentat în figura 2.49, împreună cu punctele utilizate.



Figura 2. 49. Graficul dreptei rezultate din regresia liniară (roșu).

În tabelul 2.18 se prezintă valorile *FSP* k_l rezultate din *identificare*, respectiv din aplicarea relației (2.6) rezultată din*regresia liniară*, la care se adaugă eroarea medie pătratică *MSE*

X _{Dinițial}	k [ad	in]	MSE
[fr mol]	Identificare	Regresie	[adim]
0,900	9,2713	9,2980	
0,930	6,3878	6,4246	
0,950	4,4048	4,5090	0.7 10-4
0,967	2,8183	2,8807	9,7 x 10
0,980	1,5760	1,6356	
0.995	0,1926	0,1989	

Tabelul 2. 18. Valorile FSP k_1 și eroarea medie pătratică a regresiei liniare

Nivelul *MSE* recomandă utilizarea relației (2.6) pentru determinarea *FSP* k_I și pentru alte puncte de operare $x_{Dinițial}$.

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii

> Etapa F – Determinarea dependenței constantei de timp T_1 față de concentrația x_D

Procedând în mod similar ca la determinarea $FSP k_1$ și alicând liniară în mediul Matlab[®] (funcția *polyfit*), se obține pentru parabola de regresie ecuația:

$$T_1(x_D) = -307902 \cdot x_D^2 + 562144 \cdot x_D - 253321, \qquad (2.7)$$

al cărui grafic este reprezentat în figura 2.51, împreună cu punctele utilizate.



Figura 2. 51. Graficul parabolei rezultate din regresia polinomială (roșu).

În tabelul 2.19 se prezintă valorile $CT T_I$ rezultate din *identificare*, respectiv din aplicarea relației (2.7). Acestora li se adaugă eroarea medie pătratică *MSE*, calculată pentru valorile normate ale *CT*. Normarea a fost necesară pentru a se asigura coerența cu *FSP* k_I care a fost calculat pe baza valorilor normate ale *debitului de reflux L* și *concentrației* x_D .

Valorile normate s-au calculat în variantele Identificare și Regresie cu relația:

$$T_{1 norm_{i}} = \frac{T_{1 i}}{T_{1 max} - T_{1 min}},$$
(2.8)

unde: $T_{1 \text{ norm}_i}$ este valoarea CT normate corespunzătoare $x_{Dinitial_i}; T_1$ -valoarea CTT_1 corespunzătoare $x_{Dinitial_i}; T_{1_ma}$ - valoarea maximă a $CT T_1; T_{1_min}$ - valoarea minimă a $CT T_1$.

X _{Dinițial}	T _{1i} [minute]		T _{1 norm i} [adim]		MSE
[fr mol]	Identificare	Regresie	Identificare	Regresie	[adim]
0,900	3324	3298	1,578	1.627	
0,930	3200	3258	1,519	1,608	
0,950	2900	2924	1,377	1,443	2,65 x 10 ⁻¹⁰
0,967	2500	2446	1,187	1,207	
0,980	2015	1961	0,956	0,968	
0,995	1218	1272	0,578	0,627	

Tabelul 2. 19. Valorile constantei de timp T_1 și eroarea medie pătratică a regresiei polinomiale

Nivelul *MSE* recomandă utilizarea relației (2.7) pentru determinarea T_{Ii} și pentru alte puncte de operare $x_{Dinițial}$.

2.3.2. Obținerea prin identificare a modelului simplificat al procesului de fracționare cu recuperarea căldurii pe canalul $F-x_D$

Ca și în cazul identificării pe canalul $L - x_D$, metoda propusă de autor a presupus, pentru canalul $F - x_D$ parcurgerea acelorași etape A÷C, în tabelul 2.22 fiind prezentate rezultatele identificării.

i	x _{Di_initial} [fr mol]	K _{2i} [adim]	T _{2i} [minute]	$G_{2i}(s)$
1	0.900	-7,2000	5567	$\frac{-7,2000}{5567s+1}$
2	0,930	-6,4863	4900	$\frac{-6,4863}{4900s+1}$
3	0,950	-4,5056	4908	$\frac{-4,5056}{4908s+1}$
4	0,967	-3,0961	4045	$\frac{-3,0961}{4045s+1}$
5	0,980	-1,8200	3206	$\frac{-1,8200}{3206s+1}$
6	0,995	-0,2690	1720	$\frac{-0,2690}{1720s+1}$

Tabelul 2. 22. Rezultate ale identificării pe canalul F- x_D

Este de remarcat faptul că pentru determinarea factorilor de proporționalitate k_{2i} în *MSIT* au fost utilizate valori normate de tipul celor determinate în *Etapa B*.

> Etapa D – Compararea rezultatelor din identificare cu cele din simulare

Pentru compararea calitativă s-au reprezentat în același sistem de axe variațiile în timp ale concentrațiilor x_D ale propilenei în distilat rezultate din *simulare* și din *identificare*. În teză figurile 2.53 ÷ 2.56 prezintă graficele obținute pentru *i*=1, 2, 4, 6, corespunzător notațiilor din tabelul 2.22. Cu titlu de exemplu se prezintă mai jos figura 2.53 (i=1 în tabelul 2.22).



Figura 2. 53. Răspunsurile în timp ale sistemului identificat (*roșu*) si simulat (*albastru*), pentru punctul de funcționare $x_{Di}=0.90$ fr mol, la o scădere treaptă a debitului alimentăriide la 52,48 m³/h la 51,48 m³/h.

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii

Din analiza calitativă a familiilor de caracteristici dinamice ilustrate în figurile, $2.53 \div 2.56$ rezultă diferențe foarte mici, care vor fi evaluate prin analiză cantitativă. Pentru această evaluare se utilizează *MSIT* oferă între datele de ieșire erorile medii pătratice (*MeanSquaredError – MSE*). În tabelul 2.23 sunt prezentate aceste erori împreună cu elemente care au intervenit la determinarea lor.

						2
;	Număr	Valori	<i>F</i> [m ³ /h]	Valori x	Encono	
1	puncte	Inițială	Finală	Inițială	Finală	LIUATE
1	31331	52,48	51,48	0,900	0,9688	3,692 x10 ⁻⁰⁶
2	15217	52,00	51,00	0,930	0,9926	2,450 x 10 ⁻⁰⁷
3	24759	52,00	51,00	0,950	0.9945	1,663 x 10 ⁻⁰⁷
4	14708	51.48	50,50	0,967	0,9958	3,068 x 10 ⁻⁰⁸
5	16461	51.48	50,50	0,980	0.9970	1,973 x 10 ⁻⁷
6	13727	51.48	50,50	0,995	0,9977	4,136 x 10 ⁻⁹

Tabelul 2. 23. Erori rezultate în procesul de identificare pe canalul $F-x_D$

Nivelul erorilor din tabelul 2.23 indică faptul că funcțiile de transfer $G_{2i}(s)$ cu $i=1\div 6$ pot fi utilizate pentru implementarea structurii de reglare după perturbație pe canal F- x_D , structură care va fi prezentată in *Capitolul 3* al tezei de doctorat.

Etapa E – Determinarea dependenței factorului static de proporționalitate k_2 față de concentrația x_D

În cadrul *Etapei* C au fost determinate funcțiile de transfer $G_{2i}(s)$ cu $i=1\div 6$ valabile pentru valorile $x_{Dinițial}$ nominalizate în tabelul 2.22. În cele ce urmează se procedează la extinderea aplicării rezultatelor identificării și pentru alte valori inițiale.

Procedând similar ca în cazul determinării (FSP) k_1 și a rezultat relația:

$$k_2(x_D) = 519.3 \cdot x_D^2 - 908.4 \cdot x_D + 389.495, \qquad (2.11)$$

al cărui grafic împreună cu punctele inițiale este ilustrat în figura 2.58.



Figura 2. 58. Graficul parabolei rezultate din regresia neliniară liniară (roșu).

Capitolul 2 : Contributii privind modelarea și simularea procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii

În tabelul 2.24 se prezintă valorile *FSP* k_2 rezultate din *identificare*, respectiv din aplicarea relației (2.1) rezultată din *regresia polinomială*, la care se adaugă eroarea medie pătratică *MSE*.

XDinițial	K _{2i} [8	ndim]	MSE
[fr mol]	Identificare Regresie		[adim]
0,900	-7,2000	-7,4320	
0,930	-6,4863	-6,1744	
0,950	-4,5056	-4,8167	5.65×10^{-2}
0,967	-3,0961	-3,3361]
0,980	-1,8200	-2,0013]
0.995	-0,2690	-0,2430	

Tabelul 2. 24. Valorile FSP k_2 și eroarea medie pătratică a regresiei polinomiale

Nivelul *MSE* recomandă utilizarea relației (2.11) pentru determinarea *FSP* k_1 și pentru alte puncte de operare $x_{Dinițial}$.

Etapa F – Determinarea dependenței constantei de timp T_2 față de concentrația x_D

Procedând în mod similar ca la determinarea T_1 și alicând liniară în mediul Matlab[®] (funcția *polyfit*), se obține pentru parabola de regresie ecuația:

$$T_2(x_D) = -518372,68 \cdot x_D^2 + 945115,02 \cdot x_D - 425296,29 \tag{2.12}$$

al cărui grafic împreună cu punctele inițiale este reprezentat în figura 2.60.



Figura 2. 60. Graficul parabolei rezultate din regresia polinomială (roșu).

În tabelul 2.25 se prezintă valorile CTT_2 rezultate din *identificare*, respectiv din aplicarea relației (2.12). Acestora li se adaugă eroarea medie pătratică *MSE*, calculată pentru valorile normate ale *CT*. Normarea fost necesară pentru a se asigura coerența cu *FSP* k_2 care a fost calculat pe baza valorilor normate ale *debitului alimentării* F și *concentrației* x_D . Valorile normate s-au calculat în variantele *Identificare* și *Regresie* cu relația (2.8).

XDinițial	T _{2inn} [minute]		T _{2norm i} [adim]		
[fr mol]	Identificare	Regresie	Identificare	Regresie	MSE [adim]
0,900	5567	5425	1,447	1,535	
0,930	4900	5320	1,274	1,505	
0,950	4908	4732	1,276	1,339	1.17 x 10 ⁻¹⁰
0,967	4045	3905	1,051	1,105	
0,980	3205	3071	0,833	0,869	
0,995	1720	1891	0,447	0,535	

Tabelul 2. 25. Valorile $CT T_2$ și eroarea medie pătratică a regresiei polinomiale

Ca și în cazul *FSP*, nivelul *MSE* recomandă utilizarea relației (2.12) pentru determinarea CT T_2 și pentru alte puncte de operare $x_{Dinițial}$.

Sintetizând, pentru implementarea structurii de conducere automată avansată a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii, procesul va fi reprezentat de modelele (funcțiile de transfer), potrivit reprezentării ilustrate în figura 2.61.



Figura 2. 61. Modelul sintetic coloanei de fracționare propilenă-propan cu

recuperarea căldurii: $G_{L-xD}(s)$ – funcția de transfer pe canalul $L-x_D$; $G_{F-xD}(s)$ – funcția de transfer pe canalul $F-x_D$; x_{D-L} – componentă a concentrației x_D modificată la variația comenzii L; x_{D-F} – componentă a concentrației x_D modificată la variația perturbației F.

Parametrii care intervin în expresiile funcțiilor de transfer conținute în figura 2.61 se determină după caz cu una dintre relațiile (2.6), (2.7), (2.11), (2.12).

2.4. Concluzii parțiale

Acest capitol a prezentat contribuțiile autorului privind modelarea, simularea și identificarea procesului de fracționare propan-propilenă cu recuperarea căldurii.

Concluziile ce se pot desprinde din acest capitol sunt prezentate în cele ce urmează

1. Pentru investigarea dinamicii procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea călduriia fost utilizat mediul Unisim[®] Design dezvoltat de compania Honeywell[®] mediu pentru care Universitatea Petrol- Gaze din Ploiești deține licență academică.

2. Datele utilizate pentru configurarea simulatorului au fost obținute cu ocazia unui stadiu de cercetare doctorală pe care autorul 1-a efectuat la Rafinăria Binh Son din R.S. Vietnam în anul 2017.

3. Rezultatele obținute prin simularea în regim staționar a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii T-2103 de la Rafinăria Binh Son evidențiat o reducere a consumurilor energetice cu 75.47 % în comparație cu coloana convențională.

4. La simularea dinamică a coloanei au fost avute în vedere următoarele aspecte rezultate din stagiul efectuat la Rafinăria Binh Son:

4.1. Obiectivul principal al separării este puritatea înaltă a distilatului,

concentrația specificată a propilenei fiind $x_D = 99,5$ %;

4.2. Nu există o specificație rigidă referitoare la concentrația x_B a propilenei în produsul debază;

4.3. Principala perturbație ca afectează separarea, prin urmare valoarea concentrației x_D este debitul alimentării F;

4.4.Controlul separării trebuie să se facă utilizând drept comandă debitul refluxului *L*.

5. Pe baza argumentelor prezentate la punctul 4 al acestor concluzii, investigarea din punct de vedere dinamic a coloanei de fracționare propilenă-propan a presupus înregistrarea dinamicii concentrației $-x_D$ la modificări treaptă ale comenzii L (debitul de reflux) și a perturbației F(debitul alimentării).

6. Din analiza datelor obținute prin simulare s-a observat comportament dinamic variabil, dependent de punctul de operare, respectiv de valoarea inițială a concentrației x_D utilizate în simulare.

7. Rezultatele simulărilor pe canalele L- x_D și F- x_D au indicat posibilitatea asimilării comportamentului coloanei cu a unor *elemente de ordinul I fără timp mort*;

8. Pentru determinarea funcțiilor de transfer asociate elementelor de ordinul I se propune o metodă de identificare bazată pe identificare, cu ajutorul programului *MatlabSystemIdentificationToolbox –MSIT*; toate seturile de date experimentale obținute în faza de simulare a procesului au fost rulate și pe baza acestora datelor au fost determinate modele simblificate sub forma funcțiilor de transfer de ordinul întâi, fără timp mort pentru canal F-x_D si canal L-x_D din proces și diverse puncte de operare.

