UNIVERSITATEA TEHNICĂ "GH. ASACHI" IAȘI FACULTATEA DE MECANICĂ

Dr.ing. VALENTINA-CEZARA ZĂPODEANU Dr.ing. IOAN BĂISAN

OPERAȚII UNITARE ȘI PROCESE ÎN INDUSTRIA ALIMENTARĂ

(material documentar pentru studenții anului IV specializarea MIAIA)

CUPRINS

I.	PROCESE DE TRANSFER			4
1.1.	Similitudinea și analiza dimensională	•		4
1.1.1.	Similitudinea			4
1.1.1.1.	Similitudinea geometrică			5
1.1.1.2.	Similitudinea mecanică			5
1.1.1.3.	Similitudinea termică			6
1.1.1.4.	Similitudinea chimică			6
1.1.1.5.	Criterii de similitudine			7
1.1.2.	Analiza dimensională			7
1.1.2.1.	Unități de măsură și dimensiuni	•		8
1.1.3.	Metode de deducere a criteriilor de similitudine		. 1	2
1.1.4.	Proces sau regim determinant		. 1	2
1.1.5.	Ecuații de modelare		. 1	3
1.2.	Transferul de impuls		. 1	3
1.2.1.	Statica fluidelor		. 1	3
1.2.2.	Dinamica fluidelor		. 1	3
1.3.	Transferul de căldură		. 1	4
1.4.	Transferul de masă		. 1	4
II.	OPERAȚII CU TRANSFER DE INPULS		. 1	5
2.1.	Transportul lichidelor alimentare		. 1	5
2.1.1.	Mărimi caracteristice la transportul lichidelor		. 1	5
2.2.	Separarea sistemelor eterogene		. 1	7
2.2.1.	Separarea sistemelor eterogene gaz-solid și gaz-lichid		. 1	7
2.2.1.1.	Sedimentarea		. 1	7
2.2.1.2.	Separarea sistemelor eterogene gazoase		. 1	9
2.2.2.	Separarea sistemelor eterogene lichid-gaz și lichid-lichid .		. 2	21
2.2.3.	Separarea sistemelor eterogene lichid-solid		. 2	22
2.2.3.1.	Separarea suspensiilor în câmp gravitațional	•	. 2	22
2.2.3.2.	Separarea suspensiilor prin centrifugare		. 2	23
2.2.3.3.	Separarea suspensiilor prin filtrare		. 2	25
2.3.	Amestecarea fluidelor		. 2	28
2.3.1.	Noțiuni de teoria amestecării		. 2	29
2.3.2.	Metode de amestecare a lichidelor		2	29
2.3.2.1.	Amestecarea cu agitatoare mecanice		. 2	29
2.3.2.2.	Amestecarea lichidelor direct în conductă		. 3	32
2.3.2.3.	Amestecarea lichidelor prin circulația produsă de pompe .		. 3	32
2.3.2.4.	Amestecarea lichidelor prin barbotarea cu gaze		. 3	33
III.	OPERAȚII CU TRANSFER DE CĂLDURĂ		. 3	35
3.1.	Noțiuni de bază în transferul căldurii		. 3	35
3.2.	Transferul de căldură prin conductivitate		. 3	6
3.2.1.	Coeficientul de conductivitate termică		. 3	6
3.2.2.	Ecuația de distribuție a temperaturilor		. 3	37
3.3.	Transferul de căldură prin convecție		. 3	39
3.3.1.	Ecuația energiei pentru sisteme neizoterme		. 4	0
3.4.	Transferul de căldură prin radiație		. 4	3
3.5.	Transferul global de căldură		. 4	6
3.6.	Operații cu transfer de căldură fără schimbarea stării de agregare		. 4	8
3.6.1.	Încălzirea		. 4	8

3.6.2.	Răcirea	49
3.6.2.1.	Refrigerarea	50
3.6.3.	Termosterilizarea	52
3.6.3.1.	Pasteurizarea	52
3.6.3.2.	Sterilizarea	54
3.7.	Operații cu transfer de căldură cu schimbarea stării de agregare	55
3.7.1.	Congelarea	55
3.7.2.	Fierberea	56
3.7.3.	Condensarea	58
3.7.4.	Evaporarea	60
3.7.4.1.	Factorii care influențează evaporarea	61
3.7.4.2.	Evaporarea simplă	62
3.7.4.3.	Evaporarea cu pompe de căldură sau cu recomprimarea vaporilor	65
3.7.4.4.	Evaporarea multuplă	68
IV.	OPÊRATII CU TRANSFER DE MASĂ	68
4.1.	Exprimarea compozitiei fazelor	69
4.2.	Echilibrul dintre faze	69
4.2.1.	Legea fazelor	69
4.2.2.	Legea lui Raoult	70
4.2.3.	Legea lui Henry	71
4.2.4.	Legea lui Nerst	71
4.3.	Metode de separare a amestecurilor omogene	72
4.4.	Difuziunea	72
441	Difuziunea moleculară	73
4441	Legea hui Fick	74
4442	Coeficientul individual de transfer de masă	76
4 5	Transferul de masă global	78
451	Transferul de masă global la notențial constant	78
4.5.1.	Transferul de masăglobal la notențial variabil	79
4.5.2.	Distilarea și rectificarea	80
461	Fchilibrul lichid-vanori	81
4611	Diagrama de echilibru pentru amestecuri ideale	81
4612	Diagrama de echilibru pentru amestecuri reale	82
4.6.1.2	Amestecuri nemiscibile și narțial miscibile	83
4.6.1.2	Volatilitatea	84
462	Metode de separare a amestecurilor lichide prin distilare	84
4621	Distilarea simplă	84
4622	Distilarea moleculară	86
4.6.2.2.	Rectificarea	86
4.6.2.3	Distilarea azeotronă și distilarea extractivă	89
4.0.2.4.	Uscarea	89
471	Statica procesului de uscare	90
4711	Amestecuri de vanori si gaze	90
4712	Diagrama de stare a aerului umed	91
4713	Bilantul de materiale al uscătorului cu aer	92
4714	Bilanțul termic al uscătorului cu aer	93
472	Cinetica operatiei de uscare	94
4.8	Absorbtia	95
481	Rilantul de materiale	96
482	Bilantul termic	98
49	Adsorbtia	98
491	Echilibrul termodinamic	99
497	Procedee de adsorbtie	100
4.10	Extractia	102
4 10 1	Extracția lichid-lichid	102
4 10 1 1	Transferul de masă la extracția lichid-lichid	102
<u>4</u> 11	Cristalizarea	109
т.11.		100

4.11.1.	Metode de cristalizare	e											110
4.11.2.	Bilanțul de materiale	și b	ilan	țul t	erm	ic a	l cri	stal	izăr	ii			110
4.12.	Fluidizarea	•		•									111
	BIBLIOGRAFIE												115

I. PROCESE DE TRANSFER

1.1. Similitudinea și analiza dimensională

Descoperirea legilor după care se desfășoară fenomenele din natură este rolul investigațiilor efectuate de omul de știință. Aceste investigații pot fi pur teoretice, pot fi cercetări experimentale directe asupra unui fenomen, respectiv cercetări asupra unui model experimental ce reproduce cât mai fidel fenomenul cercetat.

Legile căutate exprimă o relație cantitativă între diferitele mărimi ce caracterizează fenomenul strudiat, finalizată, de cele mai multe ori, în ecuații. Caracteristic domeniului tehnic este faptul că elementele ecuațiilor simbolizează mărimi fizice. Dacă legea căutată se exprimă printr-o ecuație matematică ce corelează principalele mărimi ale fenomenului, atunci ecuația constituie modelul matematic al acestuia.

Folosirea modelelor sau a instalațiilor pilot în studiul unui proces, impune în primul rând derivarea criteriilor de similitudine ce guvernează acel proces, criterii ce pot fi deduse din ecuațiile diferențiale ale procesului, fie cu ajutorul analizei dimensionale, fie prin ambele metode. Ele scot în evidență condițiile în care trebuie testată instalația la scară mică, pentru ca rezultatele să poată fi transpuse la scară mare. Totodată se indică dacă există efecte de scară apreciabile și se scot în evidență dacă sunt criterii de similitudine incompatibile, când un proces nu poate fi reprodus de la o scară mică la una mare și invers.

1.1.1. Similitudinea

Similitudinea este un principiu enunțat pentru prima dată de Newton și aplicat la sistemele de particule în mișcare. Astfel, similitudinea se ocupă cu relațiile dintre sistemele fizice de diferite mărimi, în scopul transpunerii la scară mai mică sau mai mare a proprietăților fizice și chimice.

La modul cel mai general, sistemele fizice pot fi caracterizate cu ajutorul a trei calități: mărime, formă și compoziție, toate fiind variabile independente. Două sisteme pot fi diferite ca mărimi, dar au aceiași formă și compoziție. În aceste condiții ele pot fi similare din punct de vedere geometric. Configurația spațială și temporală a unui sistem fizic este determinată de raportul mărimilor sistemului însuși și nu depinde de unitățile în care sunt exprimate aceste mărimi.

Similitudinea poate fi definită pe două căi:

► cu ajutorul rapoartelor a diferitelor mărimi (factori de formă);

▶ cu ajutorul rapoartelor între mărimi corespunzătoare (rapoarte de scară).



Fig. 1.1. Corpuri geometric asemenea: a- model; b- prototip

Considerăm două corpuri prevăzute cu câte un sistem de axe rectangulare (figura 1.1.). Două puncte B şi B' din cele două corpuri, de coordonate x,y,z şi x',y',z' , se numesc puncte corespondente dacă au raportul scării liniare constant, adică:

$$\frac{x}{x} = \frac{y'}{y} = \frac{z'}{z} = const.$$
(1.1.)

Toate perechile de puncte ale căror coordonate sunt exprimate sub formă de rapoarte egale și constante, sunt puncte corespondente.

Două corpuri sunt geometric asemenea când pentru un punct dintr-un corp există un punct corespondent în celălalt.

O definiție mai generală a punctelor corespondente se face cu ajutorul rapoartelor de scară:

$$\frac{x'}{x} = l_x^0; \frac{y'}{y} = l_y^0; \frac{z'}{z} = l_z^0$$
(1.2.)

Aceste rapoarte trebuie să fie constante dar nu și egale. O copie geometrică asemenea prototipului, la o scară mai mică, cu rapoarte de scară egale după toate direcțiile, se numește model, iar când rapoartele diferă după direcții, modelul este distorsionat.

Utilizarea modelelor prezintă avantajul că, în condiții identice, în acesta au loc aceleași fenomene, dar în cantități mai mici.

1.1.1.2. Similitudinea mecanică

Similitudinea mecanică include trei tipuri de similitudine, statică, cinematică și dinamică, considerate ca extinderi ale similitudinii geometrice la sistemele staționare sau în mișcare, supuse unor solicitări.

Similitudinea statică face referire la corpurile solide care se defor-

mează sub acțiunea unor solicitări constante. Corpurile geometric asemenea sunt similare static, când sub acțiunea tensiunilor constante deformația lor relativă nu modifică similitudinea geometrică.

<u>Similitudinea cinematică</u> studiază sistemele solide sau fluide în mișcare și introduc timpul ca o nouă variabilă. Măsurarea timpului începe de la un zero arbitrar, iar timpul corespondent este definit de timpul pentru care:

$$\frac{t'}{t} = t^0 = const.$$
(1.3.)

Diferențele dintre timpii corespondenți poartă denumirea de intervale corespondente.

Sistemele geometrice similare în mișcare sunt similare cinematic când traseul particulelor corespondente au traiectorii geometric asemenea, în intervale de timp corespondente.

Deoarece raportul de scară al timpului este abstract, este mai comod să se lucreze cu viteze corespondente, care reprezintă vitezele corpurilor corespondente la timpi corespondenți.

Similitudinea cinematică este utilă la sistemele fluide geometric asemenea, care sunt similare cinematic și au condiții de curgere geometric similare (viteza de transfer de căldură și de masă se exprimă prin relații simple).

<u>Similitudinea dinamică</u> se ocupă cu forțele corespondente care acționează asupra corpurilor dintr-un sistem dinamic. Forțele de aceiași natură care acționează asupra unor corpuri corespondente, la timpi corespondenți se numesc forțe corespondente.

Sistemele geometric asemenea, în mișcare, sunt similare dinamic atunci când toate rapoartele forțelor corespondente sunt egale:

$$\frac{F_1'}{F_1} = \frac{F_2'}{F_2} = \dots = \frac{F_n'}{F_n} = const.$$
 (1.4.)

În sistemele fluide acționează următoarele forțe: inerțială, gravitațională, vâscoasă, interfacială, și forța dată de presiune. Rapoartele acestor forțe aplicare în puncte corespondente, exprimate sub formă de grupuri adimensionale, constituie criteriile similitudinii dinamice. În sistemele fluide, similitudinea dinamică este utilă pentru stabilirea căderii de presiune și a consumului de energie.

1.1.1.3. Similitudinea termică

Întrucât căldura se transmite prin radiație, convecție și conducție, iar

potențialul transmiterii căldurii este diferența de temperatură, similitudinea termică introduce temperatura ca un nou parametru. Diferențele de temperatură între două perechi de puncte corespondente, la timpi corespondenți, formează diferențe de temperaturi corespondente.

Sistemele similare geometric și cinematic, aflate în mișcare, vor fi similare termic dacă rapoartele diferențelor de temperaturi corespondente sunt constante. Raportul diferențelor de temperaturi corespondente se numește raportul de scară al temperaturii. Când aceste rapoarte sunt unitare, temperaturile în punctele corespondente sunt egale sau diferă printr-un număr fix de grade.

Similitudinea termică impune ca vitezele corespondente de transfer de căldură să fie într-un raport constant. Astfel cantitatea de căldură ce se transferă prin unitatea de suprafață în unitatea de timp, prin conducție, radiație și convecție, în model (q) și prototip (q'), prin similitudinea termică impune condiția:

$$\frac{q_c}{q_c} = \frac{q_r}{q_r} = \frac{q_{cv}}{q_{cv}} = q^0 = const.$$
(1.5.)

De obicei nu este posibilă păstrarea simultană a celor trei rapoarte în toate punctele, astfel că se neglijează componenta a cărei contribuție la procesul de transfer de căldură este neesențială.

1.1.1.4. Similitudinea chimică

Similitudinea chimică se ocupă cu sisteme în care au loc transformări chimice și compoziția variază în spațiu, iar la procesele discontinue sau ciclice, variază și în timp.

Pentru aceste sisteme se introduc unul sau mai mulți parametri de concentrație, în funcție de numărul de componenți chimici variabili și independenți, în raport cu care se face similitudinea.

Diferențele de concentrație între două perechi de puncte corespondente din două sisteme diferite, la timpi corespondenți, formează diferențe de concentrație corespondente.

Sistemele similare geometric, termic și cinematic, dacă sunt în mișcare, vor fi similare chimic atunci când rapoartele diferențelor de concentrație corespondente sunt constante

Rapoartele care definesc similitudinea chimică, când există similitudine termică și cinematică sunt:

<u>viteza de transformare chimică</u> sau <u>viteza de transformare chimică</u> viteza de curgere viteza difuziunii moleculare

1.1.1.5. Criterii de similitudine

Similitudinea între sisteme poate fi exprimată în termeni de criterii, care sunt rapoarte intrinseci ale parametrilor ce caracterizează sistemele. Aceste rapoarte se numesc criterii de similitudine. Prin urmare, două sisteme sunt similare dacă rapoartele parametrilor sunt constante.

Criteriile de similitudine se exprimă sub forma unor funcții. Funcțiile în care variabilele și constantele dimensionale sunt înlocuite cu criterii de similitudine se numesc funcții criteriale:

$$f(\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_{m-n}) = const.$$
 (1.6.)

În cele mai multe cazuri, funcțiile criteriale sunt puse sub forma unor ecuații criteriale:

Mărimea π reprezintă criteriul determinant pentru un proces anume și el conține acel parametru necunoscut ce urmează a fi calculat.

Utilitatea similitudinii sistemelor este dată de posibilitatea ca datele experimentale obținute pe modele sau stații pilot, să fie transpuse la scară în practică. Acest lucru este posibil dacă pentru procesul studiat se cunosc criteriile specifice.

În unele situații transpunerea la o altă scară a rezultatelor nu este posibilă, întrucât criteriile sunt incompatibile. De aceea la studiul unui proces complex (fizic sau chimic) este mai convenabil alegerea acelor condiții de lucru la care viteza procesului global să depindă de un singur criteriu adimensional. Prin alegerea unui criteriu în funcție de procesul elementar determinant, ecuația criterială se simplifică și ajută la obținerea ecuațiilor de modelare.

1.1.2. Analiza dimensională

Analiza experimentală reprezintă acea tehnică folosită în exprimarea comportării unui sistem fizic printr-un număr minim de variabile independente și în acea formă ce nu este afectată de modificarea unităților de măsură.

Pentru a putea utiliza analiza dimensională este necesară o cunoaștere profundă a acelui proces, prin luarea în considerație a tuturor variabilelor care îl influențează în mod semnificativ.

