



**MINISTERUL EDUCAȚIEI NAȚIONALE
UNIVERSITATEA “DUNĂREA DE JOS” DIN GALAȚI
FACULTATEA DE MECANICĂ**

REZUMAT TEZĂ DE DOCTORAT

**Cercetări privind creșterea performanțelor
la separarea fracției de argon din aer**

Doctorand: ing. Marius Romică CUZIC

Conducător științific: Prof.dr.ing. Tănase PANAIT

Galați, 2014



C 5974/09.09.2014

Către

Universitatea „Dunărea de Jos” din Galați vă face cunoscut că, în data de **05.09.2014**, ora **10.00**, în sala **D 12 a Facultății de Mecanică**, va avea loc susținerea publică a tezei de doctorat intitulată: **„CERCETĂRI PRIVIND CREȘTEREA PERFORMANȚELOR LA SEPARAREA FRAȚIEI DE ARGON DIN AER”**, elaborată de doamna/domnul **CUZIC ROMICĂ-MARIUS**, în vederea conferirii titlului științific de doctor în domeniul de doctorat **Inginerie mecanică**.

Comisia de doctorat are următoarea componență :

- | | |
|----------------------------------|--|
| 1. Președinte | Prof.univ.dr.ing. Cătălin FETECĂU
Universitatea „Dunărea de Jos” din Galați |
| 2. Conducător de doctorat | Prof.univ.dr.ing. Tănase PANAIT
Universitatea „Dunărea de Jos” din Galați |
| 3. Referent oficial | Prof.univ.dr.ing. Florea CHIRIAC
Universitatea Tehnică de Construcții București |
| 4. Referent oficial | Prof.univ.dr.ing. Alexandru DOBROVICESCU
Universitatea POLITEHNICA din București |
| 5. Referent oficial | Prof.univ.dr.ing. Viorel POPA
Universitatea „Dunărea de Jos” din Galați |

Cu această ocazie vă transmitem rezumatul tezei de doctorat, și vă invităm să participați la susținerea publică. În cazul în care doriți să faceți eventuale aprecieri sau observații asupra conținutului lucrării, vă rugăm să le transmiteți în scris pe adresa universității, str. Domnească nr. 47, 800008 Galați, Fax 0236 / 461353, e-mail rectorat@ugal.ro.



Prof. univ. dr. ing. **Ilie Gabriel BÎRSAN**

Cuprins

	R/T
Introducere.....	i/i
Capitolul I. Stadiul actual de dezvoltare al instalațiilor criogenice de separare a aerului....	1/1
Introducere.....	1/1
1.1. Procedee de obținere a argonului.....	1/2
1.4. Schema instalației și descrierea procesului de separare criogenică a aerului.....	1/5
1.5. Controlul funcționării unei instalații criogenice de separare a aerului.....	6/22
1.6. Consumul specific de energie al unei instalații de separare criogenică a aerului în componentele sale principale (azot, oxigen, argon).....	6/25
Concluzii.....	6/26
Capitolul II. Stabilirea schemei instalației, a debitului și purității componentelor de separare și a parametrilor de lucru.....	7/27
2.1. Observații privind schema instalației.....	7/28
2.2. Parametrii principali de funcționare.....	8/29
2.3. Calculul instalației de separare a aerului.....	9/34
2.3.4. Rezultate obținute.....	11/43
Concluzii.....	13/49
Capitolul III. Modelul matematic al zonei de distilare criogenică a instalației de separare a aerului cu obținerea argonului.....	14/51
3.1. Modelul matematic în condiții staționare al procesului de separare criogenică a aerului cu producerea de argon.....	14/52
3.2. Rezultate și discuții.....	16/56
Concluzii.....	18/65
3.3. Modelul de optimizare a zonei de distilare a unei instalații criogenice de separare a aerului.....	18/66
Concluzii.....	21/72
Capitolul IV. Modelul dinamic al coloanei de joasă presiune.....	22/73
4.1. Modelul bilanțului pentru talerul teoretic.....	22/74
4.2. Modelele compartimentale.....	23/76
4.3. Rezultate și discuții.....	25/80
Concluzii.....	28/89
Capitolul V. Controlul instalațiilor criogenice de separare a aerului.....	29/90

5.1. Necesitatea controlului instalațiilor criogenice de separare a aerului.....	29/90
5.2. Motivarea utilizării modelului de control predictive.....	29/92
5.3. Implementarea modelului predictiv de control.....	30/93
5.4. Abordarea directă.....	31/96
5.5. Metodă de control al unei instalații de separare criogenică a aerului.....	33/98
Concluzii.....	35/115
Capitolul VI. Proiectarea instalației criogenice de separare a aerului în condiții de incertitudine.....	36/116
Introducere.....	36/116
6.2. Proiectarea în condiții de incertitudine pentru unitățile de separare criogenică a aerului.....	36/117
Concluzii.....	40/125
6.3. Exploatarea optimă: cererea incertă și constrângerile contractuale.....	41/125
6.3.3. Studiul de caz 1: Exploatarea optimă pe perioada unică cu o singură constrângere de rata de satisfacere a comenzilor.....	42/128
6.4. Optimizarea dinamică în condiții de incertitudine.....	44/135
Concluzii.....	45/141
Capitolul VII. Posibilități de intensificare a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat într-o instalație de separare criogenică a aerului.....	46/142
Introducere.....	46/142
7.1. Metoda de creștere a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat prin creșterea diferenței de temperatură în condensatorul coloanei de argon crud.....	46/143
7.2. Metoda de creștere a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat prin controlul automat al compoziției circuitului de alimentare a coloanei de argon crud.....	48/144
7.3. Posibilități de îmbunătățire a procesului de separare criogenică a aerului.....	48/146
7.3.2. Soluții propuse pentru îmbunătățirea procesului procesului.....	51/150
Concluzii.....	53/154
Capitolul VIII. Concluziile generale, contribuții originale și perspective.....	54/155
Introducere.....	54/155
8.1. Concluzii generale.....	54/155
8.2. Contribuții originale.....	57/158
8.3. Perspective.....	58/159
Listă lucrări publicate și prezentate.....	59/160
Bibliografie.....	60/161

INTRODUCERE

Teza de doctorat abordează o temă cu un impact important în tehnica de distilare criogenică a aerului, argonul fiind unul din gazele rare a cărui cerere pentru sectorul tehnologic și de cercetare a crescut semnificativ, mai ales după anul 1970. Principala sursă de obținere a argonului este aerul atmosferic, fiind al treilea component ca pondere în acesta (0.93% participație volumică). Producerea argonului este asociată cu producerea oxigenului de înaltă puritate în instalațiile criogenice de separare a aerului. Instalațiile criogenice de separare a aerului sunt responsabile pentru consumul a 0.1% din producția mondială de energie electrică. Acest lucru scoate în evidență importanța acordată managementului energetic al instalației de separare a aerului de către firmele care operează cu acest tip de instalații. În unele situații, pentru proiectarea unei instalații criogenice de separare a aerului (denumirea generică este ASU-Air Separation Unit) este nevoie să se aplice metoda ingineriei inverse, ca data de intrare fiind disponibilul de energie electrică și nu productivitatea instalației, în condiții de puritate a produselor de separare date de scopul pentru care este proiectată instalația.

O mare parte din efortul de reducere a consumului de energie este axat pe integrarea energetică a instalației și izolarea termică a acesteia (pentru reducerea necesarului de frig), cât și pe scăderea presiunii din coloanele de distilare și schimbătoare de căldură (pentru a micșora sarcina de comprimare a compresoarelor). Totuși, o altă abordare, complementară celei de optimizare energetică, se concentrează pe un control sporit al procesului. Cele două abordări (termodinamică și de control) sunt interdependente, datorită naturii procesului de separare a amestecului ternar (azot+oxigen+argon).

Scopul tezei de doctorat este acela de a analiza atât din punct de vedere termodinamic cât și energetic. Elementul de referință al unei astfel de instalații este produsul oxigen, consumul specific de energie fiind raportat la acesta. Datorită gradului înalt de integrare masică și termică al procesului, nu poate fi abordată separat problema consumurilor de energie la producerea argonului, deoarece orice modificare a parametrilor care definesc producția de argon afectează funcționarea întregii instalații.

Obiectivele pe care le urmărește acest studiu sunt:

- Realizarea unei baze de date privind procesul de separare criogenică a aerului în condițiile obținerii celor trei componente principale ale;
- Realizarea unui model matematic, atât în regim staționar cât și dinamic, al procesului de distilare fracționată a aerului în principalele componente (argon, azot și oxigen);
- Posibilitatea de îmbunătățire a controlului instalației;
- Elaborarea unei strategii de conducere a procesului de separare funcție de condiții incerte de cerere de produse de separare;
- Posibilitatea de schimbare a arhitecturii instalației, fără a afecta performanțele acesteia.

Lucrarea este structurată în opt capitole.

Capitolul I, intitulat „*Stadiul actual de dezvoltare al instalațiilor criogenice de separare a aerului*”, cuprinde aspecte generale privind procesul de separare a aerului, necesitatea obținerii componentelor principale ale aerului cu un grad ridicat de puritate, componența unei instalații capabile să realizeze procesul. Un aspect deosebit la care se referă acest capitol, este arhitectura zonei de distilare fracționată, legată de caracteristicile constructive ale coloanelor de separare care intră în componența acesteia, precum și de principalii parametri termodinamici care afectează decisiv procesul de separare. De asemenea, sunt prezentate aspecte privind controlul unei instalații criogenice de separare a aerului.

Capitolul II, „Stabilirea schemei instalației, a debitului și purității componentelor de separare și a parametrilor de lucru” este dedicat alegerii schemei instalației și a parametrilor termodinamici de lucru. Prin utilizarea unui program de calcul specific proceselor chimice este efectuat un calcul care are drept scop stabilirea nivelului pierderilor exergetice din instalație. Din calculul realizat, rezultă că, pentru îmbunătățirea gradului de recuperare al argonului din aerul prelucrat, trebuie analizat în principal procesul din zona de distilare, zona în care pierderile exergetice reprezintă aproximativ 30 % din totalul pierderilor.

Rezultatele obținute scot în evidență faptul că, elementul determinant în obținerea celor trei produse de separare cu un grad de puritate ridicat este coloana de joasă presiune. Această constatare conduce la concluzia că, studiul și analiza acestei coloane poate constitui cheia obținerii unor rezultate dorite privind recuperarea argonului din aerul separat.

Capitolul III, „Modelul matematic al zonei de distilare criogenică a instalației de separare a aerului cu obținerea argonului”, prezintă un model matematic în regim staționar al zonei de distilare. Rezultatele obținute prin rezolvarea numerică au condus la trasarea variației unor parametri în cele trei coloane de distilare considerate. A fost realizat și un model matematic de optimizare a zonei, funcția obiectiv fiind procentul de extragere a oxigenului ψ . Rezultatele simulării conduc la concluzia că, prin optimizarea instalației, procentul de extragere a oxigenului crește considerabil, aspect pozitiv din punct de vedere economic.

Capitolul IV, „Modelul dinamic al coloanei de joasă presiune”, analizează comportamentul dinamic al coloanei superioare, coloana care influențează decisiv comportamentul instalației în timpul funcționării. Datorită complexității procesului, a fost realizată o analiză comportamentală în regim dinamic al coloanei, reducându-se astfel considerabil numărul de variabile, atât cele diferențiale cât și cele algebrice, care intră în modelul matematic. Rezultatele obținute prin analiza compartimentală au fost comparate cu rezultatele obținute cu programul de calcul AspenPlus.

Capitolul V, intitulat „Controlul instalațiilor criogenice de separare a aerului”, este dedicat aspectelor energetice privind instalațiile criogenice de separare a aerului. Este propusă o metodă de control al instalației în scopul optimizării producției de argon, bazată pe utilizarea modelului de control predictiv în regim dinamic.

Capitolul VI, „Proiectarea în condiții de incertitudine”, abordează o problemă importantă în domeniul tehnologiei proceselor chimice, inclusiv în cazul procesului de separare criogenică a aerului, și anume proiectarea cu informații incerte privind valorile unor debite care intervin într-un proces. Având la bază modelul în regim staționar al procesului, este analizată formularea matematică pentru faza de concepție a proiectării în condiții de incertitudine. Este analizată exploatarea optimă în condiții de cerere incertă și constrângeri contractuale. Este realizată o optimizare dinamică în condiții de incertitudine, necesară pentru identificarea profilurilor de reglaj/control optim, pentru trecerea de la o condiție de exploatare la alta. Optimizarea dinamică este necesară pentru considerarea incertitudinii în sistemul lor de control al procesului.

Capitolul VII, „Posibilități de intensificare a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat într-o instalație de separare criogenică a aerului”, analizează trei situații posibile de îmbunătățire a recuperării argonului.

Capitolul VIII, „Concluzii generale și contribuții personale”, evidențiază principalele concluzii privind studiul realizat. Au fost identificați factorii care pot conduce la îmbunătățirea performanțelor instalațiilor criogenice de separare a aerului în cazul obținerii ca produse de separare, a celor trei componente principale ale aerului. Obținerea argonului ca produs de separare implică creșterea performanțelor instalației, dar complică semnificativ procesul, datorită faptului că, acesta este puternic integrat atât din punct de vedere al fluxurilor masice cât și al celor energetice. Contribuțiile personale ale autorului lucrării se referă atât la aspectele termodinamice, cât și la cele energetice.

Capitolul I. Stadiul actual de dezvoltare al instalațiilor criogenice de separare a aerului

Introducere

Prezenta teză de doctorat are ca obiect de studiu creșterea performanțelor privind separarea fracției de argon din aer. Motivul alegerii acestei teme este legat de cererea tot mai mare de argon în tehnica și tehnologia actuală. Cererea de argon a crescut foarte mult în ultimii ani, acesta găsindu-și utilizare în aplicații din domenii foarte variate, datorită gradului ridicat de inerție.

Argonul are o temperatură normală de fierbere de 87,3 K, cuprinsă între cea a oxigenului (90,2 K) și cea a azotului (77,3 K), care sunt gazele componente principale ale aerului atmosferic. Datorită faptului că are temperatura normală de fierbere foarte apropiată de cea a oxigenului și azotului, argonul se obține în cantități industriale prin distilarea fracționată a aerului în instalații criogenice de separare a aerului (ASU- Air Separation Unit).

1.1. Procedee de obținere a argonului

Obținerea argonului se poate realiza doar prin două metode industriale:

1. *Separarea criogenică a aerului, asociată cu obținerea oxigenului de înaltă puritate.* Metoda de obținere a oxigenului prin distilarea criogenică a aerului este singura care poate conduce la obținerea unor cantități mari de argon.
2. *Producerea amoniacului în instalații de sinteză.* Obținerea argonului prin această tehnologie este recentă, cantitățile obținute fiind limitate.

Prima metodă este cea mai eficientă și productivă, tehnologia de separare a aerului prin rectificare criogenică fiind o tehnologie matură.

1.4. Schema instalației și descrierea procesului de separare criogenică a aerului

În *figura 1.1* este prezentată schema instalației considerată ca bază de elaborare a tezei de doctorat. Procesul proiectat să fie realizat în această instalație conduce la obținerea produselor de separație conform *tabelului 1.1*.

Tabel 1.1. Produsele obținute în procesul prezentat în figura 1.1.

Produs	Puritate/impuritate reziduală	Grad de recuperare (masa componentului în produs/masa componentului în aerul prelucrat)
Oxigen gazos comprimat (p=6÷100 bar)	>99.5%	90÷100%
Azot gazos nepresurizat	1 ppm O ₂ și 100 ppm Ar	60%
Azot gazos comprimat (5 bar)	1 ppm O ₂ și 100 ppm Ar	Aprox 20%
Argon	1 ppm O ₂ și 1 ppm N ₂	60÷90%
Produse în stare lichidă		Toate cele trei componente pot fi livrate parțial în stare lichidă

Instalația constă într-o zonă caldă, care include comprimarea, prerăcirea, uscarea și prepurificarea aerului, și o zonă rece, care conține schimbul de căldură și rectificarea. Zona rece, care lucrează la temperaturi și sub 80 K este închisă în așa numita „cold box”, care este un „container” confecționat din panouri de oțel și umplut cu material izolator (de regula perlită), pentru a limita pierderile de căldură.

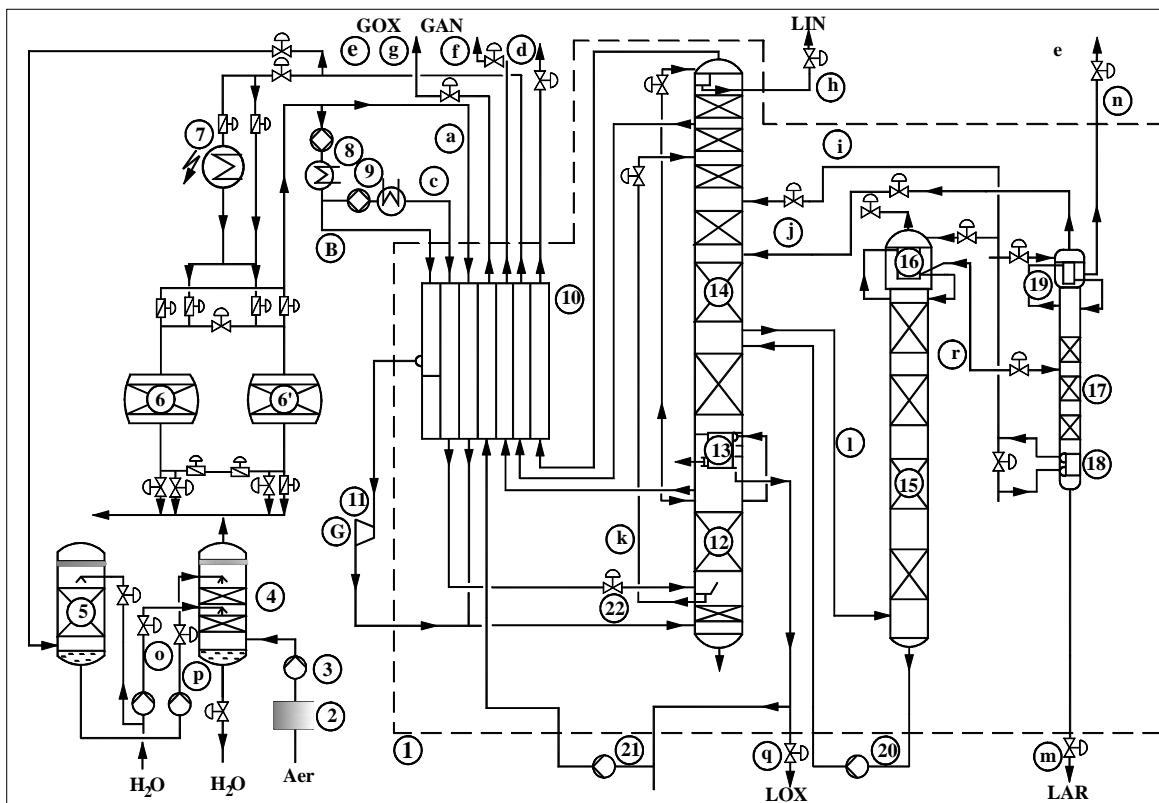


Figura 1.1. Schema instalației criogenice de separare a aerului

În coloana de înaltă presiune aerul lichid și gazos este separat la o presiune cuprinsă între 5 și 6 bar. Procesul de rectificare este influențat puternic de volatilitățile componentelor, care sunt influențate puternic de temperaturile de fierbere ale componentelor aerului. Azotul, care este cel mai volatil, se acumulează la partea superioară a coloanei de înaltă presiune. La partea inferioară a coloanei de înaltă presiune se acumulează lichid îmbogățit în oxigen (35÷40% concentrație molară în oxigen).

Obținerea oxigenului ca produs de separare se realizează în coloana de joasă presiune, care funcționează de regulă la o presiune de 1.3÷1.5 bar, unde se obține și azotul pur (d) la partea superioară a coloanei și gazul rezidual (e) extras dintr-o zonă intermediară a coloanei. Acest gaz conține în special azot, dar și oxigen (< 1%). Azotul gazos obținut la capătul superior al coloanei de înaltă presiune este condensat în condensator-vaporizatorul (13) care cuplează termic coloana de înaltă presiune cu coloana de joasă presiune. O parte din condensul rezultat este reintrodus în coloana de înaltă presiune asigurând refluxul, iar o parte este extras din coloană, laminat și introdus la partea superioară a coloanei de joasă presiune sub forma de reflux.

Produsul azot este extras din sistem fie sub azot gazos de presiune scăzută (d), fie azot gazos de înaltă presiune din coloana inferioară HPC (f), fie sub forma de azot lichid de sub presiune sau nepresurizat (h).

Lichid îmbogățit în oxigen acumulat în blaza coloanei de înaltă presiune este laminat și apoi, pe de o parte este introdus în coloana de joasă presiune (j), și, pe de altă parte, vaporizat în două condensator-vaporizatoare (16) și (19) amplasate la partea superioară a coloanei de argon brut (15) și în coloana de argon pur (17). Prin vaporizarea lichidului îmbogățit în oxigen în cele două condensator-vaporizatoare, se asigură refluxul în cele două coloane de argon. Vaporii îmbogății în oxigen rezultați prin vaporizare sunt introduși în coloana de joasă presiune. Căldura sensibilă a lichidului îmbogățit în oxigen din blaza coloanei de înaltă presiune este folosită și pentru încălzirea blazei coloanei de argon pur (18).

Mai există un circuit între coloana de înaltă presiune și cea de joasă presiune (k) care este aer lichid. Acest debit este ajustat în așa fel încât dreapta de lucru și curba de echilibru din coloana de joasă presiune sunt cât mai apropiate.

Ca și în coloana de înaltă presiune, în coloana de joasă presiune oxigenul este rectificat în mișcare descendentă, iar azotul în mișcare ascendentă. Argonul se acumulează deasupra și sub punctul de intrare a oxigenului crud evaporat (j) sub forma unor „pungi” de argon. Oxigenul lichid este extras din blaza coloanei de joasă presiune și comprimat în pompă (21).

În apropierea talerului unde este concentrația maximă de argon, vaporii cu o concentrație molară în argon de 5 ÷ 15% sunt extrași (l) și alimentează coloana de argon crud (15). Acest debit de alimentare conține 100 ppm azot și 85÷95 % oxigen. În coloana de argon brut este separat argonul de oxigen. Compoziția argonului crud obținut la partea superioară a coloanei (15) este de 1 ppm oxigen și 0.5% azot. Aproximativ 3% din acești vapori sunt trecuți în coloana de argon pur (17). Acest debit este denumit „argon crud” (f).

În coloana de argon pur este rectificat azotul rezidual care se acumulează la capatul superior al coloanei de argon pur, fiind eliminat în atmosferă prin evacuarea unei cantități mici de gaz rezidual (n), având o concentrație molară în azot de 40%. Argonul lichid, având 1 ppm azot și 1 ppm oxigen, se acumulează în blaza coloanei de argon pur (17) fiind extras ca produs de separare.

Aceste pierderi energetice sunt acoperite în mare parte de detentor, precum și de ventilul de laminare a aerului prelucrat.

Pierderile care apar se datorează următoarelor procese:

- Încălzirea insuficientă a produselor în schimbătorul principal de schimb de căldură;
- Extragerea de produse în stare lichidă;
- Pătrunderea de căldură prin mantaua „cold box”-ului;
- Lucrul mecanic consumat în pompele de antrenare a lichidelor.

Pe de alta parte, un bilanț de entalpii pe conturul (1) din *figura 1* evidențiază două surse de compensare a pierderilor:

- destinderea în detentor;
- laminarea.

Gradul optim de recuperare a argonului depinde în principal de trei factori:

1. Creșterea numărului de talere din coloana superioară (LPC). Acest factor implică creșterea valorii investiției deoarece implică talere suplimentare. Numărul mai mare de talere duce la creșterea pierderilor de presiune din coloană. Pentru compensarea acestor pierderi este necesar un consum mai mare de energie;
2. Creșterea eficienței talerelor. Acest factor conduce la creșterea gradului de recuperare a argonului, dar nu într-o măsură semnificativă;

3. Creșterea producției de azot lichid, acest lucru ducând la creșterea refluxului atât în coloana superioară (LPC) cât și în cea inferioară (HPC). În acest caz, pierderile de argon prin produsul azot și prin azotul rezidual sunt mult reduse.

O combinație a celor trei factori poate asigura un echilibru între consumul de energie și prețul investiției.

Pentru a asigura un grad ridicat de recuperare a argonului, este important să se maximizeze refluxul de azot lichid în coloana inferioară (de înaltă presiune) în scopul eliminării argonului și oxigenului din fluxul de vapori din coloana și acumularea acestora în partea inferioară a coloanei.

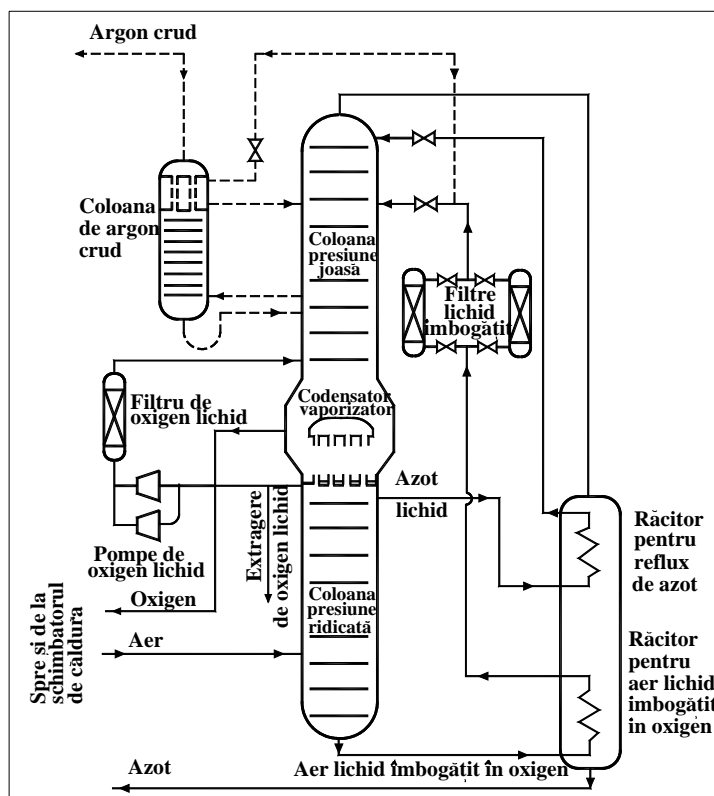


Figura 1.2. Recuperarea argonului brut în instalațiile de separare a aerului [1]

O componentă esențială în realizarea procesului de separare criogenică a aerului o reprezintă coloana de rectificare. Principiul de funcționare a unei astfel de coloane se bazează pe procesul de separare a amestecurilor în componente sale pe baza diferenței dintre volatilitățile componentelor. Principalele caracteristici ale coloanelor de distilare sunt:

1. Proiectarea lor se face în așa fel încât să asigure un contact foarte bun între fluxul de vapori și refluxul de lichid;
2. Coloanele de distilare sunt componentele cele mai voluminoase ale unei instalații de separare a aerului;
3. Coloanele trebuie astfel proiectate încât să aibă un gabarit și un preț de producție cât mai reduse.

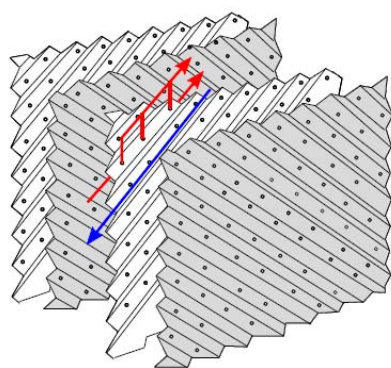
În tehnica de separare criogenică a aerului se folosesc două tipuri dispozitive de realizare a procesului de rectificare. În mod cert, cel mai întâlnit tip este talerul reticular (perforat) care se găsește în toate instalațiile.

