

**UNIVERSITATEA POLITEHNICA BUCUREȘTI**

Facultatea de Inginerie Mecanică și Mecatronică

Departamentul Termotehnică, Motoare, Echipamente Termice și Frigorifice

Nr. Decizie Senat 847 din 09.06.2022

## **TEZĂ DE DOCTORAT**

**Studii privind posibilitatea creșterii eficienței energetice a instalațiilor  
criogenice de separare a aerului prin îmbunătățirea proceselor din  
zona coloanelor de distilare**

## **REZUMAT**

**Autor: ing. Marius PINTILIE**

**Conducător științific: Prof.dr.ing. Alexandru SERBAN**

## Nota autorului:

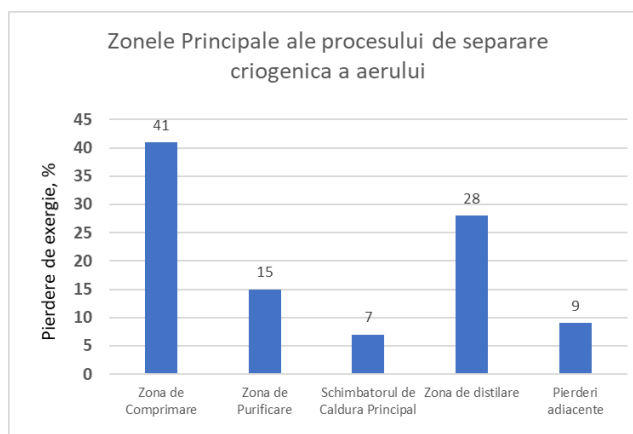
Sunt deosebit de onorat ca am avut ocazia ca sub îndrumarea excepțională a colectivului de profesori de la Universitatea Politehnică București, să pot aprofunda o serie de procese teoretice ce reprezintă baza industriei în care activez de peste 30 de ani. Experiența dobândită pas cu pas, precum și consolidarea acesteia în câmpul direct operational, și mă refer aici la exploatarea a numeroase instalații de separare aer, de diferite mărimi în arealul cuprins între Continentul Nord American și țările Orientului Mijlociu, nu ar fi fost posibilă fără să fi căutat în permanență o explicație logică și fără a lega observațiile făcute de legile care guvernează procesele în cauză.

De asemenea, sunt încântat că ideea unui studiu experimental a fost acceptată iar parte din concluziile acestuia sunt convins că vor servi unei mai bune înțelegeri a gradului de sensibilitate în ceea ce privește funcționarea ansamblului format din Coloana de Joasă Presiune, Coloana de Argon Brut precum și Condensatorul Coloanei de Argon Brut.

Desigur că tehnica de astăzi a pus la dispoziția operatorului instalației de separare aer o serie de sisteme și programe menite să controleze și să gestioneze funcționarea eficientă a instalației în limita parametrilor proiectați și să adapteze sarcina acesteia în linie cu nevoile de producție, dar esențială rămâne totuși capacitatea resursei umane de a înțelege la nivel de detaliu, modul în care se desfășoară procesele din instalație și bine înțeles ulterior nevoia de a anticipa și de a compara diferitele scenarii de funcționare.

Există interacțiuni importante între sistemele de producere frig și cele responsabile cu procesele de separare, interacțiuni ce trebuie luate în considerare încă din primele etape ale proiectării, în primul rând pentru a se asigura maximizarea avantajelor prin integrarea optimă a acestora (echipamente de comprimare, schimbătoare de căldură, turbine de expansiune, coloane de rectificare, pompe criogenice șamd...).

Cercetările și studiile din domeniu au ca obiectiv reducerea la minim a ireversibilității în principal în procesele folosite pentru lichefiere și separare, cele mai relevante procese implicate în integrarea termică.



*Repartizarea pierderilor exergetice pe zonele principale ale procesului de separare criogenică a aerului*

Studiile si rezultatele actuale indica in mod clar ca pierderile de exergie in zona de distilare se situeaza la cca 28% din totalul pierderilor de exergie, fiind a doua zona ca pondere din totalul de pierderi exergetice dupa zona de comprimare.

De aici si intentia avuta a fost de a orienta studiul pe directia zonei de distilare, iar datorita sensibilitatii crescute din zona mediana a Coloanei Superioare (zona de concentrare in Argon), studiul comparativ a pus in evident doua moduri diferite de proiectare cu implicatii directe in eficienta separarii precum si implicatii de natura constructiva.

Teza este structurata in 5 capitole de baza:

- In Capitolul I sunt prezentate ciclurile criogenice folosite frecvent in procesele de separare aer. Vom face referire la ciclul Linde cu Coloana simpla de separare, la ciclul Linde cu Coloana dubla de separare, la ciclul Heylandt, si la ciclul Linde-Frankl. Pentru fiecare dintre ciclurile enumerate sunt prezentate schemele acestora, reprezentarea lor in diagram Temperatura – Entropie, calculul termic precum si parametrii principali de performanta.

Obtinerea argonului presupune un studio largit si anume necesitatea ca la coloana dubla sa se ataseze o coloana simpla in vederea extractivei argonului brut (si aici facem referire la argonul obtinut cu puritatea in oxygen conform cu datele de proiectare) si o a doua coloana in care are loc separarea finala a argonului de urmele de azot.

- Cel de-al doilea Capitol prezinta coloanele de distilare utilizate in tehnica criogenica, este apoi prezentat principiul distilarii fractionate, precum si elementele de schimb de caldura si masa in procesele de distilare – talere clasice versus umplutura. De asemenea, sunt prezentate configuratiile unei coloane simple – obtinerea unui singur component al amestecului binary oxygen – azot, cat si ale unei coloane double – obtinerea simultana a celor doua component principale mai sus mentionate.

La coloana dubla se face referire si la elementul de cuplare termica ale celor doua coloane – si anume condensatorul – vaporizator (numit si condensator principal), performantele acestui echipament fiind esentiale pentru eficienta de ansamblu a Coloanei de distilare. Vom intalni si cateva comentarii privind concepte noi de proiectare coloane de distilare – precum si factorii esentiali care afecteaza functionarea si stabilitatea proceselor.

- In Capitolul al treilea: *Simularea si analiza de sensibilitate a unei instalatii criogenice de separare aer*, este prezentata analiza procesului de obtinere a principalelor componente din aerul supus separarii folosind programul de calcul PRO II. Acest calcul s-a realizat pentru conditii de functionare in regim stationar,

Intrucat instalatiile de separe aer sunt, in mod obisnuit supuse unor variatii de productie/consum relevante (ex. Incarcarea sistemelor in functie de variatia tarifului la energie electrica zi/noapte, sau variatii ale consumului datorate specificului de productie intr-o serie de aplicatii industrial – productia de otel, etc..) este important sa se procedeze la o analiza de sensibilitate a instalatiei in ansamblului (dinamica de incarcare descarcare, exploatarea in regim redus etc..)

- Capitolul al patrulea, *Modelul matematic, in conditii stationare, al zonei de distilare a unei Instalatii de separare criogenica a aerului*, prezinta un model matematic in regim stationar atat pentru coloanele

de distilare cu talere cat si pentru cele cu umplutura. Rezultatele pun in evident avantajele utilizarii coloanelor cu umplutura.

- In Capitolul al cincilea: *Posibilitati de imbunatatire a eficientei energetic si exergetice a zonei de distilare a unei unitati de separare criogenica a aerului(ASU)* sunt prezentate trei directii de studio – una referitoare la condensatorul-vaporizator amplasat in coloana dubla de distilare, iar cealalta doua fac referire la configuratii modificate ale coloanelor de distilare.