O altă utilitate a analizei dimensionale este cea legată de convertirea unităților de măsură dintr-un sistem într-altul, precum și la verificarea ecuațiilor fizice pe baza omogenității lor dimensionale.

1.1.2.1. Unități de măsură și dimensiuni

Caracteristic ecuațiilor folosite în tehnică este faptul că elementele lor constituiente reprezintă mărimi fizice și care se pot exprima prin unități de măsură.

- În Sistemul Internațional se disting trei clase de unități SI:
- ♦ unităţi fundamentale;
- ♦ unităţi derivate;
- ♦ unități suplimentare.

Din punct de vedere științific, această clasificare a unităților SI conține un element arbitrar, ea nefiind impusă în mod univoc de legile fizicii. Totuși, pentru a beneficia de avantajele adoptării unui sistem practic unic, folosit în toate domeniile, Conferința Generală de Măsuri și Greutăți (CGPM) a decis ca Sistemul Internațional să aibă la bază șapte unități bine definite, considerate independente din punct de vedere dimensional (tabelul 1.1.). Aceste unități SI sunt denumite unități fundamentale.

Mărimea	Denumirea	Simbol
Lungime	metru	m
Masă	kilogram	kg
Timp	secundă	S
Intensitate a curentului electric	amper	А
Temperatură termodinamică	Kelvin	Κ
Cantitate de substanță	mol	mol
Intensitate luminoasă	candelă	cd

Tabelul 1.1. Unități SI fundamentale

Unitățile derivate pornesc de la unitățile fundamentale și sunt date de expresii algebrice care utilizează simbolurile matematice de înmulțire și împărțire. Multe din aceste unități derivate au căpătat o denumire specială și au un anumit simbol care, la rândul lor pot fi folosite pentru exprimarea unor unități derivate, mai simplu decât pe baza unităților fundamentale.

Unitățile derivate se pot clasifica în trei grupe:

- unități SI derivate exprimate în funcție de unitățile fundamentale (tabelul 1.2.);
- unități SI derivate cu denumiri speciale (tabelul 1.3.);
- unități SI derivate care se exprimă folosind denumiri speciale (tabelul 1.4.).

O unitate derivată poate fi exprimată în mai multe moduri echivalente, folosind denumiri ale unităților fundamentale și denumiri ale unităților derivate.

Mărimea	Unitate SI				
	Denumire	Simbol			
Arie	metru pătrat	m^2			
Volum	metru cub	m ³			
Viteză	metru pe secundă	m/s			
Accelerație	metru pe secundă la pătrat	m/s^2			
Număr de undă	1 pe metru	m^{-1}			
Densitate (masă volumică)	kilogram pe metru cub	kg/m ³			
Densitate de curent	amper pe metru pătrat	A/m^2			
Câmp magnetic	amper pe metru	A/m			
Concentrație (a cantității de substanță)	mol pe metru cub	mol/m ³			
Volum masic	metru cub pe kilogram	m³/kg			
Luminanță luminoasă	candelă pe metru pătrat	cd/m ²			

Tabelul 1.2. Exemple de unități derivate, exprimate în funcție de unitățile fundamentale

Mărimea	Unitatea SI					
	Denumire	Simbol	Expresia	Expresia în		
			în alte	unități SI		
			unități SI	fundamentale		
Frecvență	hertz	Hz		s ⁻¹		
Forță	newton	Ν		m·kg·s⁻²		
Presiune, tensiune mecanică				_		
	pascal	Pa	N/m^2	m ⁻¹ ·kg·s ⁻²		
Energie, lucru mecanic,						
cantitate de căldură	Joule	J	Nm	$m^2 \cdot kg \cdot s^{-2}$		
Putere, flux energetic	watt	W	J/s	m ² ·kg·s ⁻³		
Cantitate de electricitate,						
sarcină electrică	coulomb	С		s∙A		
Potențial electric, tensiune						
electrică	volt	V	W/A	m ² ·kg·s ⁻³ ·A ⁻¹		
Capacitate electrică	farad	F	C/V	m ⁻² ·kg ⁻¹ ·s ⁴ ·A ²		
Rezistență electrică	ohm	Ω	V/A	m ² ·kg·s ⁻³ ·A ⁻²		
Conductanță	siemens	S	A/V	m ⁻² ·kg ⁻¹ ·s ³ ·A ²		
Fluxul inducției magnetice						
	weber	Wb	V/s	m ² ·kg·s ⁻² ·A ⁻¹		
Inducție magnetică	tesla	Т	Wb/m ²	kg·s ⁻² ·A ⁻¹		
Inductanță	henry	Н	Wb/A	m ² ·kg·s ⁻² ·A ⁻²		
Temperatură Celsius	grad Celsius	°C		Κ		
Flux luminos	lumen	lm		cd⋅sr		
Iluminare	lux	lx	lm/m^2	m ⁻² ·cd·sr		
Doză absorbită, indice de doză						
absorbită, kerma	gray	Gy	J/kg	$m^2 \cdot s^{-2}$		

Tabelul 1.3. Unități SI derivate cu denumiri speciale

Mărimea	U	nitatea SI	
	Denumirea	Simbol	Expresia în unități
			SI fundamentale
Vâscozitate dinamică	pascal-secundă	Pa⋅s	m ⁻¹ ·kg·s ⁻¹
Momentul unei forțe	metru-newton	N·m	m ² ·kg·s ⁻²
Tensiune superficială	newton pe metru	N/m	kg·s ⁻²
Densitate de flux termic,			
iluminare energetică	watt pe metru pătrat	W/m^2	kg⋅s ⁻³
Capacitate termică,	joule pe kelvin		
entropie		J/K	m ² ·kg·s ⁻² ·K ⁻¹
Capacitate termică masică,	joule pe kilogram-		
entropie masică	kelvin	J/(kg·K)	$m^2 \cdot s^{-2} \cdot K^{-1}$
Energie masică	joule pe kilogram	J/kg	$m^2 \cdot s^{-2}$
Conductivitate termică	watt pe metru-kelvin	W/(m·K)	m·kg·s ⁻³ ·K ⁻¹
Energie volumică	joule pe metru cub	J/m ³	m ⁻¹ ·kg·s ⁻²
Intensitatea câmpului			
electric	volt pe metru	V/m	m·kg·s ⁻³ ·A ⁻¹
Energie molară	joule pe mol	J/mol	m ² ·kg·s ⁻² ·mol ⁻¹
Entropie molară, capacitate			-
termică molară	joule pe mol-kelvin	J/(mol·K)	M ² ·kg·s ⁻² ·K ⁻¹ ·mol ⁻
			1

Tabelul 1.4. Exemple de unități SI derivate care se exprimă folosind denumiri speciale

În cea de-a treia clasă, numită "clasa unităților suplimentare", sunt cuprinse doar două unități pur geometrice (tabelul 1.5.). Acestea sunt folosite la obținerea unor unități derivate, câteva exemple fiind prezentate în tabelul 1.6.

Mărimea	Unitatea SI			
	Denumirea	Simbol		
Unghi plan	radian	rad		
Unghi solid	steradian [*]	sr		

Unghi plan	radian	rad				
Unghi solid	steradian*	sr				
Tabelul. 1.6. Exemple de unități derivate exprimate cu ajutorul unităților suplimentare						

Mărimea	Unitatea SI			
	Denumire	Simbol		
Viteză unghiulară	radian pe secundă	rad/s		
Accelerație unghiulară	radian pe secundă la pătrat	rad/s^2		
Intensitate energetică	watt pe steradian	W/sr		
Iluminanță energetică	watt pe metru pătrat-steradian	$W/m^{-2} \cdot sr^{-1}$		

* steradianul este unghiul solid care, având vârful în centrul unei sfere, delimitează pe suprafața acestei sfere o arie egală cu cea a unui pătrat a cărui latură este egală cu raza sferei.

Același organism internațional (CGPM) a stabilit denumirile și prefixele destinate formării multiplilor și submultiplilor zecimali ai unităților SI (tabelul 1.7.).

S-a constatat că utilizatorii Sistemului Internațional vor avea nevoie să folosească împreună cu acesta anumite unități care nu fac parte din SI, dar care joacă un rol important și sunt larg răspândite (tabelul 1.8.).

Factorul de	Prefixul	Simbolul	Factorul de	Prefixul	Simbolul
multiplicare			multiplicare		
1018	exa	E	10-1	deci	d
1015	peta	Р	10-2	centi	с
1012	tera	Т	10-3	mili	m
10 ⁹	giga	G	10-6	micro	μ
10 ⁶	mega	М	10-9	nano	n
10 ³	kilo	k	10-12	pico	р
10 ²	hecto	h	10-15	femto	f
10^{1}	deca	da	10-18	atto	а

Tabelul 1.7. Prefixele SI

Tabelul 1.8. Unități folosite împreună cu Sistemul Internațional

Denumirea	Simbolul	Valoarea în unitatea SI
Minut	min	1 min=60 s
Oră	h	1 h =61 min=3600 s
Grad	0	$1^{\circ} = (\pi/180)$ rad
Minut	1	$1'=(1/60)^{\circ}=(\pi/10800)$ rad
Secundă	"	1"=(1/60)'=(π /648000) rad
Litru	1	$1 l=1 dm^3 = 10^{-3} m^3$
Tonă	t	$1 t=10^3 kg$
Milă marină		1 milă marină =1852 m
Nod		1 milă marină pe oră=(1852/3600) m/s
Ar	a	$1 a=1 dam^2 = 10^2 m^2$
Hectar	ha	$1 \text{ ha}=1 \text{ hm}^2=10^4 \text{ m}^2$
Bar	bar	1 bar=0,1 Mpa=10 ⁵ Pa
Atmosferă normală	atm	1 atm=101325 Pa

În literatura de specialitate se mai întâlnesc și unele unități ale sistemului CGS (centimetru-gram-secundă) care au căpătat o denumire specială dar care nu se recomandă a fi folosite. În privința unităților care nu fac parte din Sistemul Internațional și care nu se încadrează în categoriile amintite anterior, este preferabil să fie evitate și înlocuite prin unități ale Sistemul Internațional. Câteva exemple de asemenea unități sunt prezentate în tabelul 1.9.

Denumire	Simbol	Valoarea în	Denumire	Simb	Valoarea în unități
		unități SI		ol	SI
Erg	erg	1 erg=10 ⁻⁷ J	Torr	torr	1
	-	-			torr=(101325/760)
					Pa
Dynă	dyn	1 dyn=10 ⁻⁵ N	Calorie	cal	1 cal=4,1868 J
Poise		1 P=1	Kilogram		
	Р	dyn·s/cm ²	forță	kgf	1 kgf=9,80665 N
		=0,1 Pa·s			
Stokes	St	$1 \text{ St}=1 \text{ cm/c}^2$	Micron	μ	$1 \mu = 1 \mu m = 10^{-6} m$
		$=10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$			

Tabelul 1.9. Unități CGS și alte unități nerecomandate

Descrierea proceselor fizice se face cu ajutorul unor ecuații care, din punct de vedere dimensional, sunt omogene, acesta fiind și principiul omogenității dimensionale. Deoarece s-a demonstrat că o ecuație corectă și completă nu este obligatoriu și dimensional omogenă, principiul omogenității dimensionale se modifică astfel: "*o ecuație fizică este fie omogenă dimensional, fie poate fi rezolvată în două sau mai multe ecuații separate care sunt omogene dimensional*". Valabilitatea unei ecuații trebuie să se păstreze dacă se modifică unitățile de măsură.

Într-o ecuație fizică se pot găsi trei feluri de mărimi:

► variabile fizice;

► constante dimensionale: au formele dimensionale similare cu ale variabilelor fizice și pot fi considerate ca un factor de conversie introdus într-o ecuație;

► constante numerice: valoarea lor numerică nu se schimbă când se modifică unitățile de măsură.

Utilizând analiza dimensională, dintr-un număr dat de variabile fizice și constante dimensionale se poate obține un număr complet de criterii (grupuri) adimensionale, fiecare criteriu fiind independent de celelalte. Din aceleași variabile și constante se poate obține un alt grup adimensional, ca un produs de puteri ale criteriilor din setul complet. Cu ajutorul acestor grupuri adimensionale se pot obține ecuațiile criteriale.

Teorema π sau teorema lui Buckingham face unele precizări:

- soluția unei ecuații fizice, dimensional omogene, poate fi scrisă ca o funcție de setul complet de grupuri adimensionale (relația 1.6.);

- o ecuație formată din "n" variabile și constante dimensionale independente, exprimată prin "m" unități fundamentale independente, are ca soluție o ecuație criterială formată din "n-m" grupuri adimensionale independente; funcția criterială se exprimă sub forma unui produs de puteri (relația 1.7.) la care, pentru a stabili condițiile de similitudine, exponenții și constantele nu trebuie cunoscute.

1.1.3. Metode de deducere a criteriilor de similitudine

În general, pentru majoritatea proceselor fizice sau chimice din industria alimentară s-au stabilit ecuațiile diferențiale, a căror rezolvare, de cele mai multe ori, nu este posibilă. Doar procesele singulare ce se desfășoară în dispozitive cu geometrie simplă permit uneori o simplificare a ecuațiilor diferențiale, precum și integrarea lor.

Criteriile de similitudine se pot obține în două feluri:

• din ecuațiile diferențiale: metoda cea mai recomandată deoarece scoate în evidență semnificația fizică a criteriilor adimensionale;

• prin analiza dimensională, când nu se cunosc ecuațiile diferențiale; stabilirea setului complet de grupuri adimensionale se realizează prin metoda indicilor și metoda matricei dimensionale.

1.1.4. Proces sau regim determinant

Studiile și cercetările pe model sau stație pilot și care reprezintă un sistem omolog cu cel al instalației prototip, au avantajul că în ecuațiile de modelare mărimile corespondente se exprimă în funcție numai de raportul de scară.

Un sistem fizic poate fi static, dinamic, termic, chimic, etc., iar în cadrul lui se pot desfășura succesiv sau în paralel mai multe procese. Viteza globală a procesului, pentru procese care se desfășoară succesiv (în serie), este mai mică decât viteza procesului elementar a cărui viteză este cea mai lentă. Un astfel de proces se mai numește și proces determinant deoarece de viteza acestuia depinde viteza procesului global.

Denumirea de regim este utilizată pentru a evidenția procesul determinant și în funcție de acesta putem avea regim chimic, termic, dinamic, mixt (când două procese elementare sunt determinante), etc.

Determinarea pe cale experimentală a regimului determinant presupune observarea influenței diferitelor variabile (cele mai importante fiind temperatura, condițiile hidrodinamice și granulația) asupra procesului global.

În cazul studierii proceselor fizice și chimice complexe, acest lucru trebuie făcut în acele condiții în care viteza procesului global să depindă de un singur criteriu de similitudine (regimul să fie pur) sau de cel mult două

criterii de similitudine (pentru sistemele neomogene).

1.1.5. Ecuații de modelare

Deducerea criteriilor de similitudine și aducerea lor la forma ecuațiilor criteriale, permite determinarea diverșilor parametri și coeficienți. În aceste condiții, fiecare criteriu, izolat, este util în stabilirea ecuațiilor de modelare, ecuații care reprezintă rapoartele între mărimile corespondente, pentru care există similitudine.

Prin urmare, pentru orice situație în parte trebuie să se stabilească procesul elementar determinant (de obicei pe cale experimentală). Deoarece regimul pur depinde de un singur criteriu de similitudine, cu ajutorul acestuia se vor obține principalele ecuații de modelare.

1.2. Transferul de impuls

Transferul de impuls constituie un proces fundamental în industria alimentară deoarece, în foarte multe situații, realizarea unei operații presupune aducerea unor fluide în stare de curgere. Astfel, pentru a putea rezolva asemenea probleme sunt necesare cunoștințe de bază privind statica și dinamica fluidelor.

1.2.1. Statica fluidelor

Fluidele sunt acea stare a materiei caracterizată printr-o mare mobilitate a moleculelor și printr-o rezistență foarte mică la deformare. Dacă asupra unui fluid acționează o tensiune tangențială constantă, acesta se deformează, iar dacă tensiunea nusi încetează acțiunea, deformația poate atinge orice valoare. În aceste condiții viteza de deformare este constantă și depinde de vâscozitatea fluidului. Se numește curgere, deformarea continuă a unui fluid sub acțiunea unei tensiuni.

Statica se ocupă cu studiul fluidelor în stare de echilibru și acțiunea lor asupra suprafețelor solide cu care vin în contact.

1.2.2. Dinamica fluidelor

Odată cu introducerea conceptului de strat limită de către Prandtl, teoria asupra dinamicii fluidelor a cunoscut o dezvoltare considerabilă. Astfel a apărut "reologia" ca o ramură a fizicii ce se ocupă cu comportarea

corpurilor deformabile, care posedă cel puțin una din proprietățile vâscozitate, elasticitate, plasticitate, fiind definită ca știința curgerii și a deformării.

1.3. Transferul de căldură

Fenomen complex, transferul de energie termică este rezultanta existenței unei diferențe de temperatură sau potențial termic, care este de fapt forța motrice. Prezența unui potențial termic face ca, în mod spontan, transferul de energie să se realizeze de la corpul cu temperatura mai ridicată la corpul cu temperatura mai scăzută.