În ultimii ani, s-a introdus umplutura structurată și se utilizează în anumite părți sau în întreaga coloană. În unele instalații mai vechi de tipul revex, pentru producerea de oxigen gazos, ocazional se poate întâlni tipul de taler cu clopote de barbotare

Aproape în totalitatea cazurilor instalațiilor noi de separare a aerului sunt folosite coloanele de deistilare cu umplutură. La începuturile anilor '70 aceste coloane au fost folosite doar pentru a realiza obținerea argonului pur, apoi și pentru coloanele de joasă presiune, pentru că în prezent să reprezinte soluția constructivă și pentru realizarea în totalitate a coloanelor duble de separare a aerului.

În figura 1.7 este prezentată schematic configurația umpluturii, precum și forma unui pachet de umplutură care se amplasează într-o coloană. Aceste tipuri de coloane au o diferență de presiune cu mult mai mică decât aceea a coloanei cu talere reticulare, ceea ce constituie un avantaj, întrucât duce la o cerință redusă de funcționare a compresorului. Diferența de presiune într-o coloană cu taler reticular este mai mare întrucât vaporii trebuie să susțină lichidul în partea superioară a talerelor. Dezavantajul cu umpluturile structurate este acela că sunt mult mai sensibile la modificări ale debitului de gaz și lichid.

Argumentele principale ale utilizării coloanelor cu umplutură în instalațiile criogenice de separare a aerului sunt:



(a)



(b)

Figura 1.7. Structura umpluturii utilizate în tehnica separării criogenice a aerului.
(a)-Suprapunerea benzilor metalice și culoarele de curgere a lichidului (albastru) și vaporilor (rosu); (b)-pachetul cilindric de umplutură care se amplasează în coloană

1. Căderea de presiune redusă în coloana superioară duce la o economie semnificativă de energie. Scăderea presiunii de lucru în coloana superioară conduce la o temperatură de fierbere a oxigenului în K-V care realizează cuplarea termică a coloanei superioare cu coloana inferioară din componența coloanei duble de separare a aerului;
2. Căderea de presiune redusă în coloana superioară și în coloanele de argon (coloana de argon crud și coloana de argon pur) a permis îmbunătățirea semnificativă a procesului de separare a aerului ;
3. Proiectarea coloanelor cu umplutură este mai simplă și mai rapidă decât proiectarea coloanelor cu talere reticulare;
4. Pragul de sensibilitate a debitmetrelor este mult mai mare. Aceasta se datorează faptului că în coloanele cu umplutură nu există zone de stagnare a curgerii fluidelor (refluxului lichid);

1.5. Controlul funcționării unei instalații criogenice de separare a aerului

Performanțele unei instalații criogenice de separare a aerului sunt influențate radical de sistemul de comandă și control al instalației. Proiectarea corectă a acestui sistem are o importanță esențială

asupra modului de funcționare a instalației de separare a aerului, deoarece variațiile parametrilor de funcționare a acesteia sunt permanente. În aceste condiții este esențial controlul instalației din punct de vedere al automatizării. De asemenea, trebuie subliniat faptul că procesul de separare în coloana superioară (de joasă presiune) se desfășoară în permanență în condiții nestaționare.

Modelul predictiv de control (MPC) poate realiza optimizarea atât dinamică, cât și staționară a unui proces ținând cont de restricțiile impuse desfășurării acestuia.

O abordare alternativă pentru aceeași problemă este aceea de a reformula problema MPC cu ajutorul matricelor inegalităților liniare pentru a se obține un elipsoid invariant asimptotic stabil [23].

1.6. Consumul specific de energie al unei instalații de separare criogenica a aerului în componentele sale principale (azot, oxigen, argon)

Consumul de energie se calculează considerând consumul de energie electrică raportat la cantitatea de produs rezultată în procesul de separare. Există mai multe puncte de vedere privind produsul de separare considerat. Dar când se compară diferite sisteme și configurații de distilare criogenica a aerului, este necesar ca să se folosească aceeași metodă, adică consumul specific să fie raportat la același produs de separare. Se consideră ca produs de referință oxigenul lichid (specific LOX). Aceasta înseamnă că toate produsele de separare, cu excepția LOX, trebuie amplificate cu un factor care să permită evaluarea echivalentă. În tabelul 1.5 sunt prezentați factorii de echivalență ale produselor de separare considerând ca referință produsul oxigen lichid.

Tabelul 1.5. Factorii de echivalență ale produselor de separare

Produs	Factor echivalență
LOX	1.00
LIN	0.70
LAR	1.17
GOX	0.56
GAR	0.80
GAN	0.20

Concluzii

Caracteristica unică a separării aerului este o mare interdependență a diferitelor fluxuri (debite). Aceasta, din cauză că este un proces criogenic în care mediile externe cum ar fi apa de răcire și aburul nu pot fi folosite sub un anumit nivel de temperatură.

Obținerea argonului ca produs cu puritate ridică într-o instalație de separare criogenica a aerului este posibilă doar în acele instalații în care se dorește să se obțină produse de separare cu puritate ridicată, în special oxigen lichid. Datorită costurilor energetice și investiționale suplimentare, producerea argonului trebuie să fie motivată de o piață de desfacere rapidă și constantă, precum și de obținerea unei cantități suficient de mari de argon.

Capitolul II. Stabilirea schemei instalației, a debitului și a purității componentelor de separare și a parametrilor de lucru

Deoarece se dorește analiza procesului de obținere a argonului, schema adoptată trebuie să conțină o coloană dublă care permite obținerea azotului și a oxigenului, precum și o coloană de argon care permite obținerea argonului crud. Până în anii 1990, în instalația de separare criogenică a aerului se obținea un argon crud, având în compoziție oxigen și azot. Argonul crud astfel obținut era introdus într-o instalație de îndepărtare catalitică a oxigenului. Aceasta deoarece căderea de presiune în cazul umpluturii este mult mai mică decât în cazul folosirii talerelor.

2.1. Observatii privind schema instalației

În proiectarea unei instalații criogenice de separare a aerului, trebuie să se adopte debitul de aer prelucrat sau debitul de produs de separație principal (de regulă oxigen). Schema simplificată adoptată este prezentată în figura 2.1.

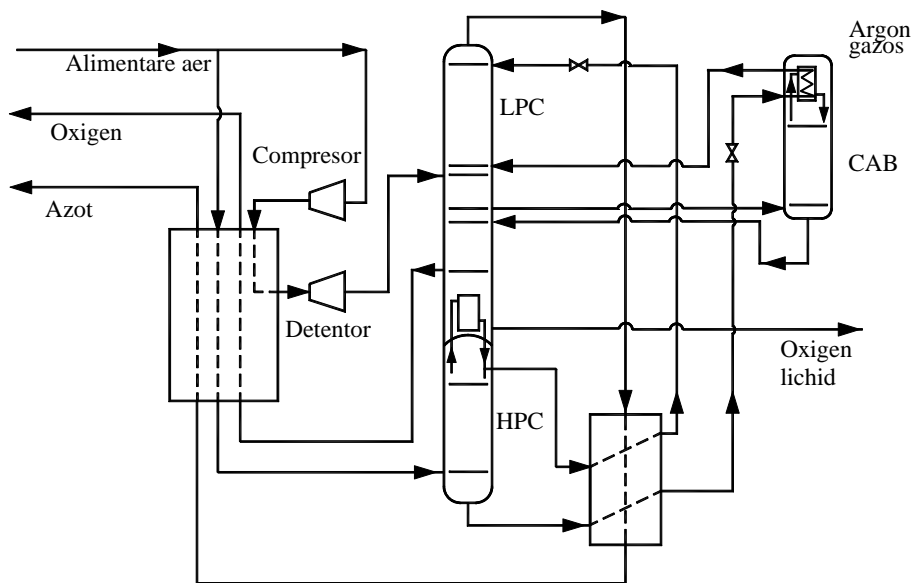


Figura 2.1. Schema instalației analizate

Instalația conține o coloană dublă de separare alcătuită din coloana de presiune înaltă (HP) în care se obține azotul în stare lichidă la partea superioară și un fluid îmbogățit în oxigen (38÷40%) la partea inferioară. În coloana de joasă presiune (LP) se obține la partea inferioară componentul oxigen cu o concentrație în oxigen de 99.5%, iar la partea superioară produsul azot având o concentrație în azot de 99.8%. Din zona oxigenului se extrage un debit de vapori cu un conținut ridicat în argon care este introdus la partea inferioară a coloanei de argon. Toate cele trei coloane sunt construite în varianta cu umplutură. Coloana de înaltă presiune și coloana de joasă presiune sunt amplasate suprapus, ele fiind cuplate termic printr-un condensator-vaporizator. Coloana de argon are prevăzută la partea superioară un condensator care permite schimbul de căldură între vaporii de argon și lichidul bogat în oxigen rezultat la partea inferioară

a coloanei de înaltă presiune. La partea superioară a coloanei se extrage argon cu o concentrație de 98.5%.

2.2. Parametrii principali de funcționare

Stabilirea presiunilor de lucru în coloanele de distilare criogenică a aerului joacă un rol foarte important în funcționarea instalației și influențează decisiv parametrii de performanță a acesteia. Căderea de presiune pentru întregul circuit de azot rezidual WN_2 (drumul de la coloana LP la orificiul de evacuare sau aspirația compresorului dacă produsul este vândut) este semnificativă.

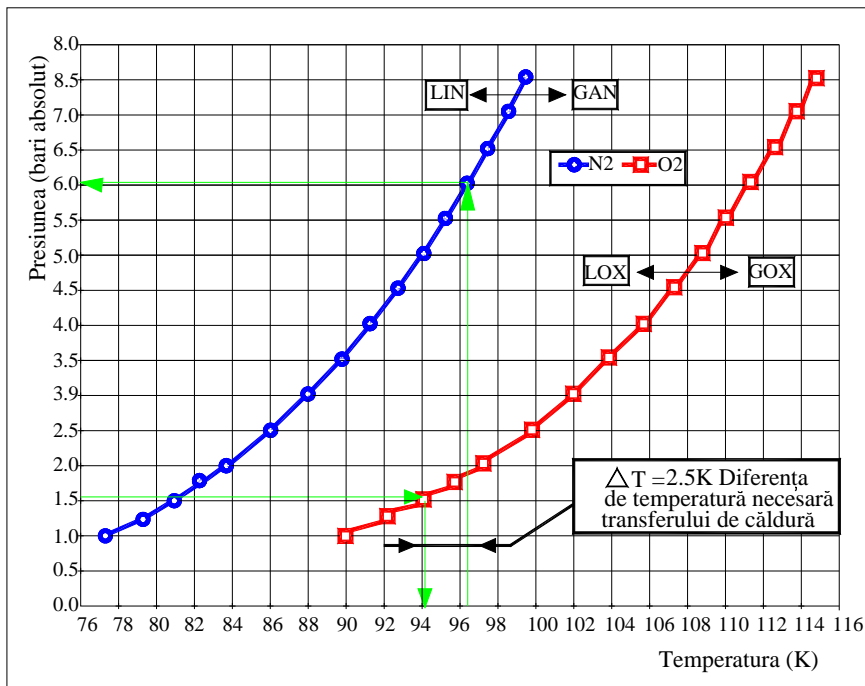


Figura 2.2. Presiunile vaporilor de azot și oxigen

Pentru partea inferioară a coloanei, trebuie ținut cont de căderea de presiune pe umplutură sau talere la presiunea de funcționare a WN_2 . Deoarece LOX la partea inferioară a coloanei LP este la punctul de fierbere (adică temperatura de saturație), temperatura la baza coloanei este, de asemenea, stabilă. De regulă, presiunea în coloana superioară este 1,3÷1,4 bar care corespunde la un punct de fierbere a oxigenului de 94 K.

Cuplarea termică între coloana de joasă presiune LP și coloana de înaltă presiune HP este realizată în condensator-vaporizatorul K-V. Pe partea coloanei LP are loc procesul de vaporizare a produsului oxigen, iar pe partea coloanei HP are loc procesul de condensare a produsului azot.

Pentru ca o coloană dublă să funcționeze, oxigenul lichid LOX trebuie să fiarbă și azotul gazos GAN să se condenseze, devenind azot lichid LIN.

Figura 2.2 arată dependența de presiune a punctelor de fierbere LOX și LIN.

După cum s-a aratat mai sus, presiunea oxigenului lichid în coloana superioară este mai mare decât presiunea atmosferică și anume 1,5 bar. În diagramă trebuie trasată o linie de la această presiune la curba oxigenului lichid unde temperatura citită indică 94 K. Adesea, este necesară o diferență de temperatură de 2,5 °C (=K), astfel încât căldura să poată fi transferată de la azotul lichid la oxigenului lichid. De aceea, temperatura azotului lichid trebuie să fie de 94+2,5 = 96 K. Acum putem citi ce presiune are azotul lichid la 96,5 K, urmărind linia de la această temperatură până la curba de azot lichid. De la linia de azot lichid se poate citi scala de presiune, 6,0 bar. Coloana inferioară trebuie așadar să funcționeze la această presiune.

Presiunea din coloana de argon este puțin mai mică decât presiunea din coloana superioară LP, pentru ca alimentarea coloanei să se facă prin diferența de presiune. Oxigenul lichid rezultat în coloană revine în coloana superioară fie datorită presiunii hidrostatice a coloanei de lichid, fie prin intermediul unei pompe. De regulă, se consideră presiunea în coloana de argon de 1.2 bar. Este important de menționat că presiunea redusă în coloana de argon constituie un avantaj în realizarea unei bune separări a argonului de oxigen. Cu cât presiunea din coloană este mai scăzută, cu atât volatilitatea relativă a amestecului argon-oxigen este mai mare, ceea ce face ca procesul de separare a argonului de oxigen să fie mai eficient.

2.3. Calculul instalației de separare a aerului

Este analizată o instalație criogenică de separare a aerului în care se obțin produse în stare gazoasă a principalelor component ale aerului (GOX, GAN, GAR). În instalație se produce de asemenea produs oxigen în stare lichidă (LOX). Productivitatea instalației este de aproximativ 1,500,000 kg oxigen/zi.

Deoarece distilarea criogenică a aerului este un proces asemanător cu procesele de distilare din industria chimică, există mai multe programe de calcul utilizate pentru calculul instalației. Cele mai utilizate programe sunt: Aspen Plus și Aspen Hysys, Chemsep și PRO II. Schema simplificată a instalației supuse simulării este prezentată în *figura 2.1*.

Există un circuit de recirculare între coloana superioară și coloana de argon. Deoarece concentrația de azot este foarte scăzută în acest circuit, bilanțul în azot nu va fi verificat în testul de convergență. În scopul verificării bilanțului de materiale, opțiunea PRINT MBAL solicită programului PRO II editarea unui bilanț de materiale pe întreaga schemă de simulare.

Toate componentele din cadrul simulării sunt în baza de date ale programului PRO II.

Datele termodinamice de intrare pentru simularea procesului folosind PRO II sunt cuprinsa in biblioteca interna a acestuia.

Date privind circuitele de intrare sunt prezentate mai jos:

```
STREAM DATA
  PROP STRM=1,TEMP=278,PRES=6,RATE=9386,COMP=78.11/0.93/20.96

$ RECYCLE FROM ARGON COLUMN - INITIAL ESTIMATE
  PROP STRM=16,PHASE=L,PRES=1.32,COMP=0.0/10/90,RATE=1800

NAME 1,AIR FEED/8,HP BTMS/12,HP OVHD/15,ARG FEED/&
     16,ARG BTMS/17,AR PRODUCT/20,N2 PRODUCT/23,O2 GAS/&
     21,O2 LIQUID
```

Cea mai bună strategie de rezolvare a simulării acestui tip de proces este să se pornească cu coloanele de distilare chiar dacă urmărind ce se întâmplă cu aerul supus distilării nu se cunosc temperaturile debitelor reci de separare în schimbătorul de căldură.

Procesul este analizat în trei secțiuni distincte:

- secțiunea coloanelor;
- secțiunea schimbătoarelor de căldură care realizează cuplarea termică a coloanelor de distilare;
- secțiunea de recuperare a energiei.

Această secțiune cuprinde, pe lângă cele trei coloane de distilare, spliterul care realizează împărțirea curentului de aer supus separării cu presiunea de 6 bar într-un circuit care alimentează coloana inferioară HPC și un circuit care este comprimat în compresorul booster până la presiunea de 9 bar, precum și schimbătoarele de căldură care asigură condițiile de alimentare atât a coloanei inferioare HP cât și a coloanei superioare LPC.

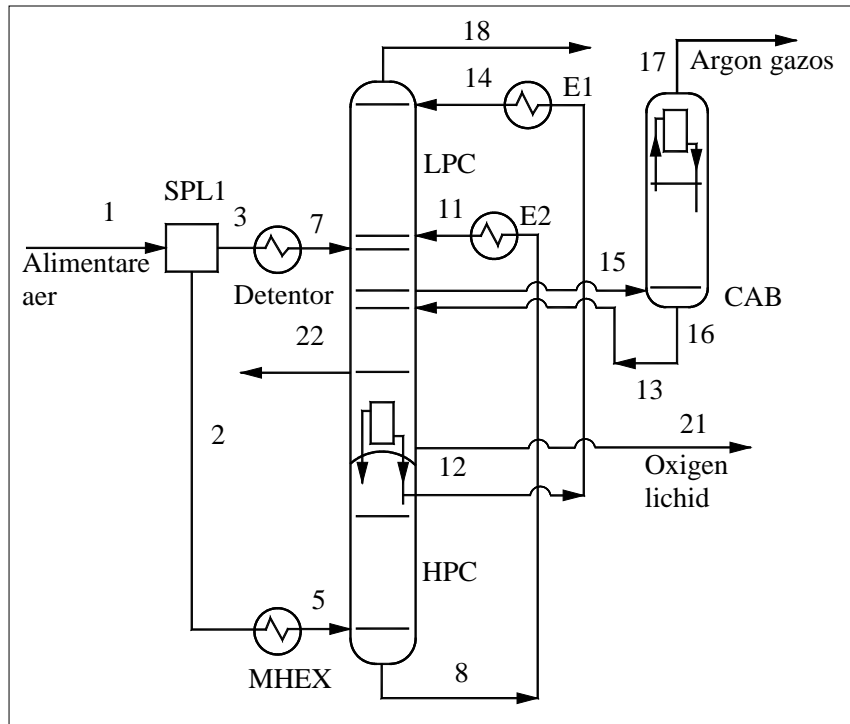


Figura 2.5. Schema procesului în secțiunea coloanelor de distilare

În coloana superioară se obține produsul azot la concentrația dorită și un produs lichid îmbogățit în oxigen la partea inferioară. Această coloană este prevăzută cu un condensator la partea superioară, la partea inferioară neexistând un vaporizator. În aceste condiții, toate produsele de separare rezultate în această coloană se vor afla în stare de lichid.

Singura variabilă care apare la această coloană este sarcina termică a condensatorului, aceasta fiind variată, astfel încât produsul obținut la partea superioară a coloanei (produsul azot) să aibă o concentrație de maxim 10 ppm oxigen. Dacă debitul de produs de distilare obținut la partea superioară a coloanei este necunoscut, acesta poate fi estimat ca fiind 40÷50 % din debitul de aer de alimentare a coloanei inferioare.

Produsele de separare în stare lichidă obținute în coloana inferioară HP, înainte de a fi introduse sub formă de debite de alimentare a acestei coloane, sunt răcite prin schimb de căldură cu produsul azot gazos obținut la partea superioară a coloanei de joasă presiune. Produsul lichid îmbogățit în oxigen extras la partea inferioară a coloanei de înaltă presiune asigură de asemenea sarcina termică a condensatorului amplasat la partea superioară a coloanei de argon. În momentul calculului coloanei de joasă presiune, debitul de produs azot și sarcina termică a condensatorului coloanei de argon sunt necunoscute. Modelarea detaliată a acestor schimbătoare de căldură se realizează ulterior modelării coloanelor de distilare.

Coloana de argon este modelată considerându-se că ea conține un condensator, amplasat la partea superioară, coloana fiind prevăzută cu un vaporizator la partea inferioară. Debitul de vapori extras din coloana superioară LPC este introdus la partea inferioară a coloanei de argon. Deoarece puritatea produsului argon este controlată de funcționarea coloanei de joasă presiune, simularea coloanei de argon se realizează impunându-se o condiție de recuperare a argonului din debitul extras din coloana de joasă presiune. O treime din argonul conținut în debitul introdus în coloana sub forma de produs argon, iar sarcina termică a condensatorului poate varia în scopul realizării acestui grad de recuperare. Puritatea estimată a argonului este de 98% sau mai mare.

După rezolvarea coloanelor de distilare sunt calculate schimbătoarele de căldură dintre coloana inferioară HPC și coloana superioară LPC.

Schimbătoarele de căldură E1 și E2 din schema de simulare a coloanelor de distilare sunt integrate în schema schimbătoarelor de căldură care realizează cuplarea termică a coloanelor de distilare. Ventilele de laminare sunt simulate separat. Circuitul 18 reprezintă produsul azot gazos obținut la partea superioară a coloanei LPC, în timp ce circuitele 12 și 8 reprezintă produsele de separare din coloana HPC.

Schimbătoarele de căldură E3 și E4 reprezintă condensatoarele amplasate în coloana de argon, respectiv coloana de înaltă presiune. Circuitele AV1 și HPV sunt create din debitele de vapori prin aceste condensatoare, folosind subrutina TFLOW. Circuitul LPL este creat din debitul de lichid din vaporizatorul coloanei de joasă presiune.

2.3.4. Rezultate obtinute

Coloana de înaltă presiune HPC (coloana inferioară) este simulată, rezultând o sarcină a condensatorului amplasat la partea superioară a acesteia de 10.46 MW. Produsul de separare la partea superioară a coloanei este produs azot lichid, având o concentrație de 99.83% azot, restul impurităților fiind în majoritate argon. Sarcina vaporizatorului amplasat la partea inferioară a coloanei LPC este egală cu sarcina condensatorului din coloana HPC. Produsul de separare la partea superioară a coloanei (produs azot gazos) are o concentrație puțin mai ridicată în argon, concentrația în azot fiind de 99.72%. Concentrația în oxigen în ambele produse de separație este egală cu concentrația impusă în procesul de simulare, fiind de 10 ppm.

Produsul argon are o puritate de 97.5% argon, 1.9% oxigen și 0.6% azot. Debitul de produs argon este 3.2% din debitul de alimentare a coloanei de argon. Sarcina condensatorului amplasat în coloana de argon este de 2.96 MW.

Tabel 2.2. Caracteristici termofizice ale circuitelor de alimentare și a produselor de separare

Circuite de alimentare și produse de separare					
	Aer alimentare	Produs azot	Oxigen lichid	Oxigen vapori	Produs argon
Circuit numar	1	18	21	22	17
Faza	vapori	Vapori	Lichid	Vapori	Vapori
Fractii molare					
Azot	0.7811	0.9972	6.2509e-16	2.417e-15	5.8832e-03
Argon	9.3000e-03	2.8307e-03	2.8307e-03	4.3811e-03	0.9754
Oxigen	0.2096	9.9998e-06	0.9971	0.9956	0.0187
Parametrii termofizici					
Debit [kmol/h]	9386.0	7351.93	150.24	1824.19	59.59

Temperatura [K]	278.0	79.1	94.8	94.8	88.9
Presiune [bar]	6.00	1.17	1.57	1.57	1.15

Toate schimbătoarele de căldură sunt rezolvate corect, fapt confirmat de lipsa intersecțiilor de temperatură din aceste aparate schimbătoare de căldură. Azotul din condensatorul coloanei de înaltă presiune HPC are temperatura de 96.2 K, iar oxigenul din vaporizatorul coloanei de joasă presiune LPC are temperatura de 94.8 K. Deoarece cele două circuite suferă schimbare de fază, există o mică variație de temperatura în interiorul schimbătorului de căldură condensator-vaporizator.

Schimbul de lucru mecanic între detentor și compresorul booster este reglat automat prin bucla controlerului. Controlerul rezolvă problema în trei iterații.

În tabelul 2.2 sunt prezentate caracteristicile debitelor de alimentare și a produselor de separare a aerului din procesul analizat.

2.4. Analiza exergetică a instalației

Datorită complexității deosebite a analizei și modelării unei instalații criogenice de separare a aerului, o metodă acceptată și utilizată de către specialiști este aceea de a depista componentele unei instalații supuse analizei în care are loc o distrugere mare de exergie, urmând să trateze separat componența sau conturul din instalație care interesează.

În cazul analizat al procesului de separare criogenică a aerului se aplică metoda proceselor termodinamice ireversibile. Prin analiza pierderilor exergetice pe elementele constitutive ale procesului analizat, se pot identifica componentele instalației de separare a aerului unde au loc cele mai mari pierderi exergetice, ulterior încercându-se să se diminueze generarea de entropie în procesele care au loc în aceste componente.

În cazul analizat, graficul privind pierderea de exergie pe diferite componente ale instalației sunt prezentate în figura 2.8. După cum reiese din figura, distrugerea cea mai mare are loc în zona de comprimare a instalației, aceasta datorându-se caracterului ireversibil al comprimării și răcirii intermediare cu apă. A doua zonă cu distrugere de exergie este zona de distilare criogenica. Așa cum s-a amintit, argonul este considerat produs secundar în procesul de separare a aerului. Ca urmare, este zona care trebuie studiată în scopul cercetării posibilităților de creștere a performanțelor instalației corelată cu obținerea argonului.

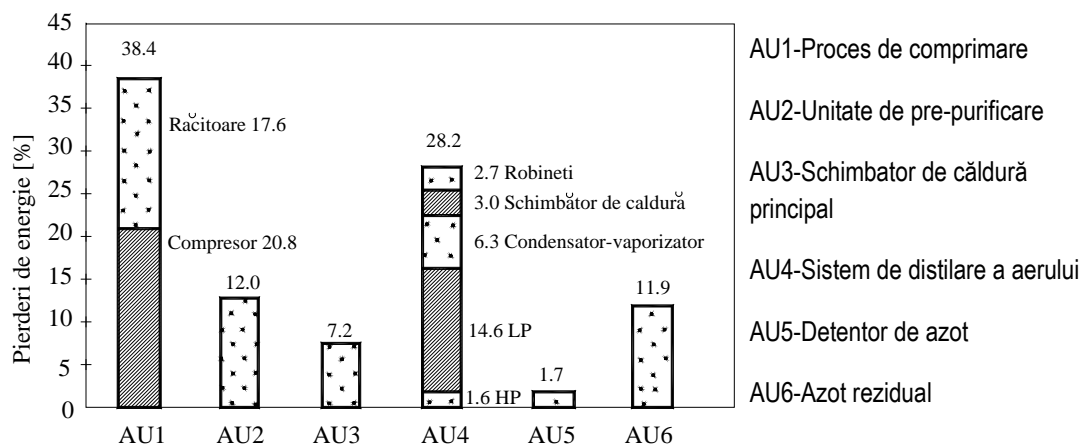


Figura 2.8. Pierderile relative de exergie pe componentele instalației de separare a aerului

Rezultatele obținute prin rezolvarea instalației de aer considerate cu ajutorul programului PRO II permit trasarea variației temperaturii și a concentrațiilor în cele trei coloane de distilare. Trebuie menționat faptul că aceste rezultate au fost obținute considerând condiții staționare de funcționare a instalației.

În coloana de înaltă presiune (coloana inferioară) separarea argonului este practic inexistentă, acest component regăsindu-se integral în lichidul bogat acumulat la partea inferioară a coloanei. Din acest motiv, amestecul supus separării poate fi considerat ca fiind format din două componente. În mod asemănător, amestecul supus separării în coloana de argon crud poate fi considerat ca un amestec bicomponent (argon și oxigen).