9. Pornind de la dependența factorilor statici de proporționalitate (k_1, k_2) și a constantelor de timp (T_1, T_2) de valorile concentrațiilor x_D ale propilenei aferente familiilor de simulări S1 și S2, se dezvoltă o metodă bazată pe regresie prin care se determină funcțiile $k_1(x_D), k_2(x_D), T_1(x_D), T_2(x_D)$.

10. Din analiza erorilor de identificare și a celor de regresie a rezultat că funcțiile de transfer $G_{L-xD}(s)$ și $G_{F-xD}(s)$ (completate cu funcțiile rezultate din regresie) pot reprezenta procesul în structura de automatizare avansată dezvoltată care va fi prezentată în *Capitolul 3* al tezei de doctorat.

3. CONTRIBUȚII PRIVIND REGLAREA AVANSATĂ A PROCESULUI DE FRACTIONARE PROPILENĂ-PROPAN CU RECUPERAREA CĂLDURII

Al treilea capitol al tezei de doctorat prezintă contribuțiilor autorului privind reglarea automată avansată a procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii. Soluțiile de automatizare propuse de autor au fost testate pe simulatorul dezvoltat în mediul Unisim[®] Design.

3.1. Reglarea după abatere a procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii.

Conform referinței [Paraschiv, 2014] conducerea unui proces presupune determinarea evoluției acestuia în vederea realizării obiectivelor impuse, între care obiectivul de calitate. Conform celor menționate în capitolele precedente obiectivul esențial al unui proces de fracționare este reprezentat de respectarea specificațiilor referitoare la compozițiile produselor separate. Conducerea corectivă, potrivit aceleiași referințe implică acțiunea mijlocului de conducere atunci când au apărut abateri ale stării curente față de starea de starea de referință.

Ca funcție a automatizării proceselor, *reglarea după abatere* implică emiterea de comenzi în cadrul unui *Sistem de Reglare Automată(SRA)* în vederea eliminării diferenței dintre mărimea reglată și referință.

3.1.1. Analiza structurii de reglare a coloanei T-2103 de la rafinăria Binh Son din Vietnam

Figura 3.1 prezintă schema simplificată a sistemelor de reglare automată (SRA) aferente coloanei T-2103, coloană investigată de către autor în cadrul stagiului de cercetarea efectuat la BSR.

Conform abordărilor din referințele [Marinoiu, V., 1992] și [Patrascioiu C., 2016], din perspectiva reglării duale a concentrațiilor x_D și x_B aceastăstructura este de tip L-V. Structura implică controlul separării prin modificări ale fluxurilor interne de lichid L_i și vapori V_i prin coloană. Debitul de lichid L_i este determinat de refluxul extern (debit – L), în timp ce debitul intern de vapori V_i este determinat de intensitatea vaporizării din refierbător și implicit de către debitul de refulare al compresorului Q_{c2} .

Având în vedere că transferul de masă de la nivelul talerelor est afectat de mărimile celor două debite interne, în cadrul structurii L-V mărimile de execuție sunt alocate după după cum urmează:debitul de reflux L(implicit L_i) pentru controlul concentrației x_D , debitul agentului de vaporizare Q_{C2} (implicit V_i) pentru controlul concentrației x_B .

Din această alocare a mărimilor de execuție la necesitățile de reglare rezultă că este controlat numai transferul de masă în coloana de fracționare, fără a fi avută în vedere închiderea corectă a bilanțului material pe specificații, așa cum se recomandă în lucrarea de la referința [Shinskey G.F, 1984].



Figura 3. 1. Structura actuală de reglare după abatere a coloanei *T-2103* de la *BSR*:Col – coloana fracționare, Comp – compresor, Ref – refierbător, Sch – schimbător, VR-vas reflux, FC – regulator de debit, PC- regulator de presiune, LC – regulator de nivel, AC – regulator de concentrație, AT – traductor de concentrație, LT – traductor de nivel, PT – traductor de presiune, FT – traductor de debit,

3.1.2. Propunere de structură de reglare după abatere a procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii

Potrivit reprezentării din figura 3.2, în care sunt păstrate semnificațiile notațiilor din figura 3.1, structura *L-B* propusă este caracterizată prin utilizarea următoarei alocări a agenților de reglare (comenzi) la necesitățile de reglare: debitul de reflux *L* (implicit L_i) pentru controlul concentrației x_D ; debitul produsului de bază *B* pentru controlul concentrației x_B .



Figura 3. 2. Structura *L-B* propusă pentru reglarea dupa abatere a coloanei *T-2103*.

După cum a reieșit atât din *Capitolul 2*, cât și din referințele bibliografice consultate [Paraschiv N.,1987], [Marinoiu V., 1992], [Stratulă C., 1986] inerția procesorului de transfer de masă în asemenea coloane de dimensiuni foarte mari și prin care se vehiculează mari cantități de substanță este foarte ridicată, duratele regimurilor tranzitorii fiind de ordinul orelor sau zecilor de ore. În aceste condiții eliminarea abaterii unei concentrații, cum ar fi x_D , de la valoarea de referință necesită ore sau zeci de ore. În acest interval produsele separate sunt neconforme, eficiența procesului de fracționare fiind prin urmare afectată. Din acest motiv se impune găsirea unei soluții care la manifestarea unei cauze determinante pentru abaterea concentrației să se intervină *preventiv* astfel încât să se contracareze manifestarea fenomenelor dinamice asociate transferului de masă.

3.2. Contribuții privind reglarea după perturbație a procesului fracționare propilenă - propan cu recuperarea căldurii

După cum se cunoaște, în cadrul reglării după perturbație (cauză sau efect) acțiunea este *preventivă*, în sensul că se previne apariția unei abateri a mărimii reglate față de valoarea de referință la manifestarea uneia sau a unor perturbații considerate de către *SRA*. În cele ce urmează se prezintă un *SRA* perturbație bazat pe structura *L-B*, dezvoltat și testat prin simulare de către autor.

3.2.1. Modele matematice simplificate de conducere

Spre deosebire de *SRA* abatere la care algoritmii pe baza cărora se elaborează comenzile sunt universali (exemplu *PID*), în cazul reglării după perturbație acești algoritmi sunt strict dependenți de proces. În acest sens regulatorul trebuie să conțină un model, eventual simplificat al procesului, numit generic model de conducere. În teză sunt prezentate două astfel de modele care vor fi succint caracterizate în cele ce urmează.

3.2.1.1 Modelul matematic de conducere Douglas – Jafarey – McAvoy pentru coloana de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii

Acest model matematic se bazează pe o dublă exprimare a factorului de separare S, care indică practic gradul în care se realizează separarea.

O primă exprimare este cea aferentă definiției factorului de separare [Jafarey A., 1979], respectiv

$$S = \frac{x_D^i}{1 - x_D^i} \cdot \frac{1 - x_B^i}{x_B^i} , \qquad (3.1)$$

iar doua exprimare este cea formulată Douglas, Jafarey și McAvoy (*DJM*) în lucrarea [Jafarey A., 1979] are forma:

$$S = \left(\frac{\alpha_m}{\sqrt{1 + \frac{1}{Rx_F}}}\right)^N, \qquad (3.2)$$

În ceea ce privește valoarea staționară pentru comanda B, aceasta se determină cu relația

$$B_{st} = F \frac{x_D^i - x_F}{x_D^i - x_B^i} , \qquad (3.7)$$

dedusă din ecuațiile de bilanț material total și pe component.

Această secțiune staționară a modelului *DJM* se completează cu o secțiune dinamică ce va fi descrisă în următorul subcapitol.

3.2.1.2 Modelul matematic de conducere Fenske- Underwood - Gilliland pentru coloana de fracționare propilenă-propancu recuperarea căldurii

Acest modelaplicabil coloanei de fracționare T-2103 se bazează pe relațiile Fenske-Underwood și pe corelația Gilliland.. Modelul, abreviat FUG, se bazează pe utilizarea parametrilor reprezentați de *numărul minim de talere teoretice - Nmin* și de *rația minimă de reflux - Rmin*, parametri cunoscuți în mod obișnuit ca parametri *limitativi de operare*,

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{x_D^i}{1 - x_D^i}, \frac{1 - x_B^i}{x_B^i}\right)}{\ln \alpha_m},$$
(3.8)

$$\frac{\alpha_m \cdot x_D^i}{\alpha_m - \theta} + \frac{1 - x_D^i}{1 - \theta} = 1 + R_{min} , \qquad (3.14)$$

Pentru a determina valoarea rației de reflux *R* se utilizează corelația grafică Gilliland (figura 3.3) care face legătura între parametrii *limită* și cei *efectivi* de operare[Gilliland E.R., , 1940]. Pentru a putea fi integrată în model s-a utilizat exprimarea propusă de Eduljee [Eduljee W.C, 1975].



Figura 3. 3. Corelația grafică Gilliland [www,1009].



Figura 3. 4. Caracterizarea intrare - ieșire a modelului *FUG : SPEC – specificații*, *PERT – perturbații , VSTR – parametri de stare (acordare), COM – comenzi.*

Modelul *FUG* staționar caracterizat sintetic în figura 3.4 este completat cu o secțiune dinamică justificată de faptul că transpunerea celor două comenzi trebuie să țină cont de dinamica asociată canalului alimentare – compoziții produse separate [Popescu D., 2016].

Pentru cele două comenzi comportarea în regim dinamic poate fi în mod satisfăcător reprezentată, prin elemente de ordinul I [Marinoiu V., 1991], [Paraschiv N., 1992] respectiv:

$$T_L \frac{dL(t)}{dt} + T(t) = L_{st} ; \qquad (3.29)$$

$$T_B \frac{dB(t)}{dt} + B(t) = B_{st} , \qquad (3.30)$$

în care constantele de timp T_L și T_B sunt specifice fenomenelor hidraulice din coloană, iar L_{st} și B_{st} valorile staționare calculate cu relațiile (3.27) și (3.28).

3.2.2. Structurarea sistemului de reglare cu acțiune după perturbație dezvoltat

Având în vedere dezavantajele structurii propuse cu acțiune după abatere, o a doua soluție care se propune menține structura L-B, însă acțiunea este preventivă, respectiv reglarea estecu acțiune după perturbație.

În cadrul colectivului de cercetare Automatizarea avansată a proceselor chimice din cadrul Departamentului Automatică, Calculatoare și Electronică al Universității Petrol-Gaze din Ploieștiexistărealizări (inclusiv implementări industriale și teze de doctorat) în domeniul investigării și conducerii automate a procesului de fracționare propilenă-propan, lucrările de la referințele [Paraschiv N.,1987],[Marinoiu V., 1986], [Frâncu S., 2005], [Paraschiv N., 1990], [Olteanu M., ,2010], [Marinoiu V., 1991], [Paraschiv N.,1992] fiind relevante. Toate aceste realizări se referă la coloane convenționale, existente în Rafinăriile din România.



Figura 3. 5. Structura *L-B* propusă pentru reglarea dupa perturbație a coloanei *T-2103*. MRP – modul reglare după perturbație , MCM – modul corecție model implementat în regulator, FC – regulator de debit, PC- regulator de presiune, LC – regulator de nivel, AC – regulator de concentrație, AT – traductor de concentrație, LT – traductor de nivel, PT – traductor de presiune, FT – traductor de debit, L- debit de reflux, P- presiune, F – debit de alimentare, B- debit de bază , D- debit de distilat , x_D – concentrația de propilenă în vârf , x_B – concentrația de propilenă în bază.

Prezenta teză de doctorat se încadrează în preocupările generale ale colectivului, însă tratând conducerea coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii reprezintă o contribuție care completează experiența acestui colectiv.

După cum se poate observa din figura 3.5 , structura propusă conține trei niveluri și anume:

• nivelul 1: reglarea după abatere (*corectivă*) a debitului de reflux *L*;

• nivelul 2: reglarea după perturbație (*preventivă*) a concentrației $x_{D;}$

• nivelul 3: corecția (*acordarea cu utilizarea volatilității relative α ca parametru*) modelului aferent regulatorului după perturbație.

Pentru a evidenția mai bine funcționalitatea structurii propuse, în figura 3.6 se prezintă o schemă bloc a acesteia.





3.2.3. Investigarea prin simulare a sistemului de reglare după perturbație dezvoltat.

În cele ce urmează se prezintă rezultate și concluzii ale testării *MRP*, care implementează *MRP* în cadrul unui simulator dezvoltat în mediul Unisim[®] Design., în figura 3.8 fiind ilustrată diagrama de simulare



Figura 3. 8. Diagrama UniSim[®] Design de simulare a reglării după perturbație a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii *T-2103*.

Examinând fereastra modulului *Feedforward Controller Spreadsheet* din simulator, ilustrată în figura 3.9 se observă valorile aferente mărimilor de intrare în *MRP*, evidențiate în tabelul 3.1.

Tabelul 3. 1. Valorile mărimilor de	e intrare pentru configurarea	regulatorului cu acțiune după
	perturbatie	

F;							
Categorie	Mărime	Notație	Valoare	UM			
Specificații	Concentrație C ₃ ' în distilat	X _D ¹	0,93	fr mol			
	Concentrație C ₃ ' în reziduu	XB	0,0023	fr mol			
Perturbații	Debit alimentare	F	52,8	m ³ /h			
	Concentrație C ₃ ' în alimentare	X _B	0,745	fr mol			
Mărimi acordare	Volatilitate relativă medie	$\alpha_{\rm m}$	1,103	adim			
	Număr talere teoretice	N	152	talere			



Figura 3. 9. Fereastra de operare a regulatorului după perturbație (Feedforward Controller Spreadsheet)

Testarea structurii la modificări ale perturbației nu a condus la rezultate satisfăcătoare, în figura 3.12 fiind prezentat rezultatul unui asemenea test.



Figura 3. 12. Dinamica concentrației x_D la modificarea treaptă a debitului F de la 52 m³/h la 51 m³/h.