Analiza fenomenelor termice din punct de vedere al transformării de energie, din căldură în lucru mecanic sau trecerea unui tip de căldură în alt tip de căldură (călduri latente, călduri sensibile), face obiectul de studiu al termodinamicii.

Transferul căldurii poate fi realizat în trei moduri distincte: prin conducție, prin convecție și prin radiație. Deoarece în practică cele trei moduri de transmitere a căldurii se pot desfășura simultan, după studiul fiecărui mod de transfer separat se face un studiu sintetic al fenomenului de transfer de căldură, denumit transfer global de căldură.

1.3. Transferul de masă

În urma transformărilor fizice sau a reacțiilor chimice rezultă amestecuri de substanțe solide, lichide sau gazoase, respectiv amestecuri de două sau trei faze. Deoarece nu pot fi folosite ca atare, substanțele din amestecuri trebuiesc fie separate, fie se modifică concentrația unui component din amestec (aceasta presupune introducerea sau îndepărtarea unui component al amestecului).

În cele ce urmează se va studia separarea fizică bazată pe transferul de substanță dintr-o fază în alta (fenomenul fizic fiind difuziunea), folosind diferențele de presiuni de vapori, concentrații, solubilitate, uneori însoțite și de un gradient termic, spre deosebire de separarea mecanică pură ce face uz de diferențele de densitate, dimensiunile particulelor, mediile filtrante.

Se poate constata o asemănare mare între legile ce guvernează transferul de masă și legile de bază ale transferului de căldură, analogia având însă anumite limite.

II. OPERAȚII CU TRANSFER DE IMPULS

2.1. Transportul lichidelor alimentare

Deplasarea lichidelor prin conducte și aparate se poate face sub acțiunea unei energii primite din exterior sau sub acțiunea energiei potențiale, generată de o diferență de potențial.

Energia primită din exterior este transformată cu ajutorul pompelor în energie de presiune, energie potențială sau energie cinetică, în funcție de necesități.

Pentru a determina un lichid să curgă, să se deplaseze, se pot folosi mai multe metode:

• prin acțiunea forței centrifuge: pompele transferă energia cinetică lichidului sub acțiunea forței centrifuge;

• prin deplasarea unui volum de lichid: introducerea în volumul dislocuit a altui lichid (pompe cu piston, pompe cu palete rotative);

• prin folosirea unui impuls mecanic: metoda este combinată cu alt mijloc de producere a mișcării (pompa cu turbină);

• prin transferul de impuls: accelerarea unui lichid pentru a transfera impulsul său unui alt fluid (injectoare, ejectoare);

• prin folosirea unui câmp magnetic: lichidele bune conducătoare de electricitate pot fi puse în mișcare de un câmp magnetic adecvat.

2.1.1. Mărimi caracteristice la transportul lichidelor

O pompă deservește de obicei un sistem format din spațiul de aspirație, spațiul de refulare, respectiv ansamblul de conducte și armături. Mărimile caracteristice se referă fie la pompă, fie la sistem, fie atât la pompă cât și la sistem.

Debitul masic al pompei reprezintă masa lichidului transportat de pompă în unitatea de timp. Mai frecvent este utilizat în calcule debitul volumic, care reprezintă volumul de lichid transportat în unitatea de timp.

Raportul dintre debitul volumic real (Q_v) și cel teoretic (Q_{vt}) reprezintă randamentul volumic al pompei:

$$\eta_{v} = \frac{Q_{v}}{Q_{vt}} \tag{2.1.}$$

În sistemul din figura 2.1., la scrierea bilanțului energiilor pentru unitatea de masă de lichid ce se deplasează, când densitatea p rămâne constantă, se folosește ecuația:

$$g \cdot \Delta H + \frac{1}{2}\Delta v^2 + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta pf}{\rho} = L_M$$
(2.2.)

în care $g \Delta H$ este energia potențială;

 $1/2v^2$ – energia cinetică;

 p/ρ - energia statică;

 pf/ρ - pierderea de energie la frecarea lichidului cu conductele;

 L_M – energia mecanică ce trebuie transferată lichidului pentru a fi transportat între cele două nivele.

Se împarte relația (2.2.) prin g și se obține:



Fig. 2.1. Schema de calcul a sistemului

$$\Delta H + \frac{1}{2} \cdot \frac{\Delta v^2}{g} + \frac{\Delta p}{\rho \cdot g} + \frac{\Delta p f}{\rho \cdot g} = \frac{L_M}{g} = H_m \quad (2.3.)$$

 H_m se numește înălțimea manometrică a sistemului și exprimă fizic echivalentul în presiune a energiei pe care pompa trebuie să o transfere lichidului, pentru sistemul studiat. Acest lucru presupune că pompa va mări viteza lichidului de la intrarea în camera de aspirație v_1 , la valoarea v_2 la ieșirea din camera de refulare. De asemenea, va crește presiunea statică a lichidului de la valoarea p_1 la valoarea p_2 și va ridica lichidul de la cota H_1 la cota H_2 .

În aceste condiții ecuația (2.3.) capătă

forma:

$$H_{m} = \frac{v_{2}^{2} - v_{1}^{2}}{2g} + \frac{p_{2} - p_{1}}{\rho \cdot g} + \frac{\Delta pf}{\rho \cdot g} + H_{2} - H_{1}$$
(2.4.)

Pentru o pompă aflată în funcțiune bilanțul de energie transferată efectiv lichidului de către pompă, în termeni de înălțimi, se scrie sub forma:

$$H_{me} = \frac{v_r^2 - v_a^2}{2g} + \frac{p_r - p_a}{\rho \cdot g} + H_0$$
(2.5.)

în care H_{me} este înălțimea manometrică efectivă a pompei;

v_a – viteza lichidului la aspirație în pompă;

 v_r – viteza medie a lichidului la ieșirea din pompă;

 p_a – presiunea statică a lichidului la intrarea în pompă;

 p_r – presiunea statică a lichidului la ieșirea din pompă;

 H_0 – diferența pe verticală între punctele de măsurare a presiunilor.

Dacă se ține cont și de energia transmisă lichidului pentru învingerea frecărilor, atunci se obține înălțimea manometrică teoretică a pompei (H_{mt}). Raportul celor două înălțimi manometrice definesc randamentul hidraulic al pompei:

$$\eta_h = \frac{H_{me}}{H_{mt}} \tag{2.6.}$$

Amplasarea pompei în sistemul pe care îl deservește este dată de înălțimea de aspirație (înălțimea până la care pompa mai aspiră lichid, fără ca acesta să se transforme parțial în vapori, în condițiile în care se realizează aspirația). Pentru determinarea înălțimii de aspirație H_a se scrie ecuația bilanțului energiilor lichidului între secțiunile 1-1 și a-a la nivelul pompei (cota axului racordului de aspirație).

$$\frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2g} + H_1 = \frac{p_a}{\rho \cdot g} + \frac{v_a^2}{2g} + (H_a + H_1) + \frac{\Delta p f_a}{\rho \cdot g}$$
(2.7.)

Când pompa aspiră dintr-un spațiu deschis, p_1 este presiunea barometrică p_b la suprafața lichidului. De asemeni, în corpul pompei presiunea, când se face aspirația, nu trebuie să fie mai mică decât presiunea de vapori a lichidului p_l , la temperatura de aspirație.

În general termenul cinetic are valori mici și se neglijează, astfel că înălțimea de aspirație se calculează din condiția:

$$H_a \leq \frac{p_b}{\rho \cdot g} - \frac{p_l}{\rho \cdot g} - \frac{\Delta p f_a}{\rho \cdot g}$$
(2.8.)

Cunoscând debitul volumic de lichid deplasat în sistem, din relația de mai sus se obține puterea necesară:

$$P_n = \frac{H_m \cdot \rho \cdot g \cdot Q_\nu}{1000} \text{ [kW]}$$
(2.9.)

2.2. Separarea sistemelor eterogene

Se numesc sisteme eterogene amestecurile de doi sau mai mulți componenți, ce se găsesc în stări de agregare diferite. Un sistem neomogen este alcătuit dintr-o fază dispersă, fin divizată și dintr-o fază dispersantă ce înconjoară particulele fazei disperse.

Sistemele eterogene se pot clasifica, în funcție de starea de agregare a fazei disperse, ca în tabelul 2.1.

Faza dispersantă	Faza dispersă	Sistemul
Gaz	lichid	ceață, aerosoli
	solid	praf, fum
	gaz	spumă
Lichid	lichid nemiscibil	emulsie
	solid	suspensie

Tabelul 2.1. Sisteme eterogene disperse

În industria alimentară sistemele eterogene rezultă în urma unor operații mecanice (mărunțire, cernere, amestecare, transport pneumatic), operații cu transfer de masă (uscare, extracție, cristalizare) sau operații cu transfer de căldură (evaporare).

Separarea sistemelor eterogene în fazele componente urmăreste fie utilizarea separată a fazelor, fie purificarea fazei dispersante și se realizează astfel:

◆ sub acțiunea unei forțe ce acționează diferit asupra celor două faze (forță gravitațională, forță centrifugă, forța câmpului electrostatic, forța câmpului sonic, etc.);

• prin reținerea fazei disperse pe materiale filtrante.

2.2.1. Separarea sistemelor eterogene gaz-solid și gaz-lichid

2.2.1.1. Sedimentarea

Sedimentarea este o operație de separare a sistemelor eterogene fluide în fazele componente. Acest lucru se datorează acțiunii forței gravitaționale sau a forței centrifuge asupra fazelor care au densități diferite. În raport cu concentrația fazei disperse, sedimentarea poate fi:

• liberă, când concentrația este mică iar particulele se depun fără a interacționa între ele;

• frânată sau încetinită, când concentrația este mare iar particulele interacționează între ele în timpul depunerii, încetinind procesul.

Principalul parametru la separarea sistemelor eterogene este viteza de sedimentare.

Asupra unei particule de masă m_p din faza dispersă, aflată în mediul fluid (faza dispersantă) acționează următoarele forțe (fig.2.2.):



 F_e – forța exterioară, în N;

 F_a – forța lui Arhimede sau forța de plutire, în N;

 F_f – forța de frecare de rezistență pe conturul particulei, în N.

Cele trei forțe însumate vor da o rezultantă care, va determina sensul de deplasare a particulei și care depinde de densitățile celor două faze: ρ_p – densitatea particulei și ρ_f – densitatea fluidului (în kg/m³).

Pentru sistemele eterogene la care $\rho_p > \rho_f$ mișcarea particulei va fi dată de relația:

Fig. 2.2. Forțele ce acționează asupra particulei

$$F_e - F_a - F_f = m_p \frac{dv}{dt}$$
(2.10.)

unde $\frac{dv}{dt}$ este accelerația mișcării particulei.

$$F_a = m_f \cdot a = (\rho_f \cdot V_f) \cdot a = m_p \frac{\rho_f}{\rho_p} a$$
(2.11.)

în care *m_f* este masa de fluid dislocată de particulă;

 V_f – volumul de fluid dislocat.

Forța externă poate fi forța de gravitație sau forța centrifugă ($F_e = m_p \cdot g$ sau $F_e = m_p \cdot \omega^2 \cdot r$, *r* fiind raza particulei, în m).

Forța de rezistență se determină din condiția că sedimentarea este de fapt o curgere în jurul unor corpuri imersate:

$$F_f = \xi \cdot A \cdot \rho_f \cdot \frac{v^2}{2} \tag{2.12.}$$

în care A este aria secțiunii transversale a particulei, în m^2 ;

ξ - coeficient de rezistență.

În aceste condiții relația (2.10.) devine:

$$m_p \frac{dv}{dt} = m_p \cdot a - m_p \cdot a \frac{\rho_f}{\rho_p} - \xi \cdot A \cdot \rho_f \cdot \frac{v^2}{2}$$
(2.13.)

sau sub forma:

$$m_{p} \frac{dv}{dt} = m_{p} \cdot a \left(1 - \frac{\rho_{f}}{\rho_{p}} \right) - \xi \cdot A \cdot \rho_{f} \cdot \frac{v^{2}}{2}$$
(2.14.)

La început particula se deplasează cu o mișcare uniform accelerată. Ca urmare forța de rezistență crește de la valoarea zero la o valoare maximă ce corespunde momentului când $\sum F = 0$, adică $\frac{dv}{dt} = 0$. Rezultă că viteza devine constantă $(v = v_0 = const.)$, ceea ce reprezintă de fapt viteza de sedimentare liberă și care este viteza maximă în cădere liberă a particulei. Odată atinsă această valoare particula se va deplasa cu o viteză uniformă.

În aceste condiții, pentru a=g, din relația (2.14.) se obține:

$$v_0 = \sqrt{\frac{2m_p}{\xi} \frac{g}{\rho_f \cdot A} \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p}}$$
(2.15.)

Pentru particule sferice cu diametrul *d*, considerând $V_p = \frac{m_p}{\rho_p}$, viteza de sedimentare liberă este:

$$v_{0} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d \cdot g}{\xi} \frac{\rho_{p} - \rho_{f}}{\rho_{f}}} \, [\text{m/s}]$$
(2.16.)

Pe de altă parte, viteza de sedimentare liberă depinde de caracteristicile fizice ale fluidului, mișcarea particulelor fiind caracterizată prin criteriul Reynolds [$\xi = f(\text{Re})$], în funcție de care se obțin vitezele de sedimentare liberă în regim laminar (Re < 0,4), în regim intermediar (0,4 < Re \leq 500) și în regim turbulent (Re > 500), relații valabile pentru particule sferice.

Toate relațiile stabilite până acum au aplicabilitate la sistemele eterogene la care faza dispersă are concentrații mici. În cazul concentrațiilor mari viteza de sedimentare frânată are forma:

$$v_f = e \cdot v_0 \tag{2.17.}$$

în care *e* este un factor ce ține cont de densitatea și vâscozitatea suspensiei.

Dificultăți mari apar la calculul vitezei de sedimentare a particulelor foarte fine, ca urmare a numărului foarte mare de factori ce influențează sedimentarea.

2.2.1.2. Separarea sistemelor eterogene gazoase

Alegerea metodei adecvate de separare a sistemelor gazoase eterogene depinde de mărimea particulelor fazei disperse, concentrația fazei disperse, cantitatea de gaz supusă separării, etc.

Principalele metode folosite la separarea sistemelor eterogene gazoase se pot grupa astfel:

- purificarea mecanică sau uscată a gazelor;
- purificarea umedă a gazelor;
- ♦ filtrarea gazelor;
- purificarea electrică a gazelor;
- purificarea sonică a gazelor.

<u>Purificarea mecanică</u> constă în sedimentarea particulelor din masa unui gaz sub acțiunea unei forțe mecanice: de gravitație, de inerție sau centrifugă.

În primul caz pe traseul conductei de transport se realizează o mărire semnificativă a secțiunii de curgere (fig. 2.3.). Ca urmare a scăderii turbulenței, sub acțiunea forței gravitaționale particulele se vor depune. Pentru o secțiune de curgere paralelipipedică

productivitatea, exprimată în funcție de debitul de gaz prelucrat, este:

$$Q_{v} = B \cdot H \cdot v \tag{2.18.}$$

în care *v* este viteza gazului la intrarea în secțiunea paralelipipedică.

Fig.2.3. Principiul camerei de desprăfuire



Dacă se ține cont că v=L/t, *t* fiind timpul de staționare a particulei în camera paralelipipedică și că, pentru ca particula să sedimenteze, trebuie ca acesta să fie egal cu timpul de sedimentare $t_s=H/v_o$, rezultă productivitatea sub forma:

$$Q_{v} = B \cdot L \cdot v_{0} \tag{2.19.}$$



În asemenea camere de sedimen-tare se pot separa particule a căror diametru depăşește 50 μm.

Fig.2.4. Şicane pentru sedimentare





Fig.2.5. Separator inerțial cu ajutaje

La separarea inerțială, pe conducta de transport se pot instala șicane având diverse forme (fig.2.4.) sau gazul este trecut prin aparate speciale (fig.2.5.).

Fig.2.6. Ciclon

La trecerea gazului prin zona șicanelor, ca urmare a inerției, particulele se vor separa prin depunerea lor la partea inferioară, de unde se pot evacua.

Prin folosirea forței centrifuge se mărește viteza de sedimentare a particulelor, comparativ cu forța gravitațională, mărind semnificativ eficacitatea la separarea particulelor de dimensiuni mici. Ciclonul (fig.2.6.) este aparatul ce funcționează pe acest principiu. Astfel, amestecul de gaz cu particule solide este introdus tangențial și ca urmare a traiectoriei spiralate, particulele se ciocnesc de peretele cilindric și se

depun spre partea inferioară tronconică, gazul fiind evacuat prin tubul central.

<u>Purificarea umedă a gazelor</u> constă în spălarea amestecului gaz-solid cu un lichid, de obicei apă, în scopul reținerii particulelor solide și a compușilor solubili din amestec. Creșterea masei particulelor, ca efect al umezirii, favorizează separarea atât în câmp gravitațional, cât și în câmp centrifugal.

<u>Filtrarea gazelor</u> constă în trecerea amestecului printr-un material filtrant poros, pe a cărui suprafață se rețin particulele solide.