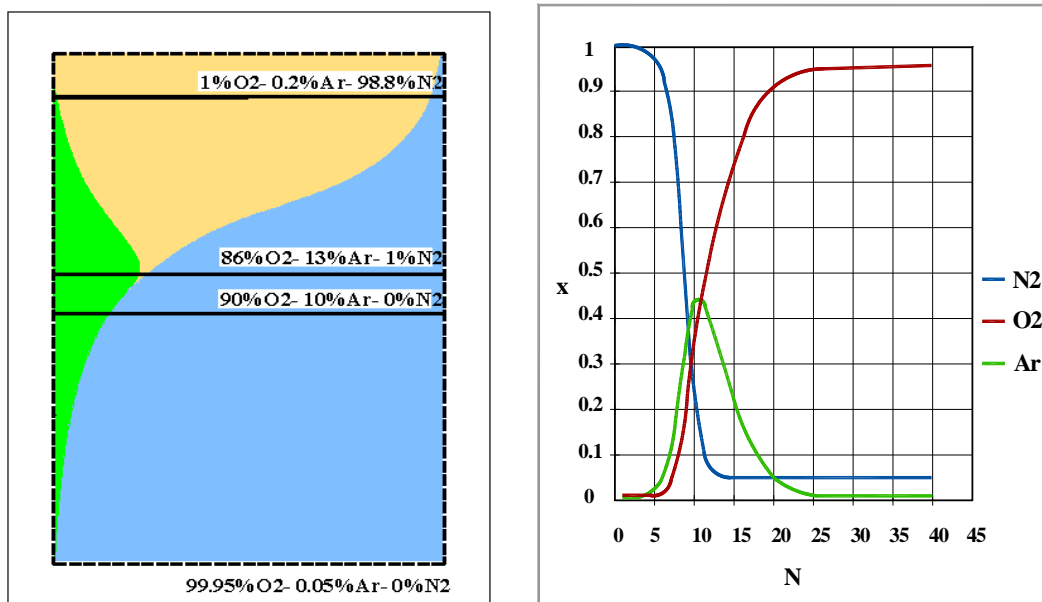


Fig.2.9. Variația compoziției oxigenului, azotului și argonului pe talerele din coloana de joasă presiune

O situație deosebită se întâlnește în coloana de joasă presiune (coloana superioară). Cu toate ca argonul în aerul supus separării are o concentrație de 0.93%, există o zonă în coloană în care concentrația argonului ajunge și la 16%. Această zonă se numește zona de acumulare a argonului (argon belly), ea definind locul în care trebuie amplasat racordul de extragere a debitului de vapori care alimentează coloana de argon brut. Dacă se reprezintă variația concentrației componentelor amestecului supus separării în coloană (*figura 2.9*) această zonă de acumulare este evidențiată mai clar.

Concluzii

Din analiza efectuată cu ajutorul programului PRO II rezultă că proiectarea unei instalații criogenice de separare a aerului în condiții staționare permite doar obținerea unor rezultate teoretice pentru o situație punctuală a desfășurării procesului de separare. Aceasta deoarece procesul analizat este integrat termic, ceea ce face ca între parametrii de funcționare a instalației să existe o interdependență puternică. Orice variație a unui parametru produce modificarea tuturor parametrilor de lucru ai instalației. Orice modificare a productivității instalației implică o desfășurare a procesului în condiții termodinamice diferite.

Capitolul III. Modelul matematic al zonei de distilare criogenică a instalației de separare a aerului cu obținerea argonului

Din analiza regimului staționar al funcționării unei instalații criogenice de separare a aerului realizată cu ajutorul unui program de calcul dedicat, a rezultat că pierderea cea mai mare de exergie are loc în zona de comprimare a aerului supus separării, urmată de zona de distilare criogenică a acestuia. Din punct de vedere al obținerii argonului ca produs de separare, importantă este zona de distilare criogenică a aerului. Argonul este introdus în instalație fie că se dorește sau nu obținerea acestuia ca produs final. Dar obținerea oxigenului și a azotului cu un grad ridicat de puritate și realizarea unui grad de recuperare ridicat a acestor componente din aerul supus procesului de separare implică automat îndepărtarea argonului din aceste produse. În cazul instalațiilor de separare criogenică a aerului (în special în cazul instalațiilor de puteri mari – peste 50,000 m³aer/oră) și în care se dorește obținerea de oxigen lichid cu puritate ridicată, este absolut necesară obținerea argonului.

Modelul matematic al procesului de separare a aerului în cele trei componente principale (azot, oxigen, argon) în regim staționar permite, pe lângă obținerea unor informații privind variația unor parametri termodinamici în fiecare coloană a zonei de distilare, optimizarea funcționării instalației pentru realizarea unui obiectiv impus.

3.1. Modelul matematic în condiții staționare al procesului de separare criogenică a aerului cu producerea de argon

Modelul realizat cuprinde coloana dublă de separare a aerului (care este formată din două coloane cuplate termic) și coloana de argon crud. Această coloană introduce în sistemul de distilare criogenică o cuplare termică și circuite de recirculare care face ca modelarea sistemului să fie mult mai complicată.

Acest model presupune următoarele ipoteze simplificatoare:

1. Eficiența de 100 % a talerului și contactului perfect dintre fluxul de vapori și refluxul de lichid pe fiecare taler;
2. Pierderi nesemnificative de căldură pe taler;
3. Cădere constantă de presiune pe fiecare taler;
4. Presiune și temperatura uniformă pe fiecare taler.

Modelul include expresiile matematice pentru cele trei coloane de distilare (coloana de înaltă presiune HPC, coloana de joasă presiune LPC și coloana de argon brut CAB), a schimbătoarelor de căldură principale, două schimbătoare de căldură integrate (unul care asigură integrarea termică a coloanei de înaltă presiune cu coloana de joasă presiune, precum și unul care asigură integrarea termică a coloanei de înaltă presiune cu coloana de argon brut) precum și unele din ventilele de laminare. Modelul conține ecuațiile de bilanț masic și energetic pentru toate schimbătoarele de căldură și ventilele de laminare.

Ca ipoteze simplificatoare, se consideră că în schimbătoarele de căldură nu au loc pierderi de căldură, iar pierderile de presiune în aceste schimbătoare sunt constante. Cele trei coloane de distilare sunt modelate folosind ecuațiile de bilanț masic și energetic pe fiecare taler, expresii

matematice pentru determinarea proprietăților fizice ale substantelor pe baza ecuației Peng-Robinson, precum și diagrama de echilibru de faze.

Ecuția de bilanț masic pentru fiecare taler este de forma:

$$F_j^V + F_j^L + V_{j+1} + L_{j-1} - V_j - S_j^V - L_j - S_j^L = 0 \quad (3.1)$$

unde:

- j este indicele talerului, începând de la capătul superior al fiecărei coloane;
- F_j^V, F_j^L este debitul molar de vapori, respectiv de lichid, care intră pe talerul j ;
- S_j^V, S_j^L este debitul molar de vapori, respectiv de lichid, care părăsește pe talerul j .

Debitul molar de vapori, respectiv de lichid este V_j , respectiv L_j .

Bilanțul masic pe component este dat de relația:

$$V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} + F_j^V z_{i,j}^V + F_j^L z_{i,j}^L - (V_j + S_j^V)y_{i,j} - (L_j + S_j^L)x_{i,j} = 0 \quad (3.2)$$

unde i este indexul pentru fiecare component (1-azot, 2-argon, 3-oxigen), compozițiile vaporilor și lichidului sunt date de $x_{i,j}$, respectiv $y_{i,j}$. $z_{i,j}^V$ și $z_{i,j}^L$ sunt compozițiile vaporilor și lichidului care intră pe talerul j .

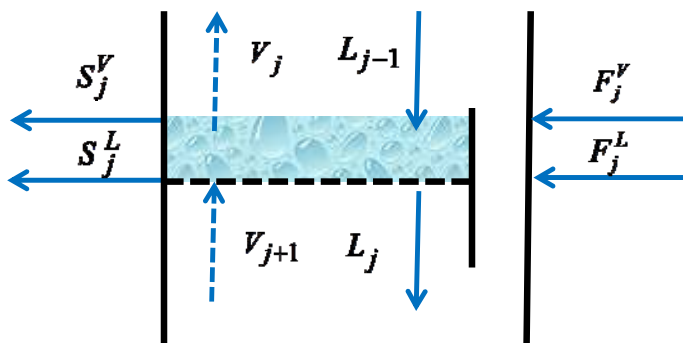


Figura 3.1. Talerul teoretic și fluxurile de materiale

Modelul matematic include relația de calcul pentru conservarea energiei pentru fiecare taler:

$$V_{j+1}H_{j+1}^V + L_{j-1}H_{j-1}^L + F_j^V H_j^{FV} + F_j^L H_j^{FL} - (V_j + S_j^V)H_j^V - (L_j + S_j^L)H_j^L = 0 \quad (3.3)$$

Unde H_j^{FV} și H_j^{LV} reprezintă entalpia vaporilor, respectiv a lichidului, care intră pe talerul j .

Entalpiile vaporilor și ale lichidului pe talerul j sunt date de H_j^V și, respectiv, H_j^L .

Echilibrul vapor-lichid pe fiecare taler este definit de relația:

$$y_{i,j} = k_j \gamma_j K_{i,j} x_{i,j} + (1 - k_j) y_{i,j+1} \quad (3.9)$$

unde k_j este eficiența Murphree a talerului pentru talerul j , K este constanta de echilibru ideal calculată cu ecuațiile lui Antoine iar γ este coeficientul de activitate calculat cu relațiile lui Margules.

Se consideră că pentru aer și componentele lui (oxigen, azot și argon) este aplicabilă ecuația de stare Peng-Robinson:

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + 3bV - 2b^2} \quad (3.15)$$

Unde:

$$a = (K - L\tau + M\tau^2 - N\tau^3) \cdot R_c T_c^2 / p_c; \quad (3.16)$$

$$b = 0.070721 \cdot RT_c / p_c; \quad (3.17)$$

$$\tau = 0.01T \quad (3.18)$$

Entalpiile, entropiile și concentrațiile fluidului de lucru în toate punctele caracteristice ale procesului sunt calculate cu următoarele relații :

$$H = H^* - RT(1-Z) - \xi \left(a - T \frac{da}{dT} \right) / b \quad (3.19)$$

$$H^* = b_{10} + b_{11}T + b_{12}T^2 + b_{13}T^3 + b_{14}T^4 \quad (3.20)$$

$$S = S^* - R \ln \frac{RT}{V-b} + \xi \frac{da}{dT} / b \quad (3.21)$$

$$S^* = b_{11} \ln T + 2b_{12}T + 1.5b_{13}T^2 + \frac{4}{3}b_{14}T^3 + c_0 \quad (3.22)$$

$$\xi = 0.242536 \cdot \ln \left[\frac{(V + 3.561553b)}{(V - 0.561553b)} \right] \quad (3.23)$$

3.2. Rezultate și discuții

În figura 3.4 este prezentată variația concentrației componentelor principale ale aerului în coloana de înaltă presiune.

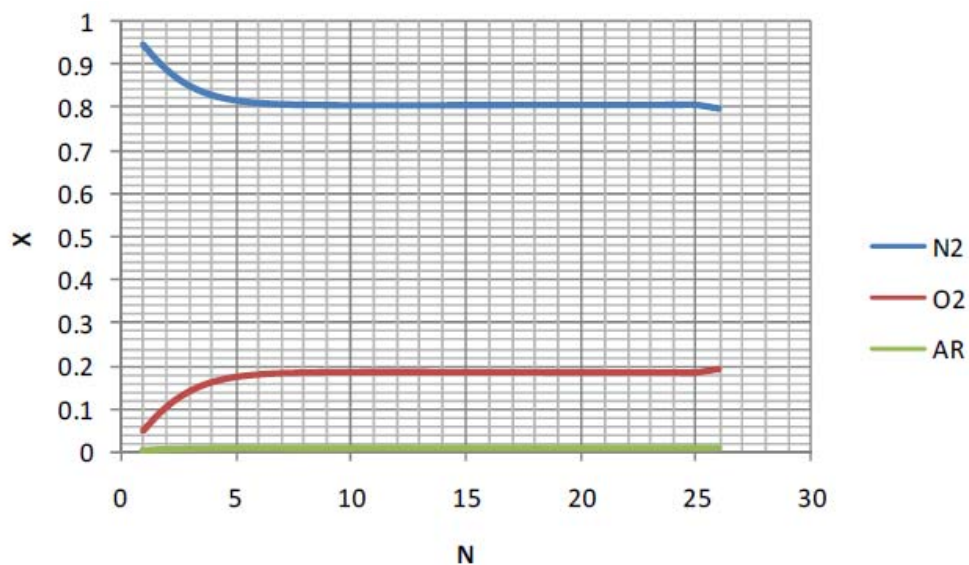


Figura 3.4 Variația compoziției oxigenului, azotului și argonului pe talerele din coloana HPC

Concentrațiile componentelor în coloana LPC funcție de numărul de talere sunt prezentate în figura 3.6. În figură se observă foarte bine zona de acumulare a argonului în coloana de joasă presiune. Zona este cunoscută în limbaj de specialitate ca fiind „norul de argon” sau „clopotul de argon” (în limbaj de specialitate „argon belly”).

Profilul concentrațiilor în coloana de argon brut este prezentat în figura 3.8.

În figura 3.9 este reprezentată influența debitului de vapori azot extras din coloana de înaltă presiune asupra concentrației în argon al debitului extras din coloana de joasă presiune și introdus în coloana de argon crud.

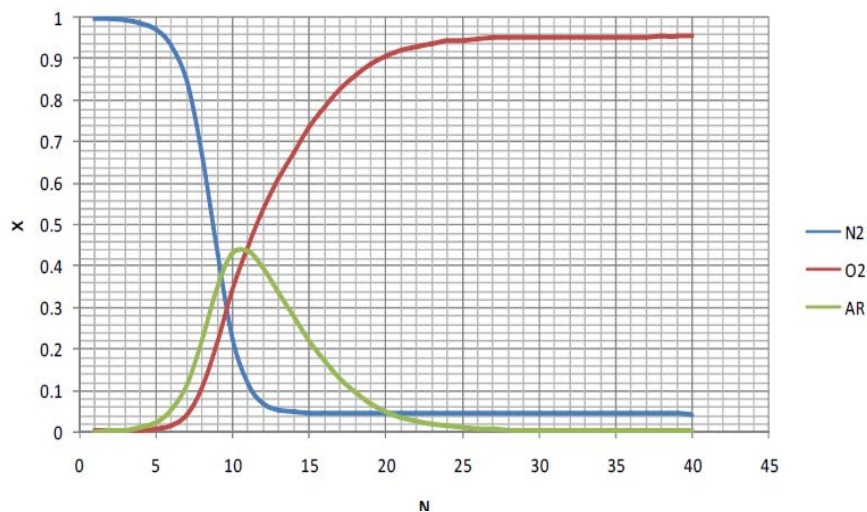


Figura 3.6. Variația compoziției oxigenului, azotului și argonului pe talerele din coloana LPC

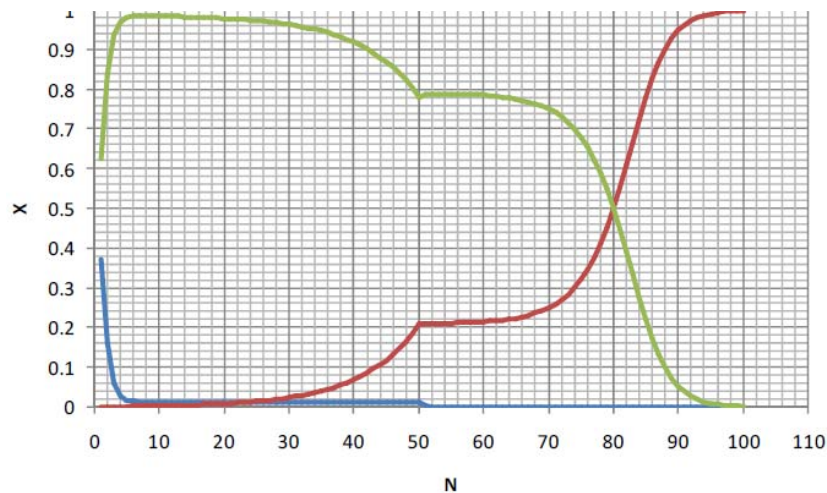


Figura 3.8. Variația compoziției oxigenului, azotului și argonului pe talerele din coloana de argon

Se observă că există un maxim al concentrației în argon al curentului extras din coloana de joasă presiune și introdus în coloana de argon brut, după care concentrația acestuia scade drastic. Acest lucru se datorează faptului că refluxul de lichid din coloana de joasă presiune,

peste o anumită valoare, nu mai poate fi reținut pe talerele coloanei, pentru a putea fi atins echilibrul termic pe acestea.

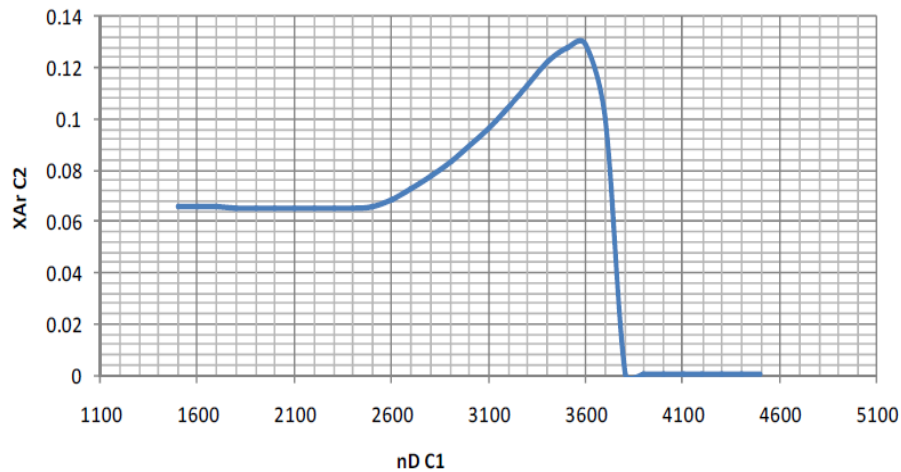


Figura 3.9. Influența debitului de azot extras HPC asupra concentrației în argon al debitului extras din LPC și introdus în CAB

Concluzii

Studiul efectuat asupra instalației de separare criogenică a aerului a scos în evidență următoarele aspecte:

1. Datorită faptului că presiunea la partea superioară a coloanei de argon este foarte mică (1.2 bari), se consideră că argonul se obține doar în stare lichidă.
2. Pentru controlul producției de argon se impun ca variabile de control al funcționării instalației de separare a aerului cel puțin 5 mărimi: debitul de alimentare cu aer a HPC (U1), debitul de alimentare cu aer a LPC (U2), debitul de azot lichid extras din partea superioară a HPC și introdus în LPC (U3), debitul de azot rezidual (U4), debitul de fluid extras din LPC și introdus în CAB (U5).

3.3. Modelul de optimizare a zonei de distilare a unei instalații criogenice de separare a aerului

Modelul de optimizare a procesului de distilare criogenică rezultă prin aplicarea ecuațiilor de bilanț masic pe amestec și pe component, ecuațiilor de bilanț energetic, precum și a ecuațiilor de echilibru lichid – vapori. Schema simplificată a instalației criogenice de separare a aerului considerată în acest studiu de optimizare este prezentată în figura 3.12.

Funcția obiectiv este procentul de extragere a oxigenului ψ , un concept important folosit în industria de separare criogenică a aerului, folosit pentru descrierea eficienței unui sistem de distilare criogenică pentru producerea de oxigen, el indicând și gradul de recuperare a acestuia din aerul supus separării. Acest parametru se poate calcula cu relația:

$$\psi = \frac{V_{O_2} \cdot y_{O_2} + L_{O_2} \cdot x_{O_2}}{V_{kO_2} \cdot y_{kO_2}} \quad (3.26)$$

În care:

- V_{O_2} , L_{O_2} și V_{kO_2} reprezintă debitul de produs oxigen gazos, de oxigen lichid, respectiv de aer introdus în sistemul de distilare criogenică;
- y_{O_2} , x_{O_2} și y_{kO_2} reprezintă concentrația medie în oxigen a produsului oxigen gazos obținut, a produsului oxigen lichid obținut, respectiv a aerului prelucrat.

În mod analog, procentul de extragere a argonului, σ , poate fi definit cu relația:

$$\sigma = \frac{V_{Ar} \cdot y_{Ar}}{V_{kAr} \cdot y_{kAr}} \quad (3.27)$$

Prin optimizarea procesului vor rezulta, printr-o analiză riguroasă a sensibilității sistemului, parametrii optimi de funcționare a instalației: debitul de produs azot lichid extras din coloana L_{N_2} , debitul de azot rezidual W_{N_2} și debitul de produs oxigen gazos extras din coloana V_{O_2} .

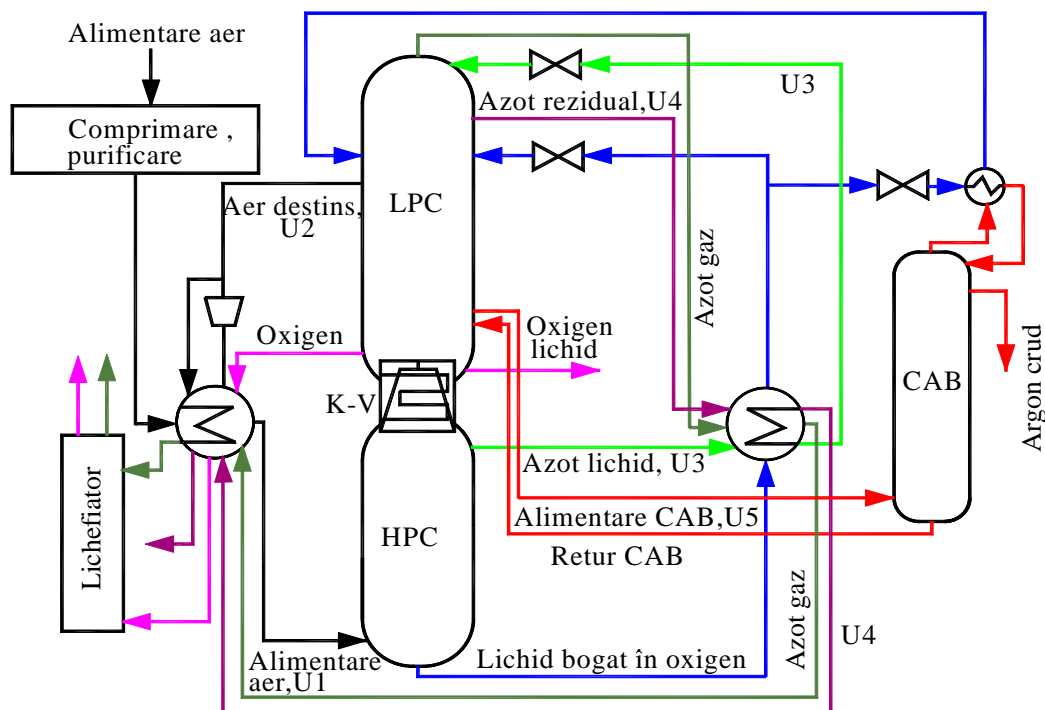


Figura 3.12. Schema instalației criogenice de separare a aerului considerată în studiu de optimizare

Din cuplarea termică externă dintre coloana de joasă presiune și coloana de argon crud, rezultă următoarea ecuație de bilanț energetic la echilibru:

$$L_{aer,p} \cdot (H_T^L - H_F^L) + L_{Ar} \cdot H_{Ar}^L = V_S^V \cdot H_S^V - L_{S+1}^L \cdot H_{S+1}^L \quad (3.29)$$

Unde:

- S reprezintă talerul din coloana de joasă presiune de unde se extrage debitul de alimentare a coloanei de argon crud;
- H_T^L reprezintă entalpia aerului lichid îmbogățit în oxigen prin ventilul de laminare;

- H_F^L reprezintă entalpia aerului lichid îmbogățit în oxigen care părăsește condensatorul amplasat la partea superioară a coloanei de argon crud și intră în coloana de joasă presiune; Membrul drept al ecuației reprezintă cantitatea de căldură pierdută de coloana de joasă presiune debitul de alimentare a coloanei de argon crud. Membrul stâng al ecuației cantitatea de căldură eliminată în exterior din coloana de argon crud. Din bilanțul energetic intern aplicat unei coloane rezultă relația:

- Pentru coloana de înaltă presiune și cea de joasă presiune:

$$V_{j+1} \cdot H_{j+1}^V + L_{j-1} \cdot H_{j-1}^L + F_j^V \cdot H_j^{FV} + F_j^L \cdot H_j^{FL} - (V_j + S_j^V) \cdot H_j^V - (L_j + S_j^L) \cdot H_j^L - Q_j = 0 \quad (3.30)$$

$$1 \leq j \leq n-1, \quad n+2 \leq j \leq n+m$$

- Pentru coloana de argon:

$$V_{j+1} \cdot H_{j+1}^V + L_{j-1} \cdot H_{j-1}^L + F_j^V \cdot H_j^{FV} + F_j^L \cdot H_j^{FL} - V_j \cdot H_j^V - L_j \cdot H_j^L - Q_j = 0 \quad (3.31)$$

$$1 \leq j \leq n-1$$

$$L_{j-1} \cdot H_{j-1}^L + F_j^V \cdot H_j^{FV} + F_j^L \cdot H_j^{FL} - (V_j + S_j^V) \cdot H_j^V - (L_j + S_j^L) \cdot H_j^L - Q_j = 0 \quad (3.32)$$

$$j = n$$

Conform bilanțului de materiale pe componente, rezultă următoarele ecuații:

$$V_{j+1} \cdot y_{i,j+1} + L_{j-1} \cdot x_{i,j-1} + F_j^V \cdot z_{i,j}^V + F_j^L \cdot z_{i,j}^L - (V_j + S_j^V) \cdot y_{i,j} - (L_j + S_j^L) \cdot x_{i,j} = 0 \quad (3.33)$$

$$i = 1, 2, 3, \quad 2 \leq j \leq n-1$$

$$V_{j+1} \cdot y_{i,j+1} + F_j^V \cdot z_{i,j}^V + F_j^L \cdot z_{i,j}^L - (V_j + S_j^V) \cdot y_{i,j} - (L_j + S_j^L) \cdot x_{i,j} = 0 \quad (3.34)$$

$$i = 1, 2, 3, \quad j = 1$$

$$L_{j-1} \cdot x_{i,j-1} + F_j^V \cdot z_{i,j}^V + F_j^L \cdot z_{i,j}^L - (V_j + S_j^V) \cdot y_{i,j} - (L_j + S_j^L) \cdot x_{i,j} = 0 \quad (3.35)$$

$$i = 1, 2, 3, \quad j = n$$

Constrângerile de inegalitate implică faptul că domeniul în care se situează variabilele principale să fie specificat, cum ar fi:

$$\begin{cases} 950 \text{ m}^3 / \text{h} \leq L_{N_2} \leq 1050 \text{ m}^3 / \text{h} \\ 960 \text{ m}^3 / \text{h} \leq W_{N_2} \leq 1100 \text{ m}^3 / \text{h} \\ 500 \text{ m}^3 / \text{h} \leq V_{O_2} \leq 540 \text{ m}^3 / \text{h} \end{cases} \quad (3.40)$$

În scopul garantării calității produselor de separare, se impun puritățile celor trei produse:

$$y_{O_2} \geq 99.7 \% \quad (3.41)$$

$$y_{N_2} \geq 99.9 \% \quad (3.42)$$

$$y_{Ar} \geq 98 \% \quad (3.43)$$

$$L_{O_2} \geq 30 \text{ m}^3 / \text{h} \quad (3.44)$$

Ecuațiile (3.40)...(3.44) reprezintă constrângerile de inegalitate a modelului optimizării coloanei de distilare criogenică a aerului. De aceea, scopul optimizării poate fi scris sub forma:

$$\text{Maximum} \quad F = \psi(W_{N_2}, L_{N_2}, V_{O_2})$$

Funcție de constrângerile de egalitate, (3.19)...3.23)
si constrângerile de inegalitate, (3.40)...(3.44)

În *tabelul 3.5* este prezentată o comparație între rezultatele optime și valorile inițiale. Rezultatul optim al funcției obiectiv, procentul de extragere a oxigenului, este 81.5%, în timp ce valoarea inițială a condiției de funcționare a instalației este 62.9%.