3.3. Contribuții privind reglarea combinată a procesului fracționare propilenă- propan cu recuperarea căldurii

Un al doilea sistem de reglare avansată propus, este sistemul de reglare cu acțiune combinată destinat coloanei de fracționare propilenă – propan T-2103 de la rafinăria Binh Son din Vietnam.

La elaborarea acestei structuri s-a avut în vedere îndeplinirea următoarele obiective:

- respectarea condiției de calitate referitoare la concentrația propilenei în distilat;
- scurtarea duratei de stabilizare a concentrației propilenei (respectiv a duratei regimului tranzitoriu) față de varianta *L-B* prezentată anterior;
- obținerea unui debit de reflux acceptabil pentru operarea curentă a coloanei.

3.3.1. Structurarea sistemului de reglare combinată dezvoltat

La dezvoltarea acestei structuri, ilustrate în figura 3.14, s-au avut în vedere următoarele aspecte referitoare la coloana T-2103, constatate în timpul stagiului efectuat de către autor în anul 2017 rafinăria Binh Son din Vietnam:

a - concentrația x_F a propilenei este practic constantă , deci nu va fi considerată perturbație;

b – concentrația x_B a propilenei în reziduu nu este supusă unor condiționări deosebite, motiv pentru care specificația referitoare aceasta nu va fi considerată pentru sistemul dezvoltat.



Figura 3. 14. Structura de reglare combinată propusă pentru reglarea combinată după abatere și după perturbație a concentrației x_D pentru coloana de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii: MRA – modul reglare abatere, MCP – modul compensare perturbație .

În figura 3.15 este prezentată schema bloc a sistemului automat propus în care se remarcă următoarele:

- sistemul are ca ieșire, respectiv mărime reglată, concentrația propilenei x_D ;
- concentrația x_D are două componente care se însumează și anume: componenta x_{D-F-} rezultată ca urmare a acțiunii perturbației *F*, respectiv componenta x_{D-L-} rezultată al acțiunii comenzii*L*;
- comanda *L* are două componente care se însumează și anume: componenta L_{P^-} aferentă compensatorului, respectiv componenta L_{A^-} aferentă regulatorului abatere;
- procesul este reprezentat de funcțiile de transfer $G_{F-xD}(pe\ canalul\ perturbație mărime\ reglată)$ și G_{L-xD} (pe canalul comandă mărime\ reglată), funcții care au fost determinate în *Capitolul* 2al tezei de doctorat.



Figura 3. 15. Schema bloc asociată structurii reglare combinată propuse: e –abatere, $G_{MRA}(s)$ – funcția de transfer a modulului de reglare după abatere (*MRA*), funcția de transfer a modulului de compensare a perturbației (*MRP*).

Aplicând pentru schema bloc din figura 3.15 reguli de calcul aferente algebrei funcțiilor de transfer se obține:

$$x_D = \frac{G_{MRA} \cdot G_{L-xD}}{1 + G_{MRA} \cdot G_{L-xD}} \cdot x_D^i + \frac{G_{MCP} \cdot G_{L-xD} + G_{F-xD}}{1 + G_{MRA} \cdot G_{L-xD}} \cdot F.$$
(3.34)

Impunând în relația (3.34) condiția ca perturbația F să nu influențeze mărimea reglată x_D rezultă:

$$\frac{G_{MCP} \cdot G_{L-xD} + G_{F-xD}}{1 + G_{MRA} \cdot G_{L-xD}} = 0; \qquad (3.35)$$

sau

$$G_{MCP} \cdot G_{L-xD} + G_{F-xD} = 0$$
, (3.36)

de unde se obține:

$$G_{MCP} = -\frac{G_{F-xD}}{G_{L-xD}} \quad , \tag{3.37}$$

relație ce reprezintă funcția de transfera modulului compensator.

Înlocuind în relația (3.37) funcțiile de transfer G_{L-xD} și G_{F-xD} deduse în *Capitolul 2* se obține pentru funcția de transfer a compensatorului expresia:

$$G_{MCP}(s) = -\frac{k_2}{k_1} \cdot \frac{T_1 s + 1}{T_2 s + 1} \,. \tag{3.40}$$

Parametrii care intervin în funcția de transfer $G_{MCP}(s)$ din relația (3.40) se calculează, pentru un anumit punct de operare, cu următoarele relații deduse în *Capitolul 2* al tezei de doctorat:

$$k_1(x_D) = -95,78 \cdot x_D + 95,5 ; \qquad (3.41)$$

$$T_1(x_D) = -307902 \cdot x_D^2 + 562144 \cdot x_D - 253321 ; \qquad (3.42)$$

$$k_2(x_D) = 519.3 \cdot x_D^2 - 908.4 \cdot x_D + 389.495 ; \qquad (3.43)$$

$$T_2(x_D) = -518372,68 \cdot x_D^2 + 945115,02 \cdot x_D - 425296,29.$$
(3.44)

În vederea implementării *MRP* în simulatorul *Unisim[®]Design* relația (3.40) se aduce orma:

la forma:

$$G_{MCP}(s) = K_P \cdot \frac{T_{P1}s+1}{T_{P2}s+1}, \qquad (3.45)$$

unde:

$$K_P = -\frac{k_2}{k_1}, \ T_{P1} = T_1, \ T_{P2} = T_2.$$
 (3.46)

În ceea ce privește funcția de transfer a regulatorului *PI* implementat în *MRA* aceasta este:

$$G_{MRA}(s) = K_c \cdot \frac{T_i s + 1}{T_i s} \,. \tag{3.47}$$

unde: Kc este constanta (factorul) de amplificare a regulatorului PI, Ti - constanta de integrare a regulatorului PI.

Înlocuind expresiile funcțiilor de transfer determinate în relația (3.34) se obține

$$x_D = \frac{K_c k_1(T_i s + 1)}{T_i s(T_i s + 1) + K_c k_1(T_i s + 1)} \cdot x_D^i .$$
(3.48)

Considerând pentru referința x_D^i o variație treaptă de amplitudine A și aplicând teorema valorii finale în relația (3.48) rezultă:

$$x_{Dst} = \lim_{s \to 0} s \cdot \frac{A}{s} \cdot \frac{K_c k_1(T_i s + 1)}{T_i s(T_i s + 1) + K_c k_1(T_i s + 1)} = A.$$
(3.49)

Rezultatul din relația (3.49) certifică eliminarea abaterii de către sistemul propus, deci acțiunea *corectivă* a acestuia. În același timp sistemul are și o acțiune *preventivă*, acțiune confirmată din condiția impusă la determinarea funcției de transfer a compensatorului.

3.3.2. Configurarea simulatorului în vederea investigării performanțelor sistemului de reglare combinată dezvoltat

Sistemul de reglare combinată dezvoltat, a fost testat într-o primă etapă în cadrul unui simulator dezvoltat în mediul Unisim[®] Design, în figura 3.16 fiind ilustrată diagrama de simulare. În modulul *Feedforward Controller Spreadsheet*, a cărui fereastră de dialog se

prezintă în figura 3.17, se introduce valoarea x_D corespunzătoare punctului de operare în baza căruia se determină valorile parametrilor parametrii k_I , T_I , k_2 , T_2 cu relațiile (3.41)÷(3.44). Tot în acest modul se calculează cu relațiile (3.46) parametrii K_P , T_{PI} și T_{P2} , ultimii atât în minute, cât și în secunde. Tabelul 3. 2 prezintă valorile de configurare pentru modulele *MRP* și *MRA*.



Figura 3. 16. Diagrama UniSim[®] Design de simulare a reglării combinate a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii *T-2103*.

Currer	t Cell	_				Angles in:	•
	A	В	C	D	F		
	Concentralia propilena xD [fr.mol]	0.930					
-11	Pentru canal L-xD	k1 [adim]=	6.4345				
		T1[minute]=	3260				
-1	Pentru canal F-xD	k2[adim]=	-6.180				
		T2[minute]=	5322				
	Feedforward Parameters						
	Kp=	0.9605	Tp1(minute)=	3260			
	Delay=	0.0000 seconds	Tp2(minute)=	5322			
			Tp1(sec)=	1.956e+005 sec			
			Tp2(sec)=	3.193e+005 sec			
Cor	nections Parameters Formulas Spreadsh	eet Calculation Order	Initialize From Use	r Variables Notes			

Figura 3. 17. Fereastra de dialog a modulului Feedforward Controller Spreadsheet.

	Tabelul 3. 2. Valorile d	le configurare	UniSim®	Design 1	pentru modulele	MRP și MRA
--	--------------------------	----------------	---------	----------	-----------------	------------

Modul	Parametru	Valoare	UM
	k_1	6,4346	adim
	<i>k</i> ₂	6,180	adim
	T_{I}	3260	minute
MPP	T_2	5322	minute
(compensator)	$Kp = -k_2/k_1$	0,9605	adim
(compensator)	$T_{pl}=60 \mathrm{x} T_l$	3,193x10 ⁵	secunde
	$T_{p2} = 60 \mathrm{x} T_2$	1,956x10 ⁵	secunde
	F	50,5	m³/h
	$F_{min} \div F_{max}$	0÷104	m ³ /h

	x_{Di}	0,93	fr mol
	$x_{Dmin} \div x_{Dmax}$	0÷1	fr mol
MRA	Кс	10	adim
(regulator PI)	Ti	500	minute

3.3.3. Investigarea prin simulare a performanțelor sistemului de reglare combinată dezvoltat

Pentru stabilirea performanțelor structurii combinate de reglare au fost, realizate utilizând simulatorul dezvoltat în mediul UniSim[®] Design, *trei familii de teste T1, T2, T3* detaliate în teza de doctorat, în prezentul tezumat fiind ilustrate câte două exemple din fiecare familie.

Familia de teste *T1* a presupus urmărirea evoluției concentrației x_D a propilenei la modificări treaptă (pozitive și negative) ale referinței x_D^i pentru această concentrație. Tabelul 3.3 prezintă elemente pentru 7 teste realizate în cadrul acestei familii.

Nr.		Nr. figură cu	Val. ref.	x _D ⁱ [fr mol]	Param. acord. reg. PI	
crt.	Cod test	rezultate	Inițială	Finală	Kc	Ti [min]
1	T1-1	Fig. 3.19	0,93	0,94	2	1000
2	T1-2	Fig.3.20	0,94	0,93	2	1000
3	T1-3	Fig. 3.21	0,94	0,95	2	1000
4	T1-4	Fig. 3.22	0,94	0,95	10	500
5	T1-5	Fig. 3.23	0,95	0,96	10	500
6	T1-6	Fig. 3.24	0,96	0,97	10	500
7	T1-7	Fig. 3.25	0,97 0,98	0,98 0,99	10	500

Tabelul 3.3. Caracteristici ale testelor din familia *T1*

În figurile $3.19 \div 3.25$ se prezintă grafice rezultate din efectuarea testelor, grafice în care sunt evidențiate:

- variația treaptă a referinței x_Dⁱ(culoare verde);
- variația concentrației reglate x_D (culoare roșie);
- variația comenzii reflux *L (culoare albastră)*.



Figura 3. 19.Ilustrarea rezultatelor testului*T1-1*.



Figura 3. 20. Ilustrarea rezultatelor testului T1-2.

Din figurile 3.19 și 3.20, se poate observa că sistemul de reglare automată reușește să aducă valoarea concentrației x_D la valoarea referință, fără eroare staționară sau depășire, regimul tranzitoriu durând aproximativ 300 de minute.

Familia de teste T2 a presupus urmărirea concentrației x_D a propilenei la modificări treaptă (pozitive și negative) ale perturbației reprezentate de debitul alimentării F. Tabelul 3.4 prezintă elemente pentru 8 teste realizate în cadrul acestei familii.

Nr. crt	Codtost	Nr. figură cu rezultate	Valoare	Valori debit <i>F</i> [m ³ /h]		
	Cou lest		[fr mol]	Inițială	Finală	
1	T2-1	Fig. 3.26	0,930	52,00	51,00	
2	T2-2	Fig. 3.27	0,930	52,00	53,00	
3	T2-3	Fig. 3.28	0,940	52,00	51,00	
4	T2-4	Fig. 3.29	0,940	52,00	54,00	
5	T2-5	Fig. 3.30	0,980	52,00	50,50	
6	T2-6	Fig. 3.31	0,980	52,00	52,50	
7	T2-7	Fig. 3.32	0,995	51,48	50,50	
8	T2-8	Fig. 3.33	0,995	51,48	52,50	

Tabelul 3.4. Caracteristici ale testelor din familia T2

În figurile $3.26 \div 3.33$ se prezintă grafice rezultate din efectuarea testelor, grafice în care sunt evidențiate:

- variația treaptă a perturbației *F(culoare verde);*
- variația concentrației reglate x_D (culoare roșie);
- variația comenzii reflux *L (culoare albastră)*

Capitolul 3 : Contribuții privind reglarea avansată a procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 3. 26. Ilustrarea rezultatelor testului T2-1.



Figura 3. 27. Ilustrarea rezultatelor testului T2-1.

Sintetizând rezultatele familiilor de teste T1 și T2 sistemul propus și-a demonstrat funcționalitatea atât în regim de *urmărire* (*la modificarea referinței* x_D^i), cât de *stabilizare* (*la modificarea perturbației* F). Practic, sistemul de reglare avansată propus compensează efectul perturbației F și elimină abaterile provocate de modificarea referinței sau a altor abateri.

Familia de teste T3 a presupus urmărirea comparativă a concentrației x_D a propilenei la modificări treaptă (pozitive și negative) ale perturbației reprezentate de debitul alimentării F.Modificările au fostaplicate sistemului dezvoltat cu schema bloc din figura 3.15 și sistemului convențional de reglare după abatere cu schema bloc ilustrată în figura 3.34. Tabelul 3.5 prezintă elemente pentru 8 teste realizate în cadrul acestei familii.