În acest caz se definește viteza de filtrare ca fiind cantitatea de gaz ce trece prin unitatea de suprafață filtrantă, în unitatea de timp. Acest parametru determină capacitatea de filtrare și depinde atât de presiunea gazului, cât și de rezistența opusă de stratul filtrant.

Purificarea electrică a gazelor presupune trecerea amestecului gazos

printr-un câmp electric, creat de doi electrozi cu diferența de potențial de 10-60 kV. Prin ionizare particulele primesc sarcini electrice și se descarcă (totodată se depun) pe electrodul de semn contrar: Metoda este foarte folosită la separarea particulelor foarte mici (< 10 μ m), având un randament foarte ridicat.

<u>Purificarea sonică a gazelor</u> are la bază proprietatea particulelor solide și lichide de a se aglomera, sub influența undelor sonore. Odată aglomerate, particulele se supun separării într-un ciclon. Prin procedeul sonic se pot separa particule cu dimensiuni sub 10 µm, frecvența undelor fiind cuprinsă între 1-100 kHz.

2.2.2. Separarea amestecurilor lichid-gaz și lichid-lichid



Fig.2.8. Separator de spumă

Aceste sisteme eterogene au o fază dispersantă lichidă și o fază dispersă sub formă de gaz (rezultă spume) sau un alt lichid nemiscibil (rezultă emulsii), fiind foarte stabile, fapt ce crează dificultăți la separarea lor în faze constituente.

<u>Separarea spumelor</u> se bazează pe folosirea forței centrifuge în aparate speciale (fig.2.8.).

Spuma pătrunde între discurile 1, antrenate în mișcare de rotație de axul 2 și ca efect al forței centrifuge, lichidul se întoarce în cuvă iar gazul este evacuat prin canalul din arbore.

Pentru mărirea eficacității separării, discurile sunt prevăzute cu șicane radiale.

<u>Separarea emulsiilor</u>. Emulsiile, în funcție de mărimea particulelor de lichid dispersat, pot fi:

- coloidale, când dimensiunile particulelor sunt mai mici de 0,1µm;
- tulburi, când dimensiunile particulelor sunt cuprinse între 0,1-0,5µm;
- fine, când dimensiunile particulelor sunt cuprinse între 0,5-100

μm;

• grosiere, când dimensiunile particulelor sunt mai mari de 100 μm;



Fig.2.9. Separarea lichidelor nemiscibile

O trăsătură specifică emulsiilor este posibilitatea inversării fazelor. Ca urmare a creșterii concentrației fazei disperse aceasta se transformă în fază dispersantă, în care particulele celuilalt lichid devin fază dispersă.

Separarea emulsiilor are la bază principiul reducerii vâscozității și distrugerea peliculei stabilizante care învelește particulele dispersate. În funcție de metodele folosite, separarea emulsiilor se poate realiza prin:

♦ procedee fizice: prin tratare termică, filtrare, centrifugare, spălare cu apă fierbinte;

procedee chimice: cu dezemulsionanţi;

• procedee combinate fizicochimice.



Fig. 2.10. Separarea lichidelor nemiscibile cu talere

În industria alimentară separarea prin centrifugare este metoda cea mai utilizată (la separarea smântânii din lapte, a apei din ulei, etc) și se bazează pe acțiunea forței centrifuge obținută prin mișcarea de rotație a unui recipient, în care se află emulsia (fig. 2.9.).

Prin introducerea unor talere conice în

interiorul recipientului crește suprafața de separare (fig.2.10.) și curentul de lichid se distribuie într-un număr mai mare de straturi subțiri.

2.2.3. Separarea sistemelor eterogene lichid-solid

Sistemele eterogene ce au particule solide dispersate într-un mediu lichid, numite suspensii, se pot clasifica după gradul de dispersie astfel:

- ▶ suspensii grosiere, când dimensiunile particulelor sunt mai mari de 100 μm;
- ▶ suspensii fine, când dimensiunile particulelor sunt cuprinse între 0,5-100 μm;
- ▶ suspensii tulburi, când dimensiunile particulelor sunt cuprinse între 0,1-0,5 μm;
- ▶ suspensii coloidale, când dimensiunile particulelor sunt mai mici de 0,1 μm.

În funcție de raportul dintre faza dispersă și faza dispersantă, suspensiile pot fi diluate sau concentrate.

Separarea fazei solide sub formă de precipitat sau purificarea lichidului de particulele în suspensie se poate realiza folosind forța de gravitație, forța centrifugă sau prin reținerea fazei solide pe materiale filtrante.

2.2.3.1. Sedimentarea suspensiilor în câmp gravitațional

Particulele aflate în suspensie se depun sub acțiunea forței de gravitație, formând precipitatul sau sedimentul, iar lichidul devine mai limpede. În funcție de scopul urmărit, operația de separare prin sedimentare se mai numește:

■ limpezire sau clarificare, când se urmărește obținerea fazei lichide;

■ îngroșare, când se urmărește obținerea fazei solide.

Se numește decantare îndepărtarea lichidului obținut în urma operației de sedimentare.

Viteza de sedimentare și în acest caz va depinde de forma și dimensiunile particulelor solide, de densitățile fazei lichide și a fazei solide, precum și de natura particulelor dispersate. Asupra unei particule sferice cu diametrul d_p imersată într-un lichid acționează două forțe: forța de gravitație F_g și forța de rezistență F_f , de sens contrar (vezi cap. 2.2.1.1.). În aceste condiții viteza de sedimentare liberă are forma ecuației (2.16.).

Mărimea particulelor dispersate influențează viteza de sedimentare astfel: particulele mici sedimentează mai încet, în timp ce particulele mari sedimentează mai repede.



Fig.2.9. Calculul unui decantor

În cazul suspensiilor diluate, în timpul sedimentării libere, lichidul se limpezește treptat până la un nivel H (fig. 2.9.), într-un timp t. Timpul de staționare a lichidului în decantor trebuie să fie cel puțin egal cu timpul de sedimentare ($t_s=H/v_o$).

Capacitatea de sedimentare a decantorului de secțiune A se exprimă în funcție

de debitul de lichid limpezit Q₁:

$$Q_l = \frac{A \cdot H}{t} = A \cdot v_0 \quad [\text{m}^3/\text{s}]$$
(2.20.)

Pentru calculul suprafeței de sedimentare se pleacă de la bilanțul de materiale al fazei lichide și al fazei solide:

$$Q_{l_0} = Q_l + Q_{l_1} \tag{2.21.}$$

în care Q_{lo} este debitul de fază lichidă din suspensia inițială, de concentrație C_0 (kg solid/kg lichid);

 Q_{l_1} - debitul de fază lichidă din precipitatul de concentrație C_1 (kg solid/kg lichid); respectiv:

$$Q_{l_0} \cdot C_0 = Q_{l_1} \cdot C_1 \tag{2.22.}$$

Din cele două relații se obține:

$$\begin{cases} Q_{l} = A \cdot v_{0} = Q_{l_{0}} - Q_{l_{1}} \\ Q_{l_{1}} = Q_{l_{0}} \frac{C_{0}}{C_{1}} \end{cases}$$
(2.23.)

Rezultă suprafața de sedimentare necesară pentru limpezirea unui debit de lichid Q_l dintr-o suspensie de concentrație C_0 , până la obținerea concentrației sedimentului C_l :

$$A = Q_{l_0} \frac{C_1 - C_0}{C_1 \cdot v_0} \quad [m^2]$$
(2.24.)

Ca efect al interacțiunii reciproce dintre particulele solide, la suspensiile concentrate sedimentarea se realizează în grupe de particule, aglomerate ca urmare a reacțiilor de suprafață și a particulelor mai mici antrenate de aceste grupe.

2.2.3.2. Separarea suspensiilor prin centrifugare

Centrifugarea este operația de separare a sistemelor eterogene ca urmare a efectului forței centrifuge asupra particulelor solide aflate în suspensii. Pentru a avea un câmp centrifugal, forța centrifugă trebuie să fie de câteva zeci de ori mai mare decât forța gravitațională.

Deplasarea unei particule se face sub acțiunea câmpului centrifugal caracterizat prin:

$$F_c = \frac{m_p \cdot v^2}{R} \tag{2.25.}$$

în care *R* este raza de rotație.

Se definește factorul de separare f_s ca raportul dintre forța centrifugă și forța de gravitație:

$$f_s = \frac{\frac{m_p \cdot v^2}{R}}{\frac{m_p \cdot g}{R}} = \frac{v^2}{R \cdot g} \cong 4R \cdot n^2$$
(2.26.)

Cu aceste date se obține viteza de sedimentare în câmp gravitațional (vezi cap. 2.2.1.1.) sub forma:

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g \cdot d_p}{\xi} \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \cdot f_s}$$
(2.27.)

Și în acest caz viteza de sedimentare se determină cu ajutorul criteriului Reynolds. Separarea prin centrifugare se poate realiza în două moduri (fig.2.10.):



Fig.2.10. Principiul centrifugării

◆ pe principiul sedimentării: particulele solide sedimentează și se depun pe peretele tamburului în straturi (după densitate), lichidul clar rămânând în interiorul centrifugei;

• pe principiul filtrării: pereții tamburului sunt perforați și acoperiți cu un strat de material filtrant prin care trece faza lichidă, particulele solide fiind reținute pe materialul filtrant.

Separarea suspensiilor în câmp centrifugal are aplicații în industria alimentară la sistemele eterogene cu densități apropiate ale celor două faze sau în cazul suspensiilor la care particulele solide sunt de dimensiuni foarte mici.

O caracteristică specifică centrifugării este faptul că viteza de sedimentare nu este constantă, ca efect al neomogenității câmpului centrifugal, ea crescând cu distanța față de axa de rotație. Ca urmare, se determină o viteză medie de sedimentare de forma:

$$v_s = v_s \cdot f_s = 4 \cdot v_s \cdot R \cdot n^2 \tag{2.28.}$$



Fig. 2.11. Forma suprafeței lichidului

în care $\overline{f_s}$ este factorul mediu de separare;

 \overline{R} - raza medie logaritmică.

În cazul filtrării, forma suprafeței lichidului în centrifugă este un paraboloid de revoluție. Într-un punct M (fig. 2.11.) asupra unei particule de la suprafața lichidului acționează forțele F_c și G care dau rezultanta F. Pentru un sistem de axe de coordonate ecuația parabolei, ca secțiune mediană a suprafeței lichidului este:

$$y = \sqrt{2\frac{g}{\omega^2}x} \qquad (2.29.)$$

în care ω este viteza unghiulară a centrifugei ($\omega = \pi n/30$).

2.2.3.3. Separarea suspensiilor prin filtrare

Filtrarea este operația de separare a sistemelor eterogene cu ajutorul unor medii poroase care, permit trecerea unei singure faze (faza lichidă),

cealaltă fază (solidă) fiind reținută de către mediul poros. În urma filtrării rezultă lichidul limpede sau filtratul, respectiv precipitatul sau particulele solide cu un conținut redus de lichid.

Ca proces hidrodinamic, filtrarea este o curgere printr-un mediu poros sub acțiunea diferenței de presiune aplicată pe cele două părți ale mediului poros. Forța motrice a procesului, diferența de presiune, poate fi creată utilizând pompe (centrifuge, cu piston, de vid) sau presiunea hidrostatică a coloanei de suspensie supusă filtrării.

La începutul filtrării, lichidul obținut nu este suficient de limpede, deoarece nu toate fracțiile solide sunt reținute de materialul filtrant și de aceea lichidul va fi recirculat. Odată cu depunerea pe suprafața materialului filtrant a unui strat de precipitat, acesta va deveni el însuși mediu filtrant, astfel că lichidul rezultat va fi tot mai limpede. Numai că în acest caz rezistența la filtrare a suspensiei va fi o sumă a rezistențelor materialului filtrant și a stratului de precipitat depus, uneori fiind necesar îndepărtarea precipitatului prin spălare.

Cantitatea de lichid ce străbate unitatea de suprafață de material filtrant în unitatea de timp reprezintă viteza de filtrare. Aceasta crește cu diferența de presiune dar nu întotdeauna direct proporțional cu ea.

O mare varietate de factori influențează operația de filtrare, unii dintre care cei mai importanți fiind:

• caracteristicile suspensiei: natura, granulometria și structura fazei solide, concentrația în solide, debitul de prelucrat, vâscozitatea lichidului;

• natura precipitatului: porozitate, compresibilitate, rezistența hidraulică;

• condițiile de filtrare: temperatura suspensiei, diferența de presiune de pe cele două fețe ale materialului filtrant.

Deoarece atât materialul filtrant, cât și precipitatul se pot considera ca fiind straturi poroase, se poate aprecia că, într-o măsură oarecare, filtrarea poate fi asemănată cu curgerea lichidelor prin straturi granulare fixe. Ipotezele simplificatoare sunt necesare pentru a putea determina o legătură între viteza de filtrare și diferența de presiune, filtrarea fiind un proces extrem de complex.

Pentru a determina parametrii ce caracterizează filtrarea se pleacă de la modelul fizic din fig. 2.12. Pe materialul filtrant de înălțime H_1 se depune precipitatul de înălțime H care crește în timp. Porii celor două straturi au diametre foarte mici, astfel că curgerea lichidului prin aceste capilare (presupuse de formă cilindrică, cu raze și lungimi egale) poate fi considerată ca fiind laminară.



Fig. 2.12. Modelul simplificat al filtrării

Pentru obținerea vite-zei de curgere a lichidului se ia ca punct de plecare ecuația căderii de presiune în conducte:

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{v^2}{2} \rho \qquad (2.29.)$$

care *L* este lungimea porului
$$(L \neq H)$$
;
d- diametrul porului;

v- viteza de curgere a lichidului;

 ρ - densitatea lichidului;

 λ - coeficient de frecare.

În condițiile curgerii laminare (λ =64/Re) rezultă:

$$\Delta p = \frac{32 \cdot \eta \cdot v \cdot L}{d^2} \tag{2.30.}$$

De unde se obține viteza de curgere a lichidului prin porii stratului de precipitat:

în

$$v = \frac{\Delta p \cdot d^2}{32 \cdot \eta \cdot L} \tag{2.31.}$$

în care η este vâscozitatea lichidului.

Volumul de lichid care curge printr-un por în timpul *t* va fi:

$$V_p = \frac{\pi d^4}{128} \frac{\Delta_p}{\eta} \frac{t}{L}$$
(2.32.)

Dacă pe suprafața de filtrare *A* există n pori pe unitatea de suprafață și ținând cont de definiția vitezei de filtrare, se obține:

$$\frac{1}{A}\frac{dV}{dt} = \frac{\pi d^4}{128}\frac{\Delta_p}{\eta}\frac{n}{L}$$
(2.33.)

unde $V=nV_p$ și reprezintă volumul de lichid ce curge prin unitatea de suprafață.

Lungimea porilor este necunoscută și se exprimă în funcție de înălțimea H, cu ajutorul unui factor de corecție k_c supraunitar ($L=k_cH$). Se obține în final viteza de filtrare prin stratul de precipitat sub forma:

$$\frac{1}{A}\frac{dV}{dt} = \frac{\pi d^4}{128 \cdot \eta} \frac{\Delta_p}{k_c} \frac{n}{H}$$
(2.34.)

Pe baza aceluiași raționament, se poate scrie și relația vitezei de filtrare prin stratul de material filtrant:

$$\frac{1}{A}\frac{dV}{dt} = \frac{\pi d_1^4}{128 \cdot \eta} \frac{\Delta_{p1}}{k_{c1}} \frac{n_1}{H_1}$$
(2.35.)

Deoarece mărimi precum k_c , n și d nu pot fi măsurate, se fac notațiile:

$$k_{r} = \frac{128 \cdot k_{c}}{\pi d^{4} \cdot n}$$

$$k_{r1} = \frac{128 \cdot k_{c1}}{\pi d_{1}^{4} \cdot n_{1}}$$
(2.36.)

cu specificația că reprezintă rezistențele specifice ale stratului de precipitat, respectiv ale materialului filtrant.

Cu aceste notații ecuațiile vitezelor de filtrare capătă forma:

$$\frac{dV}{dt} \cdot \eta \cdot H \cdot k_r = A \cdot \Delta_p$$

$$\frac{dV}{dt} \cdot \eta \cdot H_1 \cdot k_{r1} = A \cdot \Delta_{p1}$$
(2.37.)

Întrucât curgerea lichidului are loc la un potențial total dat de suma celor două diferențe de presiune ($\Delta_{pT} = \Delta_p + \Delta_{p1}$), prin însumare rezultă:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A \cdot \Delta_{pT}}{\eta \left(H \cdot k_r + H_1 \cdot k_{r1} \right)}$$
(2.38.)

Dacă se exprimă înălțimea stratului de precipitat în funcție de volumul de filtrat V și concentrația inițială a suspensiei C_0 ($V \cdot C_0 = H \cdot A$) se obține $H = V \cdot C_0 / A$. În mod similar se admite că $V_1 \cdot C_0$ este volumul de precipitat de înălțime H_1 ce opune curgerii o rezistență egală cu a stratului de material filtrant ($H_1 = V_1 \cdot C_0 / A$). Dacă se admite că și cele două rezistențe specifice sunt egale ($k_r = k_{r1}$), se obține:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 \cdot \Delta_{pT}}{\eta \cdot k_r \cdot C_0 (V + V_1)}$$
(2.39.)