In a doua parte a acestui ultim capitol sunt prezentate rezultatele unui studiu experimental asupra a doua instalatii de separare aer, industriale de mare capacitate, prima dintre ele reprezentand o instalatie cu design clasic, iar cea de a doua reprezentand o instalatie unde procesele de separare primara a fractiei de argon se realizeaza tot in Coloana Superioara. De asemenea, este prezentat, si descries modelul nou de integrare termica a unui condensator afferent Coloanei de Argon Brut. Toate datele cuprinse in acest subcapitol au ca referinta masuratorile efectuate in locatiile in care activeaza cele doua instalatii. S-a preferat sa se includa in studiul comparativ, rezultatele finale ale calculelor care au insotit acest demers cu scopul de a pune la dispozitia celor interesati (studenti, ingineri) a cat mai multor rezultate ce tin de practica si experienta autorului, direct in locatiile de productie.

Se prezinta mai jos intregul Cuprins al lucrarii:

# CUPRINS

Cuvant inainte.....	7
---------------------	---

## CAPITOLUL I

### Cicluri Criogenice de separare a aerului

Introducere.....	10
1.1.Sisteme criogenice de separare a aerului.....	12
1.1.1.Sistemul Linde cu coloana simpla.....	12
Descrierea instalatiei.....	12
Calculul termic al instalatiei. Determinarea punctelor caracteristice.....	14
1.2.Ciclul Linde cu coloana dubla de separare a aerului.....	16
Descrierea instalatiei.....	16
Calculul termic al instalatiei. Determinarea punctelor caracterristice.....	17
1.3.Ciclul Heylandt.....	21
Descrierea instalatiei.....	21
Calculul termic al instalatiei.....	22
1.3.1.Determinarea punctelor caracteristice.....	22
Puterea consumata in Ciclul Heylandt.....	26
1.4.Sistemul de separare Linde- Frankl.....	26
Descrierea instalatiei.....	26
Calculul termic al instalatiei.....	28
1.4.1.Determinarea punctelor caracteristice.....	29
1.4.2.Consumul de energie mecanica in instalatia principala de separare a aerului.....	38
1.4.3.Calculul termic al instalatiei frigorifice auxiliare cu amoniac.....	39
1.5.Concluzii.....	41
Bibliografie – Capitolul I.....	42

## CAPITOLUL II

### Coloane de distilare utilizate in criogenie

Introducere.....	44
2.1. Principiul distilarii.....	44
2.2. Elemente de schimb de caldura si masa in procesul de distilare.....	44
2.2.1.Talere.....	47
Talerul cu clopot.....	47
Talerul perforat.....	47
2.2.2. Umplutura.....	48
2.2.3. Tipuri constructive de coloane de separare aer.....	50
2.2.3.1. Coloane simple de separare aer.....	50
2.2.3.2. Coloane duble de separare aer.....	51
2.3. Concepte noi privind coloanele de distilare criogenica.....	55
2.3.1. Configuratiile standard ale coloanelor de distilare.....	55
2.3.2. Configuratii asistate de pompa de caldura.....	55
2.3.3. Configuratii in jurul presiunii.....	56
2.3.4. Configuratii diabatice.....	57
2.3.5. Configuratii cu doua coloane de distilare a aerului.....	58
2.3.6. Coloane de distilare integrate termic.....	58
2.4. Etape importante in proiectarea unei coloane de distilare.....	59
2.5 Factorii care afecteaza functionare unei coloane de distilare.....	63
2.6.Concluzii.....	65
Bibliografie – Capitolul al II-lea.....	66

## CAPITOLUL al III-lea

### Simularea si analiza de sensibilitate a unei instalatii criogenice de separare a aerului

Introducere.....	68
3.1. Alegerea schemei instalatiei de separare criogenica a aerului.....	68
3.2. Parametrii principali de functionare.....	70
3.2.1. Presiunile de lucru in coloanele de distilare criogenica.....	70
Coloana de joasa presiune.....	70
Coloana de inalta presiune.....	70
Coloana de argon.....	72

3.2.2. Bilantul de materiale.....	72
Debitul de aer.....	72
Debitele de produse de separare .....	72
3.2.3. Coeficientul de reflux.....	73
3.2.4. Subracitorul intermediar dintre cele doua coloane cuplate termic.....	74
3.2.5. Bilantul energetic.....	74
3.2.5.1. Nivelul de oxigen lichid.....	76
3.2.6. Debitul de aer destins in detentor.....	76
3.2.6.1. Calculul instalatiei de separare a aerului.....	76
3.2.6.2. Date generale.....	77
3.2.6.2.1. Date privind componentele procesului.....	77
3.2.6.2.2. Calculul secvential al procesului.....	79
3.2.6.2.3. Rezultate.....	86
3.3. Analiza sensibilitatii sistemului – Concluzii.....	88
Anexa A.....	90
Anexa B.....	91
Bibliografie – Capitolul al III-lea.....	103

## CAPITOLUL al IV-lea

### Modelul matematic, in conditii stationare, al zonei de distilare a unei instalatii criogenice de separare a aerului

Introducere.....	104
4.1. Modelul matematic in conditii stationare, al zonei de distilare folosind coloane cu talere....	107
4.1.1. Modelul matematic.....	107
4.1.2. Rezultate si analiza.....	111
4.1.3. Concluzii.....	120
4.2. Modelul matematic in conditii stationare, al zonei de distilare folosind coloane cu umplutura...	121
4.2.1. Modelul matematic.....	121
4.2.1.1. Ipoteze si ecuatii de baza.....	121
4.2.2. Echilibrul lichid-vapori si proprietatile fizice.....	123
4.2.3. Discretizarea.....	123
4.2.4. Metoda de calcul.....	125
4.2.4.1. Compararea modelului cu date masurate pe o instalatie de separare a aerului, pilot..	125
4.2.4.2. Compararea rezultatelor teoretice cu cele observate pe instalatia pilot.....	126
4.2.4.3. Probleme legate de proiectarea optima si de conditiile de operare a coloanei de joasa presiune.....	127
4.2.4.3.1. Efectul punctului de alimentare cu lichid a coloanei asupra puritatii produselor rezultate din coloana de joasa presiune si din coloana de argon.....	127
4.2.4.3.2. Influenta amplasarii punctului de alimentare a coloanei de argon asupra gradului de puritate a argonului crud.....	129
4.2.4.3.3. Efectul raportului lichid/vapori din circuitul de alimentare a coloanei de joasa presiune asupra performantelor instalatiei de separare a aerului.....	131
4.3. Concluzii.....	132
Bibliografie – Capitolul al IV-lea.....	135

## CAPITOLUL al V-lea

### A. Posibilitati de imbunatatire a eficientei energetice a zonei de distilare a unei unitati criogenice de separare a aerului

#### B. Studiu experimental comparativ

5.A. Introducere.....	137
5.A.1. Imbunatatirea performantelor condensator-vaporizatorului.....	138
5.A.2. Inlocuirea coloanei duble de rectificare cu o coloana simpla in care condensator – vaporizatorul este amplasat in partea inferioara.....	144
5.A.2.1. Procesul de separare criogenica a aerului cu coloana dubla.....	145
5.A.2.1.1. Analiza exergetica a procesului de separare cu coloana dubla.....	146
5.A.2.1.2. Exergia pierduta in schimbatorul de caldura principal al instalatiei de distilare cu coloana dubla.....	147
5.A.2.2. Procesul de separare criogenica a aerului cu coloana simpla.....	148