Tabelul 3.5. Rezultatele optimizării și valorile inițiale

	Rezultate optimizare	Valori inițiale
Debitul total de aer introdus în instalație, m ³ /h	3150	3150
Debitul de produs oxigen gazos, m ³ /h	516.6928	350
Puritatea produsului oxigen gazos, %	99.5999	99.6
Debitul de produs azot gazos, m ³ /h	1449.01	1420
Puritatea produsului azot, %	0.9999498	0.9999286
Debitul de produs oxigen lichid, m ³ /h	30.04977	30
Puritatea produsului oxigen lichid, %	99.7471	99.8
Debitul de produs argon, m ³ /h	9.5	6.5
Puritatea produsului argon, %	95.09	94.94

Este evident că procentul de extragere a oxigenului crește considerabil prin optimizarea instalației și rezultatul obținut prin optimizare este cu 29.6 % mai mare decât valoarea inițială, ceea ce înseamnă că prin prelucrarea cantității de aer considerate în optimizare se pierde mai puțin oxigen. Debitul de oxigen vapori extras din instalație crește cu 47.6%, ceea ce indică faptul că o proiectare optimă conduce la o creștere semnificativă a productivității de oxigen gazos în coloanele de distilare criogenică a aerului. În același timp, debitul de oxigen lichid produs crește foarte puțin. Aceasta se datorează faptului că debitul de oxigen vapori este mai mare decât debitul de oxigen lichid produs, el fiind determinant în valoarea gradului de extragere a oxigenului din aer. Pe de altă parte, cu creșterea gradului de recuperare a oxigenului din aer crește și gradul de recuperare a argonului, debitul acestuia crescând cu 44.13%. Considerând gradul ridicat de recuperare a argonului din aer, rezultă că o proiectare optimă poate duce la o creștere semnificativă a beneficiilor economice a instalației criogenice de proiectare a aerului.

Concluzii

Modelul optimizării unui sistem criogenic de distilare a aerului în care există și o coloană de argon prezentat include nu doar cuplările termice interne și externe, ci și bilanțul energetic, bilanțul de materiale pe componentele aerului și bilanțul echilibrului de faze lichid-vapori pe talerele de distilare. Ca funcție obiectiv a optimizării a fost stabilit procentul de extragere a oxigenului din aerul supus separării, în scopul creșterii potențialului echipamentelor componente ale instalației criogenice de separare a aerului.

Capitolul IV. Modelul dinamic al coloanei de joasă presiune

Introducere

Modelarea dinamică a unei coloane superioare (de joasă presiune) este necesară deoarece această coloană influențează decisiv funcționarea unei instalații criogenice de separare a aerului. Presiunea de lucru din coloană influențează favorabil procesul de separare, deoarece volatilitatea relativă a unui component dintr-un amestec crește cu scăderea presiunii. Simularea dinamică a coloanei s-a realizat cu ajutorul programului Aspen Dynamics. Modelul RadFrac propus de Aspen a fost utilizat pentru rezolvarea bilanțului masic în regim dinamic și bilanțul energetic în regim staționar al fiecărui taler. Modelele termodinamice folosite au fost NRTL pentru faza lichidă și Peng-Robinson pentru faza de vapori. Proprietățile termodinamice specifice ale componentelor aerului (azot, oxigen, argon) au fost preluate din baze de date ale companiilor implicate în producerea gazelor tehnice.

Au fost evaluate și două modele comportamentale ale coloanei superioare, într-un interval acceptabil de modificare a condițiilor nominale de funcționare, pentru o variație a debitului de aer de $\pm 25\%$ din valoarea nominală.

4.1. Modelul bilanțului pentru talerul teoretic

Pentru a putea realiza modelul comportamental al coloanei, a fost realizat modelul bilanțului taler cu taler, care asigură informații de bază pentru analiza coloanei ca un întreg. Au fost considerate următoarele ipoteze simplificatoare:

1. Nu are loc reținerea vaporilor pe taler;
2. Vaporii sunt considerați ca fiind gaze ideale;
3. Dinamica temperaturilor este rapidă;
4. Profilul liniar al presiunii în coloană;
5. Amestec complet al vaporilor și lichidului pe taler;
6. Temperatura de vaporizare constantă.

Modelul taler cu taler conține bilanțul dinamic al componentelor pentru oxigen și argon, bilanțul masic total în regim dinamic, bilanțul energetic în regim staționar și modelul coeficientului de activitate care ține cont că faza lichidă nu poate fi considerată ca fiind gaz ideal. Ecuațiile modelului pentru talerul i sunt:

$$M_i \frac{dO_{2,i}}{dt} = L_{i-1}x_{O_2,i-1} + V_{i+1}y_{O_2,i+1} - L_i x_{O_2,i} - V_i y_{O_2,i} - x_{O_2,i} \frac{dM_i}{dt}$$

$$M_i \frac{dAr_{i,i}}{dt} = L_{i-1}x_{Ar,i-1} + V_{i+1}y_{Ar,i+1} - L_i x_{Ar,i} - V_i y_{Ar,i} - x_{Ar,i} \frac{dM_i}{dt}$$

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i-1} + V_{i+1} - L_i - V_i \quad (4.1)$$

$$0 = L_{i-1}h_{i-1}^L + V_{i+1}h_{i+1}^V - L_i h_i^L - V_i h_i^V - h_i^L \frac{dM_i}{dt}$$

$$1 = y_{O_2} + y_{N_2} + y_{Ar}$$

Unde:

M - lichidul reținut pe taler;

L și V - debitul molar de reflux lichid, respectiv flux de vapori;

x și y - concentrațiile molare ale lichidului, respectiv vaporilor;

h^L și h^V - entalpiile molare specifice ale lichidului, respectiv vaporilor.

Pentru dezvoltarea dependenței de temperatură a entalpiei lichidului și vaporilor, s-au folosit proprietățile fizice din baza de date Aspen. Entalpiile amestecurilor au fost calculate folosind regula amestecării liniare.

Coefficienții de activitate se calculează folosind ecuația Margules pentru amestecuri multicomponente (1):

$$\begin{aligned} \gamma_{i,N_2} &= \exp \left[\frac{A_{N_2,O_2} x_{i,O_2}^2 + A_{N_2,Ar} x_{i,Ar}^2 + (A_{N_2,O_2} + A_{N_2,Ar} - A_{O_2,Ar}) x_{i,O_2} x_{i,Ar}}{RT_i} \right] \\ \gamma_{i,O_2} &= \exp \left[\frac{A_{N_2,O_2} x_{i,N_2}^2 + A_{O_2,Ar} x_{i,Ar}^2 + (A_{N_2,O_2} + A_{O_2,Ar} - A_{N_2,Ar}) x_{i,N_2} x_{i,Ar}}{RT_i} \right] \\ \gamma_{i,Ar} &= \exp \left[\frac{A_{N_2,Ar} x_{i,N_2}^2 + A_{O_2,Ar} x_{i,O_2}^2 + (A_{N_2,Ar} + A_{O_2,Ar} - A_{N_2,O_2}) x_{i,N_2} x_{i,O_2}}{RT_i} \right] \end{aligned} \quad (4.7)$$

Unde:

- T - temperatura absolută;
- R - constanta gazului ideal;
- $A_{j,k}$ - constanta Margules, care ține cont de interacțiunea în faza lichidă a componentelor j și k . Valori particulare a constantelor Margules și Antoine există în baza de date a companiilor implicate pe piața gazelor tehnice.

Pentru amestecul celor patru debite de alimentare cu fluxul de vapori și refluxul de lichid din coloană, se folosesc ecuațiile care descriu bilanțul masic și de energie în condiții staționare. Fiecare distribuitor de lichid este modelat ca un taler de separare cu reținerea unei cantități nesemnificative de vapori flux și care are o eficiență foarte scăzută (5 %). Modelarea vaporizatorului este simplificată considerând constantă temperatura pe partea de condensare a condensator-vaporizatorului (ipoteza considerată și în cadrul programului de simulare Aspen Hysys). Pentru controlul nivelului de lichid din vaporizator a fost proiectat un controler PID, control fiind realizat prin modificarea debitului de produs oxigen. Pentru rezolvarea modelului DAE (Differential Algebraic Equation) se utilizează codul MATLAB ode15s.

4.2. Modelele compartimentale

Pentru reducerea ordinului modelului dinamic prezentat, se consideră o aproximare a comportamentului coloanei de joasă presiune, prin definirea unui număr de zone pe înălțimea coloanei, unde, ca urmare a unor perturbări interne sau externe, apar modificări în funcționarea acesteia. De regulă, un compartiment este delimitat de o interacțiune exterioară. Pentru a

analiza efectul compartimentării asupra ordinului modelului matematic și a acurateții rezultatelor, se consideră 3 cazuri prezentate în figura 4.1:

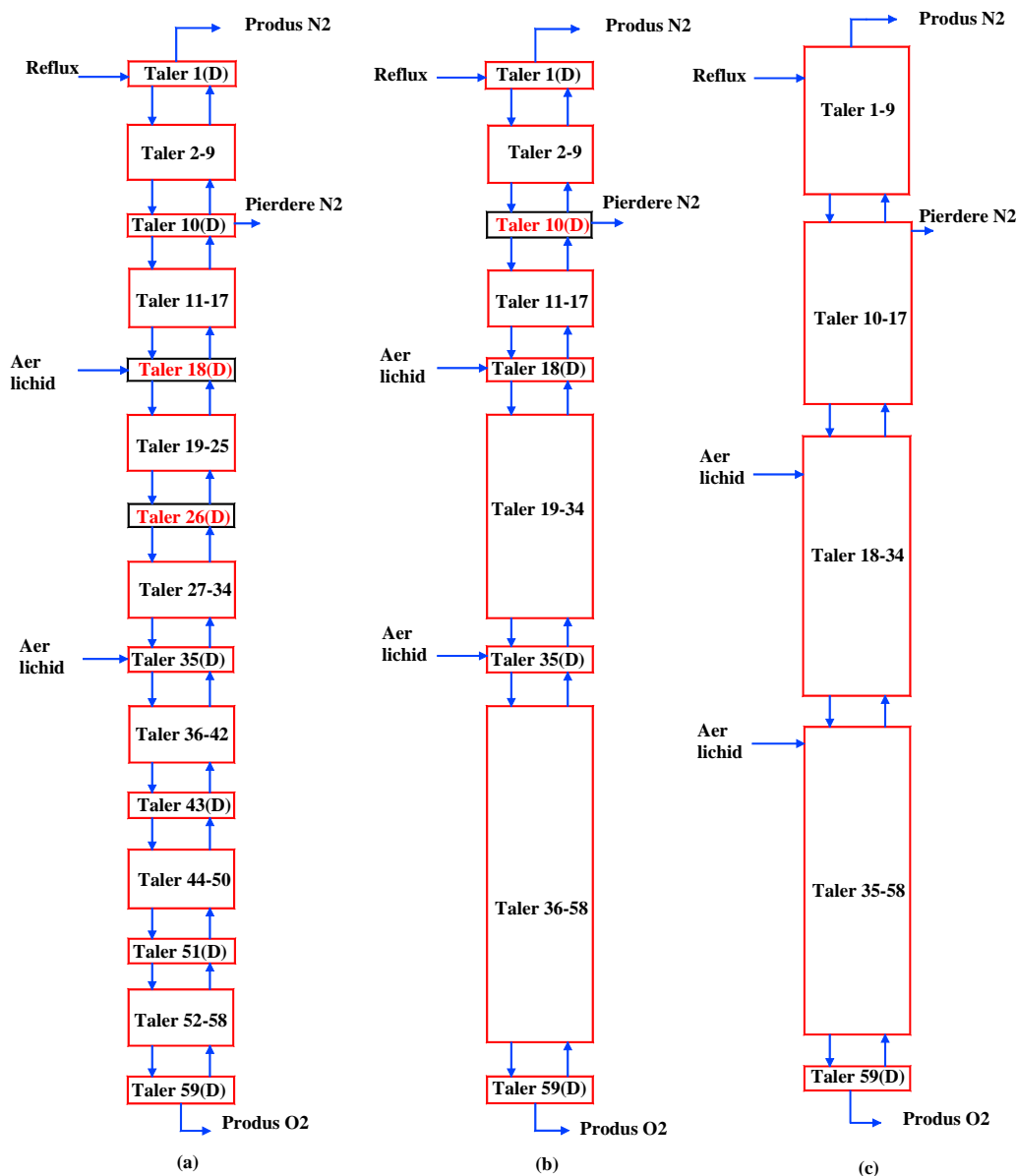


Figura 4.1. Schema de analiză a modelului compartimental

- Un model cu 15 compartimente (figura 4.1.a): Vaporizatorul (talerul 59) și cele șapte distribuitoare de lichid (1, 10, 18, 26, 35, 43 și 51) sunt considerate compartimente separate, datorită cantității mari de lichid reținute;
- Modelul cu 9 compartimente (figura 4.1.b): distribuitorii de lichid amplasați între puncte de alimentare sau extragere a coloanei, sunt grupate împreună cu talerele de echilibru, astfel încât între două puncte succesive de alimentare și/sau extragere de debite există un singur compartiment;

- Modelul cu 5 compartimente (*figura 4.1.c*): Fiecare compartiment conține un singur racord de alimentare sau extragere de fluid, amplasat în zona primului taler al compartimentului. Vaporizatorul este considerat ca un compartiment separat, datorită cantității mari de lichid reținute.

Modelele comportamentale se obțin prin transformarea modelului taler cu taler într-o forma cu o singură perturbare și neglijând dinamica rapidă a fenomenului. Compartimentele cu un singur taler nu pot fi simplificate, deoarece ecuațiile asociate modelului nu pot reda separarea ca o funcție de timp.

Procedura de reducere a ordinului modelului dinamic pentru compartimente care conțin mai multe talere poate fi prezentată concis astfel:

1. Se înlocuiesc bilanțurile dinamice pentru un taler ideal considerat, cu bilanțurile dinamice ale întregului compartiment;
2. Se introduce un singur parametru perturbator, care reprezintă raportul dintre cantitatea de lichid reținută de un singur taler ideal (aflat în echilibru) și cantitatea de lichid reținută de întregul compartiment;
3. Ecuațiile diferențiale pentru talerul teoretic individual sunt reduse la ecuații algebrice, punând condiția ca valoarea singurului parametru perturbator să fie 0.

Modelul cu 15 compartimente prezentat în *figura 4.1.a* este completat prin adăugarea ecuațiilor de bilanț și relațiile de echilibru lichid – vapori pentru compartimentele cu un singur taler. O procedură asemănătoare se folosește pentru derivarea ecuațiilor reduse pentru modelele cu 9 și cu 5 compartimente, prezentate în *figurile 4.1.b*, respectiv *4.1.c*.

Din datele prezentate în *tabelul 4.2* rezultă că, compartimentarea conduce la o reducere semnificativă a numărului variabilelor diferențiale, comparativ cu modelul taler cu taler.

Tabelul 4.2. Complexitatea modelului taler cu taler și a modelelor compartimentale

Model	Variabile diferențiale	Variabile algebrice
Taler cu taler	178	134
15 compartimente	46	266
9 compartimente	28	284
5 compartimente	16	296

4.3. Rezultate și discuții

Un prim set de rezultate ale simulării a fost generat prin:

1. Selectarea talerului sensibil al fiecarui compartiment multitaler ca fiind talerul amplasat la mijlocul compartimentului;
2. Ajustarea eficienței talerelor din secțiunea superioară (talerele 2 - 9) și a coeficientului de transfer de căldură al vaporizatorului din modelul bilanțului taler cu taler, în așa fel încât, puritatea produselor oxigen și azot obținute cu modelul Aspen în condiții staționare nominale, să aibă aceeași valoare.
3. *Figura 4.2* prezintă o comparație a profilului compoziției oxigenului și argonului în condiții de funcționare în regim staționar, compoziție obținută folosind programul Aspen, modelul taler cu taler complet (FOM – Full Order Model) și modelul redus privind compartimentarea în 15 compartimente (Comp 15), în 9 compartimente (Comp 9) și 5 compartimente (Comp 5), a coloanei de joasă presiune, pentru funcționarea în regim staționar nominal.

4. Modelul taler cu taler permite obținerea unor variații în bună concordanță cu valorile obținute cu ajutorul programului Aspen, într-un interval foarte mare al concentrațiilor oxigenului și argonului. Pentru obținerea acestor valori apropiate, a fost necesară includerea în modelul taler cu taler a bilanșurilor energetice și a relațiilor de echilibru lichid – vapori pentru gaze reale. Se observă discontinuități mari la talerele unde se introduc debite de alimentare, în timp ce în locațiile unde sunt amplasate distribuitoare de lichid, profilul compoziției este aproape continuu.
5. Motivația considerării mai multor compartimente pentru modelul matematic redus este aceea de a îmbunătăți estimarea comportării dinamice a sistemului.

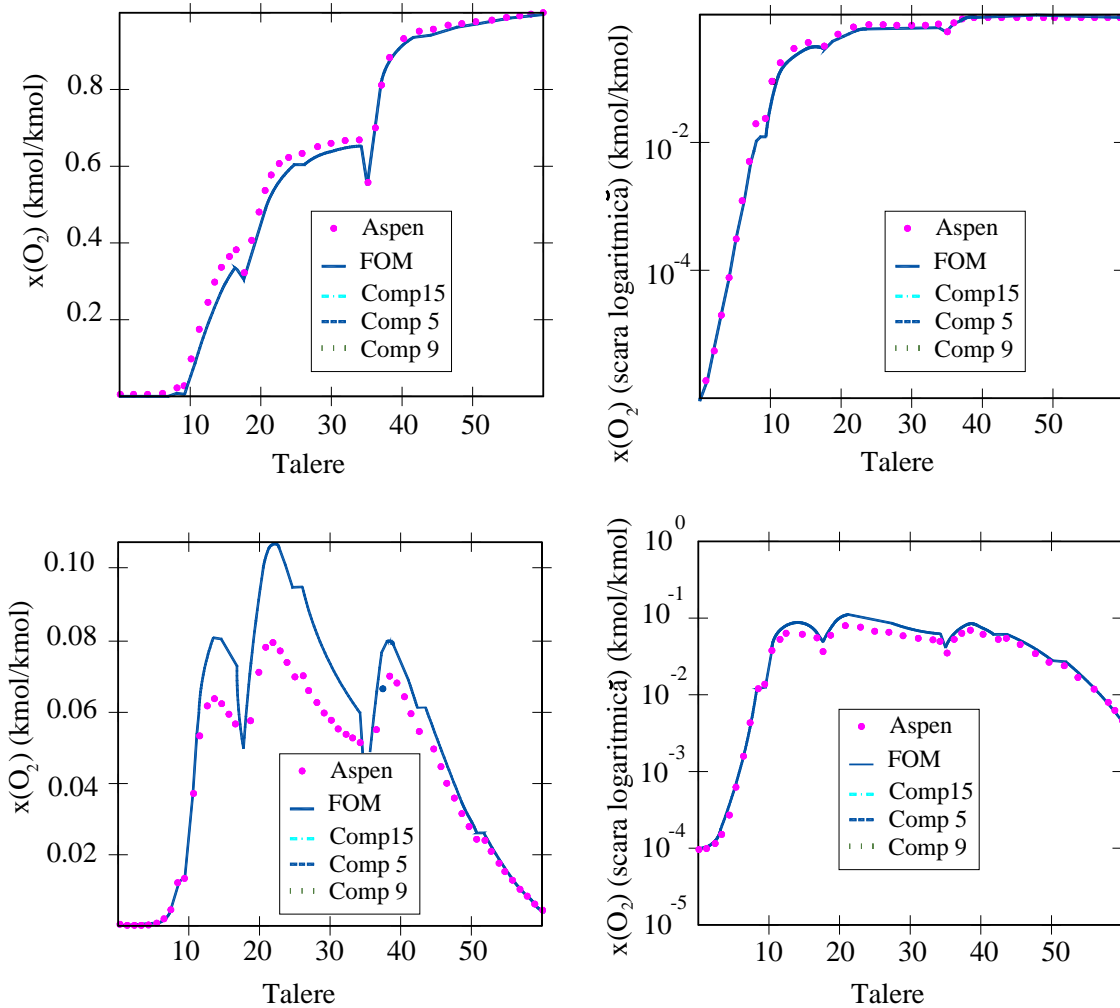


Figura 4.2. Variația concentrației oxigenului și argonului pe înălțimea coloanei de joasă presiune, pentru condiții de funcționare în regim staționar al coloanei

Modelele dinamice conduc la un răspuns mai lent al profilului compoziției azotului decât modelul staționar, în timp ce în cazul oxigenului se obțin rezultate aproape identice, cu excepția modelului cu 5 compartimente.

Evoluția profilului concentrației oxigenului și argonului pentru o scădere cu 25% a debitului de aer lichid este prezentată în figura 4.4. Profilele obținute cu simulatorul Aspen și modelul cu 15

compartimente sunt prezentate pentru trei momente temporale distincte. În timp ce modelul compartimental este capabil să traseze simultan profilele celor două componente analizate, compoziția tranzitorie este obținută cu o precizie scăzută. Se observă diferențe mari între profilul Aspen și profilul compartimental la momentul staționar inițial ($t=1h$) și imediat după modificarea pasul temporal ($t=1.1h$) la partea superioară a coloanei. Prin contrast, modelul compartimental furnizează o foarte bună precizie a estimării profilelor finale pentru condiții staționare ($t=5h$).

În figura 4.6 sunt prezentate răspunsurile dinamice ale argonului și oxigenului pentru o modificare a debitului de aer lichid cu +25% la timpul $t=1h$. Modelul taler cu taler generează o foarte precisă evaluare a dinamicii purității produsului azot și creșterea acesteia în condiții staționare. Cu toate că modelul taler cu taler produce o ușoară creștere a concentrației oxigenului în regim staționar față de simulatorul Aspen, este captată cu fidelitate dinamică scăderea concentrației în oxigen a produselor azot și oxigen, cauzate de controlul nivelului de lichid din vaporizator.

Cea mai bună concordanță cu modelul taler cu taler privind compoziția ambelor produse este obținută cu modelul cu 15 compartimente.

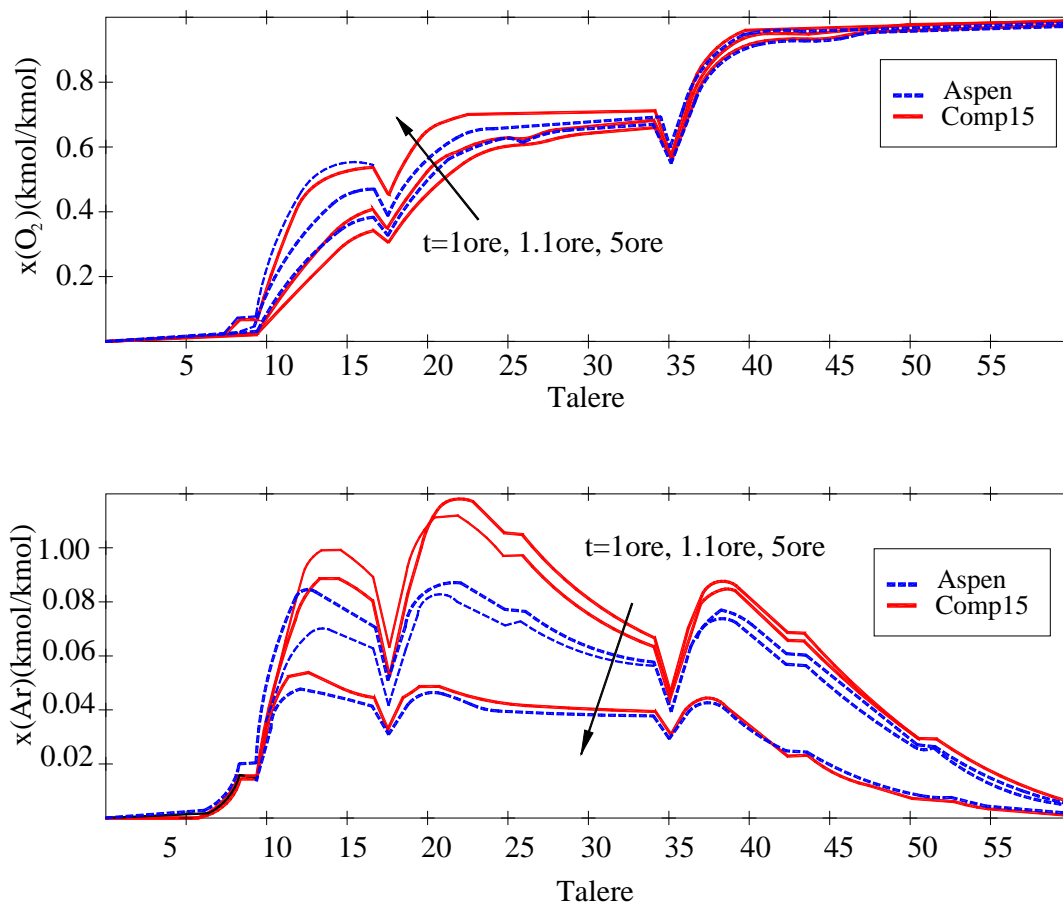


Figura 4.4. Variația profilului compoziției oxigenului, respectiv argonului, pentru o scădere cu 25 % a debitului de aer lichid

Modelul cu 9 compartimente produce erori mai mari privind dinamica profilului purității produsului oxigen, în timp ce modelul cu 5 compartimente generează erori mari pentru ambele componente analizate, datorită concentrării talerelor de echilibru și a distribuitorilor de lichid în aceleași compartimente.

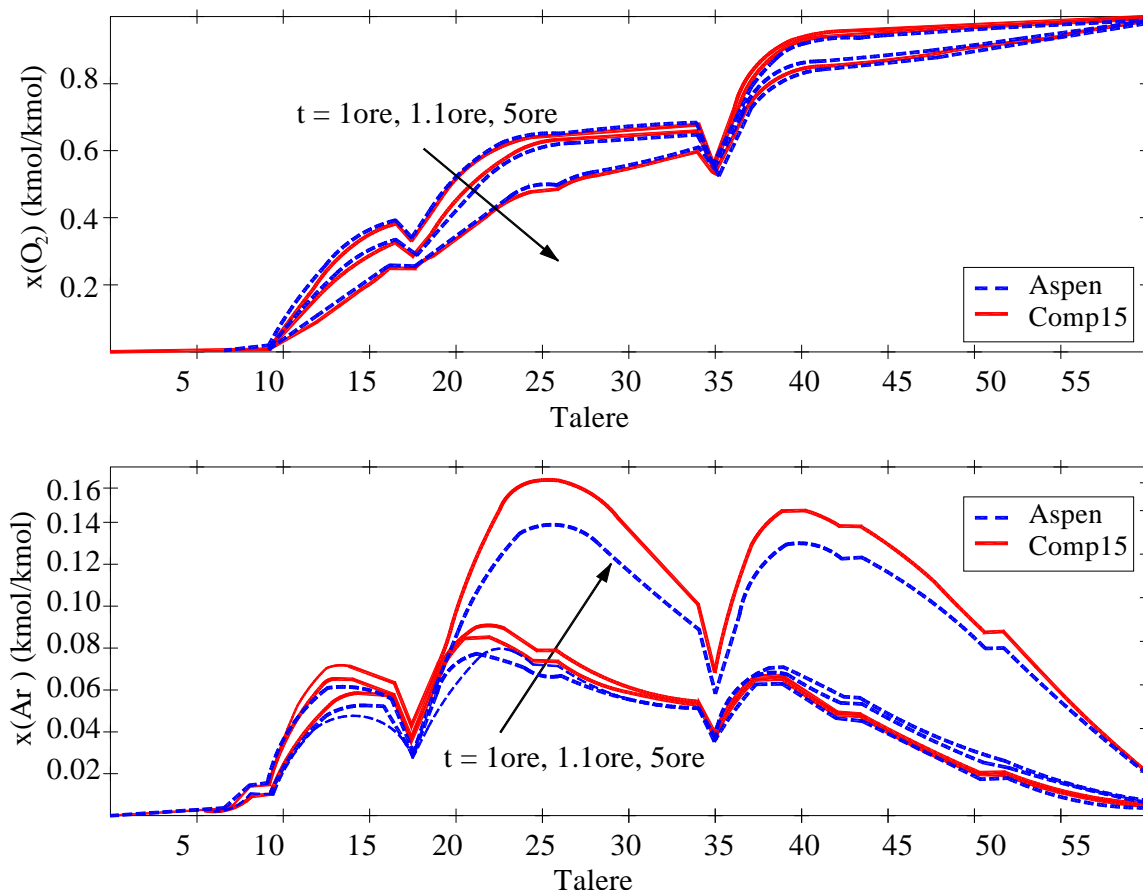


Figura 4.6. Dinamica compoziției oxigenului și argonului pentru o creștere cu 15 % a debitului de aer lichid obținută cu simulatorul Aspen și cu modelul cu 15 compartimente

Cele mai clare dinamici ale compoziției produsului cu simulatorul Aspen au fost obținute când talerele sensitive au fost amplasate în centrele compartimentelor, cum este cazul simulărilor prezentate anterior.