Din încercările experimentale s-a constatat că rezistența specifică k_r depinde de diferența totală de presiune, relația empirică stabilită fiind:

$$k_r = k_0 \cdot \Delta_{pT}^m \tag{2.40.}$$

în care k_0 și *m* sunt coeficienți stabiliți experimental.

În aceste condiții ecuația diferențială a filtrării pentru precipitate necompresibile, dar corectată pentru a putea fi utilizată și la precipitate compresibile, are forma:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 \cdot \Delta_{pT}^{1-m}}{\eta \cdot k_0 \cdot C_0 (V + V_1)}$$
(2.41.)

În mod practic filtrarea se poate desfășura la presiune constantă sau la debit constant.

La filtrarea la presiune constantă, odată cu creșterea stratului de precipitat, debitul filtratului scade iar la un moment dat filtrarea devine neeconomică.

Pentru integrarea ecuației (2.41.) se separă variabilele și se obține:

$$\int_{0}^{V} (V+V_{1})dV = \frac{A^{2} \cdot \Delta_{pT}^{1-m}}{\eta \cdot k_{0} \cdot C_{0}} \int_{0}^{t} dt$$
(2.42.)

După integrare se aranjează sub forma:

$$\frac{V^2}{A^2} + 2\frac{V_1 \cdot V}{A^2} = \frac{2 \cdot \Delta_{pT}^{1-m}}{\eta \cdot k_0 \cdot C_0} t$$
(2.43)

Raportul $V/A = V_0$ și reprezintă capacitatea specifică de filtrare (în m³ filtrat/m² suprafață de filtrare). Raportul $V_1 / A = k_1$ este o constantă de rezistență a materialului filtrant și se definește ca fiind volumul de filtrat ce trece prin unitatea de suprafață de filtrare pentru a da un strat de precipitat de aceiași rezistență cu a materialului filtrant. De asemeni, se notează fracția $\frac{2 \cdot \Delta_{pT}^{1-m}}{\eta \cdot k_0 \cdot C_0} = k_2$, care este o constantă caracteristică stratului de

precipitat.

Cu aceste notații relația (2.43.) capătă forma:

$$V_0^2 + 2 \cdot k_1 \cdot V_0 = k_2 \cdot t \tag{2.44.}$$

Relația (2.44.) reprezintă ecuația filtrării la presiune constantă și se utilizează la dimensionarea filtrelor, dacă se cunosc cele două constante ce caracterizează filtrarea.

Atunci când filtrarea are loc la debit constant ecuatia (2.41.) devine:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{V}{t} = \frac{A^2 \cdot \Delta_{pT}^{1-m}}{\eta \cdot k_0 \cdot C_0 (V + V_1)}$$
(2.45.)

La momentul inițial când începe filtrarea, volumul de filtrat este zero și potențialul total este Δ_{n1} , astfel că debitul de filtrat este:

$$\frac{V}{t} = \frac{A^2 \cdot \Delta_{p_1}^{1-m}}{\eta \cdot k_0 \cdot C_0 \cdot V_1}$$
(2.46.)

Dacă se elimină V_1 din relațiile (2.45.) și (2.46.) se obține:

$$V^{2} = \frac{A^{2}}{\eta \cdot k_{0} \cdot C_{0}} \left(\Delta_{pT}^{1-m} - \Delta_{p1}^{1-m} \right)$$
(2.47.)

În cazul filtrării cu debit constant capacitatea specifică de filtrare este:

$$V_o^2 = \frac{\Delta_{pT}^{1-m} - \Delta_{p1}^{1-m}}{\eta \cdot k_0 \cdot C_0}$$
(2.48.)

Mărimea exponentului m are valorile:

▶ 0, când se formează precipitate necompresibile, iar debitul de filtrat este direct proporțional cu diferența de presiune;

▶ 1, când se formează precipitate compresibile, iar debitul de filtrat este independent de diferența de presiune.

2.3. Amestecarea fluidelor

Amestecarea este operația prin care se obține o omogenitate dorită pentru un sistem omogen sau eterogen. De asemeni, amestecarea poate fi și un mijloc de intensificare a unor procese de transfer de căldură sau de masă, în spălare, dizolvare, obtinerea de emulsii, etc.

Pot fi amestecate gaze, lichide și solide, rezultând amestecuri omogene sau eterogene (fig. 2.13.), condițiile de amestecare fiind diferite, în funcție de caracteristicile materialelor amestecate și a amestecului rezultat.



Amestecuri eterogene

Fig. 2.13. Amestecuri omogene și eterogene

2.3.1. Noțiuni de teoria amestecării

În cazul fluidelor amestecarea trebuie să realizeze o distribuție cât mai intimă între fazele care se amestecă. Acest lucru se obține printr-o mișcare a fluidelor, cu realizarea unei turbulențe intense în toată masa amestecului, iar mijloacele folosite la punerea în mișcare a lor pot fi mecanice sau pneumatice.

Asupra operației de amestecare acționează un mare număr de factori, dintre care pot fi menționați:

- ♦ natura și caracteristicile componenților care se amestecă;
- debitul și raportul cantitativ al componenților;
- ♦ intensitatea și durata operației de amestecare;
- scopul amestecării și caracteristicile amestecului;
- ♦ tipul utilajului și caracteristicile geometrice ale acestuia.

Din acest motiv nu s-a putut stabili o corelație generală, atât de necesară în proiectarea amestecătoarelor, dar mai ales o mărime prin care să se poată exprima eficacitatea de omogenizare a amestecării.

2.3.2. Metode de amestecare a lichidelor

În funcție de instalația folosită, amestecarea lichidelor se poate realiza astfel:

- ► cu agitatoare mecanice;
- direct în conductă;
- ▶ cu circulație produsă de pompe;
- ▶ prin barbotare cu gaze.

2.3.2.1. Amestecarea cu agitatoare mecanice

În multe cazuri amestecarea este realizată în recipiente unde viteza fluidului diferă în funcție de zona din vas.

Pentru studiul dinamicii amestecării cu agitatoare mecanice se urmărește traseul curentului provocat de agitator în vasul de amestecare, caracterizat prin spectrele de curgere (linii de curent ce includ traseele cele mai caracteristice), în raport cu care există trei tipuri de curgere:

• curgerea tangențială (fig. 2.14.a), la care lichidul curge paralel cu

traseul descris de agitator; efectul de amestecare este minim iar antrenarea lichidului de către agitator redusă;

• curgerea radială (fig. 2.14.b), la care agitatorul trimite lichidul în lungul unor raze, generând două zone de curgere;

• curgerea axială (fig. 2.14.c), la care lichidul intră în agitator și îl părăsește pe o direcție paralelă cu axa sa.



Fig. 2.14. Spectrele principale de curgere la agitarea mecanică

De obicei în vasele de amestecare curgerea este o combinație a celor trei principale tipuri de curgere.

Ecuația criterială caracteristică transferului de moment pentru curgerea izotermă a unui fluid newtonian are forma:

$$f\left(\frac{\rho v l}{\eta}, \frac{\rho v^2 l}{\sigma}, \frac{v^2}{\lg}, \frac{\Delta p}{\rho v^2}\right) = const.$$
(2.49.)

în care : ρ este densitatea fluidului;

l – lungimea caracteristică;

 η – vâscozitatea fluidului;

 σ – tensiunea superficială;

 Δp – căderea de presiune;

g – accelerația gravitațională.

Numărul Reynolds este raportul dintre forțele inerțiale și de vâscozitate:

$$\operatorname{Re} = \frac{\rho v l}{\eta} \tag{2.50.}$$

Numărul Froude este raportul dintre forțele inerțiale și cele gravitaționale:

$$Fr = \frac{v^2}{\lg}$$
(2.51.)

Numărul Euler sau coeficientul de presiune, este raportul dintre presiune și forțele inerțiale:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho v^2} \tag{2.52.}$$

Numărul Weber este raportul dintre forțele inerțiale și forțele de suprafață datorate tensiunii superficiale:

$$We = \frac{\rho v^2 l}{\sigma} \tag{2.53.}$$

Criteriile de similitudine de mai sus se pot aplica la studiul operației de amestecare, cu condiția ca ele să fie modificate corespunzător mișcării de rotație.

Ca urmare, criteriul Reynolds va avea $v = \pi \cdot d \cdot n$ și prin eliminarea numărului π rezultă:

$$\operatorname{Re}_{a} = \frac{nd^{2}\rho}{\eta}$$
(2.54.)

Pentru criteriul Froude, $v = \pi \cdot d \cdot n$ și l=d, iar prin ignorarea numărului π se obține:

$$Fr_a = \frac{n^2 d}{g} \tag{2.55.}$$

Pentru criteriul Weber, în cazul amestecării, acesta va avea forma:

$$We_a = \frac{n^2 \rho d^3}{\sigma} \tag{2.56.}$$

Pe cale experimentală s-a stabilit că pentru amestecarea cu agitatoare mecanice, valoarea criteriului Reynolds până la care curgerea este laminară este cuprinsă între 20-30, dependentă și de dimensiunile agitatorului.

Ca urmare a numărului foarte mare de factori care intervin în procesul de amestecare, relațiile existente sunt exprimate în funcție de unele criterii de similitudine, fiind obținute pe baza analizei dimensionale, luând în considerare toți acești factori.

Prin determinarea pe cale experimentală a constantelor și exponenți- lor ce intervin în relații, se poate calcula puterea consumată și timpul de amestecare.



Fig. 2.15. Modelul general al unui agitator mecanic

Pentru caracteristicile geometrice se ia în considerare modelul general al unui sistem cu agitare mecanică (fig.2.15.).

Întrucât nu se poate determina căderea de presiune prin amestecător, se va folosi criteriul puterii sau criteriul Euler modificat, ce conține puterea consumată pentru agitare:

$$Eu_a = \frac{P}{n^3 d^5 \rho} \tag{2.57.}$$

Cu aceasta se obține o ecuație criterială generală caracteristică amestecării sub forma:

$$\frac{P}{\rho n^3 d^5} = k \left(\frac{d^2 n \rho}{\eta}\right)^{n_1} \left(\frac{n^2 d}{g}\right)^{n_2} \left(\frac{n^2 d^3 \rho}{\sigma}\right)^{n_3} \left(\frac{d_1}{d}\right)^{n_4} \left(\frac{H}{d}\right)^{n_5} \left(\frac{h}{d}\right)^{n_6} \left(\frac{\rho}{d}\right)^{n_7} \left(\frac{l}{d}\right)^{n_8}$$
(2.58)

în care k, n_1 - n_8 sunt coeficientul și exponenții ecuației și care se determină pe cale experimentală

În anumite cazuri particulare ecuația generală se simplifică astfel:

■ când lichidele sunt nemiscibile, criteriul Weber nu mai apare;

■ criteriul Froude se ia în considerație doar când în fluide se formează un vârtej (turații mari).

Dacă mai sunt îndeplinite și criteriile pentru similitudinea geometrică, ecuația criterială se simplifică sub forma:

$$\frac{P}{n^3 d^5 \rho} = k \left(\frac{d^2 n \rho}{\eta}\right)^{n_1}$$
(2.59.)

Din relația de mai sus se poate determina puterea necesară pentru acționarea agitatorului. Mărimile k și n_1 se determină experimental pentru diverse tipuri de agitatoare.

Când condițiile pentru similitudinea geometrică nu sunt îndeplinite, în ecuația (2.58.) se introduc factori de corecție.

Pentru lichidele nenewtonine relația pentru calculul puterii de acționare se obține în mod asemănător, diferența constând doar în expresia generalizată a numărului Reynolds.

Modelul cel mai simplu de curgere a unui fluid nenewtonian, pentru curgerea prin forfecare simplă, este cel elaborat de Ostwald de Waele, numit și legea puterii:

$$\tau = k \cdot \gamma^{n'} \tag{2.60.}$$

în care k este indicele de consistență (are dimensiunea unei vâscozități și nu depinde de viteza de forfecare);

 γ – viteza de forfecare;

n' - indicele de curgere.

Cu aceste modificări, criteriul Reynolds se va determina cu relația:

$$\operatorname{Re}_{a}^{i} = \frac{n^{2-n} \rho d^{2}}{\eta} (4\pi)^{1-n^{i}}$$
(2.61.)

Relația de calcul a puterii (2.59.) trebuie simplificată ca urmare a influenței unor rezistențe suplimentare care apar în amestecătoare.

2.3.2.2. Amestecarea lichidelor direct în conductă

Pentru amestecarea a două lichide ușor miscibile se poate utiliza un echipament foarte simplu, format din două conducte ce conțin lichidele, legate în una singură (în formă de Y). În aceste condiții, pentru ca amestecarea să fie foarte bună trebuie ca viteza de curgere să fie suficient de mare iar conducta de amestecare suficient de lungă.

Intensitatea amestecării crește cu turbulența astfel că, pe interiorul conductei de amestecare se montează șicane de diverse forme.

Un alt mod de amestecare în conducte folosește injectoarele. Astfel, unul din lichide este injectat pe direcția de curgere a celuilalt lichid, printr-un ajutaj. Și în acest caz, prin montarea de șicane se îmbunătățește amestecarea.

Tot pentru amestecarea în conductă se mai folosește un tub Venturi sau o pompă centrifugă, în cel de-al doilea caz rotorul pompei joacă rol de agitator.

Toate aceste moduri de amestecare în conductă necesită aparate simple, cu costuri reduse, dar randamentul scăzut la amestecare nu le recomandă pentru practica industrială.

2.3.2.3. Amestecarea lichidelor prin circulația produsă de pompe

Atunci când este necesară o mai bună omogenizare se practică amestecarea în vase

sau recipiente la care conținutul lor este circulat cu ajutorul unor pompe. Lichidul aspirat de la partea inferioară a vasului este refulat la partea superioară în două moduri:

cu ajutorul unui distribuitor deasupra nivelului lichidului (fig. 2.16.);

▶ prin intermediul unor ajutaje amplasate în diverse moduri în vas (fig. 2.17.).



Fig. 2.16. Amestecare cu
distribuitorFig.2.17. Spectre de curgere pentru diverse
forme de ajutaje în recipienți cilindrici

Ajutajele au avantajul că, prin forma și modul de dispunere, permit obținerea unor spectre de curgere pentru lichide ce contribuie la creșterea gradului de omogenizare a amestecului.

Amestecarea lichidelor prin circulația produsă de pompe se aplică în mod deosebit la lichidele care au densități diferite.

2.3.2.4. Amestecarea prin barbotarea cu gaze

O asemenea metodă se poate aplica la acele sisteme la care procesul tehnologic permite utilizarea aerului, vaporilor sub presiune sau a altor gaze. Se recomandă a fi utilizată la amestecarea lichidelor a căror vâscozitate este mai mică de 0,2 Ns/m², când amestecul conține particule solide cu tendința de depunere sau când lichidele nemiscibile au densități diferite.

Agenții de amestecare se introduc sub presiune în masa lichidului ce urmează a fi amestecat, pe care îl străbat sub formă de bule. Distribuția gazului în lichid se poate realiza prin injectare în mai multe moduri:

♦ statică, la care gazul este trimis prin orificii fixe, duze sau injectoare amplasate în vasul de amestecare;

♦ dinamică, la care gazul este trimis printr-un agitator mecanic prevăzut cu orificii, aflat la rândului lui în mişcare de rotație;

♦ combinată.

Pentru a realiza o eficacitate ridicată a amestecării, dispozitivele prin care se injectează gazul trebuie amplasate astfel încât traseul bulelor să fie cât mai lung posibil. De asemeni, pentru mărirea turbulenței în vasul de amestecare se pot amplasa site, șicane, straturi granulare care, intensifică amestecarea.

Cel mai important parametru îl constituie presiunea gazului care trebuie să fie suficient de mare pentru a învinge rezistența hidrostatică a coloanei de lichid din vas, rezistențele datorate frecărilor și să creeze o presiune dinamică necesară amestecării. Pentru calcule practice se poate utiliza relația presiunii gazului sub forma:

$$p = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum \xi\right) \frac{v^2}{2} \rho_g + g \cdot \rho_l \cdot H$$
(2.61.)

în care: λ este coeficientul de frecare în conducta distribuitorului de gaz;

L – lungimea conductei;

d-diametrul conductei;

 $\sum \xi$ - suma rezistențelor locale din conducta de gaz;

v – viteza gazului;

 ρ_g – densitatea gazului;

 ρ_l – densitatea lichidului.

H – înălțimea coloanei de lichid deasupra orificiilor de ieșire a gazului. Debitul de agent de lucru se determină cu relația:

$$Q = q \cdot S \tag{2.61.}$$

unde q_v este debitul specific de gaz, în m³/m²s;

S – aria oglinzii de lichid, în m².