5.A.2.2.1. Pierderea de exergie în procesul de rectificare criogenică a aerului cu coloană simplă.....	148
5.A.2.2.2. Exergia pierdută în schimbătorul de căldură principal al instalației de distilare cu coloană simplă.....	149
5.A.3. Înlocuirea coloanei duble de distilare cu o coloană integrată termic (HIDiC).....	150
5.A.3.1. Soluții constructive.....	151
5.A.3.2. Distilarea diabatică.....	152
5.A.3.3. Distribuția sarcinilor termice într-o secțiune de distilare ASU.....	155
5.A.3.3.1. Evaluarea eficienței zonei de distilare a unei instalații criogenice de separare a aerului cu două coloane.....	156
5.A.3.3.2. Coloana de epuizare LPC.....	158
5.A.3.3.3. Integrarea termică.....	160
5.A.3.3.4. Creșterea presiunii în LPC.....	161
5.A.3.3.5. Scăderea presiunii în HPC.....	162
5.A.3.3.6. Capacitatea de transfer de căldură teoretică.....	164
5.A.3.3.7. Analiza rezultatelor obținute.....	166
5.A.4. Concluzii – subcapitol 5A.....	167
<b>5.B. Introducere.....</b>	<b>169</b>
5.B.1. Studiu de caz – Instalatia 1.....	171
5.B.1.1. Descriere de principiu. Analiza de proces. Coloana Inferioara / Condensatorul Principal.....	171
5.B.1.2. Analiza de proces Coloana Superioara. Fluxuri Intrare / Iesire.....	175
5.B.1.3 Analiza rezultatelor experimentale: Ansamblul Coloana Superioara – Coloana si Condensatorul Coloanei de Argon brut.....	177
5.B.1.4. Analiza date de proces in stransa legatura cu elemente de natura constructive – Instalatia 1.....	179
5.B.1.5. Analiza de bilant masic pe contururi individuale aferente Coloanei Superioare.....	181
Concluzii – subcapitol 5.B.1.....	184
5.B.2. Studiu de caz – Instalatia 2.....	184
5.B.2.1. Descriere de principiu. Diferente constructive.....	184
5.B.2.2. Scurta prezentare a fluxurilor principale de fluide. Interdependenta dintre Coloanele Inferioara, Superioara si de Coloana de Argon Brut.....	186
5.B.2.3. Consideratii privind conceptul de integrare termica a Condensatorului Coloanei de Argon Brut.....	188
5.B.2.4. Analiza date de proces in stransa legatura cu elemente de natura constructive – Instalatia 2.....	190
5.B.3. Analiza incarcarii cu Lichid. Densitate de curgere. Studiu comparative.....	192
In loc de Concluzie.....	195
Bibliografie – Capitol al V-lea.....	196

## CAPITOLUL I

### Cicluri criogenice de separare a aerului

În acest capitol este esențial să înțelegem în primul rând, configurarea bloc a unei instalații de separare a aerului.

Cinci etape principale pot fi distinse în orice unitate ASU: comprimare, purificare, producerea de frig, schimbul de căldură și separarea (care se poate subdiviza în extracția de azot, oxigen și argon). Interdependența acestor funcții este reprezentată în figura 1.1.

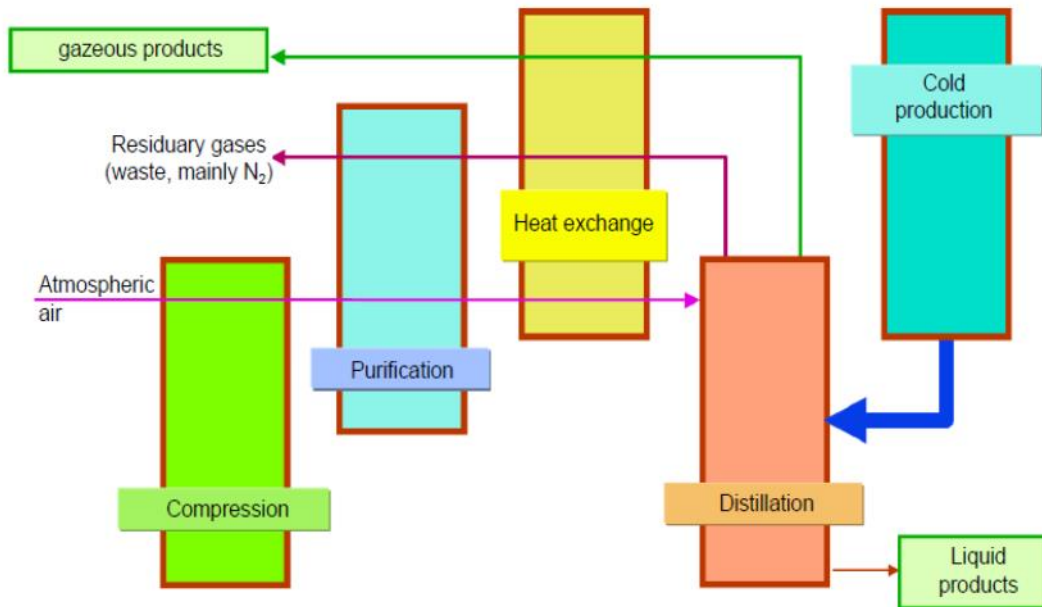


Figura 1.1. Funcțiile principale ale unei instalații de separare criogenică a aerului

Strict referindu-ne la ciclurile de bază întâlnite în tehnica criogenică, amintesc:

#### 1.1.1. Sistemul Linde cu coloana simplă

Cel mai simplu sistem criogenic de separare a aerului este sistemul Linde cu coloană simplă, prezentat în figura 1.2. Acest ciclu a fost pentru prima oară utilizat de Carl von Linde în anul 1902.

Ciclul prezentat are importanță crucială deoarece în acest mod, s-au pus bazele obținerii oxigenului pe cale industrială.

Când se dorește ca oxigenul separat să fie sub formă gazoasă, aerul atmosferic trebuie să fie comprimat numai la o presiune de ordinul a 30 atm până la 60 atm.

Dacă este necesar ca oxigenul să fie sub formă de lichid, pentru o funcționare eficientă a instalației de separare, aerul trebuie să fie comprimat la aproximativ 200 atm. Presiunea din interiorul coloanei este de obicei de ordinul 1.3÷2 atm.



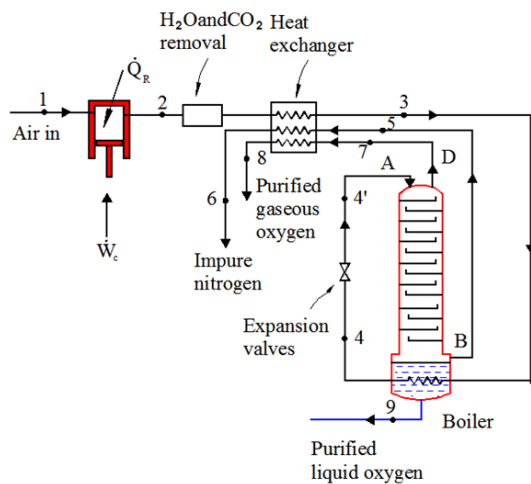


Figura 1.2. Sistemul Linde cu coloană simplă

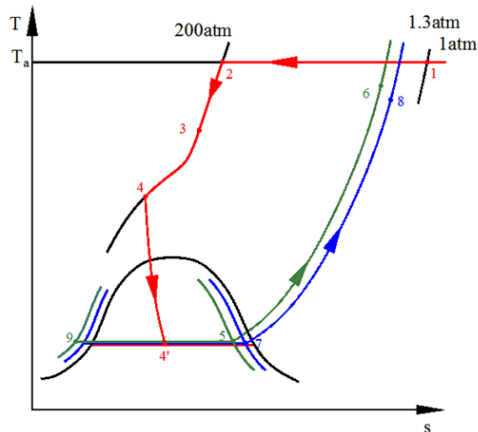


Figura 1.3. Diagrama T-s

Diagrama T-s, a ciclului Linde cu coloană simplă de separare a aerului, este prezentată în figura 1.3.

## 1.2. Ciclul Linde cu coloană dublă de separare a aerului

Acest ciclu deriva din ciclul de baza si are caracteristic folosirea unei coloane duble, rezultată prin suprapunerea a două coloane simple de rectificare, cu plute termic printr-un condensator – vaporizator. Schema sistemului Linde cu coloană dublă de separare a aerului este prezentată în figura 1.4, iar în figura 1.5 este reprezentarea procesului termodinamic în diagram T-s.