Capitolul 3 : Contribuții privind reglarea avansată a procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 3. 34. Schema bloc asociată structurii reglare convențională a concentrației x_D : *e* –abatere, $G_{MRA}(s)$ – funcția de transfer a modulului de reglare după abatere (*MRA*),

Nr. crt.		Nr. figură cu	Valoare	Valori debit <i>F</i> [m ³ /h]		
	Cod test	rezultate	[fr mol]	Inițială	Finală	
1	T3-1	Fig. 3.35	0,930	52,00	50,50	
2	T3-2	Fig. 3.36	0,940	52,00	51,00	
3	T3-3	Fig. 3.37	0,980	52,00	50,50	
4	T3-4	Fig. 3.38	0,980	52,00	52,50	
5	T3-5	Fig. 3.39	0,995	51,48	50,50	
6	T3-6	Fig. 3.40	0,995	51,48	52,50	

Tabelul 3. 5. Caracteristici ale testelor din familia T3

În figurile $3.35 \div 3.40$ se prezintă grafice rezultate din efectuarea testelor, grafice în care sunt evidențiate pentru sistemul combinat reglare propus (stânga) și sistemul convențional de reglare (dreapta):

- variația treaptă a perturbației *F(culoare verde);*
- variația concentrației reglate x_D (culoare roșie);
- variația comenzii reflux *L (culoare albastră)*



Figura 3. 35. Ilustrarea rezultatelor testului *T3-1*: a – reglare combinată, b – reglare convențională.

Capitolul 3 : Contribuții privind reglarea avansată a procesului de fractionare propilenăpropan cu recuperarea căldurii



Figura 3. 36. Ilustrarea rezultatelor testului *T3-2*: a – reglare combinată, b – reglare convențională.

Din răspunsurile dinamice ale concentrației x_D aferente acestei familii de teste rezultă că sistemul de reglare avansată oferă rezultate mai bune în raport cu reglarea convențională, rezultate cuantificate în primul rând în duratele regimurilor tranzitorii aferente.

3.4. Concluzii parțiale

Acest capitol a prezentat contribuția autorului privind reglare avansata a procesului de fracționare propan-propilenă cu recuperarea căldurii.

În prima parte a capitolului, câteva aspecte asociate problemei de automatizării coloanei de fracționare cu recuperarea căldurii T-2103 din rafinăria Bin Son din Vietnam. Din analiza alocării comenzilor disponibile la necesitățile de reglare s-a constatat existența structurii duale L-V, în care ambele comenzi controlează separarea.

În următoarea secțiune este propusă structura duală *L-B* abatere pentru aceiași coloană, structură în care o singură comandă, respectiv debitul refluxului *L*. În ceea ce privește doua comandă, respectiv debitul de reziduu *B*, prin intermediul acesteia este asigurată închiderea corectă a bilanțului material pe specificații. Pe fondul dinamicii foarte lente a procesului industrial de fracționare, concretizată în regimuri tranzitorii foarte lungi, soluția este considerată ca fiind ineficientă.

În aceste condiții autorul își îndreaptă atenția către soluții de reglare *preventivă* care să compenseze acțiunea unor perturbații importante.

În următoarea secțiune a capitolului este propus un sistem ierarhic în centrul căruia se găsește *regulatorul după perturbație* care implementează modelul Fenske-Underwood-Gilliland (*FUG*) analizat în prima parte a secțiunii. Pentru acordarea acestui model este propus un nivel superior care implementează un regulator *PI* a cărui comandă reprezentată de coeficientul volatilității relative este aplicată modelului *FUG*.

Pentru a testa performanțele structurii cu acțiune după perturbație propuse a fost realizat un simulator în mediul Unisim[®]Design. Rezultatele simulărilor nu au fost concludente pentru zona de operare a coloanei care să asigure o concentrație de 99,5 % a propilenei în distilat.

Ultima parte a capitolului este consacrată prezentării unui sistem combinat cu acțiune după abatere și perturbație.

Este proiectat compensatorul în care sunt fructificate rezultatele identificării procesului realizate în *Capitolul 2*.

Secțiunea abatere este implementată cu un regulator proporțional -integrator,

Comanda reflux, utilizată pentru controlul concentrației propilenei rezultă din însumarea celor două componente furnizate de modulele de reglare abatere, respectiv perturbație.

Pentru a investiga performanțele sistemului combinat propus a fost realizat în mediul Unisim[®]Design un simulator dinamic.

Acest simulator a fost implicat în realizarea a două familii de teste care au urmărit funcționalitatea sistemului automat propus.

Testele din prima familie au vizat răspunsul în timp al concentrației propilenei în distilat la variații treaptă ale referinței. Rezultatele testului concretizate în precizia reglării și durata regimului tranzitoriu au demonstrat funcționalitatea sistemului combinat propus din perspectiva *acțiunii corective*.

Testele din a doua familie au urmărit răspunsul în timp al concentrației propilenei în distilat la variații treaptă ale debitului alimentării coloanei, în calitate de perturbație considerată. Rezultatele testului concretizate în precizia reglării și durata regimului tranzitoriu au demonstrat funcționalitatea sistemului combinat propus din perspectiva *acțiunii preventive*.

A fost realizată și o a treia familie de teste care au avut în vedere compararea evoluției concentrației propilenei la variații treaptă ale debitului alimentării pentru sistemul propus și pentru un sistem convențional de reglare cu acțiune după abatere, Rezultatele au scos în evidență, sub aspectul preciziei și al duratei regimului tranzitoriu superioritatea acțiunii *preventive* specifice sistemului propus.

4. CONTRIBUȚII LA IMPLEMENTAREA STRUCTURII DE REGLARE COMBINATĂ A PROCESULUI DE FRACTIONARE PROPILENĂ-PROPAN CU RECUPERAREA CĂLDURII UTILIZÂND SISTEMUL DeltaV

În *Capitolul 3* al prezentei teze de doctorat au fost prezentate contribuțiile autorului referitoare la dezvoltarea și testarea prin simulare a unui sistem de reglare automată avansată cu acțiune combinată a coloanei de fracționare propilenă – propan T-2103 de la rafinăria Binh Son din Vietnam.Modulele sistemului propus pot fi implementate pe un echipament numeric de conducere ce poate fi conectat la rândul său la structura de automatizare a coloanei menționate. Această capabilitate a sistemului este conferită de faptul că la dezvoltarea sa au fost utilizate rezultate ale simulărilor bazate pe date reale din operarea coloanei.

Pe durata stagiului de cercetare doctorală desfășurată în Departamentul Automatică, Calculatoare și Electronică din Universitatea Petrol-Gaze din Ploiesti, autorul a investigat disponibilitătile Sistemului Distribuit de Conducere **Delta**V existent în LaboratorulAutomatizarea Proceselor Chimice. Urmare a acestor investigații și a experienței existente în Departament, autorul a optat pentru utilizarea respectivului echipament în calitate de suport al sistemului avansat dezvoltat. Întrucât nu a fost posibilă conectarea echipamentului la coloana reală, testarea sistemului automat s-a realizat prin conectarea echipamentului *DeltaV* la procesul simulat pe un sistem de calcul pe care a rulat simulatorul dezvoltat în mediul Unisim[®]Design prezentat în Capitolul 2 al tezei de doctorat.

Prezentul capitol prezintă la început caracteristicile echipamentului *DeltaV* și apoi într-o succesiune normală configurarea echipamentului, realizarea conexiunii, efectuarea și interpretarea testelor.

4.1. Caracterizarea sistemului distribuit de conducere DeltaV

Sistemul Distribuit de Conducere DeltaV(SDC DeltaV) este o componentă a arhitecturii digitale PlantWeb (PW) dezvoltată de compania Emerson Process Management (EPM) [www, 1013]. Această arhitectură sintetizată în reprezentarea din figura 4.1 are un caracter distribuit și oferă prin urmare multiple facilități de comunicare.



Figura 4. 1. Facilități oferite de arhitectura PlantWeb [Paraschiv N. ,2013]

Un SDC compatibil cu arhitectura PW este DeltaV care va fi succint prezentat în cele ce urmează și care a fost utilizat, după cum s-a arătat pentru implementarea soluției de automatizare combinată dezvoltată de autor.

4.1.1. Resurse hardware ale sistemului distribuit de conducere DeltaV

După cum s-a menționat la începutul acestui capitol, autorul a studiat caracteristicile *SDCDeltaV* în cadrul *Laboratorului Automatizarea Procesului Chimice*, din care în figurile 4.3 și 4.4 se prezintă imagini sugestive.



Figura 4. 3. Instalație condusă de SDC DeltaV din Laboratorul Automatizarea Proceselor Chimice – Departamentul Automatică, Calculatoare și Electronică al UPG din Ploiești



Figura 4. 4. Operarea SDC DeltaV din Laboratorul Automatizarea Proceselor Chimice – Departamentul Automatică, Calculatoare și Electronică al UPG din Ploiești.

Organizarea SDC Delta V rezultă din figura 4.5 care prezintă arhitectura acestui sistem.



Figura 4. 5. Arhitectura SDC DeltaV [Paraschiv N., 2014]

După cum rezultă din figura 4.6, SDC DeltaV include următoarele elemente hardware:

- subsisteme de intrare ieșire;
- modul controller;
- surse de alimentare;
- stații de lucru;
- rețea industrială.



Figura 4. 6. Infrastructura hardware a SDC DeltaV [Paraschiv N., 2014]

4.1.1.1 Subsistemele de intrare – ieșire ale SDC DeltaV

Aceste subsisteme asigură comunicația dintre controller și echipamentele periferice de proces, reprezentate de traductoare și elemente de execuție. Conform abordării din referința [Paraschiv N.,2013], aceste subsisteme se prezintă sub forma unor module *(carduri)* după cum urmează:

- card destinat *intrărilor analogice*(AI 8 intrări în curent sau tensiune);
- card destinat *ieşirilor analogice(AO* 8 ieşiri în curent);
- card destinat *intrărilor numerice* (*DI* 8 intrări de tip contact releu);
- card destinat *ieşirilor numerice(DO* 8 ieşiri în tensiune).

Un alt modul al subsistemului de intrare-ieșire este cardul *FOUNDATION fieldbus* ce asigură comunicația digitală cu dispozitivele de câmp inteligente și își bazează funcționarea pe protocolul dezvoltat de *FOUNDATION fieldbus* [www, 1014].

4.1.1.2 Modulul controller al SDC DeltaV

Conform referințelor [Paraschiv N., 2014], [*** Emerson, 2019] modulul controller *DeltaV* realizează trei funcții importante și anume:implementarea prin algoritmii pe care îi conține a nivelului reglării locale, administrarea comunicației dintre subsistemele de intrareieșire și rețeaua *DeltaV*, coordonarea protocoalelor de comunicație digitală în cadrul sistemului între care semnificative sunt: *FOUNDATION fieldbus, OPC, HART, Profibus DP*. Este de menționat faptul că în modulul controller vor fi înscriși prin intermediul componentei *Control Studio* algoritmii asociați sistemului automat combinat dezvoltat. În ceea ce privește comunicația *Unisim – DeltaV* va fi utilizat protocolul *OPC* coordonat de modulul controller, protocol care va fi caracterizat în prezentul subcapitol.

4.1.1.3 Stațiile de lucru ale SDC DeltaV

Stațiile de lucru constituie instrumente care asigură o interfață cu utilizatorul oferind o paletă largă de facilități, între care cele mai importante sunt cele de operare și analiză a procesului.

4.1.2. Resursele software ale sistemului distribuit de conducere DeltaV

Sistemul *DeltaV* oferă dezvoltatorilor și utilizatorilor un important număr de aplicații (resurse) care principial pot fi încadrate în două categorii și anume: *aplicații (resurse) generale*, și *aplicații (resurse) destinate automatizării avansate*. În continuare vor fi prezentate succint aplicații relevante din cele două tipuri.

4.1.2.1 Resursele software generale ale sistemului DeltaV

Potrivit referinței [Paraschiv N.,2014], în categoria aplicațiilor generale oferite de sistemul DeltaV sunt încadrate printre altele: *DeltaV Explorer, DeltaV Operate, DeltaV Control Studio, DeltaV Process History View*. Figura 4.8 prezintă fereastra de *Edit* a aplicației *DeltaV Control Studio*, reprezintă un instrument util pentru crearea și editarea soluțiilor (strategiilor) de reglare.

Aplicația *DeltaV Explorer* permite configurarea resurselor bazei de date a sistemului *DeltaV* care se referă la: subsisteme de intrare-ieșire, stații de lucru, dispozitive și module asociate etc.



Figura 4. 8. Fereastra Edit- Aplicația DeltaV Control Studio[Paraschiv N., 2014]

În cadrul acestei aplicații există trei limbaje de grafice de programare pentru codificarea funcțiilor de reglare și anume:

- Function Block Diagram (FBD) –pentru bucle de reglare și calcule continue;
- Sequential Function Charts (SFC) pentru structuri de reglare secvențială;
- Ladder Logic Diagrams (LLD) pentru logica de control de tip releu.

Pentru codificarea modelelor aferente sistemului de reglare combinată în *Aplicația DeltaV Control Studio* a fost utilizat limbajul *Function Block Diagram*.

4.1.2.2 Resursele software ale sistemului DeltaV destinate automatizării avansate

O facilitate care a contribuit la utilizarea *SDC DeltaV* la implementarea structurilor performante de automatizare în rafinării este reprezentată de faptul că pune la dispoziția proiectanților o paletă largă de soluții de reglare avansată cum ar fi:*reglarea predictivă*, *reglarea fuzzy*, *reglarea cu rețele neuronale*, *reglarea adaptivă*, *optimizare în timp real*.

4.1.3. Protocolul de comunicație OPC

Implementarea soluției de reglare combinată cu utilizarea *SDC DeltaV* în care procesul este simulat impune existența unei interfețe de compatibilizare. Pentru o astfel de situație sistemul *DeltaV* pune la dispoziție standardul **OPC** (**O**bject linking and embedding for **P**rocess Control), standard pentru care *OPC Foundation* [www,1015]. Acest standard bazat pe exigențele impuse de tehnologia *Microsoft OLE/COM* [www,1015] definește pentru servere de timp real, echipamente periferice de proces inteligente, regulatoare logice programabile etc. obiecte, metode si proprietăți care să le compatibilizeze cu această tehnologie.