Pentru o mai bună barbotare orificiile țevilor sunt dispuse elicoidal și au diametrul cuprins între 3-6 mm, la valori sub 3 mm existând pericolul înfundării acestora. Cu aceste orificii trebuie asigurat un debit de gaz pe 1 m² de suprafață liberă a vasului de 0,4 m³/min pentru o agitare slabă, 0,8 m³/min pentru o agitare de intensitate medie și 1 m³/min pentru o agitare intensă.

III. OPERAȚII CU TRANSFER DE CĂLDURĂ

3.1. Noțiuni de bază în transferul căldurii

S-a constatat că transferul de căldură nu are ca scop atingerea unui echilibru termic, ci se datorează diferenței de temperatură dintre două puncte din spațiu, ca forță motrice. Temperatura variază în spațiu și timp, iar ca un parametru scalar de stare este definită prin ecuația câmpului de temperatură, pentru un regim termic variabil:

$$T = f(x, y, z, t)$$
 (3.1.)

Totalitatea valorilor temperaturilor la un moment dat, pentru sistemul considerat, se numește câmp de temperatură, iar totalitatea punctelor care, la timpul t au aceiași temperatură, formează o suprafață izotermă.



Fig. 3.1. Variația temperaturii dintre două suprafețe izoterme

Dacă se consideră două suprafețe izoterme vecine (fig. 3.1.) cu temperaturile T și $T+\Delta T$, la timpul tvariația temperaturii pe diferite distanțe va fi o mărime vectorială de forma:

$$\frac{\Delta T}{\Delta l_1}; \frac{\Delta T}{\Delta l_2}; \dots \qquad (3.2.)$$

Se definește gradientul de temperatură ca fiind limita raportului dintre variația temperaturii și distanța normală Δl_n la cele două suprafețe izoterme:

$$\lim \left| \frac{\Delta T}{\Delta l_n} \right|_{\Delta l_n \to 0} = \frac{\partial T}{\partial l_n}$$
(3.3.)

Deoarece derivata parțială $\frac{\partial T}{\partial l_n}$ variază cu direcția și cu timpul, iar gradientul de temperatură este un vector, se poate scrie:

 $gradT = \frac{\partial T}{\partial l_n} \left(\vec{l}_{n,0} \right) = \nabla T$ (3.4.)

unde $\left(\vec{l}_{n,0}\right)$ este versorul normalei, iar ∇ (nabla) este operatorul:

$$\nabla = \frac{\partial}{\partial l_n} \left(\vec{l_{n,0}} \right)$$
(3.5.)

Pentru coordinate carteziene, gradientul de temperatură se scrie sub forma:

$$gradT = \frac{\partial T}{\partial x}\vec{i} + \frac{\partial T}{\partial y}\vec{j} + \frac{\partial T}{\partial z}\vec{k}$$
(3.6.)

în care $\vec{i}, \vec{j}, \vec{k}$ sunt vectorii unitari.

Pentru a putea caracteriza procesul de transfer de căldură, este necesară cunoașterea vitezei procesului. Se definește fluxul de căldură sau debitul de căldură, ca fiind cantitatea de căldură transferată în unitatea de timp:
$$Q_{s} = \lim \left| \frac{\Delta Q}{\Delta t} \right|_{t \to 0} = \frac{dQ}{dt}$$
(3.7.)

Se definește fluxul termic unitar sau solicitarea termică, cantitatea de căldură transferată în unitatea de timp, prin unitatea de suprafață:

$$q = \frac{d^2 Q}{dt dA} = \frac{dQ_s}{dA}$$
(3.8.)

3.2. Transferul de căldură prin conductivitate

La baza procesului de transfer de căldură prin conducție în regim staționar stă legea lui Fourier care, în cazul fluxului unidirecțional, are forma:

$$Q_{s,x} = -\lambda A \frac{\partial T}{dx}$$
(3.9.)

în care: $Q_{s,x}$ este fluxul de căldură pe direcția x, în W;

A – aria secțiunii perpendiculare pe direcția fluxului, în m;

 $\frac{\partial T}{dx}$ - gradientul de temperatură pe direcția *x*;

 λ – coeficient de proporționalitate (coeficient de conductivitate termică, în W/mgrd.

Semnul – pentru gradientul de temperatură semnifică faptul că transferul de căldură se face în sensul descrescător al temperaturii.

Dacă mediul este omogen și izotrop, fluxul unitar de căldură, când temperatura variază pe toate cele trei direcții, se scrie sub forma:

$$\begin{cases} q_x = -\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \\ q_y = -\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \\ q_z = -\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \end{cases} \text{ sau } q = -\lambda \nabla T \qquad (3.10.)$$

3.2.1. Coeficientul de conductivitate termică

Coeficientul de conductivitate termică este o mărime fizică ce depinde de natura substanței prin care se face transferul de căldură, fiind o funcție de temperatură și presiune:

$$\lambda = -\frac{q}{gradT} \tag{3.11.}$$

Ca urmare, λ va depinde, pentru fiecare corp în parte, de starea de agregare, forma corpului, temperatură, umiditate, etc.

În cazul gazelor, coeficientul de conductivitate se deduce în baza teoriei cinetomoleculare, prin relația lui Maxwell:

$$\lambda = k \cdot \eta \cdot c_{v} \tag{3.12.}$$

în care: *k* este un coeficient ce ține cont de interacțiunea moleculară;

 η – vâscozitatea dinamică;

 c_v – căldura specifică la volum constant.

Dacă se ține cont de faptul că λ este influențat de temperatură prin intermediul vâscozității dinamice (ecuația lui Sutherland), se obține:

$$\lambda = k \cdot c_{\nu} \frac{k_1 \sqrt{T}}{1 + \frac{k_2}{T}}$$
(3.13.)

în care k_1 și k_2 sunt constante ce se determină experimental.

Coeficientul de conductivitate termică pentru un amestec de gaze are expresia:

$$\lambda_{am} = \sum \lambda_i \frac{V_i}{V_{tot}}$$
(3.14.)

unde: V_i/V_{tot} este fracția volumică a unui component al amestecului;

 λ_i – coeficientul de conductivitate pentru fiecare gaz.

În cazul lichidelor, calculul coeficientului de conductivitate termică se face în baza relației Bridgeman, pentru lichide rău conducătoare de electricitate:

$$\lambda = 3 \frac{Rg}{N} v_s l_m^{-2} \tag{3.15.}$$

în care: Rg este constanta universală a gazelor;

N – este numărul lui Avogadro;

 v_s – viteza sunetului în lichide;

 l_m – distanța medie dintre centrele de masă a două molecule.

Pentru materialele solide, coeficientul de conductivitate termică are valori mult diferite, în funcție de natura și proprietățile materialului. Deoarece unele materiale prezintă o structură poroasă, spațiile goale fiind umplute cu gaz, conductivitatea termică va fi mică, având proprietăți de izolant termic și care vor crește odată cu porozitatea. Dacă în porii materialului intră apă sub formă de umiditate, atunci coeficientul de conductivitate termică va crește, micșorând calitățile izolante ale materialului.

Valorile cele mai mari ale coeficientului de conductivitate termică, în cazul materialelor solide, se regăsesc la metale și aliaje. În acest caz, λ este o funcție crescătoare cu temperatura, după o variație aproximativ liniară de forma:

$$\lambda_T = \lambda_0 (1 + kT) \tag{3.16.}$$

unde *k* este un coeficient care depinde de natura materialului.

3.2.2. Ecuația de distribuție a temperaturilor

Dacă se cunoaște modul de distribuție a temperaturilor într-un corp, atunci se poate determina schimbul de căldură prin conducție.

Pentru un element de volum cu laturile Δx , Δy , Δz (fig.3.2.), din bilanțul termic al transferului de căldură se va determina ecuația diferențială a câmpului de temperatură:

$$Q_{s,a} = Q_{s,i} - Q_{s,e} \tag{3.17.}$$

unde: $Q_{s,a}$ este fluxul termic acumulat;

 $Q_{s,i}$ – fluxul termic intrat;

 $Q_{s,e}$ – fluxul termic ieşit sau cedat.

Pentru simplificarea calculelor se consideră corpul ca fiind omogem, izotrop și imobil, regimul termic de tip nestaționar și că nu mai există alte surse interne de căldură. În aceste condiții, fluxul de căldură ce intră prin suprafață la punctul x este $q_x|_x \Delta y \Delta z$ și fluxul de căldură care iese prin suprafață la punctul x+ Δx este de forma $q_x|_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z$.



Fig.3.2. Transferul de căldură printr-un volum elementar

În mod similar se pot scrie fluxurile de căldură și pentru celelalte suprafețe, conform relației (3.17.):

$$\rho\Delta x\Delta y\Delta zc_{p}\frac{\partial T}{\partial t} = \left(q_{x}\big|_{x} - q_{x}\big|_{x+\Delta x}\right)\Delta y\Delta z + \left(q_{y}\big|_{y} - q_{y}\big|_{y+\Delta y}\right)\Delta x\Delta z + \left(q_{z}\big|_{z} - q_{z}\big|_{z+\Delta z}\right)\Delta y\Delta x \qquad (3.18.)$$

Se împarte ecuația cu $\Delta x \Delta y \Delta z$ și după trecerea la limită se obține o relație de forma:

$$c_{p}\rho\frac{\partial T}{\partial t} = -\left(\frac{\partial q_{x}}{\partial x} + \frac{\partial q_{y}}{\partial y} + \frac{\partial q_{z}}{\partial z}\right) = -\nabla q \qquad (3.19.)$$

Dacă se ține cont de expresia fluxului unitar [ecuația (3.10.)], se obține relația pentru schimbul de căldură prin conducție:

$$c_{p}\rho\frac{\partial T}{\partial t} = \lambda \left(\frac{\partial^{2}T}{\partial x^{2}} + \frac{\partial^{2}T}{\partial y^{2}} + \frac{\partial^{2}T}{\partial z^{2}}\right)$$
(3.20.)

Coeficientul λ se consideră constant iar termenul din paranteză reprezintă operatorul Laplace. Ca urmare relația se poate scrie sub forma:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\lambda}{c_{p}\rho} \nabla^{2}T \qquad (3.21.)$$

Aceasta este ecuația diferențială a câmpului de temperatură la transferal de căldură în medii omogene, izotrope, imobile, în regim staționar și fără surse interioare de căldură, fiind cunoscută ca ecuația diferențială Fourier.

Se numește coeficient de difuzivitate termică și se notează cu $\lambda/c_p\rho$, coeficientul ce caracteriează ușurința cu care se transferă căldura într-un corp.

Dacă există surse interne de căldură și pentru că ρ , c_p și λ sunt funcții de temperatură, iar corpul nu este omogen, ecuația (3.20.) capătă forma:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(c_p, \rho, T \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_x \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda_y \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) + q_v \left(x', y', z' \right)$$
(3.22.)

în care: q_v este fluxul termic generat de sursa internă, pe unitatea de volum, în punctul de coordonate x', y'.z';

Relația este cunoscută sub numele de ecuația diferențială Fourier generalizată.

3.3. Transferul de căldură prin convecție

Convecția reprezintă acel mod de transmitere a căldurii ce se realizează concomitent cu mișcarea unei mase de fluid, în lungul unei suprafețe solide, mai reci sau mai calde. Se definesc două moduri de transfer de căldură prin convecție:

• *convecția liberă*, este modul de transfer de căldură la care mișcarea fluidului este determinată de diferențele de densitate, cauzate de diferențele de temperatură ce există în masa fluidului;

• *convecția forțată*, este modul de transfer de căldură atunci când mișcarea fluidului este determinată de acțiunea unor gradienți de presiune, produși de o mașină de transport.

În condițiile în care convecția este însoțită de mișcarea fluidului, legilor de transfer termic li se vor adăuga legile transferului de impuls (legile curgerii fluidelor). Totodată, se știe faptul că la limita dintre fluid și suprafața solidă vitzele sunt mici (tind către zero), iar conductivitatea se manifestă puternic, fapt de care va trebui să se țină seama la studiul convenției.



Fig.3.3. Zona de variație maximă a temperaturii

Fluxul de căldură convectiv care trece printr-o suprafață A (fig. 3.3.), este dată de legea de răcire a lui Newton:

$$Q = \alpha \cdot A(T_p - T_f)$$
(3.23.)

unde: T_p și T_f sunt temperatura peretelui, respectiv a fluidului la distanța δ de suprafață.

 α - coeficient de transfer convectiv ($\alpha = \lambda/\delta$) sau coeficient individual de transfer de căldură.

Atunci când α și (T_p-T_f) variază de la un punct la altul pe suprafața de schimb de căldură, se poate scrie:

$$dQ_s = \alpha (T_p - T_f) dA \tag{3.24.}$$

Ca urmare a faptului că în stratul limită transferul de căldură se face prin conducție, iar fluxul de căldură este dat de legea lui Fourier:

$$dQ_s = \lambda \left(\frac{dT}{dy}\right) dA \tag{3.25.}$$

Egalând cele două relații se obține pentru coeficientul individual de transfer de căldură expresia:

$$\alpha = \frac{\lambda}{T_p - T_f} \left(\frac{dT}{dy}\right)$$
(3.26.)

Se poate observa că α crește cu gradientul de temperatură. Prin creșterea vitezei, respectiv a numărului *Re*, va crește și gradientul de temperatură și implicit α , mărind fluxul convectiv de căldură.

Astfel se poate defini coeficientul individual de transfer de căldură ca reprezentând fluxul termic transferat pe unitatea de suprafață, sub acțiunea unei forțe motrice de un grad. Se măsoară în W/m^2 grd.



Fig.3.4. Modul de determinare experimentală a lui α

Coeficientul individual de transfer de căldură depinde de foarte mulți factori, astfel că relația (3.26.) este foarte greu de rezolvat. El poate fi determinat pe cale experimentală după modelul din figura 3.4.

Aerul din conducta de lungime L și diametrul d se încălzește de la temperatura inițială $T_{f,1}$ la temperatura finală $T_{f,2}$. Temperatura T_p a peretelui conductei se

consideră constantă pe toată suprafața de schimb de căldură. Pentru debitul masic de aer M_m se poate scrie:

$$Q_s = M_m c_p \left(T_{f,2} - T_{f,1} \right)$$
(3.27.)

Căldura transferată prin convecție se poate scrie sub forma:

$$Q_s = \alpha (\pi dL) (T_p - T_f)_m \qquad (3.28.)$$

Egalând cele două relații se obține forma coeficientului mediu de transfer de căldură:

$$\overline{\lambda} = \frac{M_m c_p (T_{f,2} - T_{f,1})}{(\pi dL) (T_p - T_f)_m}$$
(3.29.)

în care $(T_p - T_f)_m$ reprezintă media aritmetică sau logaritmică în cazul temperaturii variabile a peretelui.

Coeficientul individual local într-o secțiune longitudinală x=L se determină din relația:

$$M_{m}c_{p}(T_{f,x} - T_{f,1}) = \alpha_{loc}(\pi d)(T_{p} - T_{f,x})$$
(3.30.)

Se face diferențierea și rezultă:

$$M_{m}c_{p}\frac{dT_{f,x}}{dx} = \alpha_{loc}(\pi d)(T_{p} - T_{f,x})$$
(3.31.)

respectiv:

$$\alpha_{loc} = \frac{M_m c_p}{\pi d} \left(\frac{dT_{f,x}}{dx} \right) \frac{1}{\left(T_p - T_{f,x}\right)}$$
(3.32.)

Când T_p=constant, relația devine:

$$\alpha_{loc} = \frac{M_m c_p}{\pi d} \frac{d \left[\ln \left(T_p - T_{f,x} \right) \right]}{dx}$$
(3.33.)

În relația (3.33.) expresia derivatei se rezolvă grafic.

3.3.1. Ecuația energiei pentru sisteme neizoterme

Pentru determinarea bilanțului de energie în cazul unui fluid în curgere neizotermă, în regim nestaționar, se pleacă de la modelul din figura 3.5. La un moment dat, pentru elementul de volum aflat în interiorul fluidului, schimburile energetice între acesta și masa de fluid se pot scrie sub forma unui bilanț:

$$\Delta(U + Ec) = \Delta(U + Ec)_{convec.} + (Q_i - Q_e)_{cond.} + L_M$$
(3.34.)

în care: $\Delta(U+Ec)$ este variația totală de energie internă și cinetică a sistemului;

 $\Delta(U+Ec)_{convec.}$ – variația totală de energie internă și cinetică datorate efectului convecției;

 $(Q_i - Q_e)_{cond.}$ – cantitatea de căldură transmisă prin conducție;

 L_M – lucrul mecanic efectuat de sistem în interacțiune cu mediul exterior.



Fig. 3.5. Bilanțul de energie pentru un element de volum

În elementul de volum, acumularea de energie internă și cinetică se exprimă sub forma:

$$\Delta x \Delta y \Delta z \frac{\partial}{\partial t} \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right)$$
(3.35.)

în care: v este viteza locală a fluidului;

U – este exprimată ca o energie pe unitatea de masă, în J/kg.

Relația de mai sus este de natura unui flux, unitatea de măsură fiind J/s=W.