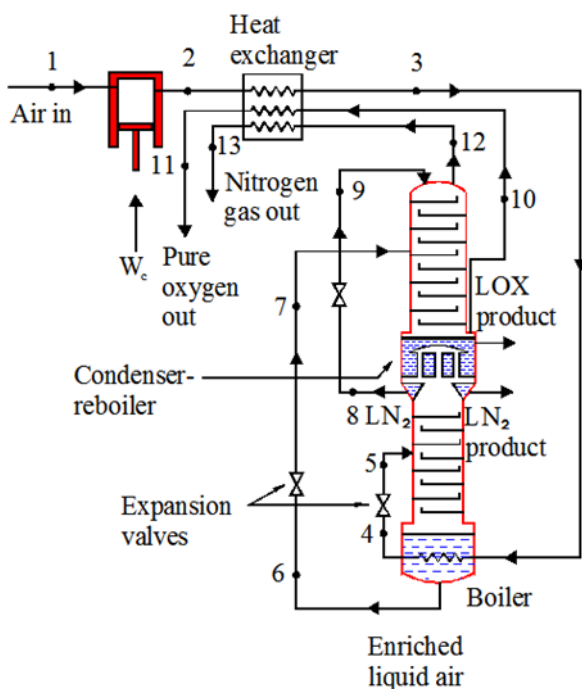


Figura 1.4. Sistemul Linde cu coloană dublă

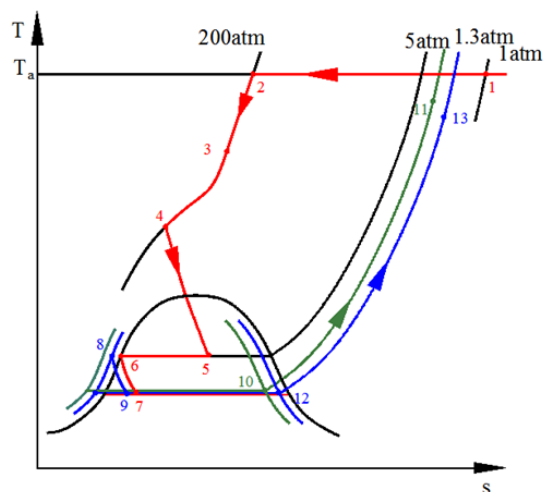


Figura 1.5. Diagrama T-s

Caracteristica esentiala a acestui ciclu il reprezinta faptul ca cele doua componente principale din aerul prelucrat se obtin simultan.

### 1.3 Ciclul Heylandt

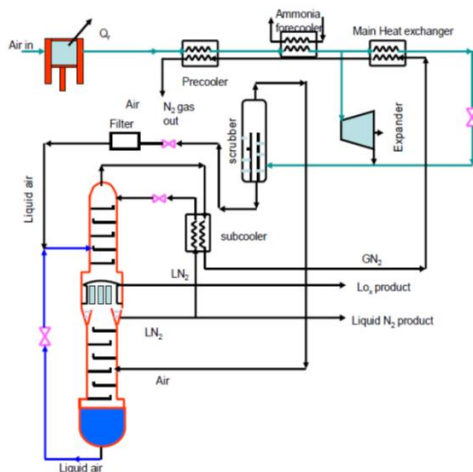


Figura 1.6. Schema sistemului de separare a aerului tip Heylandt

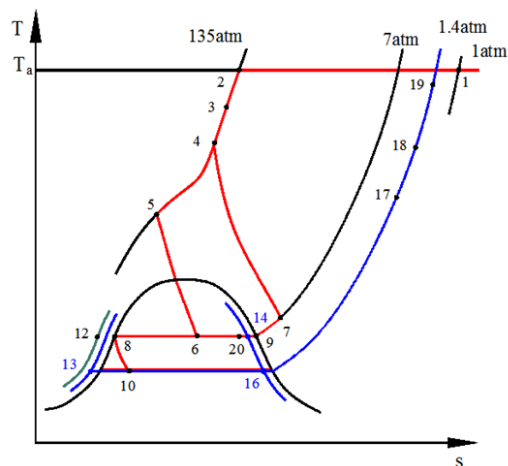


Figura 1.7. Diagrama T-s a ciclului Heylandt

Caracteristica esențială a ciclului Heylandt este faptul că pentru un ciclu de presiune ridicată s-a folosit avantajul utilizării unui detentor prin care se destina aproximativ jumătate din cantitatea procesată de aer în tandem cu un sistem de schimbătoare de căldură reversibile care participă la optimizarea producției de frig. Acest ciclu este folosit pe scară largă în USA pentru instalațiile cu producție ridicată de lichide criogenice.

### 1.3. Sistemul de separare Linde-Frankl

Sistemul comun Linde-Frankl a fost introdus pentru prima oară în anul 1950, ca ciclu de funcționare a unei instalații pentru producerea oxigenului, în care s-au utilizat regeneratoare umplute cu piatră. Marea majoritate a instalațiilor de mare putere au funcționat în această schemă chiar și după anii '70'. În prezent această tehnologie unde purificarea aerului se face utilizând tehnica regeneratoarelor este în cea mai mare parte abandonată și înlocuită cu sisteme moderne de purificare primară pe baza de adsorbitori cu Site Moleculare.

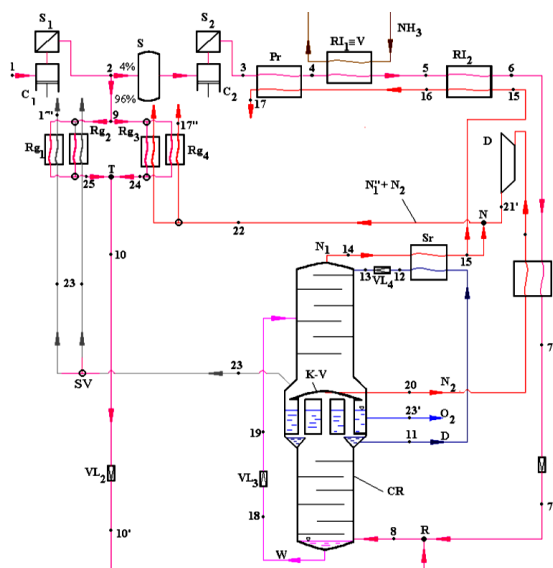


Figura 1.8. Schema instalației de separare a aerului Linde-Frankl

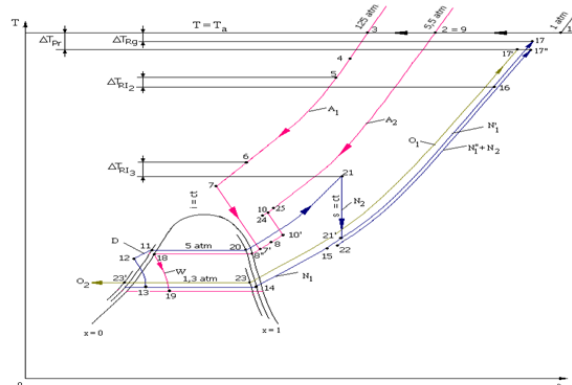


Figura 1.9. Reprezentarea ciclului Linde-Frankl în diagrama T-s

Capitolul este o trecere în revistă a ciclurilor criogenice folosite pentru separarea aerului, pentru situația în care se consideră aerul ca un amestec bi-component (oxigen și azot).

- În cazul în care se dorește obținerea doar a oxigenului ca produs de separare, se folosește ciclul Linde cu coloană simplă de separare.
- Dacă scopul este obținerea ca produse finale a celor două componente (oxigen și azot), se folosesc celelalte trei instalații prezentate, respectiv:
  - › ciclul de separare Linde-Frankl și ciclul Linde cu coloană dublă de separare a aerului, pentru cazul în care se dorește obținerea produselor în stare gazoasă;
  - › ciclul Heylandt, pentru cazul în care se vor obține produse de separare în stare lichidă.
- Dacă se dorește să se obțină ca produs de separare și argonul, atunci în instalație se mai introduce o coloană (coloană de argon crud), sau două (coloane de argon pur).

## CAPITOLUL al II-lea

### Coloane de distilare utilizate în criogenie

Distilarea este definită ca o operațiune care vizează separarea componentelor unui amestec prin valorificarea volatilității lor diferite, adică acumularea preferențială a acestora în lichid sau gaz atunci când amestecul este la echilibru termodinamic bifazic.