Concluzii

Modelele compartimentale de ordin redus au fost obținute din modelul de bilanț taler cu taler detaliat al unei coloane de distilare de înaltă puritate, utilizată pentru separarea criogenică a aerului. Modelul taler cu taler a condus la rezultate foarte apropiate cu cele obținute folosind programul specializat ASPEN, pentru un interval mare a debitelor de produse de separare. Modelele reduse realizate prin considerarea unui număr de compartimente ale coloanei de distilare au fost obținute din modelul taler cu taler, prin aplicarea teoriei perturbației singulare. Metoda de reducere conduce la realizarea unor modele comportamentale care conțin un număr relativ redus de variabile diferențiale, dar cu un număr mare de variabile algebrice.

Capitolul V. Controlul instalațiilor criogenice de separare a aerului

Instalațiile criogenice de separare a aerului prezintă o caracteristică interesantă prin aceea că energia este considerată materia primă. Adevărată materie primă din punct de vedere chimic, aerul, se caracterizează printr-o compoziție practic constantă și este gratis. Din acest motiv se consideră că energia este materia prima care trebuie gestionată în așa fel încât consumul să fie minimizat, prin aplicarea unor tehnologii care să permită obținerea unor randamente mari de produs pe unitate de energie consumată. De aceea, în modelele de proces pentru instalațiile criogenice de separare a aerului o atenție deosebită se acordă eficienței energetice a procesului.

5.1. Necesitatea controlului instalațiilor criogenice de separare a aerului

Necesitatea controlului unei instalații criogenice de separare a aerului este aceea de a răspunde la întrebarea: cum poate fi controlat procesul de separare a aerului în scopul obținerii produselor de separare cu caracteristicile de calitate și cantitate solicitate de beneficiari, cu consum de energie minim. Optimumul economic nu este necesar să coincidă cu consumul minim de energie, datorită unei multitudini de factori, cum ar fi fluctuația prețului energiei primare (energia electrică) în cursul unei zile, stocarea produselor de separare și interacțiunea posibilă cu alte instalații. Această provocare, privind condițiile de funcționare a instalației, se poate realiza printr-o bună cunoaștere a procesului și a echipamentelor componente ale instalației, combinată cu o bună strategie de control și implementarea unei tehnologii adecvate.

5.2. Motivarea utilizării modelului de control predictiv

Caracteristicile funcționării unei instalații criogenice de separare a aerului sugerează faptul că, modelul de control predictiv MPC poate fi o tehnică eficientă pentru controlul acesteia. Principalele caracteristici ale MPC într-o astfel de aplicație sunt:

- Algoritmul de control al instalației este o problemă independentă;
- Nu este necesar ca obiectivele de control să fie realizate cu o singură relație care să descrie procesul;
- Acțiunile de control sunt guvernate de modele dinamice ale procesului;
- Previzunile modelului sunt folosite pentru a îmbunătăți performanțele viitoare ale instalației;
- Capacitatea de a face compromisuri privind obiectivele controlului prin reglare explicită.

Independența algoritmului soluție față de formularea problemei specifice permite aplicarea mai ușoară și mai robustă a acestei tehnologii de control în instalațiile criogenice de separare a aerului.

MPC încorporează caracteristicile dinamice ale procesului în calculele controlerelor. Acest lucru reduce alocările necesare pentru condiții tranzitorii, care apar atunci când apar perturbări sau se aduc modificări sistemului, permițând instalației să se deplaseze între punctele de operare cu viteze care sunt în cele din urmă limitate de dinamica inerentă a echipamentului de proces instalat. Capacitatea predictivă conferită de utilizarea unui model de proces permite calcularea

unei traiectorii controlate, care să reducă la minimum eroarea variabilelor controlate pentru întregul orizont de predicție.

Controlul unei instalații criogenice de separare a aerului urmărește trei obiective:

1. *Puritatea produselor de separare.*
2. *Stabilitate.*
3. *Flexibilitate.*

5.3. Implementarea modelului predictiv de control

Implementarea MPC este foarte simplă, acoperind cele patru faze principale:

- Stabilirea obiectivelor și a strategiei de control;
- Identificarea procesului;
- Verificarea modelului și îmbunătățirea acestuia;
- Amplasarea controlerelor.

Obiectivele și strategiile de control sunt stabilite prin luarea în considerare a angajamentelor contractuale specifice ale instalației, caracteristicile de proces, precum și orice conexiune la o rețea de distribuție a produselor de separare către beneficiari sau interacțiune potențială cu alte instalații industriale, deoarece instalațiile de separare a aerului fac parte, de regulă, din complexe de instalații care sunt conectate la rețele proprii de distribuție cu produse necesare fluxului tehnologic specific. Astfel, pot definite diferitele moduri de funcționare a instalației și pot fi stabilite obiectivele economice. Caracteristicile procesului vor dicta selectarea variabilelor manipulate și a celor controlate.

Identificarea procesului reprezintă sarcina de determina răspunsul dinamic al procesului de bază și de stabilire a modelelor de procese dinamice care vor reprezenta procesul respectiv în calculele controlerelor. Un model dinamic este identificat pentru fiecare variabilă dependentă, în funcție de variabilele independente. Datele necesare pentru realizarea acestui obiectiv se bazează pe observații făcute pe instalația în funcțiune. Pentru a genera un răspuns dinamic pentru modificarea treptată a variabilelor manipulate (independente), este realizat un model, care este apoi adus prin regresie la o formă de model matematic. După dezvoltarea modelelor inițiale, se fac o serie de teste de verificare, pentru a evalua fidelitatea modelelor cu performanțele efective ale instalației, într-o gamă largă de condiții de operare previzibile. Funcție de rezultatele obținute, sunt realizate modificările necesare, în scopul de a stabili nivelul necesar de fidelitate între model și experiment. Acest lucru poate implica transformări de variabile sau teste suplimentare, pentru a captura un răspuns dinamic, care inițial nu a fost inclus în mod adecvat.

Există programe de calcul utilizate pentru controlul instalațiilor criogenice de separare a aerului, cum ar fi OPTISIM, DIVA, gPROMS, SpeedUP.

Toate modelele de calcul au la bază modelul undă, propus de Marquardt. În cadrul acestui model, dinamica profilului compoziției fluxului și refluxului pe înălțimea coloanei este explicată pe baza unei forme prestabilite a profilului unei unde de înălțimea coloanei. Între fluxul de vapori și refluxul de lichid există un schimb de căldură și masă, la interfața lor, în procesul de deplasare a undei în coloana. Pentru minimizarea efectelor de planeitate pe talerele de separare, acestea se împart în volume independente cu volum variabil, numite unde. În plus,

talerele sunt asociate cu distribuitoare, care asigură distribuția uniformă a lichidului. În concluzie, modelul undă presupune ipoteza unei forme constante a interfeței lichid-vapori. Controlul profilului concentrației devine posibil prin controlul poziției frontului de undă.

Obiectivele principale ale optimizării costului unei instalații criogenice de separare a aerului sunt maximizarea profitului concomitent cu minimizarea consumului de energie.

Modelarea dinamică a controlului procesului criogenic de separare criogenică a aerului rezultă prin liniarizarea unui set de ecuații algebrice diferențiale (DAE).

În cazul modelului dinamic, funcția obiectiv este descrisă de ecuația (5.2)

$$J(u, p) = \Phi(x(t_f), p, t_f) + \int_{t_0}^{t_f} L(x(t), u(t), p) dt, \quad \Phi, L \in R \quad (5.2)$$

Prin parametrizarea variabilei de control $\bar{u}(\bar{p})$, $\bar{p} \in \mathcal{R}^{n_{\bar{p}}}$, problema controlului optim devine o problemă de programare neliniară (NLP) pentru parametri $\hat{p} = (\bar{p}, p)$. Sunt posibile două strategii de transcriere:

1. Optimizarea și simularea iterativă (abordarea directă).
2. Optimizarea și simularea simultană (colocație directă).

În timp ce optimizarea și simularea interactivă satisface ecuațiile algebrice diferențiale în fiecare pas de iterație, optimizarea și simularea simultană satisface aceste ecuații doar la terminarea procedurii de optimizare, dacă se utilizează metoda de programare secvențială pătratică (SQP). Din acest motiv, în continuare se analizează în detaliu metoda 1 (optimizarea și simularea iterativă).

5.4. Abordarea directă

Având în vedere obiectivele generale, obiectivul propus este folosirea unei variante a formei Mayer în ecuația (5.2), de exemplu $L \equiv 0$.

Printr-o parametrizare $\bar{u}(\bar{p})$, problema controlului optim se transcrie într-o programare neliniară pentru parametri $\hat{p} = (\bar{p}, p) \in \mathcal{R}^{n_p}$.

Obiectivul analizei este optimizarea controlului unei instalații criogenice de separare a aerului în cazul în care sarcina instalației scade de la 100 % la 60 % din capacitatea nominală. Modificarea sarcinii necesită aproximativ 1 oră, timpul de operare fiind de la $t_0 = 0$ s la $t_f = 6000$ s. În timpul modificării sarcinii instalației este foarte importantă funcționarea stabilă a acesteia și obținerea produselor de separare cu o anumită puritate, care trebuie să nu se modifice în timpul modificării sarcinii. Instalația este modelată cu ajutorul unui sistem de ecuații algebrice diferențiale semi-explicite de ordinul 2, care constă din $n_y = 900$ ecuații diferențiale și $n_z = 2600$ ecuații algebrice. Restricțiile privind puritatea produselor de separare rezultă la limita inferioară și cea superioară $x_{i,\min} \leq x_i(t) \leq x_{i,\max}$ pentru 6 variabile de stare, adică $n_h = 12$ în ecuația (5.3). Acestea sunt prezentate în tabelul 5.2.

Cinci restricții se referă la calitatea produselor de separare. A șasea restricție este o restricție de operare stabilă: concentrația azotului în circuitul de alimentare a coloanei de argon crud nu trebuie să depășească 0.1 %, pentru nu a destabiliza procesul de separare în această coloană. În practică, măsurarea concentrației azotului în acest circuit este foarte costisitoare.

Tabelul 5.2. Limitele inferioare și superioare ale restricțiilor privind puritatea produselor de separare

Denumire	Minim	Maxim	Descriere
O ₂ LOX	0.997	1.0	Fracția de oxigen din produsul oxigen lichid
O ₂ GOX	0.997	1.0	Fracția de oxigen din produsul oxigen gazos
O ₂ LIN	0.0	5.0x10 ⁻⁶	Fracția de oxigen în produsul azot lichid
O ₂ GAN	0.0	5.0x10 ⁻⁶	Fracția de oxigen în produsul azot gazos
Ar Prod	0.965	1.0	Fracția de argon în produsul argon
O ₂ CAB	0.90	1.0	Fracția de oxigen în fluidul de alimentare coloana de argon brut

De aceea, este mai ușor să fie controlată concentrația oxigenului. Datorită modului de proiectare a instalației, restricția privind concentrația azotului este satisfăcută dacă concentrația oxigenului în circuitul de alimentare a coloanei de argon crud este mai mare de 90 %.

Cele $n_u = 5$ variabile de control descriu deschiderea și închiderea valvelor din circuitul instalației. În locul unei parametrizări complete a procesului de control, de exemplu, prin utilizarea unor funcții polinomiale pe porțiuni ale procesului, este analizată parametrizarea și optimizarea unor scheme de control frecvent utilizate. Patru elemente de control sunt parametrizate prin doi parametri pentru fiecare element, iar un element de control printr-un parametru, deci $n_{\bar{p}} = 9$.

Pentru un set inițial de parametri \bar{p} , variația în timp a purității principalelor produse de separare înainte de optimizare sunt prezentate în figura 5.1.

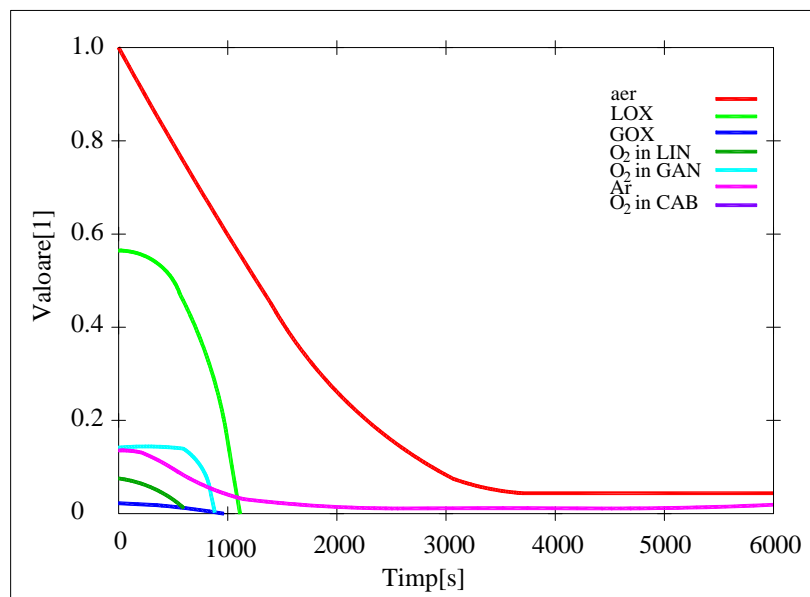


Figura 5.1. Puritățile parametrilor înainte de optimizare

Din această figură, rezultă că unele din variabile depășesc limitele inferioare admisibile, ceea ce conduce la stoparea procesului de separare. Acești parametri sunt considerați ca fiind valorile inițiale ale optimizării.

Optimizarea neliniară NLP a controlului procesului discretizat este rezolvată folosind o metodă secvențială pătratică. Toleranța pentru integrarea sistemului de ecuații algebrice diferențiale de ordinul 2 și sensibilitatea corespunzătoare a ecuațiilor este 10^{-3} . Toleranța optimizării și toleranța fezabilității (toleranța care specifică gradul la care valoarea mărimilor care alcătuiesc modelul matematic depășesc limitele impuse) sunt 10^{-2} . Variația în timp a purităților specificate în *tabelul 5.2*, pentru mărimile parametrizate de control optimizate este prezentată în *figura 5.2*. Din figură rezultă că valorile purității parametrilor se încadrează în limitele admise, ceea ce face ca procesul de separare să se desfășoare în cazul reducerii sarcinii instalației. De remarcat că graficele din *figurile 5.1 și 5.2* sunt trasate în coordonate ale căror scală respectă limita inferioară, respectiv superioară a purității produselor de separare, impuse în *tabelul 5.2*.

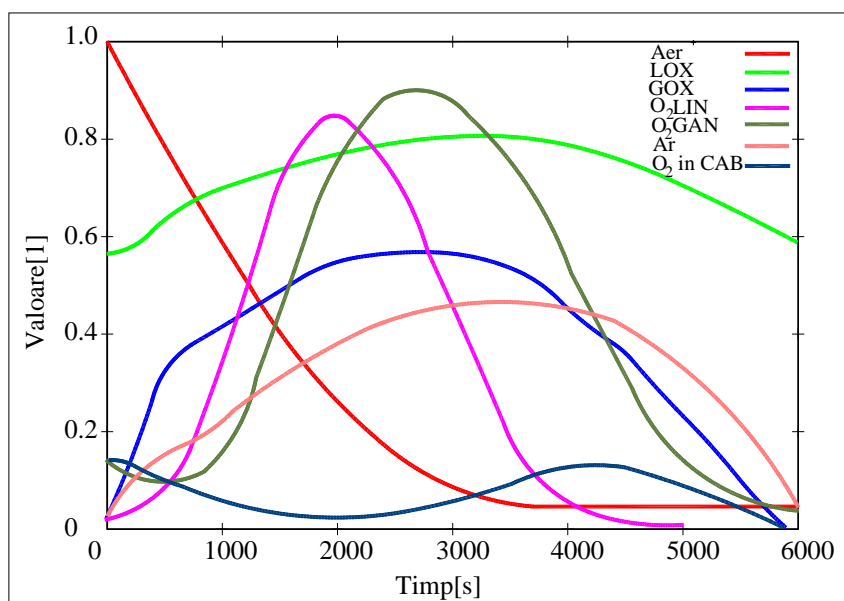


Figura 5.2. Puritățile parametrilor după optimizare

Se poate trage concluzia că metoda de optimizare dezvoltată permite calculul parametrilor de control pentru modelele dinamice ale instalațiilor criogenice de separare a aerului. Controlul parametrizat optimizat satisface restricțiile neliniare pentru funcționarea stabilă a instalației și calitatea produselor de separare și îmbunătățește indexul de performanță al instalației.

5.5. Metodă de control al unei instalații de separare criogenică a aerului

Metoda de control propusă urmărește optimizarea producției de argon într-o instalație criogenică de separare a aerului. Modelul executat continuu de un calculator de proces, conține modelul fiecărei coloane de distilare, al condensator-vaporizatorului care realizează cuplarea

termică a coloanei inferioare cu coloana superioară din coloana dublă de separare a aerului și al condensatorului amplasat la partea superioară a coloanei de argon. Aceste modele conțin modelul fiecărui taler amplasat în cele trei coloane de distilare, prin interconectarea acestora prin intermediul fluxului și refluxului din coloană, putându-se calcula valoarea curentă a variabilei controlate, ca răspuns la modificarea valorilor variabilelor de intrare aplicate modelelor.

În figura 5.3 este prezentată schema unei instalații de separare criogenică a aerului cu obținerea argonului, funcționarea acesteia fiind controlată printr-o metodă prezentată în acest capitol.

În figura 5.4 este prezentată structura sistemului propus pentru controlul instalației.

Figura 5.5 prezintă fluxurile de materiale și energetice care sunt considerate pentru orice taler din coloanele de distilare care alcătuiesc secțiunea de distilare criogenică a instalației considerate și care permit realizarea modelului matematic al acestuia.

Programul utilizat pentru sistemul de control al instalației (prezentat în figura 5.4) este aplicat instalației prezentate în figura 5.3, în scopul controlului producției de argon.

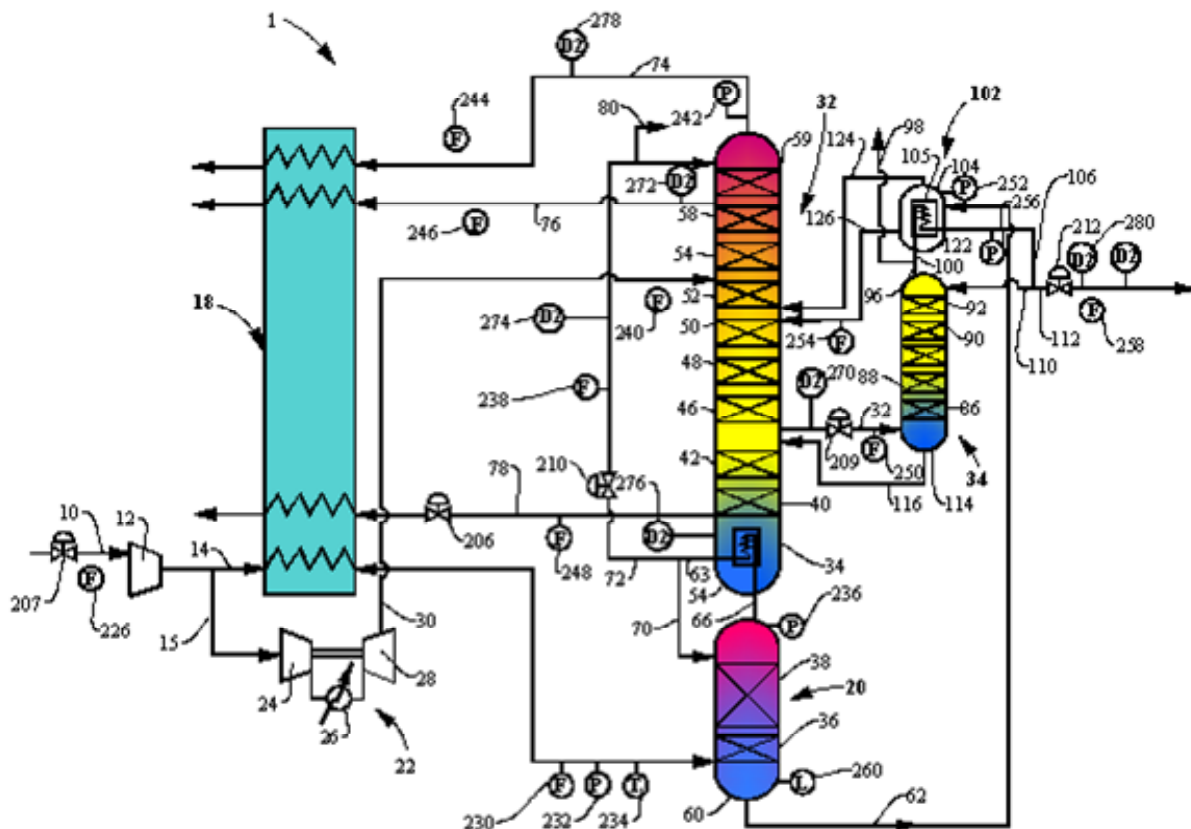


Figura 5.3. Schema instalației criogenice de separare a aerului supusă studiului cu principalele elemente de control

Elementele cheie ale sistemului de control sunt prezentate în schema instalației din *figura 5.3*. Metoda de control al unei instalații criogenice de separare a aerului în scopul optimizării producției de argon prezentată presupune prezintă următoarele caracteristici:

- Executarea continuă a unui program cu modele matematice pentru cele trei coloane ale zonei de distilare criogenică (coloana de înaltă presiune, coloana de joasă presiune și coloana de argon crud), a condensator-vaporizatorului care realizează cuplarea termică a coloanei de înaltă presiune cu cea de joasă presiune și a condensatorului amplasat la partea superioară a coloanei de argon crud;
- Utilizarea unor modele matematice pentru fiecare taler teoretic din cele trei coloane de distilare, cele două schimbătoare de căldură (condensator-vaporizatorul din coloana dublă de separare a aerului și condensatorul din coloana de argon crud) fiind asimilate ca fiind talere teoretice;
- Modelele talerelor teoretice sunt conectate între ele atât intern (prin fluxul de vapori și refluxul de lichid care evoluează în coloana de distilare respectivă) cât și extern (prin fluxurile de vapori și lichid care alimentază sau sunt extrase din cele trei coloane de distilare);
 - În timpul fiecărei secvențe de executare a programului sunt calculate valorile variabilelor controlate în funcție de variabilele manipulate prin calculul unui bilanț de materiale în regim dinamic. De asemenea, este efectuat calculul echilibrului lichid-vapori și al bilanțului energetic pentru modelul matematic al fiecărui taler teoretic, folosind debitele externe și interne de vapori și lichid, ale variabilelor controlate, care conțin mărimi calculate din modelele matematice ale talerelor din coloana de joasă presiune, funcție de concentrația de azot din circuitul de alimentare a coloanei de argon crud și variabilele manipulate care conțin debitul de aer de alimentare. O alta mărime calculată este debitul de produs oxigen extras din coloana de joasă presiune și a debitului de alimentare a coloanei de argon crud;

Concluzii

În acest capitol a fost prezentată o metodă de control al unei instalații criogenice de separare a aerului care are ca scop optimizarea obținerii argonului din aerul prelucrat. Această metodă, de tip MPC, permite controlul permanent al circuitului aerului de alimentare, al circuitului de extragere a produsului oxigen și a celui de azot rezidual din coloana de joasă presiune, precum și al circuitului de alimentare a coloanei de argon brut. Prin limitarea concentrației de azot din circuitul de alimentare a coloanei de argon brut se evită acumularea azotului în condensatorul de reflux al coloanei, ceea ce ar duce blocarea funcționării acesteia.

Capitolul VI. Proiectarea instalației criogenice de separare a aerului în condiții de incertitudine

Introducere

Proiectarea cu informații incerte privind valorile unor debite care intervin într-un proces este o problemă importantă în domeniul tehnologiei proceselor chimice, inclusiv în cazul procesului de separare criogenică a aerului. Luarea în considerare a informației necunoscute în faza de proiectare poate mări performanța de exploatare și flexibilitatea procesului tehnologic.

Pentru a trata incertitudinile potențiale în faza de proiectare, abordarea tradițională constă în proiectarea procesului în concordanță cu valorile nominale ale parametrilor incerti și ulterior reproiectarea pe baza factorilor empirici, obținuți din datele de exploatare a instalației.

În proiectarea optimă în condiții de incertitudine, în acest capitol au fost adoptate formulările de tematici de programare cu scenarii multiple. În comparație cu programarea cu constrângeri de oportunitate, formulările cu scenarii multiple reclamă fezabilitatea tuturor scenariilor discrete.

6.2. Proiectarea în condiții de incertitudine pentru unitățile de separare criogenică a aerului

Există o serie de incertitudini care afectează soluțiile optime ale problemelor de proiectare/construcție și exploatare. Un exemplu de astfel de incertitudine în modele se referă la selectarea metodelor și parametrilor termodinamici. Componentele primare sunt separate la temperaturi extrem de scăzute, iar pachetele standard ar putea să nu descrie în mod adecvat comportamentul sistemului în aceste condiții.

O a doua formă de incertitudine se referă la cererea necunoscută de produse de separare. În sistemele de separare a aerului se pot obține produse formate din trei componente de diferite calități, atât în faza de vapori cât și de lichid.

O a treia formă de incertitudine o reprezintă disponibilitatea necunoscută sau variabilă a energiei necesare procesului, cât și prețul acesteia. Costul de exploatare dominant în sistemele de separare criogenică a aerului îl reprezintă electricitatea necesară procesului.

Atunci când se iau în considerare sistemele de separare criogenică a aerului, incertitudinea poate proveni din mai multe surse. Incertitudinea de proces (necunoscută în timpul exploatării) poate fi cauzată de proprietăți fizice necunoscute. De exemplu, modelele de indicator de activitate pentru sistemele N_2 -Ar- O_2 conțin parametri de interacțiune binară, care sunt sensibili la puritățile și presiunile argonului. Variabilitatea procesului (sau incertitudinea măsurabilă) poate apărea ca urmare a modificării cererii de produs. Pentru a satisface cererea de produs variabilă, sistemul de separare criogenică a aerului aer trebuie să aibă posibilitatea să treacă de la anumite condiții de exploatare, la altele. Variabilitatea produsului de argon este adesea ignorată, cu toate că aceasta poate afecta semnificativ proiectarea optimă.