Bilanțul datorat variației energiei interne și cinetice, ca efect al convecției pe direcția x, pentru suprafața elementului de volum din x (fluxuri intrate) și pentru suprafața din $x+\Delta x$ (fluxuri ieșite), are forma:

$$\Delta y \Delta z \left[v_x \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \right]_x - v_x \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \right]_{x + \Delta x}$$
(3.36)

Variația energiei cinetice și interne în elementul de volum pe cele trei direcții va fi:

$$\Delta y \Delta z \left[v_x \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \right]_x - v_x \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \Big]_{x+\Delta x} \right] + \Delta x \Delta z \left[v_y \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \Big]_y - v_y \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \Big]_{y+\Delta y} \right] +$$
(3.37.)
$$\Delta x \Delta y \left[v_z \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \Big]_z - v_z \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^2 \right) \Big]_{z+\Delta z} \right]$$

în care v_x , v_y , v_z sunt componentele vectorului v.

Variația energiei termice datorată conductivității se scrie sub forma:

$$\Delta y \Delta z (q|_{x} - q|_{x+\Delta x}) + \Delta x \Delta z (q|_{y} - q|_{y+\Delta y}) + \Delta x \Delta y (q|_{z} - q|_{z+\Delta z})$$

$$(3.38)$$

în care q este fluxul unitar.

Lucrul mecanic executat de elementul de volum poate fi efectuat împotriva forțelor de gravitație (de volum) și a forțelor de suprafață (forțe datorate presiunii și vâscozității). Pentru elementul de volum, lucrul mecanic efectuat în unitatea de timp pentru învingerea forțelor gravitaționale este:

$$-q\Delta x \Delta y \Delta z \left(v_x g_x + v_y g_y + v_z g_z \right)$$
(3.39.)

în care g_x , g_y , g_z sunt componentele accelerației gravitaționale pe unitatea de masă.

Lucrul mecanic efectuat în unitatea de timp pentru învingerea forțelor de presiune este:

$$\Delta y \Delta z [(pv_x)|_{x+\Delta x} - (pv_x)|_x] + \Delta x \Delta z [(pv_y)|_{y+\Delta y} - (pv_y)|_y] + \Delta x \Delta y [(pv_z)|_{z+\Delta z} - (pv_z)|_z]$$
(3.40.)

Lucrul mecanic în unitatea de timp efectuat de elementul de volum pentru învingerea forțelor de vâscozitate este:

$$\Delta y \Delta z \left[\left(\tau_{xx} v_x + \tau_{xy} v_y + \tau_{xy} v_z \right)_{x+\Delta x} - \left(\tau_{xx} v_x + \tau_{xy} v_y + \tau_{xz} v_z \right)_x \right] + \Delta x \Delta z \left[\left(\tau_{yx} v_x + \tau_{yy} v_y + \tau_{yz} v_z \right)_{y+\Delta y} - \left(\tau_{yx} v_x + \tau_{yy} v_y + \tau_{yz} v_z \right)_y \right] + \qquad (3.41.)$$
$$\Delta y \Delta z \left[\left(\tau_{zx} v_x + \tau_{zy} v_y + \tau_{zz} v_z \right)_{z+\Delta z} - \left(\tau_{zx} v_x + \tau_{zy} v_y + \tau_{zz} v_z \right)_z \right]$$

Toate aceste relații se introduc în ecuația bilanțului de energie (3.34.). Se împart toți termenii cu $\Delta x \Delta y \Delta z$ și prin trecerea la limită se obține ecuația diferențială a energiei de forma:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^{2} \right) = -\left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^{2} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^{2} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\rho U + \frac{1}{2} \rho v^{2} \right) \right] - \left[\frac{\partial q_{x}}{\partial x} + \frac{\partial q_{y}}{\partial y} + \frac{\partial q_{z}}{\partial z} \right] + \rho \left(v_{x} g_{x} + v_{y} g_{y} + v_{z} g_{z} \right) - \left(\frac{\partial}{\partial x} p v_{x} + \frac{\partial}{\partial y} p v_{y} + \frac{\partial}{\partial z} p v_{z} \right) - \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\tau_{xx} v_{x} + \tau_{xy} v_{y} + \tau_{xz} v_{z} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\tau_{yx} v_{x} + \tau_{yy} v_{y} + \tau_{yz} v_{z} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\tau_{zx} v_{x} + \tau_{zy} v_{y} + \tau_{zz} v_{z} \right) \right]$$

$$(3.42.)$$

în care q_x , q_y , q_z sunt componenții vectorului q.

Scrisă sub forma vectorială, ecuația bilanțului de energie capătă forma:

$$\frac{\partial}{\partial t}\rho\left(U+\frac{1}{2}v^{2}\right) = -\left[\nabla\rho v\left(U+\frac{1}{2}v^{2}\right)-\left(\nabla q\right)+\rho(vg)-\left(\nabla pv\right)-\nabla(\tau v)\right]$$
(3.43.)

Toți termenii ecuației reprezintă variații de energii în unitatea de timp, raportate la unitatea de volum.

Întrucât $\frac{DU}{Dt}$ este derivata substanțială a expresiei $\left(U + \frac{1}{2}v^2\right)$ și pentru fluxuri necompresibile $(\nabla v) = 0$, dacă se scade expresia variației energiei cinetice, ecuația (3.43.) capătă forma:

$$\rho \frac{DU}{Dt} = -(\nabla \rho) - p(\nabla v) - (\tau \nabla v)$$
(3.44.)

Relația (3.44.) reprezintă bilanțul de energie și se numește ecuația energiei termice (toți termenii reprezintă variația de energie în timp, raportată la unitatea de volum) și se exprimă astfel: variația în timp a energiei interne a unui fluid în mișcare este determinată de variația energiei introdusă în sistem prin conductivitate, de creșterea energiei datorată compresiei și de creșterea de energie determinată de forțele de frecare.

Deoarece energia internă este o mărime termodinamică greu de determinat pe cale experimentală, iar întrucât U=f(v,T) aceasta se exprimă în funcție de temperatură (parametru mult mai ușor de măsurat):

$$\rho c_{\nu} \frac{DT}{Dt} = -T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_{\nu} (\nabla \nu) - (\nabla q) - (\tau \nabla \nu)$$
(3.45.)

și care reprezintă ecuația energiei termice exprimată în termeni de temperatură.

Pentru calcule practice se fac unele ipoteze simplificatoare:

► se neglijează efectul termic al frecării vâscoase:

$$\rho c_{v} \frac{DT}{Dt} = -T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_{v} (\nabla v) - (\nabla q)$$
(3.46.)

liquidul se consideră incompresibil($\nabla v = 0$; $c_v = c_p$):

$$\alpha c_p \frac{DT}{Dt} = -(\nabla q) \tag{3.47.}$$

• coeficientul de conductivitate termică nu depinde de temperatură:

$$\rho c_p \frac{DT}{Dt} = \lambda \nabla^2 T \tag{3.48.}$$

sau sub forma:

$$\rho c_{p} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + v_{x} \frac{\partial T}{\partial x} + v_{y} \frac{\partial T}{\partial y} + v_{z} \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \lambda \left(\frac{\partial^{2} T}{\partial x^{2}} + \frac{\partial^{2} T}{\partial y^{2}} + \frac{\partial^{2} T}{\partial z^{2}} \right)$$
(3.49.)

Relația (3.49.) se numește ecuația diferențială Fourier-Kirchhoff sau ecuația diferențială a câmpului de temperatură pentru un fluid în mișcare, în regim nestaționar.

Pentru fluide imobile v=0 și se ajunge la ecuația diferențială de distribuție a temperaturilor la transferul de căldură prin conducție (vezi ecuația 3.21.)

3.4. Transferul de căldură prin radiație

În procesele industriale, deși emisia de radiații termice are loc la oricare temperatură, transferul de căldură prin radiație se produce simultan cu transferul de căldură prin conducție și convecție.

Energia radiantă, de natură termică, este emisă de orice corp care se află la o temperatură mai mare ca zero absolut. Pentru întreg spectrul de radiații acționează aceleași legi, care descriu fenomenele de schimb de energie, asociate undelor electromagnetice. Radiațiile electromagnetice au aceiași viteză de deplasare, dar diferă prin lungimea de undă și origine. În vid este valabilă corelația:

$$\lambda = \frac{c}{v} \tag{3.50.}$$

unde: c este viteza luminii;

v - frecvenţa.

Energia termică radiantă emisă de un corp depinde de temperatură și de natura suprafeței. Prin creșterea temperaturii se mărește și frecvența radiațiilor, corpul va emite mai multă energie în domeniul radiațiilor vizibile, iar corpul capătă culoarea galben spre alb.

Puterea totală de emisie, E, reprezintă energia radiantă emisă de unitatea de arie a unui corp, în unitatea de timp, pe totalitatea lungimilor de undă ale spectrului său.

Intensitatea monocromatică de radiație I_{λ}, în $\frac{W}{m^2}\frac{1}{m}$, este energia radiată de

unitatea de suprafață a unui corp în unitatea de timp, pe o anumită lungime de undă:

$$I_{\lambda} = \frac{dE}{d\lambda} \tag{3.51.}$$

Cunoscând legea de distribuție a energiei radiante, în funcție de lungimea de undă, ecuația diferențială a puterii totale de emisie este:

$$E = \int_{0}^{\infty} I_{\lambda} d\lambda$$
 (3.52.)

și are forma unui flux radiant unitar.

Principiul conservării energiei în cazul radiațiilor electromagnetice are forma:

$$E = E_{k_a} + E_{k_r} + E_{k_p}$$
(3.53.)

în care: k_a este coeficientul de absorbție;

 k_r – coeficientul de reflecție;

 k_p – coeficientul de permeabilitate.

De aici se poate scrie :

$$k_a + k_r + k_p = 1 (3.54.)$$

În practică se manifestă următoarele situații limită:

- corpul alb, care reflectă toate radiațiile incidente ($k_r=1$; $k_a=k_p=0$);
- corpul absolut negru, care absoarbe toate radiațiile incidente $(k_a=1; k_r=k_p=0);$

• corpul diaterm sau transparent, care permite trecerea tuturor radiațiilor termice $(k_p=1; k_a=k_r=0)$.

Coeficienții k_a , k_r și k_p , pentru corpuri reale sunt funcții de temperatură, natura suprafeței și lungimea de undă.

Repartizarea intensităților monocromatice ale corpului absolut negru, în funcție de lungimea de undă, este dată de legea lui Plank:

$$I_{0,\lambda} = \frac{k_1}{\lambda^5} \frac{1}{e^{k_2/\lambda T} - 1}$$
(3.55.)

în care: $I_{0,\lambda}$ este intensitatea monocromatică a radiației pentru o suprafață neagră;

 k_1, k_2 – constante care se determină experimental.

Intensitatea radiației crește cu temperatura, iar pentru o anumită izotermă, $I_{0,\lambda}$ are un maxim, corespunzător unei lungimi de undă. Valoarea maximă a intensității de radiație se obține prin rezolvarea derivatei ecuației de mai sus, care duce la soluția:

$$\lambda_{\max} = \frac{const}{T}$$
(3.56.)

Cunoscută și sub numele de legea de deplasare a lui Wien, relația de mai sus arată că la temperaturi ridicate, maximul intensității de radiație se deplasează spre domeniul radiațiilor cu lungimi de undă mici.

Prin integrarea ecuației (3.55.) pentru întreg spectrul se obține puterea totală de emisie a corpului negru sau legea Stefan-Bolzman:

$$E_0 = k_0 T^4 (3.57.)$$

în care k_0 este constanta de radiație a corpului negru $(k_0 = 5,7 \cdot 10^{-8}, \ln \frac{W}{m^2 grd^4})$.

Ea se mai poate scrie și sub forma:

$$E_0 = c_0 \left(\frac{T}{100}\right)^4$$
(3.58.)

în care c_0 este coeficientul de radiație al corpului negru.

Toți acești parametri s-au dedus din condiții limită, pentru corpul negru ($k_a=1$). Corpurile cenușii și corpurile reale care au coeficientul de absorbție constant, respectiv variabil în funcție de λ , vor avea alte curbe de distribuție a intensității de radiație.

Raportul dintre puterea totală de emisie a unui corp oarecare și a corpului negru se numește coeficient de emisie (egal cu coeficientul de absorbție):

$$\varepsilon = \frac{E}{E_0} = k_a \tag{3.59.}$$

Coeficientul de emisie, numit și grad de negru, la corpurile reale este o funcție atât de temperatură, cât și de natura suprafeței. În aceste condiții ecuația (3.57.) capătă forma:

$$E = \varepsilon E_0 = \varepsilon c_0 \left(\frac{T}{100}\right)^4 \tag{3.60.}$$

Pentru studiul transferului de căldură prin radiație între corpuri, se consideră două suprafețe negre și plan-paralele, cu temperaturile T_1 și T_2 . Dacă $T_1 > T_2$, fluxul termic net primit de suprafața cu temperatura mai mică va fi:

$$Q_{s} = Q_{s,1} - Q_{s,2} = c_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] A$$
(3.61.)

Dacă cele două corpuri au o aranjare reciprocă arbitrară, ecuația de mai sus ia forma:

$$Q_{s} = c_{0} \left[\left(\frac{T_{1}}{100} \right)^{4} - \left(\frac{T_{2}}{100} \right)^{4} \right] A_{1} k_{1,2}$$
(3.62.)

unde $k_{1,2}$ este coeficientul mutual de radiere și reprezintă fracția de radiație emisă de suprafața A_1 cu temperatura T_1 , pe care o primește suprafața A_2 cu temperatura T_2 .

În cazul a două suprafețe plane paralele ale unor corpuri reale, fluxul net are expresia:

$$Q_{s} = c_{0}\varepsilon_{1,2} \left[\left(\frac{T_{1}}{100} \right)^{4} - \left(\frac{T_{2}}{100} \right)^{4} \right] A_{1}k_{1,2} = c_{0}\varepsilon_{2,1} \left[\left(\frac{T_{1}}{100} \right)^{4} - \left(\frac{T_{2}}{100} \right)^{4} \right] A_{2}k_{2,1}$$
(3.63.)

în care $\varepsilon_{1,2}$ și $\varepsilon_{2,1}$ sunt coeficienții mutuali de emisie.

Relația (3.63.) se mai poate scrie și sub forma:

$$Q_{s} = c_{0} \left[\left(\frac{T_{1}}{100} \right)^{4} - \left(\frac{T_{2}}{100} \right)^{4} \right] A_{1} K_{1,2}$$
(3.64.)

unde $K_{1,2}$ este un coeficient ce include atât factorul geometric, cât și coeficienții de emisie.

Calculele privind fluxul termic radiant la gaze este mult mai complicat, întrucât gazele se află în spații limitate de suprafețe solide de diverse forme, astfel că se complică mult fenomenul de radiație.

Dacă se face o analogie cu radiația reciprocă a corpurilor solide, atunci fluxul unitar transmis de gaz prin radiație către perete va fi:

$$q_{g} = \varepsilon_{p} c_{0} \left[\varepsilon_{g} \left(\frac{T_{g}}{100} \right)^{4} - k_{a,g} \left(\frac{T_{p}}{100} \right)^{4} \right]$$
(3.65.)

în care: ε_p și ε_g sunt coeficienții de emisie a peretelui, respectiv al gazului;

 $k_{a,g}$ – coeficientul de absorbție al gazului.

Pentru calculele practice se admite că $\varepsilon_{g} \cong k_{a,g}$ iar ecuația se simplifică sub forma:

$$q_{g} = \varepsilon_{p} \varepsilon_{g} c_{0} \left[\left(\frac{T_{g}}{100} \right)^{4} - \left(\frac{T_{p}}{100} \right)^{4} \right]$$
(3.66.)

3.5. Transferul global de căldură



Schimbul de căldură dintre două fluide în curgere, separate de un perete solid, este un proces complex în care apar toate cele trei moduri de transfer de căldură. Pentru studiu se ia în considerare modelul din figura 3.6. unde $T_{f,1}$ și $T_{f,2}$ sunt temperaturile constante pentru fluidul 1, respectiv fluidul 2. Fluxul termic este dat de inegalitatea $T_{f,1}>T_{f,2}$ și este constant în orice secțiune, dacă se consideră regimul staționar.

Fig. 3.6. Transferul global de căldură între două fluide separate printr-un perete plan

Căderile parțiale de temperatură au forma:

$$\begin{aligned}
\Delta T_{1} &= T_{f,1} - T_{p,1} = Q_{s} \frac{1}{\alpha_{1}A} \\
\Delta T_{p} &= T_{p,1} - T_{p,2} = Q_{s} \frac{\delta}{\lambda A} \\
\Delta T_{2} &= T_{p,2} - T_{f,2} = Q_{s} \frac{1}{\alpha_{2}A}
\end{aligned}$$
(3.67.)

Dacă schimbul de căldură se face la temperaturi nu prea ridicate, se poate neglija fenomenul de radiație. Căderea totală de temperatură între cele două fluide va fi:

$$T_{f,1} - T_{f,2} = \frac{Q_s}{A} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)$$
(3.68.)

Termenii din paranteză au semnificația de rezistențe termice de transfer $\left(R_t = \frac{\delta}{\lambda} = \frac{1}{\alpha}\right)$, iar relația de mai sus capătă forma:

$$T_{f,1} - T_{f,2} = \frac{Q_s}{A} \left(R_{t,1} + R_{t,2} + R_{t,3} \right) = q \sum R_t$$
(3.69.)