Într-un proces etapizat așa cum este prezentat în figura 2.1. procesul de rectificare în cascada se poate dezvolta doar ca urmare a dezechilibrului permanent, dezechilibru de concentrație și de temperatură pe înălțimea coloanei între fluxul ascendent și refluxul descendent

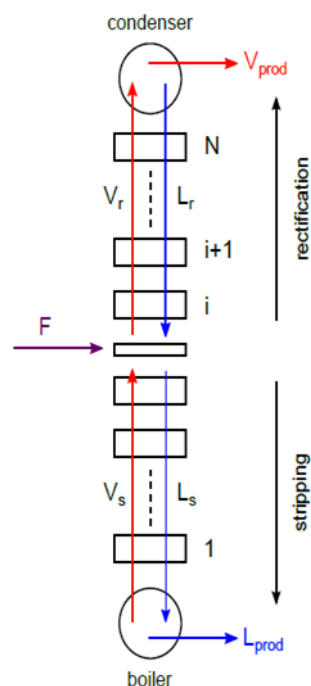


Figura 2.1. Procesul de separare în trepte de distilare

O treaptă de distilare este eficientă dacă este cât mai aproape posibil de echilibrul termodinamic bifazic. Aceasta presupune maximizarea omogenității amestecului bifazic și a suprafeței de contact gaz lichid pentru a îmbunătăți schimburile de căldură și masă.

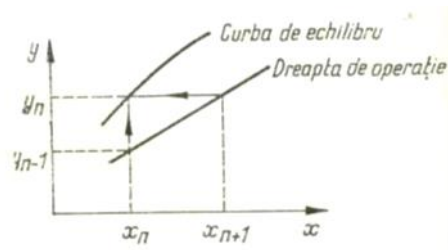


Figura 2.4. Talerul teoretic

Lucrarea prezintă succint modul de calcul și ipotezele de lucru pentru un taler de rectificare – în variantele clasice (talere cu clopot) și cele actuale (talere perforate) și face o trecere în revistă a tipurilor constructive de coloane și modul în care talerele/pachetele de umplutură sunt integrate.

De asemenea sunt prezentate concepte noi de configurare coloane de separare: coloane în configurație diabatică și/sau coloane integrate termic.

Dezvoltarea tehnologiei folosind talerele tip umplutură, pe lângă avantajul extraordinar dictat de reducerea caderii de presiune de-a lungul coloanei de rectificare a permis realizarea de coloane cu un număr impresionant de talere teoretice prin reducerea înălțimii coloanelor deoarece un taler teoretic tip umplutură necesită un spațiu mai mic pe înălțime, fapt ce a permis, separarea oxigenului din amestecul oxigen-argon direct în coloana dedicată, proces bazat exclusiv pe rectificare.

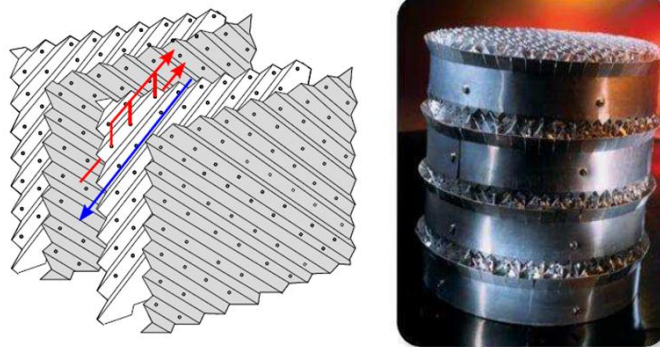


Figura 2.10. Umplutura structurată folosită în tehnica de separare criogenică a aerului.

a: foi metalice juxtapse cu exemple de căi de curgere pentru lichide (albastru) și gaze (roșu)

b: pachete cilindrice de foi juxtapse montate în coloană

În partea a doua a acestui capitol sunt prezentați pașii principali în proiectarea unei coloane de rectificare:

- Calculul numărului minim / teoretic / real de talere de rectificare
- Calculul raportului de reflux minim
- Calculul diametrului / a înălțimii unei coloane
- Calculul pierderilor de presiune de înălțime a coloanei
- Verificarea condiției de picurare

Datorită consumului foarte mare de energie din sistemele criogenice de separare a aerului, există o preocupare permanentă în studiul, experimentarea și dezvoltarea de tehnologii care să conducă la creșterea performanțelor coloanelor de distilare.

Principalele direcții de cercetare și dezvoltare sunt și vor fi:

- Perfecționarea coloanelor cu umplură, în vederea diminuării efectelor negative privind curgerea bifazică prin canale ;
- Integrarea termică a coloanelor, ceea ce va conduce în viitor la configurații noi ale sistemelor criogenice de separare a aerului;
- Realizarea unor modele matematice performante, astfel încât să fie depășite o serie de probleme privind pierderile de presiune din coloană, precum și a pierderilor exergetice în coloană.

## CAPITOLUL al III-lea

### Simularea și analiza de sensibilitate a unei instalații criogenice de separare a aerului

În acest capitol este prezentată analiza procesului de obținere a principalelor componente separate din aer folosind o schemă adoptată formată dintr-o coloană dublă, conectată cu o coloană de argon, proiectată pentru obținerea argonului brut.

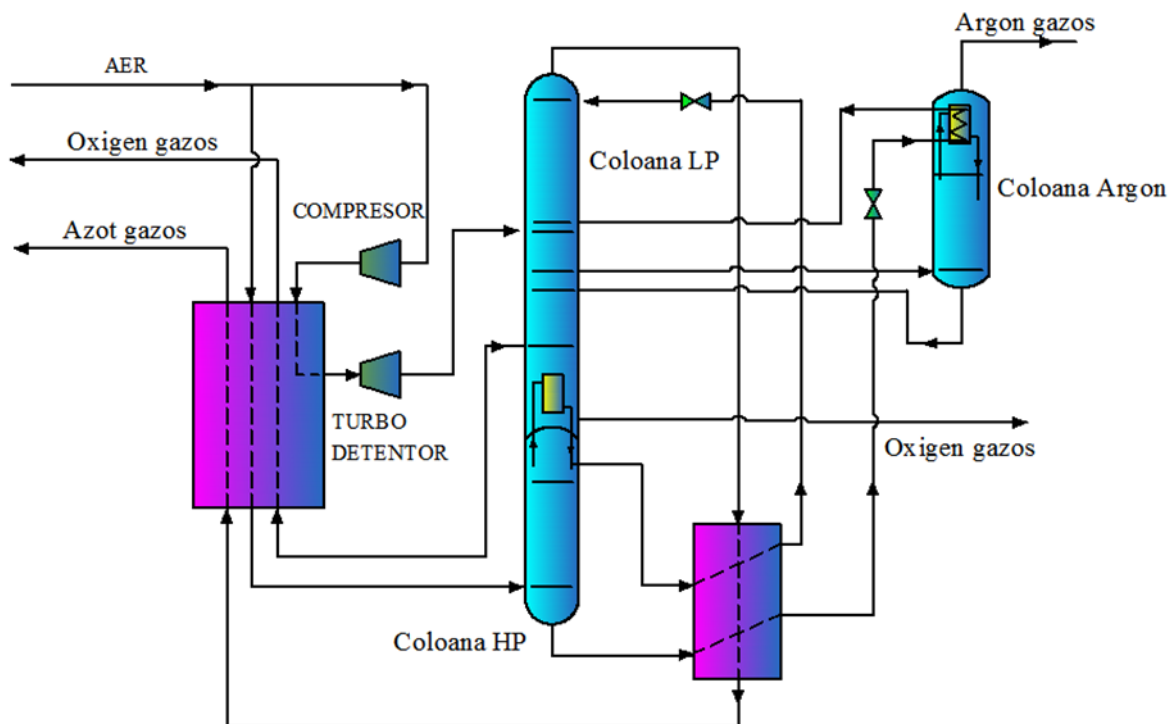


Figura 3.1. Schema instalației analizate

Esentială este înțelegerea faptului că impunerea presiunilor de lucru în cele două coloane trebuie să ducă la „inversiunea” temperaturilor la echilibru pentru componentele azot și oxigen în sensul că azotul gazos bătut la vârful coloanei inferioare reprezintă sursa de căldură pentru vaporizarea oxigenului în Condensatorul – vaporizator care cuplează termic cele două coloane.