În contextul utilizării acestui protocol în teza de doctorat prezintă interes următoarele specificații *OPC* includ [Paraschiv N., 2014]: *OPC Data Acces* - utilizat pentru a transfera date în timp real; *OPC Data eXchange* - asigură comunicații de tipul client/server până la server/server pe rețele fieldbus Ethernet; *OPC Historical Data Acces*- permite acces la datele stocate; OPC Complex Data - permite serverelor afișarea și descrierea unor tipuri de date complexe de tipul structurilor binare sau documentelor *XML*.

Figura 4.9 prezintă arhitectura OPC bazată pe specificația originală [www,1010], [www,1017]. care impunea un standard referitor la achiziția datelor de proces, standard care a fost ulterior extins și la alte tipuri de date.





După cum se observă din figura 4.9, protocolul OPC este orientat către o arhitectură de tip client – sever. La implementarea soluției de reglare combinată propuse de către autor componenta server facilitează transferul de date între aplicația de reglare combinată care rulează pe sistemul DeltaV și componenta client asociată simulatorului dezvoltat în mediul Unisim[®] Design.

4.2. Caracterizarea intrare-ieșire a secțiunilor aferente structurii de reglare combinată propuse

Așa cum a rezultat din *Capitolul 3* structura de reglare combinată propusă conține două secțiuni și anume: **secțiunea** *Proces* și secțiunea *Comandă*.

Întrucât cele două secțiuni vor fi implementate pe suporturi fizice diferite este important modul în care se va realiza transferul informațional între cele două suporturi, implicit între cele două secțiuni. În acest context, în cele ce urmează va fi abordată caracterizarea informațională, respectiv cea de tip *intrare – ieșire* a fiecărei secțiuni. După această caracterizare vor fi prezentate considerente legate de interconectarea informațională și fizică a celor două secțiuni.
4.2.1. Caracterizarea intrare-ieșire a secțiunii *Proces*

Având în vedere fundamentarea structurii combinate de reglare din *Capitolul 3* și din considerente legate de transferul informațional, pentru *Secțiunea Proces Simulat (SPS)*se stabilesc mărimile de intrare și de ieșire evidențiate în figura 4.11.



Figura 4. 11. Caracterizarea de tip intrare-ieșire a Secțiunii Proces Simulat

Înainte de a caracteriza mărimile ilustrate în figura 4.11, se face precizarea că Sistemul de Reglare Automată(SRA) a nivelului (FIC 102 în figura 2.20) a fost extras din simulator și mutat în cadrul SDC DeltaV. În aceste condiții, debitul de reflux L constituie mărime de ieșire din SPS, în timp ce comanda Ccare se aplică robinetului de reglare de pe conducta de reflux reprezintă mărime de intrare în SPS

Celelalte mărimi reprezentate în figura 4.11 sunt cele care au fost avute în vedere la simulare și ilustrate în figura 2.20, după cum urmează: debitul alimentării F - mărime de intrare și concentrația propilenei în distilat x_D - mărime de ieșire.

4.2.2. Caracterizarea intrare-ieșire a secțiunii Comandă

Figura 3.14 din *Capitolul 3* evidențiază modulele aferente structurii combinate de reglare după cum urmează: *MCP-modul compensare perturbație, MRA - modul reglare abatere,* $: \sum$ - sumator comenzi. Modulelor de mai sus li se adaugă: *RDL* -regulatorul debitului de reflux, MSC - modulul de scalare a comenzii, care sunt interconectate potrivit reprezentării din figura 4.12.



Figura 4. 12. Integrarea modulelor în Secțiunea Calcul Comandă: L_P - comandă debit reflux de la *MCP* în [%], L_A - comandă debit reflux de la*MRA* calculat în [%], L_I - debit sumă reflux calculat în [%], L_i^{s-} debit sumă reflux scalat în [m3/h], C - comanda către elementul de execuție calculată în [%].

Având în vedere reprezentarea din figura 4.12, se stabilesc pentru *Secțiunea Calcul Comandă (SCC)* mărimile de intrare și de ieșire evidențiate în figura 4.13., în care notațiile păstrează semnificațiile din figura 4.12.



Figura 4. 13. Caracterizarea de tip intrare-ieșire a Secțiunii Calcul Comandă

Înainte de a caracteriza mărimile ilustrate în figura 4.13 se face precizarea că între mărimile de intrare apare debitul de reflux *L* deoarece , după cum s-a mai arătat,*Sistemul de Reglare Automată(SRA)* a nivelului (*FIC 102* în figura 2.20) a fost extras din simulator și mutat în cadrul *SCC* implementată în *SDC DeltaV*. În aceste condiții, debitul de reflux *L* constituie *mărime de intrare* în *SCC*, în timp ce comanda *C* care se aplică robinetului de reglare de pe conducta de reflux reprezintă *mărime de ieșire* din *SCC*. Celelalte mărimi de intrare reprezentate în figura 4.13 sunt cele care au fost avute în vedere la simulare și ilustrate în figura 3.14, după cum urmează: debitul alimentării *F*, concentrația propilenei în distilat x_D , concentrația prescrisă a propilenei în distilat x_{Di} .

4.2.3. Interconectarea secțiunilor Comandă și Proces

Abordarea interconectării celor două secțiuni are în vedere atât o abordare *informațională*, cât și una *fizică*. Interconectarea informațională (logică) ilustrată în figura 4.14 s-a realizat având în vedere faptul că cele două secțiuni formează o structură serială în care *SCC* precede *SPS*.



Figura 4. 14. Interconectarea informațională a secțiunilor Comandă – Proces.

Pornind de la reprezentarea din figura 4.14 se poate construi schema bloc asociată caracterizării informaționale a *Structurii de Reglare Combinată (SRC)*, ilustrată în figura 4.15.



Figura 4. 15. Caracterizarea informațională a Structurii de Reglare Combinată

Interconectarea informațională din figura 4.14 este transpusă sub forma conexiunii fizice reprezentată în figura 4.16.



Figura 4. 16. Interconectarea fizică principială a secțiunilor Comandă - Proces.

Examinând reprezentarea din figura 4.16 se remarcă prezența *Protocolului de Interfațare OPC* care a fost caracterizat în subcapitolul precedent, al cărui rol constă în compatibilizarea celor două secțiuni.În ceea ce privește conexiunea fizică nemijlocită, în figura 4.17 este ilustrată o reprezentare sugestivă.



Figura 4. 17. Interconectarea fizică efectivă a secțiunilor Comandă - Proces.

Din figura 4.17 rezultă că echipamentele aferente SSC și SPScare au adrese IPsunt integrate în rețeaua locală (LAN) a Laboratorului Automatizarea Proceselor Chimice, care la rândul său este integrată în rețeaua Universității Petrol-Gaze din Ploiești (WAN) de unde prin Router se iese în Internet. Acest mod de conectare demonstrează capacitatea SRC dezvoltat de a fi operat și de a transmite date la distanță.În următoarea secțiune a prezentului capitol va fi prezentată configurarea secțiunilor care se interconectează.

4.3. Configurarea secțiunilor aferente structurii de reglare combinată propuse

Așa cum a reieșit din cele prezentate în subcapitolele precedente secțiunile *Comandă* și *Proces* de aferente *Sistemulului Combinat de Reglare (SCR)* dezvoltat au fost implementate utilizând resursele *SDC DeltaV*, respectiv *Simulatorul* dezvoltat în mediul *Unisim*[®]*Design*. care în continuare va fi abreviat (*SIMUN*).

Pentru implementarea *SCR*, atât*SDCDeltaV*, cât și *SIMUN* au fost configurate, respectiv au fost personalizate cu datele și caracteristicile secțiunilor *Comandă*, respectiv *Proces*. De asemenea a fost configurat *Protocolul OPC*, care a reprezentat resursaprin care au fost interconectate respectivele secțiuni.

4.3.1. Configurarea sistemului distribuit de conducere DeltaV

Pentru declararea (crearea) unei aplicații este utilizată componenta *DeltaV Explorer* Pentru exemplificare figura 4.18 este ilustrată crearea (configurarea) modulului *Regulator* care a fost configurat în aplicația *DeltaV Control Studio Function Block Diagram (FBD)*,.



Figura 4. 19. Fereastra de configurare a modulului Regulator în aplicația DeltaV Control Studio

Practic modulul *Regulator* grupează toate modulele din figura 4.12 aferente *Secțiunii Calcul Comandă*. Tabelul 4.1 prezintă corespondența dintre denumirile modulelor SCC și denumirile modulelor din figura 4.19.

	1 1	6
Nr. crt.	Modul figura 4.12	Modul figura 4.19
1		CALC2
	МСР	CALC-PERT
		REG-PERT
2	MRA	REGULATOR PI
3	Σ	ADD 1
4	MSC	CALC 1
5	RDL	REG-REFLUX

Tabelul 4. 1. Corespondență module din figurile 4.12 și 4.19

4.3.1.1 Configurarea modulului compensator perturbație

După cum rezultă din tabelul 4.1 acest modul este divizat în SDC DeltaV în modulele

- CALC2;
- CALC-PERT;
- REG-PERT,

care vor fi prezentate în continuare.

Din figura 3.15, Capitolul 3, se poate scrie relația:

$$LP(s) = F(s) \cdot G_{MCP}(s) \quad ; \tag{4.1}$$

cu

$$G_{MCP}(s) = K_P \cdot \frac{T_{P1}s + 1}{T_{P2}s + 1},$$
(4.2)

unde: F(s) este debitul alimentării LP(s) – componenta perturbație a comenzii reflux L, $G_{MCP}(s)$ - funcția de transfer a compensatorului.

<u>Modulul CALC2</u> calculează variația debitului alimentării , asignările intrărilor și ieșirii fiind următoarele:

- $IN1 = F[m^{3}/h]$
- IN2 = $F_{INIT} [m^3/h]$
- $OUT = IN1 IN2 [m^3/h]$

Valorile pentru F și F_{INIT} sunt preluate din *SIMUN* iar ieșirea OUT se conectează la modulul *REG_PERT*.Modulul *CALC-PERT* calculează parametrii care intervin în funcția de transfer (4.2) conform relațiilor(3.41)÷(3.44) și (3.46) în figura 4.19 fiind prezentată configurarea acestui modul.

Intrările și ieșirile modulului CALC-PERT sunt asignate după cum urmează:

- IN1 = XD [fr mol];
- OUT1 = -k2/k1 [s];
- OUT2 = $t1 \ge 60 = [s];$
- $OUT3 = t2 \times 60$ [s],

ecranul din figura 4.20 evidențiind relațiile de calcul și valorile pentru toți acești parametri.

CALC-PERT Expre	ession				<u> </u>
Cut Copy Paste Clipboard	+ ★ = <= >= (- / != < >) := NOT AND OR Operators	Functions Recently Function Library	Internal Parameter External Parameter Alias DeltaV	Named State	Replace
6000	🖾 🖾 🤿				
Expression:					
3 t1:=-3079 4 k2:=519.3 5 t2:=-5183 6 OUT1:=-k2 7 OUT2:=t1 8 OUT3:=t27	902*xD*xD+562144*; 3*xD*xD -908.4*xD 372.68*xD*xD+9451; 2/k1; *60; *60;	xD-253231; +389.495; 15.02*xD-425296.	29;		-
Parser output:					
Parse				ОК	Cancel

Figura 4. 20. Fereastra de configurare a modulului CALC PERT

Valoarea pentru concentrația XD este preluată din SIMUN iar ieșirile OUT1÷OUT3 se conectează la modulul REG PERT.

Modulul *REG-PERT* calculează comanda *LP* dinrelația (4.1), funcția de transfer (3.2) a *MCP* în vederea implementării acesteia în *SDC DeltaV* devenind:

$$G_{MCP}(s) = K_P \cdot \frac{T_1 s + 1}{T_2 s + 1} = Gain \cdot \frac{(Lead_time)s + 1}{(Lag_time)s + 1} , \qquad (4.3)$$

unde
$$Gain = -\frac{\kappa_2}{\kappa_1}$$
, $Lead_time = T_1$, $Lag_time = T_2$. (4.4)

Intrările și ieșirile acestui modul sunt asignate după cum urmează:

- IN = OUT1 (CALC2) = $F F INIT [m^3/h]$;
- LAG_TIME = OUT3(CALC-PERT)= t2 x 60 [s];
- LEAD_TIME = OUT2(CALC-PERT)= t1 x 60 [s];
- GAIN = OUT1(CALC-PERT) = -k2/k1 [s];
- OUT = comanda LP[%] comanda se transferă la modulul ADD1 .

Valoarea pentru diferența debitelor F provine din modulul *CALC2*, valorile *LAG_TIME*, *LEAD_TIME* și *GAIN* sunt preluate din modulul *CALC_PERT*, iar ieșirea *OUT* se conectează la modulul *ADD1*.

4.3.1.2 Configurarea modulului reglare abatere

Așa cum reiese din tabelul 4.1, acest modul *(MRA)* este implementat în *SDC DeltaV* prin modulul *REGULATOR PI* care conține practic un algoritm *PI* cu funcția de transfer:

$$G_{MRA}(s) = K_c \cdot \frac{T_i s + 1}{T_i s}, \qquad (4.5)$$

unde: *Kc* este constanta (factorul) de amplificare a regulatorului *PI*, *Ti* - constanta de integrare a regulatorului *PI*.

Intrarea și ieșirea acestui modul sunt asignate după cum urmează:

- IN = XD[fr mol] de la SIMUN (se transferă în PV figura 4.21);
- OUT = LA [%] comanda se transferă la modulul ADD1.

În ceea ce privește *referința* și *parametrii de acordare*, modificările se efectuează din fereastra de configurare prezentată în figura 4.21.

4.3.1.3 Configurarea modulului sumator

Modulul Σ din figura din figura 4.12 este implementat conform tabelului 4.1 de către modulul *ADD1*. Acesta însumează comenzile exprimate în % primite de la *REG-PERT* (modulul MRP) și de la *REGULATOR PI* (modulul MRA) și prezintă următoarea asignare a intrărilor și ieșirii:

- $IN1 = OUT (REG_PERT) = LP [\%];$
- IN2 = OUT (REGULATOR PI) = LA [%];

- OUT = comanda LP+LA=LI [%] se transferă la modulul CALC1.