Un sistem tipic de separare criogenică a aerului include o coloană de distilare dublă cu integrarea căldurii, și o coloana de argon brut secundară. Coloana de distilare dublă este partea comună a tuturor sistemelor de separare criogenică a aerului, în timp ce o coloana de argon brut, CAB este adoptată în unele sisteme pentru obținerea argonului. Adăugarea coloanei de argon mărește considerabil complexitatea sistemului, prin cuplări și recirculări suplimentare, și

face exploatarea mai complicată decât la sistemul care are doar o coloană de distilare dublă. Schema tehnologică a procesului pentru sistemul studiat în acest capitol este prezentată în figura 3.12. Acesta este un sistem cu grad înalt de integrare care poate fi foarte dificil de proiectat și de operat. În mod tipic, există un număr mare de variabile de construcție care trebuie determinate în detaliu în faza de proiect a unei instalații de separare criogenică a aerului. Prezentul capitol se concentrează în principal pe faza de concepție a proiectării în condiții de incertitudine. În consecință, toate vanele se presupun a fi regulate de presiune de laminare, pierderea de masă în conducte se consideră neglijabilă, iar suprafețele de transfer de căldură și coeficienții de transfer de căldură sunt considerate constante în calculul schimbătoarelor de căldură. Pe baza dinamicii de proces a sistemului de separare criogenică a aerului, se selectează cinci variabile/parametri de reglare principali, $u = [U1, U2, U3, U4, U5]$, pentru a compensa variabilitatea cererii de produs de argon. Aceste variabile sunt definite ca fluxul de aer de alimentare al HPC ($U1$), fluxul de aer de alimentare al LPC ($U2$), refluxul de la HPC la LPC ($U3$), fluxul de azot epuizat ($U4$), și extracția secundară din LPC la CAB ($U5$). Cele cinci variabile de construcție principale sunt diametrele celor trei coloane de distilare (HPC, LPC și CAB), zona de transfer de căldură a agregatului combinat condensator/refierbător și puterea utilă/efectivă a compresorului. Condițiile nominale de exploatare ale instalației folosite în acest studiu de caz sunt aceleași folosite la realizarea modelului matematic în regim static (vezi tabelul 3.1).

Modelul detaliat al separării aerului se deduce utilizând următoarele patru ipoteze:

1. amestec perfect vaporii-lichid pe fiecare taler și randamentul talerului 100%;
2. pierderi de căldură neglijabile în taler;
3. căderea de presiune constantă pe fiecare taler;
4. presiunea și temperatura uniforme pe fiecare taler.

Acest model matematic a fost prezentat integral în capitolul III.

Modelul include expresiile matematice pentru cele trei coloane de distilare, două schimbătoare de căldură principale, două schimbătoare integrate (unul între HPC și LPC, al doilea între CAB și HPC), și câteva vane de laminare/strangulare. Modelul conține bilanțurile masice și energetice pentru toate schimbătoarele și ventilele de laminare.

Se presupune că nu există pierderi de căldură în schimbătoare și pierderile de presiune sunt constante în aceste aparate.

Pentru proiectarea instalației se folosesc următoarele expresii:

- Diametrele coloanelor sunt calculate cu relația:

$$D_{m,j} = 0.0164V_{m,j}^{0.5} \left[378M_g \left(\frac{T_{m,j}}{520} \right) \left(\frac{14.7}{p_{m,j}} \right) \right]^{\frac{1}{4}} \quad (6.2)$$

Unde:

- p_m este presiunea pe talerele fiecărei coloane;

- M_g este masa molară a vaporilor.

$$D_m = \max(D_{m,j}), m \in (LPC, HPC, CAB) \quad (6.3)$$

- Înălțimea fiecărei coloane este definită de relația:

$$H_m = 2.4n_m \quad (6.4)$$

unde n_m este numărul de talere în fiecare coloană.

- Suprafața de schimb de căldură a condensator-vaporizatorului care realizează cuplarea termică între coloana de înaltă presiunea și coloana de joasă presiune poate fi descrisă de relația:

$$S_{K-V} = \frac{\Phi_{K-V}}{k \Delta T} \quad (6.5)$$

Unde

- Φ_{K-V} reprezintă fluxul de căldură în condensator-vaporizator;
- ΔT reprezintă diferența dintre temperatura de condensare a vaporilor de azot acumulați la partea superioară a coloanei de înaltă presiune și temperatura de vaporizare a oxigenului lichid acumulat în blaza coloanei de joasă presiune;
- k este coeficientul global de schimb de căldură în condensator-vaporizator.

Costurile de investiție cu mantaua și talerele coloanei (CSC și CTC) sunt estimate cu ajutorul următoarelor ecuații:

$$\begin{aligned} CSC_m &= \left(\frac{MS}{280}\right) 102D^{1.066} H^{0.802} (c_{in} + c_m c_p) \\ CTC_m &= \left(\frac{MS}{280}\right) 4.7D^{1.55} H (c_s + c_t + c_m) \end{aligned} \quad (6.7)$$

În aceste relații, mărimile au următoarele semnificații:

- MS - indicele Marshall-Swift;
- c_p , c_m , c_{in} sunt coeficienții intervalului de presiune, materialului din care sunt confecționate mantaua coloanei și talerele amplasate în aceasta și costurile de instalare;
- c_s și c_t sunt coeficienții care țin cont de distanța dintre talere, respectiv de costul de construcție.

Costurile de investiție privind schimbătorul de căldură tip condensator-vaporizator sunt determinate de relația:

$$HEC = \left(\frac{MS}{280}\right) 102S^{0.65} [c_{in} + c_m (c_t + c_p)] \quad (6.8)$$

Costurile de investiție privind compresorul principal (CPC) sunt:

$$BHP = \left[\frac{(U_1 + U_2)}{1 - \Delta F_l} \cdot \frac{k}{k - 1} RT_{in} \left[\left(\frac{p_{out}}{p_{in}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \right] \quad (6.9)$$

$$CPC = \left(\frac{MS}{280} \right) 518 (BHP)^{0.82} (c_{in} + c_t) \quad (6.10)$$

Unde:

- BHP este puterea utilă a compresorului;
- p_{in} și p_{out} sunt presiunea de aspirație, respectiv de refulare, a compresorului;
- ΔF_l reprezintă pierderea din debitul de alimentare a compresorului;
- k este indicele adiabatic aerului.

Deoarece costul de exploatare major al proceselor de separare criogenică a aerului îl reprezintă energia electrică necesară, se consideră că celelalte costuri de exploatare pot fi ignorate. De asemenea, se consideră că în sistem nu este instalat un lichefiator. În studiul prezentat se consideră prețul energiei constant.

Costul electricității (EC) este dat de relația:

$$EC = C_{el} \frac{BHP}{\eta} \quad (6.11)$$

Unde:

- C_{el} reprezintă prețul electricității (0.0574 USD/kWh);
- η reprezintă randamentul compresorului ($\eta = 0.75$).

Costul anual total (TAC) al procesului de separare a aerului este dat de următoarea relație:

$$TAC = \frac{(CSC + CTC + HEC + CPC)}{\tau_p} + \sum_{k \in K} \sum_{q \in Q} (\omega_{qk} \cdot EC_{qk}) \quad (6.12)$$

Unde τ_p reprezintă durata de amortizare, care se presupune a fi 3 ani.

Ultimul termen al relației (6.12) este o integrare numerică pentru valoarea preconizată a costurilor de exploatare.

În studiile de caz, admitem că variabilitatea și incertitudinea sunt ambele distribuite uniform. Prin urmare, ponderile ω_{qk} sunt toate egale. Se pot folosi reguli de cvadratură mai precise, asociate cu alte tipuri de distribuții. Alte costuri, cum ar fi tubulatura și vanele, nu sunt incluse în acest studiu.

Se folosește formularea de bază descrisă în subsecțiunea precedentă pentru a găsi conceptul optim în cazul nominal. În plus, se elaborează o formulare cu scenarii multiple care ia în considerare incertitudinea cererii de argon și parametrul termodinamic α_{12} , și evaluează obiectivul folosind valoarea prognozată a costurilor de exploatare.

Luând numărul de scenarii cel mai mare (196 scenarii), rezultatele optime de la formulările cu scenarii multiple sunt comparate cu rezultatele optime pentru cazul nominal din tabelul 5.1. Așa cum se poate anticipa, conceptul este mai conservator atunci când incertitudinea este luată în considerare. Diametrul optim al HPC este cel mai puțin sensibil la incertitudinea considerată aici. Diametrul CAB și puterea utilă sunt afectate considerabil.

Tabel 6.1.. Conceptul optim pentru formularea nominală și cu scenarii multiple a unității de separare a aerului

Variabila	Cazul nominal	Cazul cu scenarii multiple	Diferența
Diametrul LPC [m]	0.66	0.76	15.65 %
Diametrul HPC [m]	0.88	0.95	8.24 %
Diametrul CAB [m]	0.44	0.54	23.42 %
BHP, [kW]	90	113	25.57 %
Suprafața K-V, [m ²]	24	26	11.45 %
TAC, [USDx10 ⁶]	1.412	1.586	12.35 %

Acest număr de scenarii de proiectare este justificat, având în vedere că variabilitatea solicitărilor de argon va necesita o mai mare flexibilitate a procesului. Acest rezultat arată și faptul că modificarea producției de argon numai prin schimbările operate în exploatare nu este optimă (și nu poate fi fezabilă). Atât modificările de concept/proiect cât și de exploatare trebuie luate în considerare. Efectele acestor incertitudini asupra diametrului LPC sunt mai dramatice decât asupra diametrului HPC. Acest lucru este de așteptat având în vedere variabilitatea producției de argon și integrarea dintre LPC și CAB. O extracție mărită din LPC către CAB, cuplată cu variabilitatea în recircularea de la CAB, necesită o flexibilitate sporită în LPC. Din contra, CAB este mai slab integrat cu HPC.

Concluzii

Studiul prezentat folosește o abordare cu scenarii multiple în scopul determinării conceptului de proiectare optimă a unui proces de separare criogenică a aerului, luând în considerare două clase de incertitudine. Variabilitatea procesului descrie incertitudinea care este măsurabilă în timpul exploatării, și parametrii (variabilele) de reglare și control care pot fi folosiți pentru a compensa această incertitudine. Incertitudinea procesului reprezintă cantitățile care nu se pot măsura cum ar fi parametrii incerți ai modelului sau perturbările nemăsurate. În acest studiu, ca exemplu de variabilitate a procesului a fost selectată cererea de produs de argon, iar coeficienții de activitate necunoscuți au fost selectați ca exemplu de incertitudine a procesului.

Așa cum este de așteptat, conceptul optim este mai conservator atunci când incertitudinile sunt luate în considerare. Abordarea cu scenarii multiple asigură însă un tratament mai riguros al incertitudinii decât aplicarea factorilor de proiectare excesivă tradițională. Abordareapermite un concept mai eficient prin identificarea potențialului pentru schimbări

operaționale în parametri de reglare/control, funcție de variabilitatea procesului. Mai mult, sunt identificate în mod riguros interacțiunile neliniare dintre incertitudini, deciziile de proiectare/construcție și aceste posibilități potențiale de control.

Dacă proiectarea cu scenarii multiple este o abordare pentru analiza incertitudinii în optimizare, găsirea unor strategii de soluții eficiente pentru aceste probleme la scară largă, în special în cazul nelinier general, ar putea constitui o provocare.

6.3. Exploatarea optimă: cererea incertă și constrângerile contractuale

În acest subcapitol, este prezentată o analiză privind exploatarea optimă în condiții de incertitudine. Este abordată în special exploatarea optimă a proceselor de separare criogenică a aerului cu cereri de produs incerte și constrângeri privind nivelele de satisfacere a clienților.

Prezentul subcapitol abordează problema determinării strategiilor de exploatare optime pentru maximizarea profitului total în cazul unui sistem de separare criogenică a aerului atunci când se iau în considerare modelele de proces nelinier riguroase, cererea de produs incertă și obligațiile contractuale în forma constrângerilor probabilistice de rata de satisfacere a cererii. Se dezvoltă un model bazat pe principii fundamentale ale unui sistem de separare a aerului care conține trei coloane cuplate, în scopul captării interacțiunilor neliniare în această schemă tehnologică cu grad înalt de integrare.

Acest model include bilanțurile masic și energetic necesare, echilibrul de fază cât și expresiile proprietăților fizice. Se adoptă funcția de pierdere probabilistică pentru abordarea incertitudinii asociate cererii de produs. Cererile de produs se presupun a fi distribuite normal cu valoare medie, iar fluctuațiile cunoscute și funcția de pierdere sunt utilizate pentru a evalua profitul scontat considerat în funcția obiectiv.

Pentru a include obligațiile contractuale, în mod normal se iau în considerare două tipuri de nivele de deservire a beneficiarilor. Nivelul de deservire de tipul 1 se concentrează numai pe numărul de scenarii care nu reușesc să satisfacă cererea. Acesta nu ia în considerare mărimea deficitului de cerere în scenariile cu stoc epuizat. Din contră, nivelul de deservire de tipul 2 ia în considerare în mod explicit partea de cerere care nu este satisfăcută de instalație. Rata (procentul) de satisfacere a comenzilor (**FR**-Fill Rate) sau nivelul de satisfacere a clienților, asigură o limită mai redusă a raportului dintre vânzările de produs preconizate și cererea de produs anticipată. În această analiză se folosește al doilea tip de nivel de deservire pentru a capta obligațiile contractuale deoarece, în general, este compatibil cu contractele actuale.

Se poate utiliza formularea de programare neliniară completă în scopul identificării strategiilor de exploatare optime pentru o anumită instalație cu obligații contractuale date de genul constrângerilor de rată/procent de satisfacere a comenzilor. De asemenea, rezolvarea problemei de optimizare în mod repetat în spațiul complet al valorilor ratei de satisfacere pentru diferite produse asigură informații de planificare valoroase. În particular, se pot identifica trei zone. În prima zonă, zona determinată a profitului (**PDR**- Profit Defined Region), toate constrângerile care țin de rata de satisfacere a comenzilor sunt inactive și condițiile de exploatare sunt determinate numai de considerațiile de profit. Pe măsură ce ratele de satisfacere cresc, cel puțin una dintre aceste constrângeri devine activă. Profiturile încep să scadă întrucât strategiile de exploatare sunt acum limitate de obligațiile contractuale. Aceasta zonă se numește zonă limitată de rata de satisfacere (**FCR**- Fill rate Constrained Region). A treia zonă, zona nefezabilă (**IR**- Infeasible Region), identifică spațiul procentajelor de satisfacere

care nu pot fi îndeplinite de instalație fără utilizarea stocurilor. Aceste cifre pot fi generate pentru o anumită instalație și folosite de management în analiza compromisului între obligațiile contractuale și profitul preconizat.

Modelul matematic în regim staționar al unităților de separare a aerului este identic cu cel folosit în subcapitolul VI.2. Condițiile de exploatare nominale sunt însă diferite.

6.3.3. Studiul de caz 1: Exploatarea optimă pe perioada unică cu o singură constrângere de rata de satisfacere a comenzilor

În acest studiu de caz, se consideră numai o singură perioadă de exploatare. Sunt selectate cinci variabile manipulate (aceleași variabile manipulate sunt selectate în toate studiile de caz):

- debitul de aer de alimentare a coloanei de înaltă presiune HPC(U_1);
- debitul de aer de alimentare a coloanei de joasă presiune LPC (U_2);
- debitul de azot lichid extras din HPC și introdus în LPC, asigurând refluxul în această coloană (U_3);
- debitul de azot rezidual (U_4) extras din LPC;
- debitul de alimentare a coloanei de argon crud CAB (U_5), extras din LPC.

Deși este de preferat satisfacerea cerințelor beneficiarilor atunci când este posibil, impunerea unei rate înalte de satisfacere a cererii poate reduce considerabil profiturile scontate pe perioada planificată. Atât obiectivele de profit economic pe termen scurt cât și considerațiile economice pe termen lung asociate diferitelor nivele de satisfacere a cererii clientului trebuie să fie luate în considerare în cadrul optimizării. Pentru instalațiile existente cu rate fixe de satisfacere a cererii, se pot rezolva formulări individuale de probleme pentru a identifica condițiile de exploatare optime, atunci când sunt respectate constrângerile care țin de satisfacerea cerințelor clientului. *Figura 6.6* prezintă profitul scontat și condițiile de exploatare optime în funcție de rata de satisfacere a cererii pentru constrângerile la argon (Ar).

Prima zonă este Zona Definită a Profitului (PDR). În această zonă, constrângerea de rată de satisfacere a cererii este inactivă și condițiile de exploatare sunt determinate numai de considerațiile care țin de profit. Aceasta este zona ideală pentru exploatare întrucât profitul scontat este maxim.

Linia continuă din *figura 6.6* indică condițiile de exploatare optime și profitul scontat pentru proces, fără stocuri. Pentru acest studiu de caz particular, profiturile sunt cele mai sensibile la variația ratei de satisfacere a cererii de oxigen. Atât produsul de oxigen gaz cât și cel oxigen lichid sunt generate la baza coloanei de joasă presiune (LPC), unde se face conexiunea cu partea superioară a coloanei de înaltă presiune (HPC) prin condensator-vaporizatorul K-V.

A doua zonă este Zona Limitată de Rata de Satisfacere (FCR). În această zonă, constrângerea de rată de satisfacere devine activă și vânzările de produs prognozate sunt forțate să fie mai mari decât valoarea optimă dictată numai de considerațiile de profit. În cadrul acestei zone, profiturile scad pe măsură ce se mărește limita ratei de satisfacere a cererii.

A treia zonă este Zona Nefezabilă (IR). Aceasta identifică valorile ratei de satisfacere care nu pot fi îndeplinite cu instalația existentă. Suplimentarea stocurilor sau achiziționarea de produs suplimentar sunt tehnici potențiale de realizare a unor rate de satisfacere mai mari cu utilajele de exploatare existente.

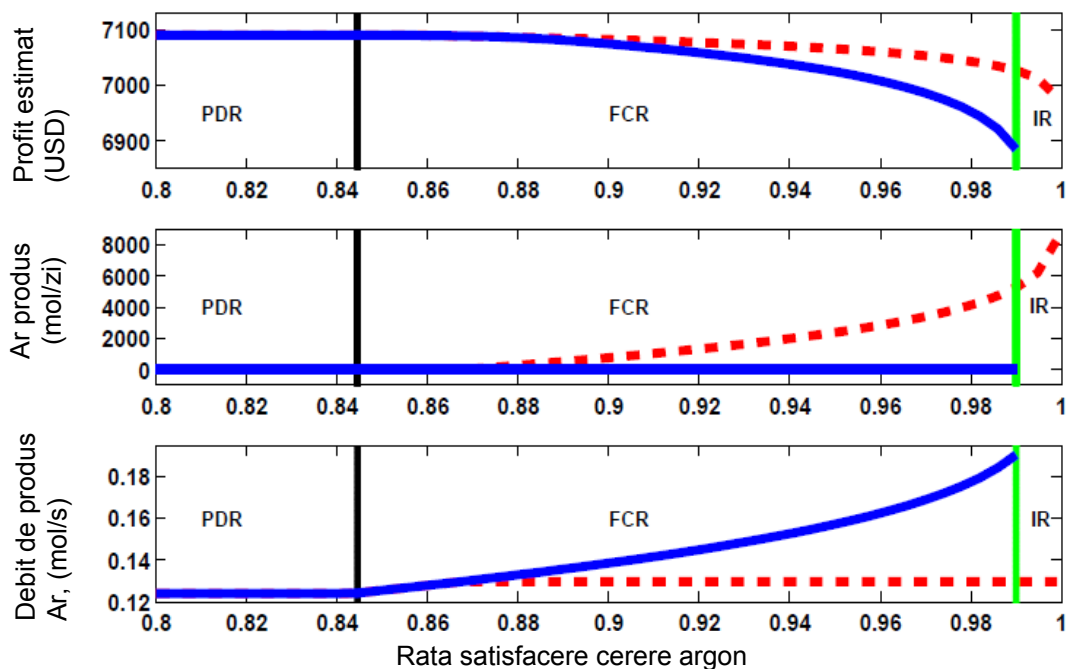


Figura 6.6. Strategii de exploatare optime în funcție de rata de satisfacere a cererii de argon Ar (linia continuă: fără stocuri, linia punctată: cu stocuri)

Datorită cuplării termice a celor două coloane care formează coloana dublă de separare a aerului prin intermediul condensator-vaporizatorului, ritmul producției de oxigen afectează nu numai coloana de joasă presiune LPC, ci și coloana de înaltă presiune. Mai mult, ritmul producției de oxigen afectează puritatea și debitul în coloana de argon. Pentru a îndeplini o rată de satisfacere a cererii de oxigen, soluția optimă conține schimbări importante în toate cele cinci variabile manevrate (U_1 până la U_5).

În opoziție, îndeplinirea unei rate mărite de satisfacere a cererii de azot necesită schimbări importante numai la U_4 (debitul extras de azot rezidual) și U_3 (debit de azot reflux de la HPC la LPC). Producția de argon este afectată în primul rând de fluxul de alimentare a coloanei de argon crud (U_5).

Linia punctată din figura 6.6 indică profitul și condițiile de exploatare optim atunci când sunt stocaje de produse de separare în stare lichidă. Includerea posibilității de stocare a produselor permite îndeplinirea unor rate mult mai mari de satisfacere a cererii. Curba nivelului stocurilor, ca funcție de rata de satisfacere indică punctul în care stocurile trebuie folosite. Desigur, în toate cele trei cazuri, stocurile sunt necesare pentru a îndeplini valorile de satisfacere a cererii în cadrul zonei nefezabile.

În acest studiu de caz însă, din punct de vedere economic, este mai rentabil să se folosească stocurile înainte de acel punct, atunci când constrângerile față de rata de satisfacere a cererii există numai pentru oxigen sau argon.

6.4. Optimizarea dinamică în condiții de incertitudine

În acest subcapitol, se dorește să se adopte modelul dinamic riguros al coloanelor de separare a aerului în locul modelelor de regim staționar folosite în subcapitolele 6.2 și 6.3.

Se încearcă să se identifice profilurile de reglaj/control optim pentru trecerea de la o condiție de exploatare la alta. Această problemă este o provocare din următoarele motive principale:

- modelul de proces ASC dinamic este reprezentat de un sistem mare de constrângeri (ecuații) cu diferențe finite. Folosind abordarea cu discretizare simultană, aceste constrângeri sunt transformate într-un sistem de ecuații algebrice, generând o problemă de programare neliniară foarte mare;
- procesul de separare a aerului conține o integrare de masă și energie considerabilă. Coloanele de înaltă și de joasă presiune sunt integrate termic direct. Coloanele de argon multiple se folosesc din ce în ce mai mult, implicând un grad înalt de cuplare prin fluxurile de recirculare. Comportamentul acestor sisteme integrate este puternic neliniar;
- incertitudinile din timpul tranziției reclamă strategii de control optime. Incertitudinea este o caracteristică inerentă a oricărui sistem tehnologic. Multe incertitudini sunt prezente în procesele din instalațiile mari de separare criogenică a aerului, ele fiind clasificate în referințe. Aceste incertitudini nu numai că generează întotdeauna o serioasă neconcordanță între procesul real și model, dar are și o influență mare asupra strategiilor de control optime.

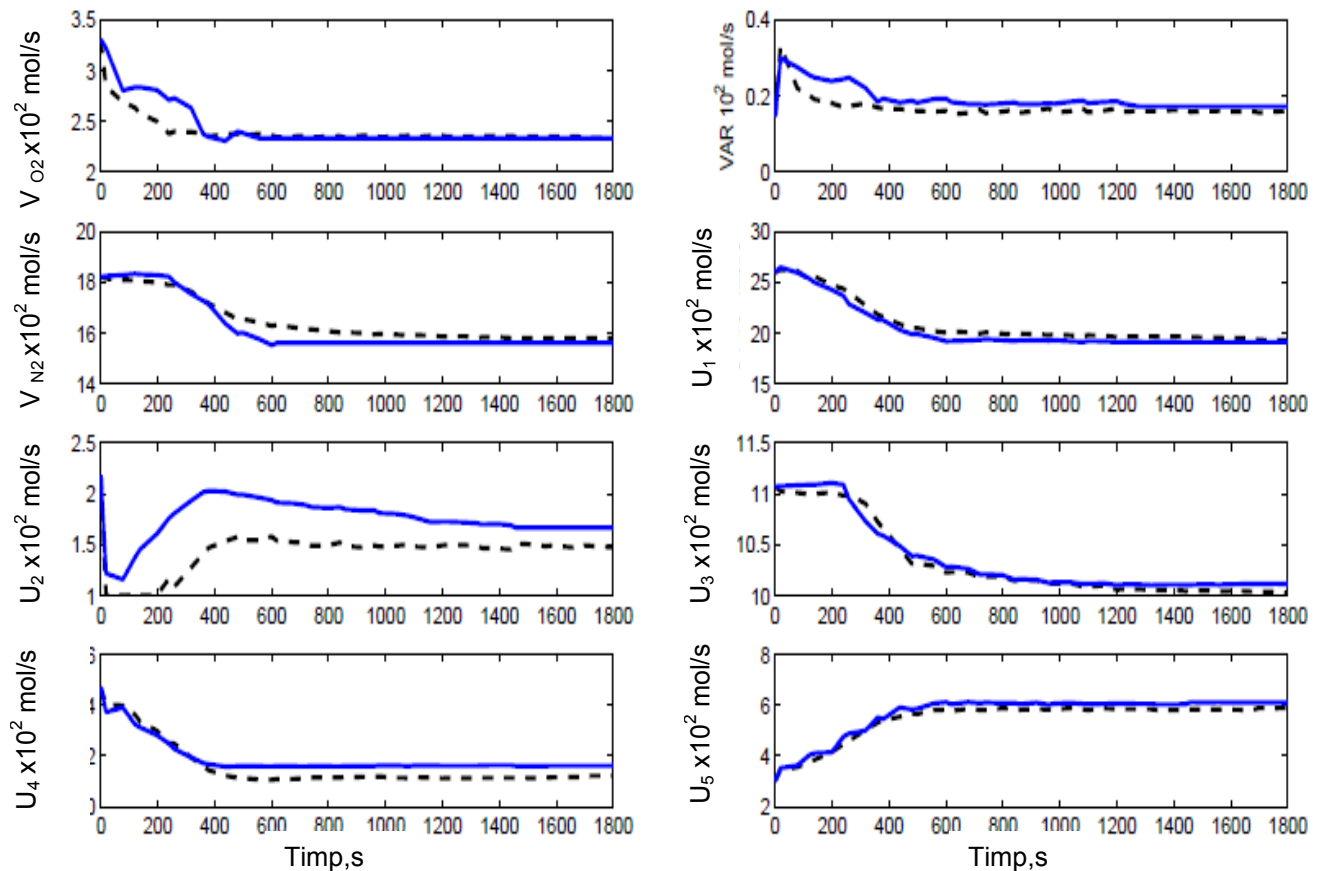


Figura 6.13. Trajectoriile optime ale produselor de separare a aerului (oxigen, argon și azot) și ale variabilelor manipulate în condiții de diferență de presiune nominală (linie punctată) și incertă (linie continuă) a LPC

În consecință, este necesară conceperea de strategii de control/reglare eficiente pentru tranziția dinamică a sistemelor de separare criogenică a aerului în condiții de incertitudine. Există câteva publicații pe tema controlului avansat al sistemelor de separare a aerului. Puține dintre acestea însă iau în considerare incertitudinea în sistemul lor de control. Prin intermediul algoritmului neliniar paralel IPOPT, acest subcapitol se concentrează pe obținerea unor traiectorii de control optim cu circuit dinamic deschis pentru schimbarea de sarcină considerând diferența de presiune incertă în coloana de joasă presiune LPC.

În acest studiu de caz, se analizează posibilitatea de determinare a traiectoriilor de control optim pentru o modificare în producția de oxigen de la 100% la 70%, ținând cont de diferențele de presiune incerte. Ratele de producție la azot, argon și oxigen sunt tratate ca variabile controlate.