Pentru a putea înțelege ce este necesar de făcut în scopul menținerii presiunii din Coloana Inferioară la valoarea dorită, trebuie să se analizeze modul de funcționare a Condensator-vaporizatorului. Sarcina termică de condensare a acestuia este determinată de:

- suprafața de condensare a condensatorului; cu cât aceasta este mai mare, cu atât mai mare este transferul de căldură care are loc și invers;

- diferența de temperatura  $\Delta T$  dintre partea de oxigen lichid și partea de azot lichid; cu cât este mai mare diferența, cu atât mai multă caldură este transferată și invers

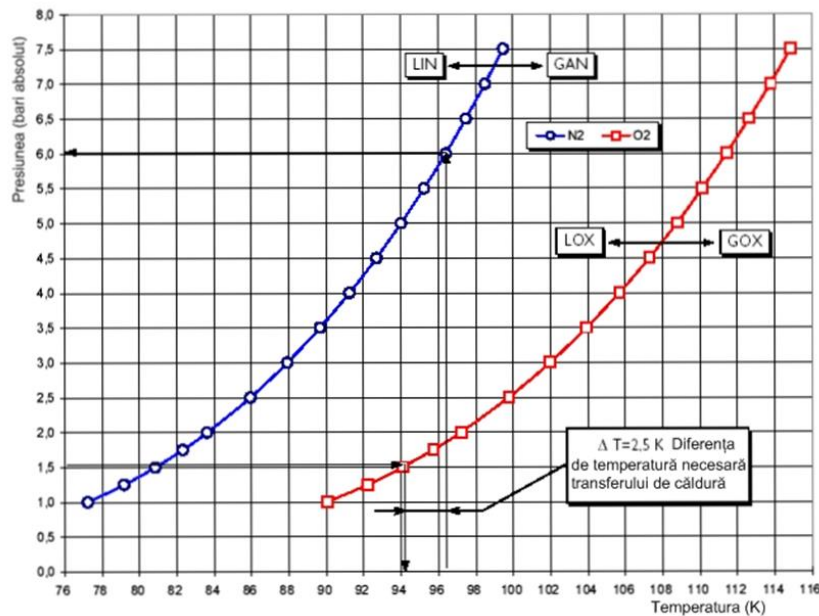


Figura 3.2. Curbele de saturatie lichid – vapori, pentru azot si oxigen – influenta presiunii

Capitolul al III-lea prezinta un model de calcul al unei instalatii in echivalent 1,500 tpd O2, folosind programul PRO II (produs de Compania SimSci/Escor).

Important de mentionat:

Unitatile de separare criogenica a aerului (ASU) sunt în mod obișnuit supuse unor variații de producție importante, în funcție de:

- energia electrica si conditiile la care aceasta este disponibila – specifice sistemelor unde se practica, „plant load dynamics – Energy cost management”
- dinamica comenzilor / cerintelor interne de productie ori de pe piata externa
- programele de întreținerea planificată / de urgenta a instalației

Acest principiu – „plant load dynamics” are in vedere exploatarea sistemelor in conditii de incarcare diferita a fabricii, functie de tariful la energia electrica: tarif zi-noapte ori tarif zile de lucru vs tarif in weekend. Exemplu, producerea de lichide criogenice se poate realiza in conditii de tarif scazut (ex. noaptea) folosindu-se in acest fel avantajele evidente, ceea ce in final determina o crestere a profitului operational.

Rezulta ca sensibilitatea/limitele sistemului de productie trebuie avute in vedere pentru a evalua condițiile de funcționare ale ASU în diferite scenarii de producție.

#### Capitolul al IV-lea

**Modelul matematic , in conditii stationare, al zonei de distilare a unei instalatii criogenice de separare a aerului.**

Modelul matematic in regim stationar este esential pentru conceptualizarea, proiectarea și evaluarea proceselor. Cu toate acestea, regimul stationar (de echilibru) este o definiție idealistă utilizată de ingineri ca o

reprezentare a condițiilor de "proiectare" care nu sunt întotdeauna realizabile datorită modificării cantitative și calitative a materiilor prime și produselor finale, a modificării capacității instalației datorate condițiilor de funcționare, a cerințelor de marketing și comportamentului dinamic inerent al proceselor de consum.

Similar cu un model staționar, modelele dinamice se bazează pe principii universale valabile

Legile de conservare, echilibrul de fază, transferul de căldură și masă și cinetica sunt de asemenea aplicate în modele dinamice [5].

Calculul instalației de separare aer s-a realizat în două variante- zona de distilare considerată a avea coloane cu talere și apoi coloane cu umplutura. Pentru coloanele cu talere procesul de distilare se face în trepte (pe talerele inseriate pe înălțimea coloanei), în timp ce în coloanele cu umplutura procesul de distilare este continuu, pe înălțimea coloanei.

**In cazul coloanelor cu talere, ipotezele simplificatoare au fost:**

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. Cadere constantă de presiune pe fiecare taler;
4. Presiune și temperatura uniformă pe fiecare taler

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 bar), se consideră că argonul se obține doar în stare lichidă. Dacă presiunea din Coloana de argon ar permite obținerea argonului în stare de vapori, apare avantajul că se pot purja vaporii de azot prin partea superioară a coloanei de argon;
2. Pentru controlul producției de argon se impun ca variabile de control ale funcționării instalației de separare a aerului cel puțin 5 mărimi:
  - Debitul de alimentare cu aer a Coloanei de înaltă presiune ( $U_1$ );
  - Debitul de alimentare cu aer a Coloanei de joasă presiune ( $U_2$ );
  - Debitul de azot lichid extras din partea superioară a Coloanei de înaltă presiune și introdus în Coloana de joasă presiune ( $U_3$ );
  - Debitul de azot rezidual ( $U_4$ );
  - Debitul de fluid extras din Coloana de joasă presiune și introdus în Coloana de argon crud ( $U_5$ ).
3. O variantă suplimentară care poate asigura un grad ridicat de recuperare a argonului este reglarea debitului de oxigen lichid extras la partea inferioară a coloanei de joasă presiune, astfel încât să se regleze amplasarea fluxului de vapori cu concentrație maximă în argon în dreptul racordului de extragere a debitului de alimentare a coloanei de argon brut.

**In cazul coloanelor cu umplutura, ipotezele simplificatoare au fost:**

1. Debiturile masice la difuzia vaporilor sunt date de corelația lui Egoshi;
2. Fluxurile de căldură sensibilă a vaporilor sunt estimate cu o relație similară cu cea folosită pentru difuzia acestora;
3. Fluxurile masice convective sunt estimate printr-un bilanț masic la interfața lichid-vapori;

4. Fluxurile de difuzie pentru faza lichidă și fluxurile de căldură sensibilă sunt calculate pe baza modelului penetrației;
5. Suprafața de contact pentru transferul de căldură și masa este egală cu suprafața aparentă a umpluturii;
6. Temperaturile suprafeței lichidului sunt egale cu temperaturile de fierbere.