Este de menționat faptul că suma este ponderată, astfel încât să se încadreze în domeniul intrărilor, respectiv $[0\div 100]$ %.

Capitolul 4 : Contribuții la implementarea structurii de reglare combinatăa procesului de fractionare propilenă-propan cu recuperarea căldurii utilizând sistemul DeltaV

4.3.1.4 Configurarea modulului scalare

Prezența acestui modul (*MSC* în figura 4.12) este impusă de necesitatea compatibilizării, din punct de vedere dimensional, a comenzii LI [%] rezultate din modulul *ADD1*, cu referința LI [m^3/h] necesitată de modulul REG-REFLUX.

Modulul *CALC1* care implementează *MSC* realizează conversia $[\%] \div [m^3/h]$ cu relația:

$$LI[m^{3}/h] = 10,2 \cdot LI[\%], \qquad (4.6)$$

unde $LI[m^3/h] \in [0 \div 1020] m^3/h$ (conform datelor din tabelul 2.9), iar $LI[\%] \in [0 \div 100]$ %.

Acest modul prezintă următoarea asignare a intrării și ieșirii:

- IN1 = OUT (ADD1) = LI [%];

- OUT1 = comanda $LI [m^3/h]$ se transferă la modulul *REG-REFLUX*.

4.3.1.5 Configurarea modulului reglare reflux

După cum a rezultat din caracterizarea intrare-ieșire a secțiunii simulare proces (SSP), regulatorul SRA debit reflux (cod FIC 102) a fost transferat în SDC DeltaV, ca modul REG-REFLUX. Acest modul implementează un algoritm de PI, care se configurează în mod similar modulului REGULATOR PI (figura 4.20). În ceea privește parametrii de acordare, aceștia sunt cei din tabelul 2.10, respectiv $K_P=0,175, Ti=0,1$ minute.

Pentru modulul REG-REFLUX intrările și ieșirea sunt asignate după cum urmează:

- $CAS_IN = OUT1 (CALC1);$
- IN = reflux L [m³/h] preluat din SIMUN;
- OUT = comanda C [%] se transferă în *SIMUN*.

4.3.2. Configurarea simulatorului de proces SIMUN

Simulatorul*SIMUN* dezvoltat în *Capitolul 2* și utilizat pentru simularea coloanei de fracționare a amestecului propilenă cu recuperarea căldurii T-2103 și a structurii de reglare combinată a aceleiași coloane i se asociază reprezentarea intrare-ieșire ilustrată în figura 4.22-a. Același simulator utilizat pentru testarea sistemului de reglare combinată a coloanei T-2103 implementat pe *SDC DeltaV* este caracterizat intrare-ieșire prin schema bloc din figura 4.22-b.



Figura 4. 22. Caracterizarea intrare-ieșire a simulatorului *SIMUN*: a – varianta pentru reglare combinată simulată (*RCS*), a – varianta pentru reglare combinată (*RCI*), F – debit alimentare,L – debit reflux, x_D – concentrație propilenă în distilat, C – comandă de la modulul *REG-REFLUX*.

Configurarea SIMUN RCS pentru a obține SIMUN RCI presupune:

- transferul regulatorului aferent SRA debit reflux (cod FIC 102) din SIMUN în SDC DeltaV (modulul REG-REFLUX);

- transmiterea valorii debitului de reflux *L* către modulul *REG*-*REFLUX*(variabila *L* devenind mărime de ieșire a *SIMUN*);
- preluarea valorii comenzii *C* de la modulul *REG-REFLUX* (variabila *C* devenind mărime de intrare a *SIMUN*).

În figura 4.23 este reprezentată diagrama Unisim[®] a simulatorului configurat ce reprezintă procesul în structura de reglare combinată dezvoltat.



Figura 4. 23. Diagrama UniSim[®] Design asociată variantei SIMUN RCI

Un alt aspect care ține de configurarea *SIMUN* este reprezentat de faptul că *SIMUN RCI* trebuie să comunice cu *SDC DeltaV*. După cum reiese din figura 4.16 secțiunile *Comandă* și *Control* sunt interconectate prin *Protocolul OPC* a cărui configurare este prezentată în subcapitolul următor.

4.3.3. Configurarea protocolului de comunicație OPC

După cum reiese din *Subcapitolul 2.3* pentru interconectarea informațională a secțiunilor *Comandă* și *Proces* a fost utilizat protocolul de comunicație *OPC* a cărui arhitectură a fost descrisă în *Subcapitolul 4.1.3*. În figura 4.24 sunt ilustrate sintetic mărimile care se transferă în între cele două secțiuni prin intermediul protocolului *OPC*.



Figura 4. 24. Ilustrarea interconectării prin *Protocol OPC: SCC* – Secțiune Calcul Comandă, *SPS* – Proces Simulat

Pornind de la faptul că arhitectura *OPC* este de tipul *Client* –*Server* prima etapă a configurării a fost stabilirea celor două entități în cadrul sistemului propus.

După cum rezultă din figura 4.24, sistemul are următoarele elemente:

- SCC- Entitatea Server OPC(care facilitează transferul de date între SCC și SPS);
- **SPS** Entitatea Client **OPC**.

În continuare în teza de doctorat se prezintă detaliat configurarea celor două entități . Din fereastra de operare a blocului *Databook* din mediul *Unisim*[®] *Design*, se stabilește legătura cu nivelul *OPC Client*, prin intermediul căruia se definesc și se configurează clienții *OPC*, în cazul de față *Simulatorul de Proces*.

După încheierea etapei de configurare, cercetarea a fost finalizată cu efectuarea mai mai multor experimente, pentru a stabili comportarea *Sistemului de Reglare Combinată* (*SRC*) dezvoltat, experimente care vor fi prezentate în subcapitolul următor.

4.4. Investigarea experimentală a performanțelor sistemului de reglare combinată dezvoltat utilizând sistemul DeltaV

Așa cum s-a arătat la începutul acestui capitol, pentru implementarea *SRC* procesul a fost reprezentat de simulatorul dezvoltat în mediul *UniSim[®]Design*. Investigarea experimentală a fost precedată de realizarea unui stand experimental, a cărui schemă este ilustrată în figura 4.32. După cum rezultă din această figură pentru realizarea standului au fost integrate modulele configurate în *SDC DeltaV* cu varianta *SIMUN RCI* a simulatorului pentru proces.

Referitor la structurarea SIMUN RCI se fac următoarele precizări:

a – ca și în cazul procesului fizic sunt identificate două cauze majore care pot determina modificări ale concentrației x_D respectiv debitul alimentării F și referința x_D care acționează pe două canale după cum urmează :

al – canalul *F*- x_D prin care perturbația *F* determină modificarea componentei x_{D-F} a concentrației x_D ;

a2 – canalul *L*- x_D prin care debitul de reflux *L* determină modificarea componentei x_{D-L} a concentrației x_D ;

b - pentru operarea standului experimentatorul are la dispoziție consolele de operare *CONS_OP DeltaV* și *CONS_OP SIMUN*. Analizând din perspectivă *intrare – ieșire* standul experimental, rezultă o similitudine cu caracterizarea din aceiași perspectivă cu abordarea *SRC* ilustrată în figura 4.15;

c – în secțiunea *SIMUN RCI* este evidențiat elementul de execuție *EE* care modifică debitul de reflux *L* sub acțiunea comenzii *C* primiră de la modulul *REG REFLUX;*

d – consola *CNS_OP SIMUN* are o dublă funcționalitate și anume:

d1 – modificarea valorii debitului alimentării F;

d2 – afișarea rezultatelor în formă grafică a experimentelor.



Figura 4. 32. Structura standului experimental pentru testarea sistemului pentru reglarea combinată a concentrației dezvoltat

În ceea ce ce privește consola $CNS_OP \ DeltaV$, aceasta permite modificarea valorii de referință pentru concentrația x_D , respectiv x_{Di} .

Pornind de la cele menționate mai sus au fost realizate familiile de teste *T1 și T2*, pentru care în cele ce urmează se prezintă rezultatele.

4.4.1. Rezultatele familiei de teste T1 obținute prin investigarea experimentală a performanțelor SRC

Familia de teste *T1* a fost asociată funcționării *SRC* în regim de urmărire. Acest regim a presupus menținerea constantă a valorii perturbației *F* și modificarea referinței x_{Di} de la consola *CNS_OP-DeltaV*.Din analiza figurii 4.32 rezultă faptul că modificarea referinței x_{Di} va conduce pe calea *Regulator PI - ADD 1 - CALC 1 - REG REFLUX - EE* la modificarea debitului de reflux *L*. Cu ale cuvinte testarea comportării *SRC* pe canalul $x_{Di} - x_D$ este echivalentă cu comportarea respectivului sistem pe canalul $L - x_D$.

Tabelul 4.2 prezintă caracteristicile a trei dintre testele realizate, care au presupus urmărirea variației concentrației propilenei în distilat x_D la modificări treaptă (pozitive și negative) ale referinței x_{Di}

Nr. crt.	Cod test	Nr. figură	Val. ref. <i>xDi</i> [fr mol]		Param. acord. reg. PI	
		cu rezultate	Inițială	Finală	Kc	Ti [min]
1	T1-1	Fig. 4.30	0,93	0,94	2	1000
2	T1-2	Fig. 4.31	0,94	0,95	10	500
3	T1-3	Fig. 4.32	0,96	0,95	10	500

Tabelul 4. 2. Caracteristici ale testelor din familia T1

În figurile 4.33 \div 4.35 se prezintă rezultatele testelor sub forma graficelor obținute la consola *CNS OP SIMUN*, rezultate în care sunt evidențiate:

- variația treaptă a referinței *xDi (culoare albastră);*
- variația concentrației reglate xD (culoare roșie);
- variația comenzii reflux *L (culoare verde)*.



Figura 4. 33. Ilustrarea rezultatelor testului T1-1.



Figura 4. 34. Ilustrarea rezultatelor testului T1-2.



Figura 4. 35. Ilustrarea rezultatelor testului T1-3.

În cazul testului T1-1 au fost utilizați parametrii de acordare Kc=2 și Ti=1000 minute ai regulatorului implementat în modulul *REGULATOR PI*, iar celelalte două teste valorile parametrilor au fost Kc=10 și Ti=500 minute.

Din figurile 4.33 ÷ 4.35, se poate observa că *SRC* funcționează foarte bine în regim de urmărire, reușind să aducă valoarea concentrației x_D la valoarea referință x_{Di} , fără eroare staționară sau depășire. În ceea ce privește duratele regimurilor tranzitorii acestea sunt de 70÷80 minute pentru testele *T1.2 și T1.3*. În ceea ce privește dinamica mărimii reglate x_D în cadrul testului *T1.1*, motivația fiind reprezentată de valorile parametrilor de acordare ai regulatorului.

4.4.2. Rezultatele familiei de teste T2 obținute prin investigarea experimentală a performanțelor SRC

Familia de teste T2 a fost asociată funcționării SRC în regim de stabilizare. Acest regim a presupus menținerea constantă a valorii referinței x_{Di} și modificarea perturbației F de la consola CNS_OP -SIMUN.

Tabelul 4.3 prezintă caracteristicile a cinci dintre testele realizate, care au presupus urmărirea variație concentrației propilenei în distilat x_D la modificări treaptă (pozitive și negative) ale debitului alimentării F.

N	Caltast	N. fiana	V_{a1aara} V_{a1ari} d_{ab} $t_{E} T_{ari}^{3}/h^{3}$		
IN IN	Coa test	INF. Ingura	valoare	valori debit <i>F</i> [m ⁺ /n]	
Nr.crt.		cu rezultate	referință	Inițială	Finală
			<i>xDi</i> [fr mol]	,	
1	T2-1	Fig. 4.19	0,930	52,00	51,00
2	T2-2	Fig. 4.20	0,930	52,00	53,00
3	T2-3	Fig. 4.21	0,940	52,00	51,00
4	T2-4	Fig. 4.22	0,940	52,00	54,00
5	T2-5	Fig. 4.23	0,995	51,48	50,50

Tabelul 4. 3. Caracteristici ale testelor din familia T2

Au fost realizate simulări pentru mai multe puncte de operare (respectiv pentru mai multe valori $x_D = x_{Di}$). Pentru fiecare valoare corespunzând unui punct de operare au fost evident calculați cu relațiile (3.41)÷(3.44) implementate în modulul *CALC-PERT* ilustrat în figura 4.29, parametrii compensatorului *REG_PERT*. Comanda elaborată de acesta se aplică pe calea *ADD 1- CALC 1- REG REFLUX* elementului de execuție *EE* care va modifica *preventiv* debitul de reflux *L* astfel încât să fie menținut punctul de operare.

În figurile $4.36 \div 4.40$ se prezintă grafice rezultate din efectuarea testelor, grafice în care sunt evidențiate:

- variația treaptă a perturbațieiF(culoare verde);
- variația concentrației reglate *x_D (culoare roșie);*
- variația comenzii reflux *L (culoare albastră)*



Figura 4. 36. Ilustrarea rezultatelor testului T2-1.



Figura 4. 37. Ilustrarea rezultatelor testului T2-2.



Figura 4. 38. Ilustrarea rezultatelor testului T2-3.



Figura 4. 39. Ilustrarea rezultatelor testului T2-4.



Figura 4. 40. Ilustrarea rezultatelor testului T2-5.

După cum reiese din figurile $4.36 \div 4.40$ sistemul de reglare combinată propus și implementat pe *SDC DeltaV* asigură compensarea dinamică a efectului perturbației *F*. Prin rezultatele acestei familii *SRC*și-a demonstrat funcționalitate în regim de *stabilizare*.

Sintetizând, sistemul de reglare combinată implementat pe sistemul *DeltaV* se caracterizează prin eliminarea abaterilor în regim de *urmărire* și prin absența acestora în regim de *stabilizare*.