În acest studiu, diferența de presiune a fiecărui taler din coloana de joasă presiune LPC, care poate varia între 145 și 185 Pa, se consideră incertă. Domeniul este discretizat prin selectarea a 8 puncte, presupunând o distribuție uniformă. Se selectează cinci profiluri de variabile manipulate ca și variabile comune. Se folosește un procesor pentru fiecare scenariu corespunzător fiecărei valori a diferenței de presiune. Sunt 600 de ecuații diferențiale și 2800 de ecuații algebrice în fiecare scenariu. În întreaga problemă la scara largă, există aproximativ un total de 1.120.000 de variabile, incluzând 300 de variabile comune. Traiectoriile de control optim cu și fără luarea în considerare a diferențelor de presiune incerte sunt date în *figura 6.13*.

În această figură, se pot observa influențele diferenței de presiune incerte din LPC asupra profilului controlului optim. Profilurile debitului de alimentare cu aer al LPC, U_2 , debitului de reflux (fluxul de recirculare) de la HPC la LPC, U_3 , și debitului de azot rezidual, U_4 , sunt semnificativ diferite de profilurile nominale, în timp ce traiectoriile debitului de alimentare cu aer al HPC, U_1 și debitului extras din LPC și introdus sub forma circuitului de alimentare a CAB prezintă doar diferențe minore.

Concluzii

Optimizarea dinamică în condiții de incertitudine folosind modele bazate pe principii fundamentale pentru unități de separare a aerului poate asigura tratamentul mai riguros al exploatării optime atunci când survin condiții de tranziție. Soluția optimă se poate obține rapid, îndeplinind cerințele directe. Luarea în considerare a parametrilor incerți poate îmbunătăți performanța reală a controlului optim. Pe baza algoritmului de programare neliniară paralelă, problema de planificare a traiectoriei incerte la scară largă se poate formula ca problemă cu scenarii multiple cu profiluri de control comune.

Rezultatele sincronizării arată, de asemenea, avantajele algoritmilor neliniari paraleli în optimizarea dinamică în condiții de incertitudine.

Capitolul VII. Posibilități de intensificare a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat într-o instalație de separare criogenică a aerului

Introducere

Datorită faptului că argonul este un gaz foarte mult utilizat în tehnica actuală, este important ca să se realizeze un grad de recuperare a acestuia din aerul prelucrat într-o instalație criogenică de separare a aerului. În acest scop, este necesar ca un debit cât mai mare de alimentare a coloanei de argon crud să fie extras din coloana de joasă presiune, dar acest lucru nu trebuie să deregleze funcționarea instalației, deoarece obiectivul principal al unui proces criogenic de separare a aerului este obținerea produsului oxigen cu un grad de puritate impus prin condițiile de proiectare a instalației. Pe cât posibil, creșterea gradului de recuperare a argonului trebuie să se realizeze pe structura existentă a instalației, orice modificare a acesteia impunând investiții și cheltuieli de exploatare suplimentare.

În producția de argon prin separarea criogenică a aerului, recuperarea efectivă a argonului este adesea redusă cu mult sub nivelul de proiectare, datorită preocupărilor operaționale privind toleranța față de azot a condensatorului amplasat la partea superioară a coloanei de argon brut. Mai exact, pe măsură ce concentrația relativă a azotului crește în partea superioară a coloanei argon brut, temperatura necesară pentru a lichefia complet fluxul de vapori scade. Limita inferioară a acestei temperaturi de condensare este stabilită de valoarea minimă a temperaturii sursei de răcire, precum și de transferul de căldură din condensator și de caracteristicile constructive ale acestuia. Când cantitatea de azot prezentă pe partea de condensare este suficient de mare, o parte din acesta rămâne necondensat, cu excepția temperaturii de condensare necesare. O acumulare de azot gazos poate reduce rapid cantitatea de vapori care poate fi lichefiată. Deoarece procesul de condensare este cel care atrage fluxul de alimentare în partea de jos a coloanei argon brut, o reducere a cantității de vapori condensați duce la o reducere egală a fluxului de alimentare a coloanei.

Ca urmare a reducerii semnificative a fluxului de alimentare a coloanei de argon crud, refluxul lichid nu va mai putea fi reținut pe talerele de distilare de fluxul de vapori. O mare parte din refluxul din coloana va cădea în blaza acesteia. Deoarece numai argonul efectiv extras din coloana de joasă presiune și introdus în coloana de argon brut are șansa de a fi recuperat, acest lucru duce la o reducere a producției de argon.

7.1. Metoda de creștere a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat prin creșterea diferenței de temperatură în condensatorul coloanei de argon crud

O posibilă soluție pentru a mări gradul de recuperare a argonului din aerul prelucrat poate fi folosirea în condensatorul coloanei de argon crud a unui amestec format din aerul îmbogățit în oxigen rezultat la partea inferioară a coloanei de înaltă presiune și azot lichid rezultat la partea superioară a coloanei de înaltă presiune (circuitul a-b din *figura 7.1*). Prin amestecul de azot lichid și lichidul îmbogățit în oxigen, pentru a forma amestecul de refrigerare pentru

condensatorul coloanei de argon, temperatura de vaporizare este redusă cu până la grad, presiunea la care are loc vaporizarea fiind constantă (cele doua fluide care se amestecă provin din aceeași sursă, respectiv coloana de înaltă presiune). Aceasta conduce la scăderea temperaturii de condensare cu aproximativ 1 grad.

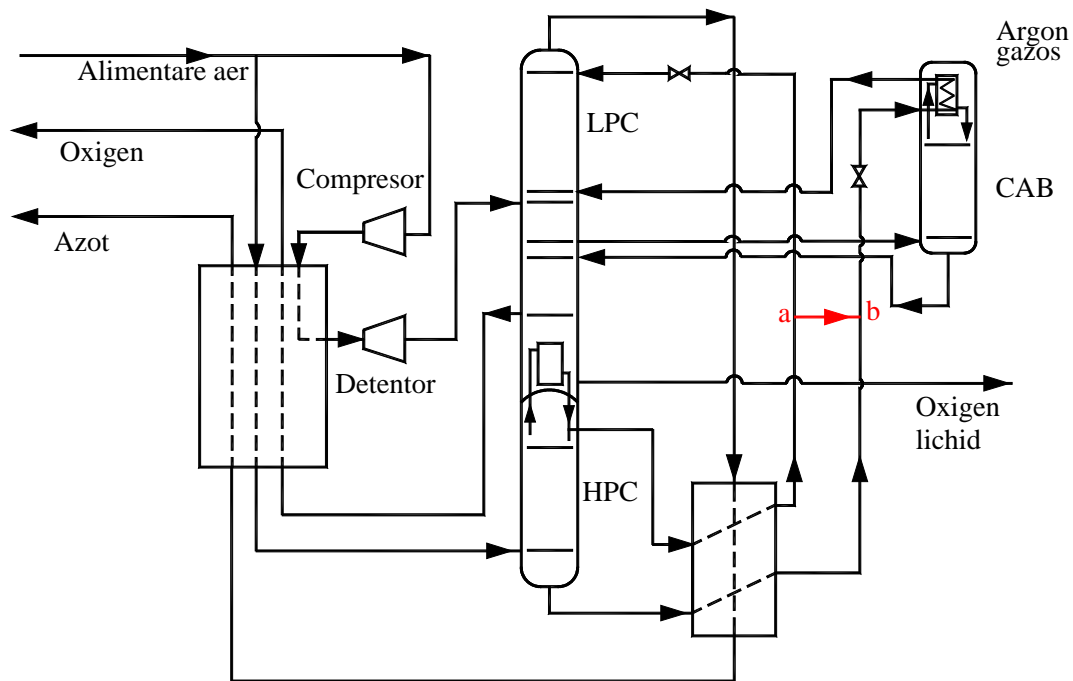


Figura 7.1. Combinarea azotului lichid cu lichidul îmbogățit în oxigen (circuitul a-b) în scopul creșterii diferenței de temperatură în condensatorul coloanei de argon crud

Avantajul constă în faptul că fluxul de vapori din coloana de argon crud poate avea un conținut mai ridicat de azot, o cantitate mai mare de vapori de argon fiind condensată înainte de a apărea destabilizarea funcționării coloanei, ca urmare a acumulării de vapori de azot. În această situație, fiind admisă o concentrație mai ridicată în azot a fluxului de vapori extras din coloana de joasă presiune, rezultă că debitul de alimentare a coloanei de argon crud poate crește cu $1 \div 10\%$. Beneficiul direct al creșterii acestui debit este creșterea cantității de argon extrasă din coloana de joasă presiune. Rezultatul net este o creștere a producției de argon, asigurându-se în același timp o marjă confortabilă a concentrației azotului pentru evitarea perturbării procesului de distilare în coloana de argon crud.

Această posibilitate de creștere a producției de argon impune o serie de restricții, cum ar fi asigurarea refluxului în coloana de joasă presiune și asigurarea fluxului de vapori în secțiunea coloanei de joasă presiune deasupra racordului de extragere a debitului de vapori care alimentează coloana de argon crud.

7.2. Metoda de creștere a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat prin controlul automat al compoziției circuitului de alimentare a coloanei de argon crud

După cum s-a prezentat anterior, circuitul de alimentare a coloanei de argon crud conține argon, oxigen și azot. Pentru a maximiza gradul de recuperare a argonului din aerul prelucrat, este necesară maximizarea cantității de argon brut extras din coloana de joasă presiune, și reducerea cantității de oxigen din fluxul de produs extras din coloana de argon crud. Creșterea cantității de argon extras din coloana de joasă presiune conduce însă la creșterea cantității de azot extrase din coloana, ceea ce duce la apariția fenomenului de „dumping”, coloana de argon funcționând în afara parametrilor, fiind afectată și funcționarea coloanei de joasă presiune, prin introducerea unui exces de lichid retur din coloana de argon crud. O soluție de creștere a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat fără a afecta gradul de puritate a produselor de separare este utilizarea unui controler de tip MVPC (multivariable predictive controler) care folosește o pseudo-variabilă manipulată, pentru a încadra limitele de puritate în oxigen ale circuitului de alimentare a coloanei de argon crud, într-un interval în care este posibil controlul concentrației maxime de azot în acest circuit. Utilizarea acestui tip de controler permite minimizarea purității în argon a circuitului de alimentare a coloanei de argon crud, până când se atinge concentrația în azot maxim controlabilă și maximizarea debitului de vapori de argon crud extras din coloana de argon crud, până când se atinge concentrația maxim controlabilă a oxigenului în acest produs de separare.

7.3. Posibilități de îmbunătățire a procesului de separare criogenică a aerului

O unitate criogenică de separare a aerului este o instalație mare consumatoare de energie, scopul acesteia fiind acela de a produce cantități diferite de oxigen, azot și argon, aceste produse de separare având grade de puritate impuse de consumatori. A fost elaborat un număr mare de lucrări privind managementul și definirea condițiilor optime de operare a unei astfel de instalații, funcție de fluctuația prețului energiei, fluctuația pieței și vârfurile de cerere de produse. În continuare, este evaluat comportamentul unei instalații criogenice de separare a aerului și este analizată posibilitatea intensificării procesului de separare, în scopul creșterii capacității de producție, a calității produselor de separare și posibilitățile de reducere a consumurilor energetice.

Schema tipică a unei unități de separare criogenică a aerului aplicată frecvent în tehnica actuală este prezentată în figura 7.3. Ea conține trei zone distincte: zona de comprimare, zona de răcire (refrigerare) și zona de separare.

Prima zona cuprinde compresorul de aer principal, două turnuri de răcire a aerului și sitele moleculare. Aceste componente ale instalației nu sunt prezentate în schema din figura 7.3, deoarece în simularea realizată s-a considerat ipoteza simplificatoare, conform careia, aerul supus separării este alcătuit doar din oxigen, azot și argon.

Zona de refrigerare conține ciclul de răcire (un compresor coaxial, un compresor cu piston și un detentor), schimbătorul de căldură principal și un subrăcitor care subrăcește produsele de separare extrase din coloana dublă de distilare criogenică a aerului.

Zona de separare constă din trei coloane de distilare. Prima coloană este coloana dublă, modelată ca fiind alcătuită din doua coloane: coloana de înaltă presiune HPC și coloana de

joasă presiune LPC. Ultimele două coloane din figura au rolul de a separa argonul de oxigen (coloana de argon crud CAB) și argonul de azot (coloana de argon pur CAP).

Procesul general de simulare implică 51 de modele ale componentelor instalației și 87 de modele ale circuitelor, ceea ce conduce la un sistem nelinier de ecuații algebrice. Simularea este realizată folosind programul PRO II realizat de compania Simulation Science (Simsci-Esscor-2002).

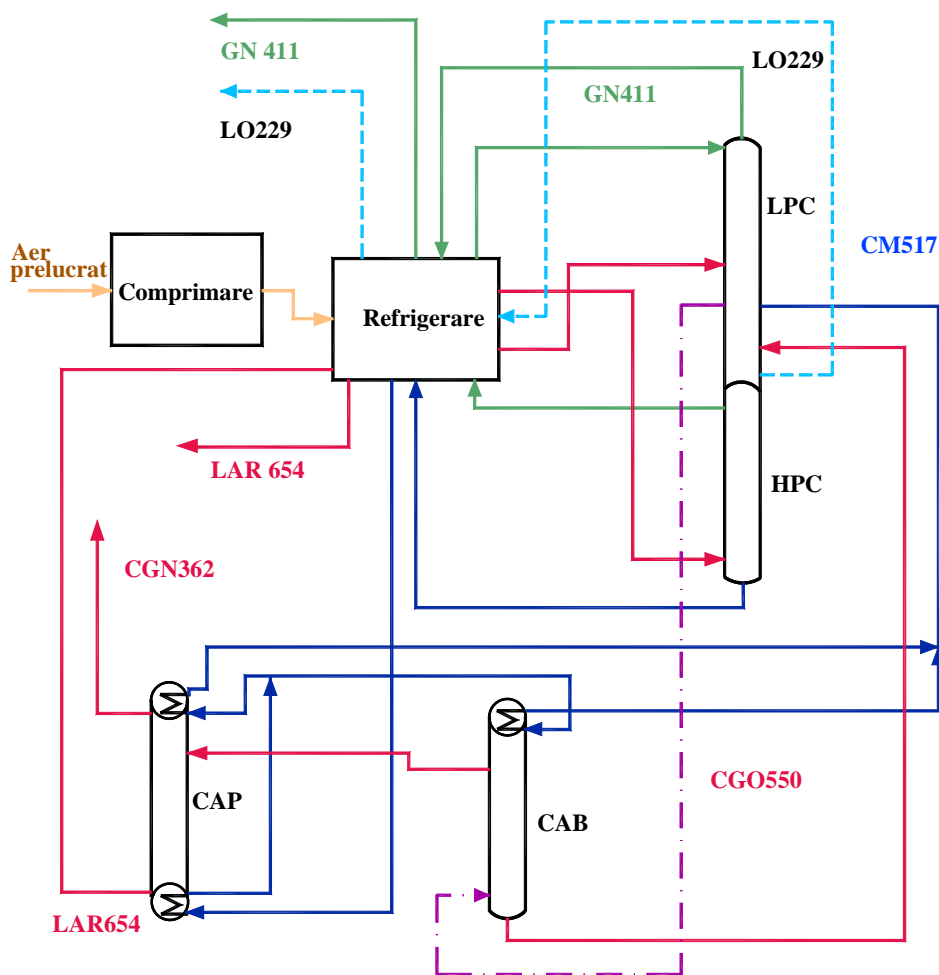


Figura 7.3. Diagrama bloc simplificată a unei instalații criogenice de separare a aerului

Analiza de sensibilitate este funcție de modul în care incertitudinea unei mărimi de ieșire a unui model sau sistem matematic, poate fi repartizată la diferite surse de incertitudine ale mărimilor de intrare. O metodă de studiu frecventă este analiza de incertitudine, prin care se studiază cuantificarea incertitudinii și propagarea acesteia. În mod ideal, analiza incertitudinii și a sensibilității procesului trebuie să se desfășoare simultan.

Instalațiile criogenice de separare a aerului sunt de obicei supuse unor variații importante de producție în funcție de disponibilitatea energiei, a dinamicii cererii de produse de separare de pe piață și întreruperile planificate/neplanificate necesare pentru întreținerea instalației. Din

acest motiv, a fost studiată sensibilitatea sistemului, în scopul de a evalua condițiile de funcționare a ASU în diferite scenarii de producție.

Unele rezultate interesante au fost obținute variind fracția molară de oxigen recuperat din coloana de joasă presiune LPC (figurile 7.4, și 7.6) în intervalul de puritate 0.9900 - 0.9999

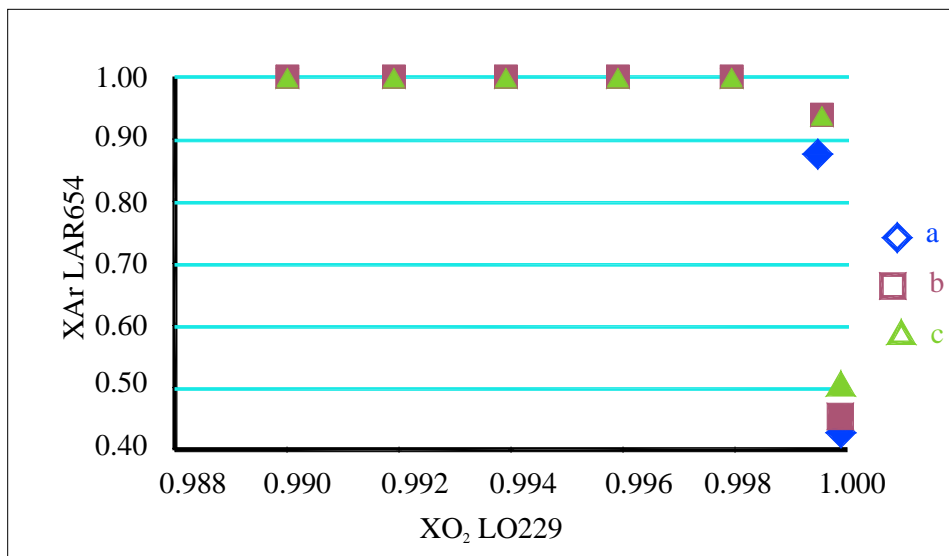


Figura 7.4. Variația purității produsului argon lichid LAR654 funcție de puritatea produsului oxigen lichid LO229

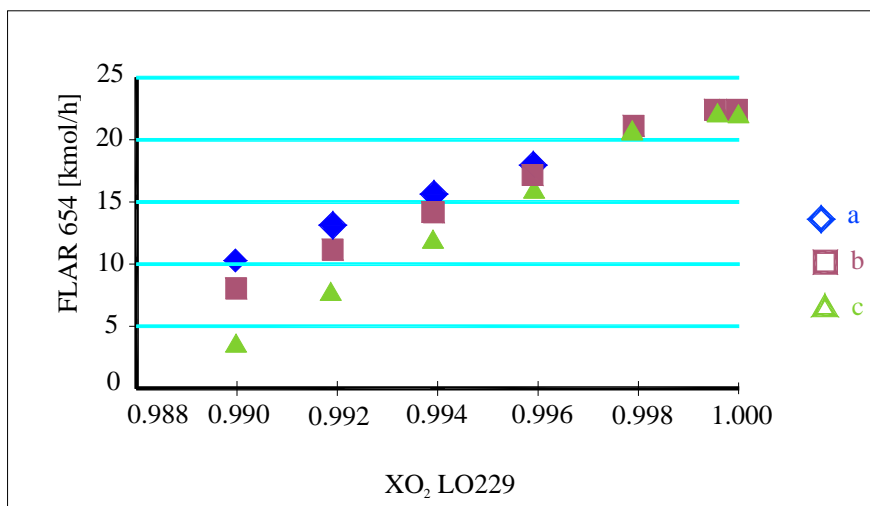


Figura 7.6. Variația debitului de produs argon lichid LAR654 funcție de puritatea produsului oxigen LO229

În Figura 7.4, este prezentată dependența dintre fracția molară a produs argon x_{Ar} LAR654 și fracția molară a produs LP oxigenul x_{O_2} LO229. Se poate observa în mod clar că x_{Ar} scade cu creșterea x_{O_2} . Pentru o concentrație molară de oxigen mai mare de 0,998, puritatea produsului argon scade foarte mult, acest produs de separare nemaîndeplinind condițiile de calitate solicitate de beneficiar.

În figura 7.6 este prezentat efectul gradului de puritate a produsului oxigen asupra valorii debitului de argon: debitul de produs argon crește cu creșterea gradului de puritate a produsului oxigen. Acest lucru se explică din bilanțul de materiale în produsul argon: atunci când crește gradul de puritate a produsului LO229, cantitatea de argon în LO229 scade și, în consecință, crește fluxul de LAR654.

Deși este de așteptat ca eficiența separării să crească cu scăderea presiunii în coloană, din graficele 7.4 ÷ 7.6 se observă că efectul acestui parametru este neglijabil.

7.3.2. Soluții propuse pentru îmbunătățirea procesului

✚ Îmbunătățirea purității oxigenului și realizarea purității argonului

Valoarea economică a fiecărui produs de separare depinde de gradul de puritate a acestuia. Puritatea cea mai solicitată a produsului oxigen este de 99.8 % (așa numitul O_2 2.8). Un grad de puritate tipic este O_2 3.5 (care corespunde unui grad de puritate de 99.95 %). O procedură de modernizare poate avea ca scop creșterea valorii economice a produsului oxigen, prin creșterea concentrației molare a oxigenului în produsul oxigen la 0.9995. Din păcate, așa cum s-a prezentat anterior, acest lucru ar conduce la obținerea unui produs argon cu un grad de puritate foarte scăzut, care nu va satisface specificațiile tehnice solicitate de potențialii beneficiari. Pentru rezolvarea acestei probleme, o posibilă strategie este modificarea profilului concentrațiilor în coloana de joasă presiune LPC. În situația actuală, de fiecare dată când coloana de joasă presiune trebuie să realizeze produs oxigen cu concentrație molară de 0.9995, profilul concentrației argonului este deplasat, conform figurii 7.7.

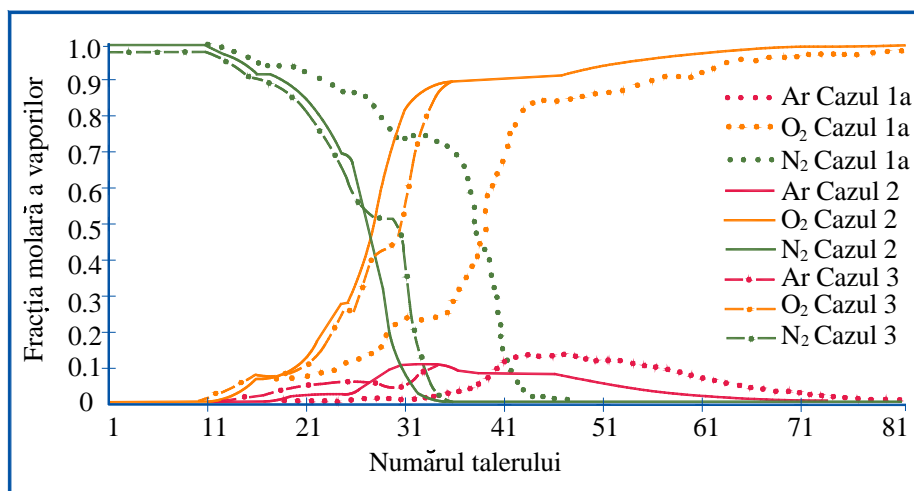


Figura 7.7. Profilurile concentrațiilor oxigenului, argonului și azotului pe înălțimea LPC

Prin realizarea acestei modificări, produsul argon respectă specificațiile tehnice solicitate de beneficiar, dar concentrația azotului în circuitul de alimentare a coloanei de argon crud crește. Ca urmare, producția de argon scade. Deoarece în coloana de argon pur, debitul de argon evacuat în atmosfera se datorează impunerii unei diferențe minime de temperatură în condensatorul coloanei, acest debit inevitabil va crește. Aceasta duce la o reducere semnificativă a debitului LAR654 (la partea inferioară a coloanei de argon pur). Pentru a preveni pierderea de argon, se modifică talerul de intrare a circuitului CMO517 (circuitul de aer îmbogățit în oxigen, rezultat la partea inferioară a coloanei de înaltă presiune, care asigură funcționarea condensatoarelor amplasate la partea superioară a coloanei de argon crud și a celei de argon pur). De aceea, este esențial decuplarea profilului concentrației azotului de profilul concentrației argonului în coloana de joasă presiune. Acest lucru este posibil prin deplasarea racordului de intrare a circuitului CMO517 de la talerul 30, la talerul 24.

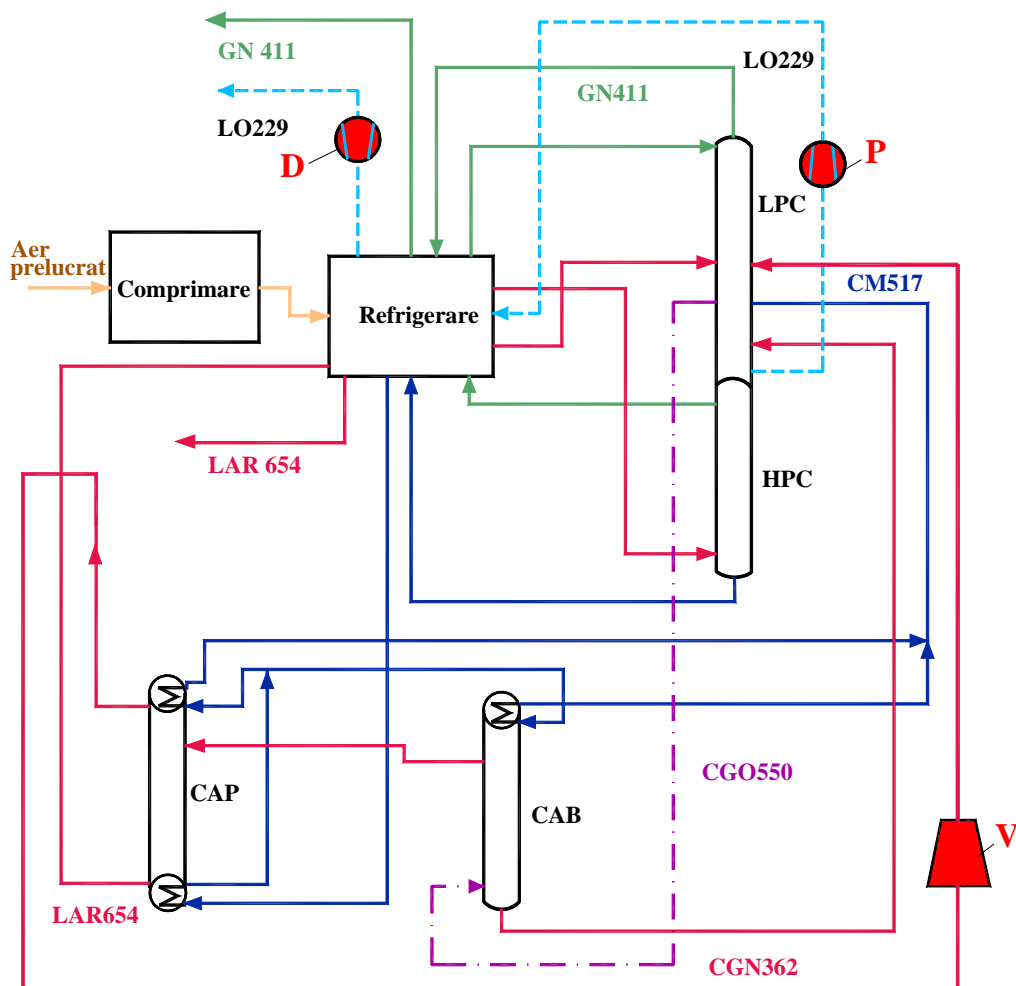


Figura 7.9. Soluții de îmbunătățire a performanțelor energetice și a gradului de recuperare a argonului

Reamplasarea racordului de intrare în coloana de joasă presiune a circuitului de aer îmbogățit în oxigen are ca efect deplasarea profilului concentrației azotului către partea superioară a coloanei.