În figura 4.20 este prezentat modelul fizic al transferului de căldură și masă în cazul distilării

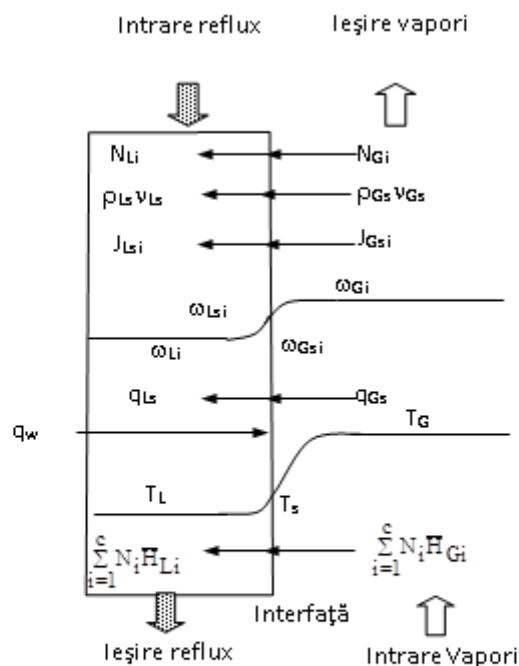


Figura 4.20. Modelul fizic de transfer de căldură și masă în distilarea unui amestec tricomponent

În scopul validării modelului prezentat s-a făcut o comparație a variației concentrațiilor obținute prin calcul cu date experimentale, pe o instalație pilot de separare a aerului, în configurație clasică – proces similar cu procesul indicat în figura 4.1, ale cărei date de operare sunt indicate în tabelul 4.4.

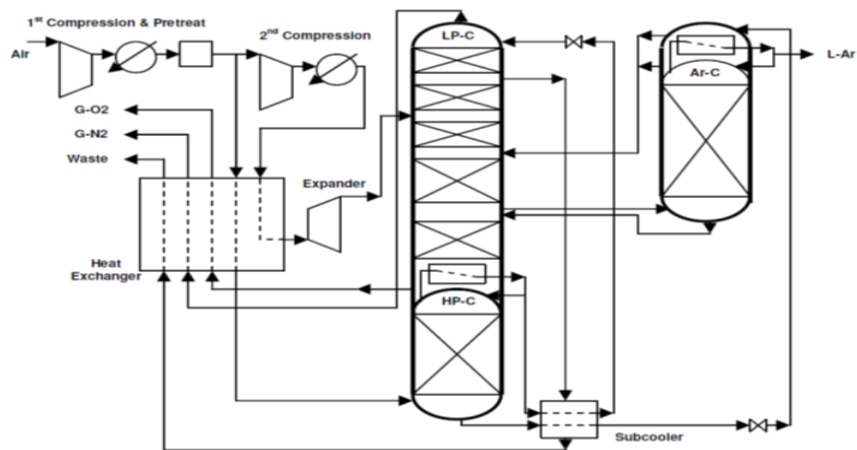


Figura 4.1. Schema instalației de separare criogenică a aerului, cu producere de argon



Tabel 4.4. Condițiile de operare în testele T1 și T2

	Test T1	Test T2
Alimentare coloană înaltă presiune, [mol/s]	37.12	53.12
Produs azot, [mol/s]	21.68	30.66
Produs oxigen, [mol/s]	7.61	10.88
Produs argon, [mol/s]	0.31	0.43
Re <sub>Gef</sub> în coloana de joasă presiune	6130-8080	8620-12090
Re <sub>Gef</sub> în coloană de argon	5360-6350	7860-8080

Capitolul prezintă deci, o metodă de modelare a distilării amestecurilor multicomponente, model verificat cu datele obținute pe o instalație pilot de separare a aerului. Modelul poate fi aplicat în cazul coloanelor de distilare cu umplutură, prin considerarea interacțiunii dintre fluxurile de difuzie.

Acest model este o alternativă pentru modelul teoretic realizat folosind metoda HEPT (înălțimea echivalentă a talerului teoretic), în special în cazul analizei separării oxigen-argon în Coloana de argon crud.

Rezultatele teoretice obținute prin metoda fluxurilor de difuzie sunt mult mai apropiate de cele obținute pe cale experimentală, comparativ cu rezultatele obținute prin metoda HEPT.

Metoda fluxurilor de difuzie permite o analiză a locației amplasării racordurilor de introducere și extragere a fluxurilor de materiale în coloanele de distilare, mai ales în cazul Coloanei de joasă presiune.

## CAPITOLUL al V-lea

### 5.A. Posibilități de îmbunătățire a eficienței energetice a zonei de distilare a unei unități criogenice de separare aer.

#### 5.B. Studiu experimental comparativ.

5.A. În încercarea de a realiza un proces care poate scădea semnificativ consumul de energie al instalațiilor convenționale de separare a aerului prin metode criogenice, există câteva direcții majore de studiu:

1. Îmbunătățirea performanțelor condensator – vaporizatorului care realizează cuplarea termică a Coloanei de joasă presiune și a celei de înaltă presiune care alcătuiesc coloanele duble actuale.
2. Înlocuirea coloanei duble de rectificare cu o coloană simplă, în care condensator-vaporizatorul este amplasat la partea inferioară.
3. Înlocuirea coloanei duble distilare cu o coloană integrată termic (HID<sub>T</sub>C), în care, Coloana de joasă presiune este introdusă în Coloana de înaltă presiune (schimbul de căldură azot-oxigen se distribuie practic pe toată înălțimea coloanei).

Toate aceste direcții urmăresc o minimizare a diferenței de temperatură dintre oxigenul lichid și azotul gazos o maximizare a suprafeței de schimb de căldură dintre aceste fluide.

Creșterea performanțelor condensator – vaporizatorului impune în special îmbunătățirea curgerii peliculare a lichidului. Elementele cheie care influențează acest tip de curgere sunt:

- › Controlul debitului minim de lichid care vaporizează la ieșirea din zona de transfer de căldură;
- › Proiectarea sistemului de distribuție a lichidului pe suprafața de schimb de căldură;
- › Debitul minim de lichid, care depinde de tipul schimbătorului de căldură, de tipul suprafeței de fierbere și de tipul distribuitorului de debit utilizat.

Cea de-a doua direcție de îmbunătățire a eficienței energetice, care presupune înlocuirea coloanei duble de distilare cu o coloană simplă, impune comprimarea azotului obținut la partea superioară a coloanei până la o presiune care să asigure schimbul de căldură în condensator – vaporizatorul amplasat la partea inferioară a coloanei.

Această soluție de studio este radicală, deoarece transforma complet principiul de distilare într-o coloană dublă. Pentru a analiza potențiala economie de energie ale unui HIDiC, trebuie avute în vedere ambele concept: cea a coloanei de distilare parțial și, respectiv, ideal integrată termic.

Deși HIDiC este o tehnologie de distilare eficientă din punct de vedere energetic, prezintă mari dificultăți în realizarea unei configurații eficiente în practică, prin urmare, o proiectare a echipamentelor performantă este cheia implementării sale industriale.

**5.B.** Cu valente practice în ceea ce privește îmbunătățirea performanței unei instalații de separare aer, s-a procedat la un studio comparativ între două instalații industriale de medie/mare capacitate, instalații ale căror parametrii principali sunt indicați în tabelul 5.B.1.