Comparând graficele din figurile $4.33 \div 4.40$ cu cele obținute în *Capitolul 3* se constată că acestea sunt asemănătoare, conducând la concluzia că utilizarea conexiunii *Unisim*[®] *Design -DeltaV* prin intermediul protocolului *OPC* reprezintă o soluție viabilă pentru implementarea și testarea în mediu industrial a soluțiilor de automatizare avansată.

4.5. Concluzii parțiale

Prezentul capitol este consacrat evidențierii contribuțiilor autorului referitoare la implementarea structurii de reglare combinată după perturbație a procesului de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii pe un *Sistem Distribuit de Conducere (SDC)* DeltaV.

În prima pare a capitolului este prezentată o caracterizare a SDC DeltaV din perspectiva resurselor hardware, software și comunicație.

O atenție deosebită este acordată tratării protocolului *OPC* prin intermediul căruia se realizează comunicația dintre *SDC DeltaV* și simulatorul *SIMUN RCI*.

Pornind de la integrarea celor două entități, a doua secțiune a capitolului prezintă caracterizarea intrare-ieșire (informațională) a fiecăreia dintre acestea. Această caracterizare a permis identificarea transferurilor informaționale prin protocolul *OPC*.

În ceea ce privește conexiunea fizică, aceasta este realizată prin *intermediul rețelei locale de date* deoarece entitățile care se conectează dispun de adrese *IP*.

Caracterizările din această secțiune sunt finalizate cu abordarea globală intrare-ieșire a *SRC*, în care intrările sunt reprezentate de referința x_D^i a propilenei în distilat și debitul *F* al alimentării. În ceea ce privește mărimea de ieșire, aceasta este reprezentată de mărimea reglată, respectiv de concentrația x_D a propilenei în distilat. Această structurare a permis definirea programului experimental prin care vor fi testate performanțele *SRC*.

Următoarea etapă a implementării *SRC*, descrisă în a treia secțiune a *Capitolului 3* a fost reprezentată configurarea *SDC DeltaV*, a simulatorului *SIMUN RCI* și a protocolului *OPC*.

Configurarea *SDC DeltaV* a presupus definirea, în cadrul componentei *DeltaV Control Studio*, utilizând limbajul de programare grafică *Function Block Diagram (FBD)*a modulelor pentru: preluarea valorii debitului de alimentare F, preluarea valorii x_Da concentrației propilenei în distilat, calculul parametrilor compensatorului, regulatoarelor de concentrație și debit reflux. Acestora li se adaugă un modul de însumare a comenzilor secțiunilor perturbație și abatere și de scalare a comenzii sumă rezultate.

Configurarea SIMUN RCI a presupus transferul regulatorului aferent SRA Debit Reflux în SDC DeltaV și aplicarea comenzii generate direct EE.

Prima etapă a configurării protocolului *OPC*, care are o arhitectură de tip *client* – *server* a constat în stabilirea celor două componente. În cadrul arhitecturii componenta *client* este reprezentată de *SIMUN RCI*, iar cea *server* de *SDC DeltaV*. A doua parte a configurării protocolului *OPC* a fost reprezentată de specificarea parametrilor care se transferă.

Capitolul se încheie cu prezentarea a două familii de teste care au urmărit evoluția mărimii reglate x_D la modificări treaptă ale referinței x_D^i (familia de teste T_I), respectiv ale perturbației F (familia de teste T_2). Rezultatele acestor teste au evidențiat o comportare foarte bună a *SRC* atât în regim *urmărire*, cât și în regim *stabilizare*. Comportarea bună a fost concretizată în eliminarea abaterii apărute după modificarea treaptă a referinței (regimul *urmărire*), respectiv compensarea dinamică a efectului modificării treaptă a perturbației F (regimul *stabilizare*).

5. CONCLUZII GENERALE, SINTEZĂ A CONTRIBUȚIILOR ORIGINALE, DISEMINAREA REZULTATELOR ȘI DIRECȚII DE CERCETARE

În abordarea clasică procesul de fracționare este un proces cu randament energetic scăzut motiv pentru care este considerat costisitor. În același timp prin căldura eliminată în mediul ambiant este și un proces care favorizează încălzirea globală.

Cu toate acestea, procesul își conservă rolul și importanța, în prezent fiind dezvoltate soluții care să crească randamentul energetic al acestuia cu efecte benefice pentru mediul ambiant.

O asemenea soluție este reprezentată de recuperarea căldurii conținute de vaporii extrași pe la vârful coloanei de fracționare și utilizarea acesteia pentru vaporizare în baza coloanei.

Prezenta teză de doctorat a avut ca obiectiv prezentarea rezultatelor cercetării referitoare dezvoltarea și testarea unei structuri avansate de reglare pentru coloana de fracționare a amestecului propilenă – propan cu recuperarea căldurii .

În prima secțiune a prezentului capitol sunt prezentate concluziile generale desprinse din modurile de abordare și de soluționare a problematicii tezei de doctorat.

Următoarele două secțiuni ale capitolului sunt consacrate prezentării sintetice a contribuțiilor originale și evidențierii rezultatelor aferente diseminării rezultatelor cercetării doctorale.

În ultima parte a capitolului sunt indicate posibile direcții de continuare a cercetării inițiate în prezenta teză de doctorat.

5.1. Concluzii generale

Deoarece la sfârșitul fiecărui capitol al tezei de doctorat au fost prezentate concluzii parțiale specifice, în cele ce urmează sunt evidențiate concluzii sintetice organizate pe capitole numai concluzii generale.

> Capitolul 1

- 1.1. Obiectivul *capitolului l* a fost reprezentat de modelarea matematică analitică a procesului de fracționare cu recuperare de căldură.
- 1.2. În prima parte a capitolului este realizat un studiu detaliat al fundamentelor procesului de fracționare.
- 1.3. Modelarea matematică analitică a dinamicii coloanei de fracționare binară este realizată în a doua secțiune a capitolului.
- 1.4. În partea finală a capitolului este analizată și modelată în regim dinamic coloana de fracționare cu recuperarea căldurii.
- 1.5. Pentru modelarea acestei coloane a fost adaptat modelul coloanei convenționale completat cu modelul dinamic al compresorului.

Capitolul 2

- 2.1. Obiectivul *capitolului 2* a fost reprezentat de construcția unui simulator, în mediul *Unisim*[®]*Design*, pentru coloana de fracționare propilenă-propan.
- 2.2. După prezentarea caracteristicilor mediului de simulare, simulatorul a fost configurat pentru datele de operare curentă a coloanei de fracționare

propilenă-propan *T2103* de la *Rafinăria Binh Son din Vietnam* unde autorul a efectuat în anul 2017.

- 2.3. Rezultatele obținute din simularea staționară confirmate de datele din operarea curentă au evidențiat o reducere a consumului energetic al coloanei.
- 2.4. Din analiza coloanei T-2103 a rezultat că principalii parametri care influențează concentrația x_D a propilenei în distilat sunt debitul alimentării F și debitul de reflux L.
- 2.6. Rezultatele simulării dinamice pe canalele F- x_D și L- x_D au evidențiat comportamente dependente de punctul de operare, comportamente ce pot fi asimilate unor elemente de ordinul I, caracterizate de regimuri tranzitorii foarte lungi.
- 2.7. Cu ajutorul programului *System Identification Toolbox Matlab*[®], pe baza datelor obținute din simulare, au fost construite modele simplificate sub forma funcțiilor de transfer de ordinul întâi fără timp mort pe canalele $F-x_D$ și $L-x_D$ pentru diverse puncte de operare.
- 2.8. Aplicând metode de regresie au fost determinate dependențe liniare sau după caz neliniare între parametrii funcțiilor de transfer (factorul de amplificare și constanta de timp)și punctul de operare caracterizat de concentrația x_D .

Capitolul 3

- 3.1. Obiectivul *Capitolului 3* a fost reprezentat de elaborarea, testarea și validarea prin simulare a unor structuri de conducere avansată a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperare căldurii.
- 3.2. Având în vedere duratele foarte mari ale regimurilor tranzitorii s-a optat pentru utilizarea reglării după cauză cu considerarea perturbației reprezentate de debitul refluxului *L*.
- 3.3. O primă structură de reglare s-a bazat pe modelul simplificat *Fenske-Underwood –Gilliland*, însă rezultatele obținute prin simulare nu au fost concludente.
- 3.4. O a doua structură propusă a fost una combinată cu componenta *perturbație* și *abatere*.
- 3.5. Pentru componenta perturbație a fost sintetizat un compensator *lead-lag*în care sunt utilizați parametrii funcțiilor de transfer identificate în *Capitolul 2*, iar pentru componenta abatere a fost utilizat un regulator *PI*.
- 3.6. Structura propusă a fost testată prin simulări, în care procesul a fost reprezentat de simulatorul dezvoltat în mediul *Unisim*[®]*Design* și prezentat în *Capitolul 2*.
- 3.7. Rezultatele testelor, inclusiv a celor comparative cu o structură convențională după abatere, au atestat funcționalitatea structurii propuse atât în ceea ce privește compensarea perturbației considerate, cât și a eliminării abaterii provocate de modificări ale referinței sau ale altor perturbații.

Capitolul 4

- 4.1. Obiectivul *Capitolului 4* a fost reprezentat de implementarea pe un echipament numeric de conducere și validarea prin simulare a structurii combinate de reglare avansată a coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperare căldurii.
- 4.2. Structura de reglare combinată a fost implementată pe sistemul distribuit de conducere *DeltaV* existent în Laboratorul *Automatizarea Proceselor Chimice* al *Departamentului Automatică, Calculatoare și Electronică Universitatea Petrol-Gaze din Ploiești.*
- 4.3. În structura combinată de reglare procesul a fost reprezentat de simulatorul*SIMUN* prezentat în *Capitolul 3*.
- 4.4. Comunicarea între echipamentul *DeltaV* și simulatorul SIMUN a fost realizată prin intermediul *Protocolului OPC*.
- 4.5. Implementarea structurii de reglare combinată a presupus parcurgerea următoarelor etape:
 - configurarea echipamentului *DeltaV* în vederea implementării sistemului de conducere propus
 - configurarea simulatorului *SIMUN* în calitate de *client* în cadrul *Protocolului OPC;*
 - configurarea conexiunii în cadrul Protocolului OPC.
- 4.6. Pentru evaluarea performanțelor structurii de reglare combinată au fost aplicate două familii de teste care au presupus urmărirea variația mărimii reglate (concentrația x_D) la variații ale referinței x_{Di} și ale perturbației (debitul alimentării F).
- 4.7. Rezultatele testelor au confirmat funcționalitatea structurii de reglare combinată implementată pe echipamentul *DeltaV* atât în ceea ce privește compensarea perturbației considerate, cât și a eliminării abaterii provocate de modificări ale referinței sau ale altor perturbații.
- 4.8. Prin performanțele demonstrate structura de reglare combinată și-a demonstrat viabilitatea putând fi implementată în condițiile în care procesul este cel real. Din punctul de vedere al metod5elor de cercetare dezvoltările din prezenta teză de doctorat s-au bazat pe:
 - investigații bibliografice;
 - modelarea matematică analitică;
 - utilizarea mediului*Unisim[®]Design* pentru dezvoltarea unui simulator al procesului de fracționare cu recuperarea căldurii;
 - utilizarea programului *System Identification Toolbox Matlab*[®] pentru identificarea parametrilor funcțiilor de transfer;
 - utilizarea echipamentului distribuit de conducere *DeltaV* și a *Protocolului OPC* pentru implementarea structurii de reglare combinată propuse.

Capitolul 5 : Concluzii generale, sinteză a contribuțiilor originale, diseminarea rezultatelor și direcții de cercetare

5.2. Sinteza contribuțiilor originale

Capitolele 2,3 și 4 ale tezei conțin contribuții ale autorului care au fost menționate în cadrul respectivelor capitole. În cele ce urmează se prezintă sistematizat urma se prezintă contribuții relevante ale tezei de doctorat.

- 1. A fost realizată o sinteză bibliografică cuprinzătoare referitoare la soluțiile de automatizare aferente proceselor convenționale de fracționare și a celor cu recuperare căldurii în cadrul unei rafinării.
- 2. Pe baza unor date reale aferente coloanei de fracționare propilenă-propan cu recuperarea căldurii din rafinăria *Binh Son în Vietnam(BSR)* a fost configurat în mediul *Unisim[®] Design* simulatorul dinamic *SIMUN*.
- 3. A fost investigată cu simulatorul *SIMUN* coloana de fracționare de la *BSR* în vederea determinării unui model ce urmează a fi utilizat în conducere.
- 4. Au fost determinate prin identificare, din răspunsurile în timp rezultate din simulare, modele simplificate, pentru mai multe puncte de operare a coloanei, modele reprezentate prin funcții de transfer de ordinul I.
- 5. Au fost determinate prin regresie expresii pentru calculul coeficienților funcțiilor de transfer ținând cont de punctul de operare.
- 6. Au fost validate modele simplificate obținute prin identificare, prin compararea răspunsurilor în timp ale acestor modele cu răspunsurile la aceleași intrări oferite de simulatorul *SIMUN*, validat la rândul său pe date din operarea curentă a coloanei.
- 7. A fost propusă o structură de reglare avansată combinată, după perturbație și abatere a concentrației propilenei în distilat.
- 8. A fost proiectat, utilizând parametrii funcțiilor de transfer rezultatele din identificare, compensatorul pentru perturbația reprezentată de debitul alimentării coloanei.
- 9. Structura combinată a fost implementată pe sistemul distribuit de conducere *DeltaV*, conectat la simulatorul *SIMUN* prin protocolul *OPC*.
- 10. Au fost realizate mai multe familii de teste care au validat performanțele sistemului automat combinat implementat.

5.3. Diseminarea rezultatelor

Rezultatele obținute în prezenta teză de doctorat au fost diseminate în lucrări științifice, cele cu o semnificație aparte fiind evidențiate în continuare.