✚ Recircularea argonului evacuat

În configurația standard, circuitul de argon CGN362 este evacuat în atmosferă. Deoarece, scopul analizei este îmbunătățirea gradului de recuperare a argonului, în metoda de îmbunătățire a performanțelor instalației criogenice de separare a aerului, acest debit de argon este recirculat, după ce este comprimat, în coloana de joasă presiune. Datorită diferenței mici dintre presiunea la care lucrează coloana de joasă presiune și presiunea din coloana de argon pur (de aproximativ 0.12 bar), recomprimarea se poate realiza cu un ventilator, fapt ce presupune un consum de energie suplimentar redus și o creștere nesemnificativă a costurilor operaționale (vezi *figura 7.9*).

✚ Reducerea consumurilor de energie

Pe lângă creșterea gradului de recuperare a argonului, un alt aspect deosebit de important îl reprezintă reducerea consumului de energie în exploatarea unei instalații criogenice de separare a aerului. Unele instalații sunt proiectate să producă doar oxigen gazos, acest produs de separare fiind extras în faza lichidă din blaza coloanei de joasă presiune și vaporizat în schimbătorul de căldură principal. O economie substanțială de energie se poate obține prin pomparea lichidului, care este mult mai economică decât comprimarea gazului: produsul oxigen LO229 poate fi comprimat la 120 bar, în loc de presiunea de 32 bar necesară pentru oxigenul gazos, vaporii rezultați în schimbătorul de căldură principal fiind apoi destinați într-un detentor, până la presiunea de 32 bar (vezi *figura 7.9*)

Concluzii

În analiza privind îmbunătățirea performanțelor unei instalații criogenice de separare a aerului trebuie să se țină seama de faptul că procesul de separare este un proces puternic integrat atât termic cât și masic.

Prima soluție propusă se referă strict la o modificare a unor trasee a instalației existente. Din punct de vedere teoretic, această modificare poate duce la creșterea gradului de recuperare a argonului, dar trebuie analizate foarte atent consecințele diminuării debitului de azot lichid.

Cea de-a doua soluție propusă se referă la sistemul de control al instalației. Structura acesteia nu se modifică, dar în schimb variabila manipulată considerată poate afecta valorile celorlalte variabile controlate. Trebuie realizată și analizată cu atenție funcționarea instalației, în special pentru a evita apariția efectului de „dumping” în coloana de argon crud.

Cea de-a treia soluție propusă este mult mai complexă, presupunând atât modificări ale circuitelor în instalația existentă, precum și introducerea unor echipamente suplimentare.

Capitolul VIII. Concluziile generale, contribuții originale și perspective

Introducere

Teza de doctorat „Cercetări privind creșterea performanțelor la separarea fracției de argon din aer” prezintă o investigație complexă, cu elemente bibliografice, studii teoretice și investigații experimentale, privind, pe de-o parte, procesul de separare criogenică a aerului în coloanele de distilare ale instalației printr-o abordare termodinamică a procesului, iar pe altă parte, controlul instalației, printr-o abordare energetică a procesului. Concluziile prezentate în continuare se constituie într-o sinteză a tuturor informațiilor existente în lucrare.

8.1. Concluzii generale

În urma analizării stadiului actual al dezvoltării instalațiilor criogenice de separare a aerului realizate în capitolul 1, a rezultat că procesul studiat prezintă unele caracteristici speciale.

O primă caracteristică este gradul înalt de integrare termică a procesului. Această se datorează faptului că, o mare parte din proces se desfășoară la temperaturi mult sub temperatura mediului ambiant, ceea ce impune ca, în schimbătorul de căldură principal al instalației răcirea circuitului direct de aer prin schimb de căldură cu produsele de separare rezultate din proces. În toate celelalte schimbătoare de căldură din zona de instalație, care lucrează la temperatură inferioară temperaturii mediului ambiant (condensator-vaporizatorul amplasat în coloana dublă de distilare, condensatorul amplasat la partea superioară a coloanei de argon crud, precum și schimbătoarele de căldură regenerative), fluidele de lucru sunt produse de separare a aerului.

Cea de-a doua caracteristică specifică procesului de separare criogenică a aerului este aceea că, deși mărimea de intrare în proces este aerul atmosferic, se consideră ca mărime de intrare, energia electrică necesară procesului de comprimare a aerului. În multe regiuni ale lumii, prețul energiei este stabilit pe piața liberă, ceea ce face ca acesta să varieze funcție de cerere și ofertă. Din acest motiv, principalele criterii economice privind regimul de funcționare a unei unități de separare criogenică a aerului sunt prețul energiei electrice, cererea de produse de separare și puritatea solicitată a acestora.

Deoarece pentru studiul și analiza unei astfel de instalații trebuie mai întâi realizată o proiectare a acesteia în condiții staționare, în capitolul 2 a fost realizat un calcul, utilizând un soft specializat. În urma calculului sunt definiți parametrii termodinamici în toate punctele specifice procesului, inclusiv entalpiile. Prin analiza pierderilor de exergie în principalele procese care au loc în instalație, a rezultat că procesul care afectează semnificativ performanțele instalației, ca urmare a obținerii argonului ca produs de separare, este procesul de distilare criogenică.

Cu toate acestea există o interdependență puternică privind funcționarea celor trei coloane de distilare, componenta determinantă a instalației care influențează recuperarea argonului din aerul prelucrat, este coloana superioară. În timpul procesului de separare, în această coloană apare o zonă de acumulare a argonului (vezi *figura 2.9*). Ca urmare, racordul de extragere a circuitului de alimentare a coloanei de argon brut ar trebui amplasat în zona de acumulare maximă a argonului. Dar o concentrație maximă de argon implică și o concentrație relativ ridicată de azot, ceea ce face ca în circuitul de alimentare a coloanei de argon brut, concentrația azotului să fie relativ mare.

Prezența azotului în circuitul de alimentare a coloanei de argon brut într-o concentrație mai mare de 1% provoacă o perturbare puternică asupra funcționării acestei coloane, sau chiar a încetarea procesului de separare în aceasta.

Un alt aspect care caracterizează coloana superioară LPC, este regimul dinamic de funcționare. Conform *figurii 2.5*, debitul extras din coloana pentru alimentarea coloanei de argon brut (circuitul 15) este mai mare decât debitul îmbogățit în oxigen, rezultat la partea inferioară a coloanei de argon brut și reintrodus în coloana de joasă presiune (circuitul 13). Ca urmare, coloana LPC „aspiră” produse de separare rezultate în coloana inferioară HPC (azot-circuitul 14 și oxigen îmbogățit-circuitul 11).

Realizarea unui model matematic al procesului de separare a aerului în cele trei componente principale (azot, oxigen, argon) în regim staționar permite, pe lângă obținerea unor informații privind variația unor parametri termodinamici în fiecare coloană a zonei de distilare, optimizarea funcționării instalației pentru realizarea unui obiectiv impus. Un astfel de model, prezentat în capitolul III al tezei de doctorat, include expresiile matematice pentru cele trei coloane de distilare (coloana de înaltă presiune HPC, coloana de joasă presiune LPC și coloana de argon brut CAB), a schimbătoarelor de căldură principale, două schimbătoare de căldură integrate (unul care asigură integrarea termică a coloanei de înaltă presiune cu coloana de joasă presiune, precum și unul care asigură integrarea termică a coloanei de înaltă presiune cu coloana de argon brut), precum și unele din ventilele de laminare. Modelul conține ecuațiile de bilanț masic și energetic pentru toate schimbătoarele de căldură și ventilele de laminare.

Din analiza *figurii 3.2.f* rezultă că volatilitatea argonului în oxigen este foarte redusă, ea crescând odată cu scăderea presiunii la care are loc procesul de separare a celor două fluide. Ca urmare, coloana de argon crud va lucra la o presiune relativă redusă, iar numărul de talere teoretice necesare pentru separarea celor două fluide este foarte mare. Ca urmare, coloana de argon crud este de tipul cu umplutură structurată.

Datorită presiunii scăzute la partea superioară a coloanei de argon, argonul se poate obține doar în stare lichidă.

Atât din bibliografia studiată cât și din rezultatele obținute din analiza modelului matematic în regim staționar al zonei de distilare, reiese că cinci mărimi influențează semnificativ procesul de separare a argonului din amestecul tricomponent oxigen-azot-argon (vezi *figura 3.12*):

- Debitul de alimentare cu aer a coloanei de înaltă presiune (U1);
- Debitul de alimentare cu aer a coloanei de joasă presiune (U2);
- Debitul de azot lichid extras din partea superioară a coloanei de înaltă presiune și introdus în coloana de joasă presiune (U3);
- Debitul de azot rezidual (U4);
- Debitul de fluid extras din coloana de joasă presiune și introdus în coloana de argon crud (U5).

Pe baza modelului matematic în regim staționar al zonei de distilare, a fost realizat un studiu de optimizare a acesteia (subcapitolul 3.3). Funcția obiectiv a acestei optimizări a fost considerată procentul de extragere a oxigenului ψ . Rezultatele obținute au arătat că, procentul de extragere a oxigenului crește considerabil, ceea ce conduce implicit la creșterea semnificativă a gradului de recuperare a argonului din aerul prelucrat. Ca urmare, se îmbunătățesc beneficiile economice ale instalației.

Pentru a analiza influența decisivă a coloanei de joasă presiune LPC, asupra procesului de separare criogenică a aerului, a fost realizat și analizat un model matematic în regim dinamic al acestei coloane (capitolul IV). Simularea dinamică a coloanei s-a realizat cu ajutorul programului Aspen Dynamics. Pentru a putea estima gradul de dificultate al studiului coloanei pe baza

modelului matematic în regim dinamic, s-au analizat diferite modele compartimentale ale coloanei superioare LPC. Rezultatele sugerează faptul că sunt necesare 15 compartimente pentru a urmări cu fidelitate dinamica compoziției produsului, rezultată din modelul taler cu taler.

O componentă importantă a tezei de doctorat este studiul instalației criogenice de separare a aerului din punct de vedere energetic. Din acest motiv, în capitolul V este analizat controlul unei astfel de instalații, prin aplicarea unui model predictiv de control (MPC). Sistemul de control al unei instalații criogenice de separare a aerului urmărește trei obiective:

1. Controlul gradului de puritate a produselor de separare a aerului, funcție de cererea beneficiarilor. Acest control are rolul de a asigura garantarea unui prag maxim a impurităților din produsele de separare;
2. Stabilitatea compoziției subproduselor de separare în coloana dubla de distilare, pentru a îmbunătăți eficiența energetică a procesului global;
3. Flexibilitatea instalației la trecerea cât mai rapidă prin regimuri tranzitorii de funcționare, în cazul modificării unor mărimi de intrare (de exemplu prețul energiei electrice) sau de ieșire (de exemplu solicitarea de cantități sau concentrații ale produselor de separare).

Implementarea unui model predictiv de control presupune patru faze principale: stabilirea obiectivelor și a strategiei de control, identificarea procesului pe care urmează să se implementeze sistemul de control, verificarea modelului și amplasarea controlerelor.

Metoda de control prezentată, de tip MPC, prezintă o posibilitate de maximizare a producției de argon prin controlul compoziției debitului de azot rezidual și a celui de oxigen extrase din LPC, precum și a debitului de alimentare a coloanei de argon brut.

Un alt aspect important în domeniul tehnologiei proceselor chimice, inclusiv în cazul procesului de separare criogenică a aerului, a fost analizat în capitolul VI al tezei de doctorat și anume proiectarea instalației criogenice de separare a aerului în condiții de incertitudine. Această abordare de proiectare a instalației presupune luarea în considerare a informației necunoscute în faza de proiectare, ceea ce poate mări performanța de exploatare și flexibilitatea procesului tehnologic.

În sistemele de separare criogenică a aerului, incertitudinile pot proveni din mai multe surse. Una dintre acestea este incertitudinea de proces, care poate fi cauzată de proprietăți fizice necunoscute. Modelele de indicator de activitate pentru sistemele N_2 -Ar- O_2 conțin parametri de interacțiune binară, care sunt sensibili la puritățile și presiunile argonului. Variabilitatea procesului (sau incertitudinea măsurabilă) poate apărea ca urmare a modificării cererii de produs. Pentru a satisface cererea de produs variabilă, sistemul de separare criogenică a aerului trebuie să aibă posibilitatea să treacă de la anumite condiții de exploatare, la altele. Variabilitatea produsului de argon este adesea ignorată, cu toate că aceasta poate afecta semnificativ proiectarea optimă.

În studiul prezentat s-a considerat că există trei forme de incertitudine care afectează soluțiile optime ale problemelor de proiectare/construcție și exploatare.

O prima formă de incertitudine este selectarea metodelor și parametrilor termodinamici.

O a doua formă de incertitudine se referă la cererea necunoscută de produse de separare. În sistemele de separare a aerului se pot obține produse formate din trei componente de diferite calități, atât în faza de vapori cât și de lichid. Diverși beneficiari vin cu cereri diferite de produse și de puritate, și aceste cereri se pot modifica în funcție de sezon și de alți factori externi. Este important ca incertitudinea cererii de produs să fie luată în considerare în faza de proiectare/construcție și să se elaboreze un proces care să fie suficient de flexibil pentru a satisface viitoarele cereri de produs.

O a treia formă de incertitudine o reprezintă disponibilitatea necunoscută sau variabilă a energiei necesare procesului, cât și prețul acesteia. Costul de exploatare dominant în sistemele de separare criogenică a aerului îl reprezintă electricitatea necesară procesului. Costurile maxime

versus costuri mai reduse (în extra-sezon) și schimbările de preț în timp real, pot afecta considerabil performanța procesului.

În capitolul VII au fost prezentate o serie de soluții de îmbunătățire a procesului de separare criogenică a aerului, care se referă atât la structura instalației cât și la controlul acesteia.

Cele trei propuneri sugerate au o justificare teoretică, dar pentru a putea fi puse în aplicare este necesar un studiu mult mai amănunțit. Deciziile de modificare a schemei și regimului de funcționare a unei instalații cu un grad ridicat de complexitate, presupune analiza complexă privind toți factorii de risc implicați, în special cei legați de costuri și de siguranța în exploatare.

8.2. Contribuții originale

O primă contribuție a autorului prezentei teze de doctorat este realizarea unei baze bibliografice substanțiale, care poate sta la baza oricărui studiu privind separarea criogenică a aerului.

Teza de doctorat este una din puținele lucrări care abordează procesul de separare a aerului prin metode criogenice, considerând aerul supus separării ca un compus tricomponent. Majoritatea lucrărilor în domeniu consideră aerul ca pe un amestec bicomponent (oxigen și azot). Abordarea termodinamică mult mai complexă a separării aerului în cele trei componente principale complică semnificativ procesul criogenic, prin creșterea aproape exponențială a necunoscutelor care apar în analiza procesului. Complexitatea procesului se datorează în principal dificultății determinării coeficienților de interacțiune dintre cele trei componente ale aerului, ca urmare a modificării permanente a concentrației componentelor în amestecul supus separării.

A fost analizat procesul de separare atât din punct de vedere termodinamic, cât și energetic, aceasta deoarece, mărimea de intrare în proces nu este considerată aerul supus separării, ci consumul de energie pentru comprimarea acestuia.

Au fost calculate pierderile relative de exergie pe componentele instalației de separare a aerului (*figura 2.8*), ceea ce a permis determinarea zonelor din instalație unde au loc cele mai mari pierderi de exergie. Acest lucru a condus la stabilirea proceselor care pot fi îmbunătățite pentru a asigura creșterea performanțelor instalației la separarea fracției de argon din aer.

A fost realizat un model de optimizare a zonei de distilare a unei instalații criogenice de separare a aerului (subcapitolul 3.3), aceasta fiind printre puținele abordări de acest tip din întreaga literatură de specialitate.

A fost realizat un model dinamic al procesului de distilare, deoarece modelul staționar nu poate fi aplicat coloanei de joasă presiune. Datorită circuitului de retur din coloana de argon brut în coloana de joasă presiune, care are un debit mai mic decât debitul extras din LPC și introdus în CAB, coloana de joasă presiune va aspira în permanență produse de separare din coloana de înaltă presiune.

Pentru reducerea ordinului modelului dinamic a fost realizat un model copartimental al coloanei de joasă presiune, prin definirea unui număr de zone pe înălțimea coloanei, unde, ca urmare a unor perturbări interne sau externe, apar perturbări în funcționarea acesteia.

O altă contribuție personală o reprezintă metoda propusă pentru controlul instalației, care urmărește maximizarea recuperării argonului din aerul supus separării.

A fost realizată o analiză complexă privind proiectarea instalației criogenice de separare a aerului în condiții de incertitudine. Această analiză abordează aspecte legate de proiectarea în condiții de incertitudine pentru unitățile de separare criogenică a aerului, de exploatarea optimă (cererea incertă și constrângerile contractuale), precum și de optimizarea dinamică în condiții de incertitudine.

În urma analizei procesului de separare sub diferite aspecte, în capitolul VII sunt prezentate câteva propuneri privind îmbunătățirea procesului de separare a aerului, în cele trei componente principale.

8.3. Perspective

În urma studiului efectuat în această lucrare, se pot considera o serie de perspective de cercetare viitoare, în scopul creșterii performanțelor la separarea fracției de argon din aer.

O primă direcție de cercetare se poate considera studiul privind zona de comprimare a unei instalații criogenice de separare a aerului. După cum reiese din figura 3.3, cea mai mare distrugere de exergie are loc în zona AU1. Aceste pierderi se datorează în mare parte răcirii aerului supus separării, prin folosirea fluidelor de răcire clasice (apă și aer). Aceste pierderi ar putea fi reduse sau chiar anulate folosind ca fluide de răcire produsele de separare obținute în instalație.

O a doua direcție de cercetare ar putea fi studiul privind posibilitățile recirculării argonului pur evacuat din coloana de argon pur.

Cea de-a treia direcție de cercetare propusă este analiza sensibilității instalației funcție de debitele și gradul de puritate a produselor de separare.

După informațiile existente privind cercetarea în domeniul separării criogenice a aerului, studiile și cercetările privind un nou concept constructiv al coloanei duble de separare sunt foarte avansate, cele două coloane formând un corp comun (coloana de joasă presiune fiind inclusă în coloana de înaltă presiune, astfel cuplajul termic dintre cele două coloane urmând să se realizeze nu doar în condensator-vaporizator, ci pe întreaga suprafață laterală a coloanei de joasă presiune).

Listă lucrări publicate și prezentate de autorul tezei de doctorat

1. Viorel POPA, Marius CUZIC, Nicusor VATACHI. *Theoretical and experimental study of short transfer lines ($L/d < 80$)*. Revista Termotehnica, ISSN-L 1222-4057, http://www.revistatermotehnica.agir.ro/supliment_1_2011.php.
2. Popa, V., Cuzic, M. *Study of propellant preservation using a re-liquefier system*, The 13th International Conference „Scientific Research and Education in the Air Force” AFASES, Brasov, Romania, 26-28 Mai 2011, http://www.afahc.ro/afases/AFASES_2011/.
3. Cuzic, M., Panait, T., Popa, V. *A study concerning the improvement of argon recovery from a cryogenic air separation unit*. The annals of “Dunarea de Jos” University of Galati. Fascicle IV. ISSN 1221–4558. <http://www.tmt.ugal.ro/Items/Annals/Annals.htm>
4. Popa, V., Serban, Al., Cuzic, M. *Study concerning process restarting an auxiliary column O_2/N_2 separation*. Conferinta Internationala "Progrese in Criogenie si Separarea Izotopilor" Calimanesti-Caciulata (Valcea), Romania, 26-28 octombrie 2011. <http://www.icsi.ro/conferinta2011/conferinta.html>
5. Cuzic M., Serban Al., Popa V. *Study Concerning the Possibility for Increasing Argon Recovery from a Cryogenic Air Separation Process*. 12th Cryogenics 2012, IIR International Conference, 10-14 September 2012, Dresden. www.icaris.cz/conf/Cryogenics2012.
6. Popa, V., Costiuc, L., Cuzic, M. *Theoretical Study and Performance Analysis of an Adsorption Chiller*. Journal of Energy and Power Engineering. ISSN:1934-8975 Volume 6, Number 10, October 2012, pg. 1570-1575. http://www.davidpublishing.org/journals_info.asp?id=1079
7. Popa V., Costiuc L., Cuzic M. *Theoretical Study and Performance Analysis of an Adsorption Chiller*, 23-rd IIR International Congress, Praga, Cehia, 21-26 august 2011, <http://www.icr2011.org/>.

Bibliografie selectivă

1. Kerry F.G., *Industrial gas handbook. Gas separation and purification*. Taylor & Francis Group, 2006. United Kingdom, ISBN 978-0-8493-9005-0.
2. Nguyen, H. *Plant Design & Operations for Industrial Gases Training Course*, 2002.
3. Vinson, D. R., Georgakis, C. *A new measure of process output controllability*. Journal of Process Control, 10(2–3), 185–194, 2000.
4. Zhu, X., Liu, X., Zhou, Z. *Optimization of cryogenic air separation distillation columns*. Proceedings of the World Congress on Intelligent Control and Automation (WCICA), volume 2, pages 7702–7705, 2006.
5. Rodriguez, M. Diaz, M. *Dynamic modelling and optimisation of cryogenic systems*. Applied Thermal Engineering, 27(7 SPEC. ISS.):1182–1190, 2007.
6. Roffel, B., et al. *First principles dynamic modeling and multivariable control of a cryogenic distillation process*. Computers and Chemical Engineering, 24, 111–123, 2000.
7. Zhu, G.-Y., Henson, M. A. *Dynamic modeling and linear model predictive control of gas pipeline networks*. Journal of Process Control, 11, 129–148, 2001.
8. Sirdeshpande, A. R., Ierapetritou, M. C., et al. *Process synthesis optimization and flexibility evaluation of air separation cycles*. AIChE Journal, 51(4), 1190–1200, 2005.
9. Linde Engineering. *Cryogenic Air Separation. History and Technological Progress*. www.linde-engineering.com/.../AS.B1EN%.
10. Linde Engineering. *Air separation plants*. www.linde-engineering.com.sg/.../air_separation.
11. Smith, A.R., Klosek, J. *A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes*. Fuel Processing Tehnology 70 (2001), pp 115-134.
12. DEKEMA *Chemistry Data Series*, vol. IV, 2010.
13. Bejan, A., 1982. *Entropy generation through heat and fluid flow*. Wiley, New York, United States of America.
14. De Groot, S. R., Mazur, P., 1962. *Non-equilibrium thermodynamics*. North-Holland publishing company, Amsterdam, the Netherlands.
15. Kjelstrup, S., Bedeaux, D., Johannessen, E., Gross, J., 2010. *Elements of Irreversible Thermodynamics for Engineers*. World Scientific Publishing, Singapore.
16. Van der Ham, L. V., Kjelstrup, S., 2010. *Exergy analysis of two cryogenic air separation processes*. Energy 35, 4731- 4739.
17. Young, S.P., Moon, H.M. *Exergy Analysis of Cryogenic Air Separation Process for Generating Nitrogen*. J. Ind. Eng. Chem., vol 8, no. 6 (2002), pp. 499-505.
18. L'Air Liquide. *Gas Enciclopedia*. <http://encyclopedia.airliquide.com>.
19. Cornelissen, R. L., 1997. *Thermodynamics of sustainable development - The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility*. Ph.D. thesis, Universiteit Twente, Enschede, The Netherlands, 1997.
20. Harmens, A. *Vapour-liquid equilibrium N₂-Ar-O₂ for lower argon concentrations*. Cryogenics, vol. 6, 1970.
21. Zhu, L. *Process simulation, optimization and control of cryogenic Air Separation Units with frequent load changes*. College of Chemical Engineering and Material Science. Zhejiang University of Technology. China. 2011.
22. Harmens, A. *A cubic equation of state for the prediction of O₂-Ar-N₂ phase equilibrium*. Cryogenics, vol.17, pp.519-527, 1977.
23. ChemSep Case Book <http://www.chemsep.com/downloads/index.html>.

24. Dudret, S. *Convection-diffusion models for distillation columns: application to estimation and control of cryogenic air separation processes*. PhD Thesis. Ecole National supérieure de Mines de Paris. 2013.
25. Van der Ham, L. *Improving the Second law efficiency of a cryogenic air separation unit*. PhD Thesis. Norwegian University of Science and Technology, 2011.
26. Cao, Y. *Design for Dynamic Performance: Application to an Air Separation Unit*. PhD Thesis. McMaster University Hamilton, Canada, 2011.
27. Cuzic M., Serban Al., Popa V. *Study Concerning the Possibility for Increasing Argon Recovery from a Cryogenic Air Separation Process*. 12th Cryogenics 2012, IIR International Conference, 10-14 September 2012, Dresden, Germany.
www.icaris.cz/conf/Cryogenics2012
28. Cuzic, M., Panait, T. *A study concerning the improvement of argon recovery from a cryogenic air separation unit*. The annals of "Dunarea de Jos" University of Galati. ISSN 1221-4558. <http://www.tmt.ugal.ro/Items/Annals/Annals.htm> .
29. Burr, P.S. *The design of optimal air separation and liquefaction processes with the OPTISIM equation-oriented simulator and its application to on-line and off-line plant optimization*. AIChE Symp. Serie 89, pp 1-7.
30. Marquardt, W. *Nonlinear model reduction for binary distillation*. Proceedings of the IFAC Control of Distillation Columns and Chemical Reactors (1986), pp. 123-128.
31. Leitmann., G. *The Calculus of Variations and Optimal Control*. Plenum Press, New York, ISBN 0-306-40707-8, 1981.
32. Huang, R. *Nonlinear Model Predictive Control and Dynamic Real Time Optimization for Large-scale Processes*. PhD Thesis, Carnegie Mellon University, 2004.
33. Demirel, Y. *Thermodynamic Analysis Of Separation Systems*, SEPARATION SCIENCE AND TECHNOLOGY, Vol. 39. No. 16, pp. 3897-3942, 2004.
34. Varvarezos, D., Biegler, L.T., Grossmann, I.E. *Multiperiod design optimization with SQP decomposition*, Computers and Chemical Engineering, vol. 18, pp. 579, 1994.
35. Biegler, L.T., Grossmann, I.E., Westerberg, A. *Systematic methods of chemical process design*, New Jersey: Prentice Hall, 1997.
36. Zhu, Y., Legg, S. *Optimal design of cryogenic air separation columns under uncertainty*, Computers and Chemical Engineering, vol. 34, no. 9, pp. 1377-1384, 2010.
37. S. Bian, M. Henson. *Nonlinear state estimation and model predictive control of nitrogen purification columns*, Industrial and Engineering Chemistry Research, vol. 44, pp. 153-167, 2005.
38. Energy information association. *Manufacturing energy consumption survey*, 2002.
<http://www.eia.doe.gov/emeu/mecs/mecs2002/data02/shelltables.html>.
39. Marangoni C., and all. *New Configuration of a Distillation Process with Reduced Dimensions*, Chemical Engineering Transactions, 24, 2011, pp. 799-804.
40. Huang, R., Zavala, V.M., Biegler, L.T. *Advanced step nonlinear model predictive control for air separation units*. Journal of Process Control, 19, 2009, pp. 678-685.
41. Zhu, G.Y., Henson, M.A., Megan, L. *Low-order dynamic modeling of cryogenic distillation columns based on nonlinear wave phenomenon*. Separation and Purification Technology, 24,2001, pp. 467-487.
42. Røsjorde, A. *Minimization of entropy production in separate and connected process units*. PhD Thesis. Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norway, 2004.