	Coef. Energ	Instalatia 1				Instalatia 2			
		Nm3/h	bara	grdK	grdC	Nm3/h	bara	grdK	grdC
Aer proces		320,000	5.75	291	17.85	201,441	12.6	301	28
Oxigen gaz I		44,000	26	289	15.85	37,966	25.1		-273
Oxigen gaz II	0.4	17,900	1.05	287	13.85				
Oxigen lichid	1	2,000	1.4	90	-183.15	3,972	1.4		-273
Azot gaz I	0.21	28,000	21	289	15.85				
Azot lichid	0.93	3,000	1.1	78	-195.15	5,712	1.2	78.5	-194.5
Argon gaz	0.65	500	21	280	6.85				
Argon lichid	0.85	1,260	1.1	88.9	-184.25	1,740	1.1	82.46	-181.54
Total Argon extras		1,760				1,740			
<b>Putere consumata, Kw</b>		<b>38,645</b>				<b>28,215</b>			

Tabel 5.B.1. Parametrii principali de operare

În urma măsurătorilor întreprinse și a analizei energetice, performanțele celor două instalații pot fi sumarizate în tabelul (5.B.3.) de mai jos:

		Instalatia 1	Instalatia 2
<b>Putere consumata, Kw</b>		<b>38,645</b>	<b>28,215</b>
<b>Energie alocata Kwh/h</b>			
Lichide		5,861	10,763
Oxigen gaz II / doar energia de separare		7,160	0
Alte produse compresie interna		325	0
Oxigen gaz I / diferenta de energie alocata		25,299	17,452
Consum specific, Kwh/ Nm3 Oxigen gaz I		0.575	0.460
		100.00%	79.94%
Aer proces vs Oxigen	Factor teoretic, Nm3/aer vs Nm3/oxigen	4.774	
	Factor real, Nm3/aer vs Nm3/oxigen	5.01	104.90%
	Coeficient real recuperare oxigen	95.33%	99.39%
Aer proces vs Argon	Factor teoretic, Nm3/aer vs Nm3/argon	107.066	
	Factor real, Nm3/aer vs Nm3/argon	181.82	169.82%
	Coeficient real recuperare argon	58.89%	92.47%

Concluziile preliminare care se pot deprinde din tabelul 5.B.3. sunt urmatoarele:

1. Ambele instalatii au un coeficient de recuperare oxygen peste 95%, prag peste care recuperarea de oxigen este considerate a fi foarte buna.
2. Instalatia 2 are un coeficient de recuperare argon extraordinar (in mod uzual se intalnesc fabrici cu randament optim la separarea argonului intre 80-85%)
3. Pentru Instalatia 2, consumul specific exprimat in “Kwh/Nm3 Oxigen gaz I” este cu circa 20% mai scazut decat cel al Instalatiei 1.

Pentru cele doua instalatii, s-a analizat ulterior la nivel de detaliu functionarea ansamblului Coloana Inferioara / Condensator principal / Coloana Superioara / Coloana de Argon Brut / Condensatorul Coloanei de Argon brut, mentionand / calculand parametrii principali de operare (inclusive sarcinile termice ale schimbatoarelor de caldura mentionate) si apoi s-a concluzionat asupra:

*Influentei majore pe care o exercita, asupra incarcarii Coloanei Superioare (a grupurilor de pachete de rectificare tip umplutura), extractia fractiei de argon (stare de vapori) si returul de oxigen lichid ca produs al condensarii si rectificarii in Coloana de Argon Brut. In consecinta, constructorii de coloane au procedat la o optimizare intre alegerea potrivita privind densitatea pachetelor de tale reutilizate (gama 750 vs gama 500) si de asemenea diametrul lor (strans legat de incarcarea dinamica a coloanei) vs inaltimea pachetelor (in linie cu numarul teoretic de talere necesar).*

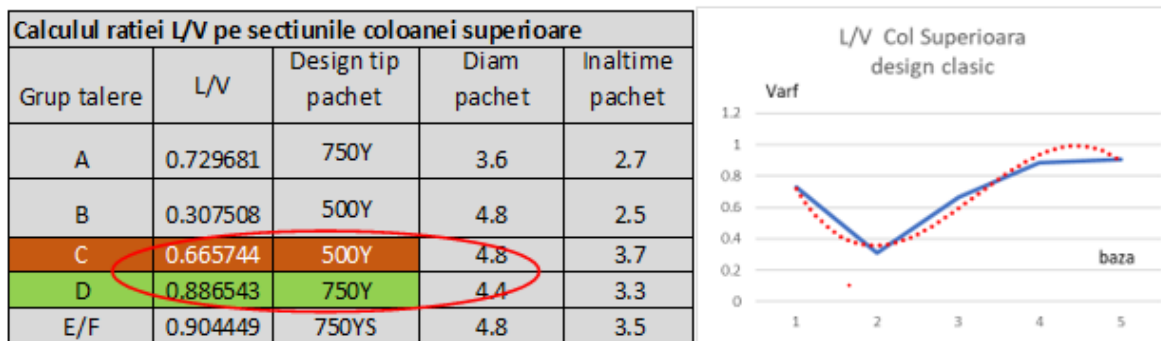


Figura 5.B.20.- ratia L/V Coloana Superioara.

Referitor la Coloana Superioara – Instalatia 1, la aceeasi densitate constructiva ca si grupurile de talere E si F (raportul suprafata / volum al pachetelor tip 750) grupul de talere D se caracterizeaza printr-un diametru necesar mai mic datorita, asa cum s-a calculat, raportului diferit (invers) dintre debitul de lichid si debitul de vapori referitor la aceasta sectiune a coloanei.

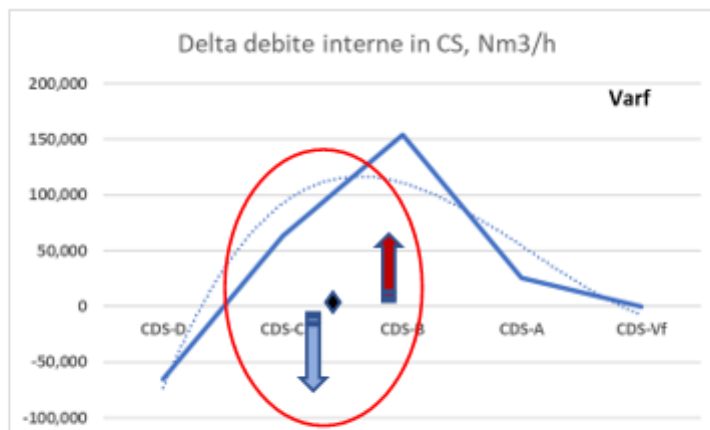


Figura 5.B.21. Inversiunea incarcarii pachetelor in Coloana Superioara

Aceasta rezerva de spatiu in Coloana Superioara, in zona tranzitiei clasice de argon, creaza conditiile studierii oportunitatii instalarii unui prim grup de talere aferente Coloanei de Argon in Coloana Superioara, iar acest fapt a fost analizat pe Instalatia 2.

### **In loc de Concluzie:**

Optimizarea proceselor din instalatiile de separare aer si in special optimizarea proceselor din Coloanele de separare a fost si ramane o tema permanenta. Aparitia pachetelor de rectificare de inalta performanta cu densitati extraordinare ( $m^2 / m^3$ ) si performante de rectificare remarcabile a dus la reducerea importanta a pierderilor de presiune in coloane, cu beneficii uluitoare in optimizarea consumurilor energetice. De asemenea, putem discuta acum despre obtinerea de puritati extraordinare ale gazelor separate, direct din Coloanele de separare, cu impuritati de ordinul ppb.

Tema abordata si m-as referi in mod special la combinarea proceselor de rectificare in Coloanele Superioare cu procesele din Coloanele de Argon, are implicatii extrem de importante in optimizarea dimensionala a echipamentelor.

Pe langa analizele ce tin in mod direct de intimitatea proceselor de separare aer, este in mod evident necesara continuarea cercetarilor legate de:

- Cerintele si avantajele optimizarilor in zona presiunilor de lucru,
- Investigarea noilor metode in ceea ce priveste integrarea termica a echipamentelor
- Definirea unor algoritmi clari care sa permita functionarea unei instalatii cat mai apropiat de profilul de consum al clientului, etc...

Am vazut de asemenea, importanta care deriva din faptul ca nu doar procesele si optimizarea lor duc la reducerea de costuri de exploatare, ci si o serie de optimizari in zona constructiva ca de exemplu scaderea inaltimii ColdBox-urilor pot avea un impact extrem de important in aceeasi directie.

Se impune continuarea studiilor / cercetarilor in vederea standardizarii solutiilor si de asemenea as mai mentiona importanta unei analize de sensitivitate a proceselor din Coloana de Argon Brut la variatia de presiune din Coloana Superioara fapt ce determina cresterea continutului de azot in fluxul de tranzitie . Provocarea vine din faptul ca recastigarea stabilitatii proceselor in zona Coloanei de Joasa Presiune se poate face relativ rapid, in timp ce reluarea productiei de argon necesita intervale de timp de 1-2 zile, functie de cat de critica a fost perturbarea mai sus amintita.