1. Lucrări publicate în volume ale unor conferințe indexate Clarivateanalytics(ISI)

- 1.1. Cao Minh Anh; Olteanu, Marius; Paraschiv, Nicolae, Specific Problems of the Propylene-Propane Distillation Column Control with Heat Pump, Conference: 10th International Conference on Electronics, Computersand Artificial Intelligence (ECAI) Location: Iasi, ROMANIA Date: JUN 28-30, 2018
- 1.2. C. Patrascioiu, M.A. Cao, M. Popescu, Characterizationand Control of the Distillation Columnwith Heat Pump, ECAI 2016 - International Conference – 8th Edition Electronics, Computersand Artificial Intelligence 30 June -02 July, 2016, Ploiesti, ROMÂNIA.

- 1.3. Patrascioiu, Cristian; Paraschiv, Nicolae; Minh, Anh Cao; et al., Robust Control of Industrial Propylene-Propane Fractionation Process, Conference: 12th International Symposium on ProcessSystems Engineering (PSE) / 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE) Location: Copenhagen, DENMARK Date: MAY 31-JUN 04, 2015...
- 1.4. Patrascioiu, Cristian; Cao, Minh Anh; Popescu, Marian, Control of Propylene

 Propane Distillation Process using Unisim(R)Design, By: Conference: 19th
 International Conference on SystemTheory, Control andComputing (ICSTCC) Location:
 ROMANIA Date: OCT 14-16, 2015.

2. Lucrări indexate în baze de date

2.1. Minh Anh Cao; C. Patrascioiu; N. Paraschiv, Modeling and dynamic simulation of propane-propylene distillation column with heatpump using Aspen Hysys, 2019 23rd International Conference on SystemTheory, Control andComputing (ICSTCC)Year: 2019 | ConferencePaper | Publisher: IEEE

3. Alte publicații

- **3.1.** C. Patrascioiu, **M.A.** Cao, *Trends into the propylene propane distillation simulation using UnisimDesign simulator*, Bulletin of Romanian Chemical Engineering Society, Vol. 3, nr. 1&2, Bucuresti, 2016, p.146-154.
- **3.2**.C. Patrascioiu, **M.A. Cao**, A Comparative Study of theModelingand Quality Control of the Propylene-Propane Classical Distillation and Distillation Columnwith Heat Pump, World Academy of Science, Engineering and Technology, International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering, Vol.11, 2017,p.394-399.

5.4. Direcții viitoarede cercetare

Experiența acumulată de către autor pe parcursul cercetărilor ale căror rezultate au fost prezentate în această teză de doctorat, au permis identificarea unor posibile direcții de continuare a cercetărilor, enumerate în cele ce urmează.

- 1. Implementarea structurii combinate de reglare la coloana de fracționare propilenăpropan cu recuperarea căldurii la rafinăria Binh Son din Vietnam, în vedere validării acesteia în mediu industrial.
- 2. Perfecționarea structurii de conducere dezvoltate prin considerarea reglării cu model intern.
- 3. Dezvoltarea unei structuri de conducere predictivă bazată pe model intern.
- 4. Studiul posibilității de utilizare a tehnicii fuzzy pentru componenta abatere.

BIBLIOGRAFIE

- [1] Agachi Ş., Automatizarea proceselor chimice, Casa Cărții de Știință, Cluj-Napoca, 1994.
- Băieşu A., Controlling a Complex Propylene-Propane Distillation Column Using a Robust Method Suitable for Simple Process, Revista de Chimie, 64, No. 4, p. 445-450, 2013.
- [3] **Băieşu A.,***Cercetări privind reglarea bazată pe model a proceselor de fracționare*, Teza de doctorat, 2008.
- [4] **Otilia Cangea**, *Identificarea sistemelor*, Editura MatrixRom Bucuresti, 2008.
- [5] **Bisgaard T.**, Huusom J. K., Abildskov J., *A Modeling Framework for Conventional and Heat Integrated Distillation Columns*, the 10th IFAC International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, Mumbai, India , 2013.
- [6] **Cîrtoaje V.,** *Teoria Sistemelor Automate Analiza elementară în domeniul timpului*, Editura Universității din Ploiesti, 2004b.
- [7] **Cao M. A.**, Pătrășcioiu C., Paraschiv N., *Modeling and dynamic simulation of propane-propylene distillation column with heat pump using Aspen Hysys*, 23rd International Conference on SystemTheory, Control andComputing (ICSTCC), 2019.
- [8] **Douglas J.M.**, *Criteria for relative volatility*, Hydrocarbon Processing, vol. 2, 1978.
- [9] Frâncu S., Popescu M., On the Internal Model Control Applied to Propylene Separation Process, Petroleum – Gas University of Ploiesti Bulletin, Technical Series, LV, No. 2/2003, p. 109-118, 2003.
- [10] **Frâncu S.F.**, *Decoupling in distillation. In: Control Engineering and Applied Informatics*, Vol.7, No.1, ISSN 1454-8658, p.10-19, 2005.
- [11] **Gilliland E.R.**, Multicomponent Rectification Estimation of the Number of Theoretical Plates as a Function of the Reflux Ratio, Industrial & Engineering Chemistry, vol. 32, no. 9, 1940.
- [12] Jafarey A., Douglas M.J., McAvoy J.T., "Short-Cut Techniques for Distillation Column Design and Control -1 Column Design", Ind. Eng. Chem. Process Dev, vol.18, 1979.
- [13] John J., McKetta Jr., Encyclopedia of Chemical Processing and Design: Volume 61 Vacuum System Design to Velocity, Vapor compressor, P.390-410, 1997.
- [14] Liptak B., Distillation Control & Optimization, MyNAH Technologies, USA, 2007.
- [15] Mahnke W., Leitner S.-H., Damm M. OPC UnifiedArchitecture, Springer, 2009.
- [16] **Marinoiu V.,** Paraschiv N., *Automatizarea proceselor chimice vol. 1+2,* Editura Tehnică, București, 1992.
- [17] **Marinoiu V.,** Pătrășcioiu C., *Metode numerice aplicate în ingineria chimică*, Editura Tehnică, București, 1986.
- [18] **Marinoiu** V., Paraschiv N., Pătrășcioiu C., *Conducerea cu calculatorul a procesului de separare a propenei*, Revista de chimie, Nr. 11, p. 990-994, 1986.

- [19] **Marinoiu V.**, Paraschiv N., *Sistem automat evoluat pentru procesul de separare a propenei de chimizare Structura sistemului*, Revista de chimie, Nr. 8-9, 1991.
- [20] Meili A., *Heat Pumps for Distillation Columns*, Chemical Engineering Progress, p.60-65. 1990.
- [21] Mihalache, S.F., Pătrășcioiu C., Paraschiv N., Pilot Plant for Testing Control Configurations of Binary Distillation Columns, Revista de Chimie, 59, No.7, p. 926-929, 2008.
- [22] Mihalache S. F., Popescu M., Modern Method of Generatingthe Best Control Structure for BinaryDistillationColumns, In: Proceedings of the 11th WSEAS Int. Conf. on Circuits, Systems, Communications andComputers, Elounda, Greece, July 21-29, 2007, p. 75-80, 2007, ISSN 1790-5117, ISBN 978-960-8457-90-4.
- [23] Mihalache S. F., Sistem ierarhic de conducere automată a unui proces de fracționare a gazelor, teză de doctorat, UPG Ploiești, 2005.
- [24] **Olteanu M.**, Paraschiv N., Cangea O., *Modeling Gilliland correlation using genetic programming*, Int. J. of Computers, Communications & Control, Vol. V (2010), No. 5.
- [25] Paraschiv N., Cîrtoaje V., Sistem automat evoluat pentru procesul de separare a propenei de chimizare – Implementarea industrială, Revista de chimie, vol 43, No 7, pp. 390-397, 1992.
- [26] **Paraschiv N.**, Echipamente și programe de conducere optimală a proceselor de fracționare a produselor petroliere, teza de doctorat, UPG Ploiești, 1987.
- [27] Paraschiv N., "O formă analitica a corelatiei grafice Gilliland destinata modelelor de conducere automata evoluate a proceselor de fractionare", Revista de chimie, vol 4, No. 7-8, pp. 591-596, 1990.
- [28] **Paraschiv N.**, *Achiziția și prelucrarea datelor*, Editura Universitatii Petrol-Gaze din Ploiești, 2013.
- [29] **Paraschiv N.**, Popescu M., *Sisteme distribuite de supervizare si control*, Editura Universitatii Petrol-Gaze din Ploeisti, 2014.
- [30] **Paraschiv N.**,*Introducere în automatică și calculatoare*, Editura Universității Petrol-Gaze din Ploiești, 2017.
- [31] **Pătrășcioiu C.,***Metode numerice aplicate în ingineria chimică. Aplicații Pascal,* Editura MatrixRom, București, 2014
- [32] Patrascioiu C., Cao M. A., Popescu M., Control of propylene propane distillation process using Unisim Design, 19th International Conference on SystemTheory, Control and Computing, Cheile Gradistei - Fundata Resort, Romania, p. 747 – 752, 2015.
- [33] **Patrascioiu C.,** Popescu M., Paraschiv N., *Specific Problems of Using Unisim Design in the Dynamic Simulation of the Propylene-Propane Distillation Column*, Revista de chimie, 65, No. 9, p. 1086-1091, 2014.
- [34] Patrascioiu C., Paraschiv N., Cao M. A., Popescu M., Robust Control of Industrial Propylene-Propane Fractionation Process, Computer Aided Chemical Engineering, 37, p. 1745-1750, 2015.

- [35] Popescu M., Hierarchical Control System Design for a Propylene-Propane Separation Column, Proceedings CSCS – 17, 17th International Conference on Control Systems and Computer Science vol. 2, p. 105-108, ISSN 2066-4451, Bucuresti, România, 2009.
- [36] Popescu M., Hierarchical Control of a Fractionation Column using HC900 Controller, Petroleum – Gas University of PloiestiBulletin, TechnicalSeries. LXI, No. 3/2009, p. 229-234, 2009.
- [37] Popescu D., Paraschiv N., Pătrășcioiu Cr., s.a., Automatica Volumul III (coordonator acad. I. Dumitrache), , cap. 33 – Automatizări în industria chimică și petrochimică, Editura Academiei Române, București, 2016.
- [38] Robu I.V., Distilare și fracționare, Editura Tehnică, București, 1968.
- [39] Shinskey F.G., Process Control Systems: Application, Design, and Tuning, McGraw-Hill, 1996.
- [40] Shinskey G.F., Process Control systems, McGraw-Hill Book Company, New York, 1988.
- [41] Shinskey G.F., *Distillation control for productivity and energy consevation*, McGraw-Hill Book Company, New York, 1984.
- [42] Shinskey G.F., Predict distillation column response using relative gains, Hydrocarbon processing, May, 1981.
- [43] **Strătulă C.,** Marinoiu V., Sorescu Gh.,*Metode și programe de calcul al proceselor de distilare, fracționare și absorbție*, Editura Tehnică, București, România, 1976.
- [44] **Stratulă C.**, *Distilare și fracționare în petrol și petrochimie*, Editura Științifică și Enciclopedică Bucuresti , 1982 ;
- [45] **Strătulă C.,***Fracționarea, principii și metode de calcul*, Editura Tehnică, București, p 11-23 , 1986.
- [46] Sujit S. Jogwar., Daoutidis P., *Dynamics and control of vapor recompression distillation*, Journal of Process Control 19 (2009).
- [47] **Taylor R.,** Kooijman H. A., *Mass Transfer in Distillation*, Clarkson University; Potsdam, NY, USA, 2014.
- [48] Underwood A.J.V., Fractional distillation of multicomponent mixtures, Chemical Engineering Progress, vol. 44, no. 8, 1948.
- [49] Zereshki S., Distillation Advances from Modeling to Applications, Croatia, 2012.
- [50] *****Aramis,***Training module- Propylene Recovery Unit (PRU)-Unit 21, Binh Son Rafinery*, 2008.
- [51] *****Emerson**, Emerson Process Management, *DeltaV Digital Automation System*, System Overview, 2009.
- [52] ***** Hysys**, Simulation Basic Property Methods & Calculation, 2003.
- [53] *** Honeywell, UniSim® Design UserGuide, 2008.
- [54] *** Honeywell, Process Modelling using UniSim Design, Student Guide 4526, 2009.
- [55] ***JGC, Process Flow Diagram ,Propylene Recovery Unit Propan/Propylene Splitter, 8474L-021-PFD-0010-001-5, 2008.
- [56] ***** Matlab**, System Identification Toolbox, 2009.

- [57] (www, 1001) https://www.kbc.global/software/process-simulation-software/
- [58] (www, 1002) <u>https://sw.aveva.com/engineer-procure-construct/process-engineering-and-simulation/pro-ii-process-engineering</u>
- [59] (www, 1003) <u>https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-hysys</u>
- [60] (www, 1004) <u>https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/advanced-applications/unisim/Pages/default.aspx</u>
- [61] (www, 1005) <u>https://www.sciencedirect.com/topics/chemistry/peng-robinson-equation-of-state</u>
- [62] (www,1006) https://www.researchgate.net/publication/239269619_Applications_of_the_Soave-Redlich-Kwong_Equation_of_State_Using_MathematicaR
- [63] (www,1007) https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/advancedapplications/unisim/Pages/default.aspx
- [64] (www,1008) https://www.chemicalengineeringguy.com/the-blog/process-simulation/what-isunisim/
- [65] (www,1009) <u>http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-multicomponent-gilliland.php</u>
- [66] (www,1010) <u>http://www.opcfoundation.org/</u>
- [67] (www,1011) <u>http://www.commsvr.com</u>
- [68] (www,1012) <u>https://www.matrikonopc.com</u>
- [69] (www,1013) <u>https://www3.emersonprocess.com/Systems/</u>
- [70] (www,1014) <u>http://www.fieldbus.org/</u>
- [71] (www,1015) https://www.cnic.ro/telecom/modelul_iso_osi.htmhttps://opcfoundation.org/
- [72] (www,1016) https://docs.microsoft.com/en-us/windows/win32/com/ole-com-object-viewer
- [73] (www,1017) http://www2.emersonprocess.com/en-US/plantweb/whatisplantweb/controlling /Pages/Controlling.aspx.