Fluxul termic unitar pentru un perete plan omogen se scrie sub forma:

$$q = \frac{T_{f,1} - T_{f,2}}{\sum R_t}$$
(3.70.)

Pentru peretele plan neomogen, rezistența termică prin perete va fi o sumă de termeni:

$$q = \frac{T_{f,1} - T_{f,2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$
(3.71.)

Fig. 3.7. Transferul global de căldură între două fluide separate de un perete cilindric

Relația definește fluxul unitar în transferul global de căldură, ca fiind raportul dintre diferența temperaturilor celor două fluide și suma rezistențelor termice.

Expresia fluxului termic este:

$$Q_{s} = qA = \frac{T_{f,1} - T_{f,2}}{\frac{1}{\alpha_{1}} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_{i}}{\lambda_{i}} + \frac{1}{\alpha_{2}}}A \qquad (3.72.)$$

Relația (3.72.) este ecuația transferului global de căldură pentru două fluide cu temperatură constantă, separate de un perete plan, în regim termic staționar.

Când cele două fluide sunt separate printrun perete cilindric (fig.3.7.), prin analogie cu cazul precedent, sumând căderile de temperatură se obține egalitatea:

٦

$$T_{f,1} - T_{f,2} = q \left[\frac{1}{2\pi R_1 \alpha_1} + \frac{R_2 - R_1}{\frac{2\pi (R_2 - R_1)}{\ln \frac{R_2}{R_1}} \lambda} + \frac{1}{2\pi R_2 \alpha_2} \right]$$
(3.73.)

În relația de mai sus lungimea peretelui cilindric se consideră egală cu unitatea, ariile de transfer de căldură se exprimă în funcție de rază, iar aria pentru transferul de căldură prin peretele cilindric este aria medie logaritmică.

Fluxul termic unitar scris ca în raport cu diametrele are forma:

Г

$$q = \frac{(T_{f,1} - T_{f,2})\pi}{\frac{1}{d_1\alpha_1} + \frac{1}{2\lambda}\ln\frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{d_2\alpha_2}}$$
(3.74.)

Dacă peretele cilindrului este neomogen, fluxul termic unitar în acest caz va fi:



$$q = \frac{\left(T_{f,1} - T_{f,2}\right)\pi}{\frac{1}{d_1\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{d_2\alpha_2}}$$
(3.75.)

În aceste condiții, fluxul termic pe lungimea *l* a peretelui cilindric se exprimă prin relația:

$$Q_{s} = q \cdot l = \frac{(T_{f,1} - T_{f,2})\pi}{\frac{1}{d_{1}\alpha_{1}} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{2\lambda_{i}} \ln \frac{d_{i+1}}{d_{i}} + \frac{1}{d_{2}\alpha_{2}}}l$$
(3.76.)

Relația (3.76.) reprezintă ecuația transferului global de căldură pentru două fluide cu temperatura constantă, separate de un perete cilindric, în regim termic staționar.

Relațiile (3.72.) și (3.76.) pot fi puse sub forma:

$$Q_s = K \cdot A(T_{f,1} - T_{f,2})$$
 (3.77.)

de unde se pot deduce valorile lui *K*:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$
(3.78.)

$$K_{L} = \frac{\pi}{\frac{1}{d_{1}\alpha_{1}} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{2\lambda_{i}} \ln \frac{d_{i+1}}{d_{i}} + \frac{1}{d_{2}\alpha_{2}}} l$$
(3.79.)

Coeficientul *K* reprezintă inversul unei sume de rezistențe termice și se numește coeficientul global de transfer de căldură, fiind definit ca fluxul termic unitar care se transferă sub un potențial de un grad Kelvin. Are dimensiunile $W/m^2 grd$ în ecuația (3.78.) și de $W/m \cdot grd$ în ecuația (3.79.).

Acționând asupra coeficientului global de transfer de căldură se poate reduce sau intensifica transferul de căldură.

3.6. Operații cu transfer de căldură fără schimbarea stării de agregare

Schimbul de căldură se realizează în aparate și instalații termice care urmăresc încălzirea, respectiv răcirea unui produs alimentar sau a unui agent termic de lucru. Schimbătorul de căldură este aparatul care are ca scop transferul de căldură de la un mediu la altul.

Agenții termici sunt fluidele care au drept scop preluarea sau introducerea de căldură dintr-un schimbător de căldură.

Într-un schimbător de căldură are loc un proces simultan de încălzire-răcire. Astfel, fluidul cald cedează căldură fluidului mai rece care, se încălzește.

3.6.1. Încălzirea

Operația de încălzire se realizează în schimbătoare de căldură iar fluxul tehnologic solicită într-un anumit punct o încălzire a unui produs determinat, în anumite limite de temperatură.

Ca agenți termici de încălzire se folosesc gazele de ardere, aerul cald, apa caldă, vapori de apă.

Un caz aparte în constituie încălzirea electrică care, nu mai necesită un agent termic. Încălzirea electrică are avantajul că permite amplasarea sursei termice în orice punct al sistemului, reducerea pierderilor de căldură prin folosirea unor izolații termice și reglarea fluxului de căldură. Se deosebesc mai multe moduri de transformare a energiei electrice în energie termică.

Încălzirea prin rezistență electrică, are la bază introducerea în cir-cuitul electric a unui element (rezistor) cu rezistivitate electrică mare. Fluxul termic emis se calculează cu relația:

$$Q_s = R \cdot I^2 \tag{3.80.}$$

în care: R este rezistența electrică a rezistorului, în Ω ;

I – intensitatea curentului din circuit, în A.

Instalațiile cu încălzire indirectă transformă energia electrică în căldură cu ajutorul unor elemente de încălzire executate din materiale cu rezistivitate ridicată. Căldura obținută este transmisă în instalație prin radiație, convecție și conductivitate.

Instalațiile cu încălzire directă folosesc drept rezistor materialul care trebuie încălzit. Astfel, la trecerea curentului prin corpul respectiv, conectat într-un circuit electric, acesta se va încălzi.

Încălzirea dielectrică, folosește materiale caracterizate prin conductivitate mică (dielectrici sau semiconductori). Prin tendința de orientare a moleculelor într-un câmp electric, specifică acestor materiale, se produc frecări, pierderea de energie fiind transformată în căldură.

Încălzirea cu arc electric, este caracterizată de descărcarea electrică în gaze sau vapori de metal, cu un înalt grad de ionizare.

Radiațiile electromagnetice cu lungimea de undă de 0,7-20 μ , prin natura lor termică sunt foarte importante pentru industria alimentară. Astfel, încălzirea cu ajutorul radiațiilor infraroșii își poate găsi multiple aplicații practice, având unele avantaje: încălzirea rapidă a suprafeței supusă iradierii, randament termic și electric mare, controlul termic și posibilități de automatizare a instalațiilor. Metoda este aplicată cu succes la acele corpuri care au un coeficient de absorbție suficient de mare.

3.6.2. Răcirea

Răcirea presupune schimbul de căldură între două fluide la care procesul determinant este răcirea unui fluid, cu ajutorul unui agent de răcire și care se poate realiza în două moduri:

▶ agentul de răcire primește căldură de la un fluid mai cald, iar temperatura finală a agentului de răcire rămâne mai mică decât a fluidului ce trebuie răcit;

▶ răcirea se face la o temperatură mai scăzută decât cea a agentului de răcire, fiind necesar un proces endoterm; căldura necesară procesului endotern (cu schimbare de stare sau reacție chimică) se ia din mediul în care se află corpul ce trebuie răcit.

Ca agenți de răcire se utilizează apa, gheața hidrică mărunțită, bioxidul de carbon solid (gheața uscată), azotul lichid, amestecuri

frigorifice, agenți frigorifici, etc.

Întrucât transferul de căldură se realizează prin toate cele trei moduri, pentru calculele practice se pleacă de la ecuațiile stabilite în paragrafele anterioare, corespunzător convecției, radiației și conductivității.

Procedeele de obținere a frigului au la bază procese care pot fi clasificate astfel:

- ◆ procese cu agent frigorific:
 - *în circuit deschis*: cu gheață, cu amestecuri refrigerente, prin evaporarea apei sau a altor lichide, prin vaporizarea unor lichide la saturație;

- *în circuit închis prin vaporizarea unor lichide la saturație*: în instalații cu comprimare mecanică, în instalații cu absorbție, în instalații cu ejectoare;

◆ procese fără agent frigorific: prin fenomene termoelectrice, fenomene termomagnetice, fenomene termomagnetoelectrice.

3.6.2.1. Refrigerarea

Operația de refrigerare constă în răcirea produselor până la temperaturi apropiate de punctul de congelare, în cele mai multe cazuri refrigerarea fiind aplicată în scopul conservării propriu-zise a produselor alimentare. Ea poate fi utilizată și în scopul asigurării condițiilor optime de desfășurare a proceselor biochimice necesare fabricării unor produse sau poate constitui o fază preliminară de răcire în cazul tehnologiilor de congelare a produselor.

Metodele și procedeele de refrigerare aplicate depind de natura și caracteristicile fizice ale produsului, precum și de scopul urmărit. Întrucât procesul de refrigerare este unul de tip nestaționar, se acceptă drept criteriu de comparație a intensității acestui proces viteza de răcire globală, definită ca raportul dintre scăderea totală a temperaturii medii a produsului și durata totală a procesului de refrigerare.

Durata procesului de refrigerare. Din punct de vedere matematic rezolvarea problemei propagării căldurii la răcirea unui produs alimentar, în regim nestaționar, constă în determinarea câmpurilor de temperatură și a cantităților de căldură transmisă în timp pentru orice punct al corpului supus răcirii. Dacă se cunosc temperaturile inițială și finală a produsului, prin rezolvarea problemei propagării căldurii se poate determina și durata procesului de răcire.

S-au stabilit nomograme cu câmpurile de temperatură și cantitățile de căldură extrase de la corpul supus răcirii în funcție de doi invarianți, Biott $(Bi = \frac{\alpha_a \cdot \delta}{\gamma})$

și Fourier ($F_o = \frac{a \cdot \tau}{\delta^2}$), în care: a este coeficientul de difuzibilitate termică, iar α_a este coeficientul de conductie termică la suprafata produsului. Există de asemeni și relații

coeficientul de conducție termică la suprafața produsului. Există de asemeni și relații simplificate de calcul a duratei proceselor de răcire.

În cazul unui corp de dimensiuni mici, de masă m, suprafață exterioară S și căldură specifică c_p , pentru temperatura aerului T_a , durata procesului de răcire de la temperatura inițială T_0 la cea finală T_f , la care se presupune că nu există un gradient de temperatură în interiorul lor, va fi:

$$\tau = \frac{m \cdot c_p}{\alpha_a \cdot S} \cdot \ln \frac{T_0 - T_a}{T_a - T_f}$$
(3.81.)

2

Pentru corpuri de dimensiuni mai mari, la care există un gradient important de temperatură în interiorul lor, se utilizează două metode de calcul:

a) metoda lui Rutov:

- pentru un produs în formă de placă cu grosimea $2\delta(m)$, răcită cu aer pe ambele fețe, durata de răcire se determină cu relația:

$$\tau = \frac{0.92}{a} \cdot \delta \left(\delta + 2.4 \frac{\lambda}{\alpha_a} \right) \cdot \lg \frac{T_0 - T_a}{T_a - T_f} + \frac{0.101}{a} \cdot \delta^2 \frac{\delta + 2.4 \frac{\lambda}{\alpha_a}}{\delta + 1.3 \frac{\lambda}{\alpha_a}}$$
(3.82.)

- pentru un produs de forma unui cilindru circular drept cu raza R (m), durata de răcire este:

$$\tau = \frac{0.383}{a} \cdot R \left(R + 2.85 \frac{\lambda}{\alpha_a} \right) \cdot \lg \frac{T_0 - T_a}{T_a - T_f} + \frac{0.084}{a} \cdot R^2 \frac{R + 2.85 \frac{\lambda}{\alpha_a}}{R + 2.85 \frac{\lambda}{\alpha_a}}$$
(3.83.)

- pentru un produs de formă sferică cu raza R, durata de răcire va fi:

$$\tau = \frac{0,223}{a} \cdot R \left(R + 3,2\frac{\lambda}{\alpha_a} \right) \cdot \lg \frac{T_0 - T_a}{T_a - T_f} + \frac{0,073}{a} \cdot R^2 \frac{R + 3,2\frac{\lambda}{\alpha_a}}{R + 2,1\frac{\lambda}{\alpha_a}} \quad (3.84.)$$

În cele trei cazuri trebuie respectate restricțiile: $\tau > 0.25 \cdot \delta^2 / a$ și $\tau > 0.25 \cdot R^2 / a$.

b) metoda duratei de înjumătățire a diferenței de temperatură; durata de înjumătățire Z (h) a diferenței de temperatură este timpul necesar ca diferența dintre temperatura inițială a produsului t_0 și temperatura t_a a aerului să se reducă la jumătate ($\tau = 0,69/Z$). Cunoscând valoarea experimentală a lui Z se calculează $\Delta T_0 = T_0 - T_a$ ce corespunde momentului inițial al răcirii τ_o , se calculează duratele $\tau_1, \tau_2, ..., \tau_n$ (figura 3.8.):



Fig.3.8. Calculul duratei de refrigerare prin metoda înjumătățirii diferenței de temperatură

- se calculează diferențele: $\Delta T_1 = \frac{\Delta T_0}{2}, \dots, \Delta T_n = \frac{\Delta T_{n-1}}{2},$ calculul oprindu-se la acea valoare a lui n pentru care:

$$\Delta T_n \leq T_f - T_a = \Delta T_f;$$

- se calculează pe intervalul $(\tau_{n-1} - \tau_n)$ durata procesului de răcire:

$$\tau = \tau_n - (\tau_n - \tau_{n-1}) \frac{\Delta T_f - \Delta T_n}{\Delta T_n - \Delta T_{n-1}}$$
(3.85.)

Pierderile în greutate în procesul de răcire a unui produs alimentar depind de mai mulți factori. Pentru o perioadă de timp pentru care se poate admite că diferențele dintre presiunea parțială a vaporilor de apă la suprafața produsului p_{vp} și cea a vaporilor de apă din aer p_{va} , precum și diferența dintre temperatura suprafeței produsului t_{sp} și cea a aerului t_a , sunt constante, pierderile de masă ale unui produs se pot exprima prin relația:

$$\Delta m = \frac{p_{vp} - p_{va}}{t_{sp} - t_a} \cdot C \cdot \Delta i_p \tag{3.86.}$$

în care *C* este o constantă iar Δi_p diferența entalpiilor inițială și finală pentru intervalul de timp considerat.

În cazul depozitării produselor refrigerate pierderile de masă se calculează cu relația:

$$\Delta m = \beta \cdot \left(p_{\nu p} - p_{\nu a} \right) \cdot S \cdot \Delta \tau \tag{3.87.}$$

unde S este suprafața exterioară a produsului iar β este coeficientul de difuzie a vaporilor de apă la suprafața produsului.

3.6.3. Termosterilizarea

Termosterilizarea constituie un procedeu de conservare bazat pe inactivarea, prin tratament termic, a microorganismelor. Nivelul ridicat al temperaturii acționează asupra microorganismelor după un mecanism încă neelucidat în totalitate. Au fost puse în evidență procese de denaturare a proteinelor, de inactivare a enzimelor, un dezechilibru al proceselor vitale, etc.

Pentru reducerea populației microbiene până la anumite nivele sau pentru distrugerea ei, produsele alimentare sunt supuse la tratamente termice precum pasteurizarea sau sterilizarea, procese asupra cărora acționează mai mulți factori.

Durata și nivelul temperaturii reprezintă criterii fundamentale și care condiționează distrugerea sau inactivarea sporilor patogeni termorezistenți. Inactivarea sporilor de Clostridium botulinum (cei mai rezistenți la temperaturi ridicate și capabili să se dezvolte în condițiile anaerobe din conserve), constituie criteriul etalon asupra eficacității unui regim termosterilizant. S-a definit timpul de distrugere termică (TDT) ca fiind timpul necesar pentru distrugerea completă a microorganismelor dintr-o suspensie, la o anumită temperatură.

Aciditatea mediului influențează termorezistența microorga-nismelor, constatânduse experimental că nivelul temperaturilor necesare conservării crește cu pH-ul produselor.

Numărul de microorganisme din produsul vegetal ce urmează a fi tratat termic are o influență semnificativă asupra regimului termic, o metodă simplă de reducere a lor fiind spălarea produsului.

Prezența enzimelor în produse determină regimul termic, constatându-se că folosirea unor temperaturi ridicate pe o perioadă scurtă de timp realizează o inactivare mai lentă a enzimelor, comparativ cu microorganismele.

Termopenetrația. De modul în care se transmite căldura spre zona cel mai greu accesibilă pentru atingerea temperaturii de inactivare, depinde reușita tratamentului termic. Cei mai importanți factori ce influențează transferul de căldură sunt: conductivitatea termică a produsului și a ambalajului, regimul termic aplicat, temperatura inițială a produsului, agitarea recipientului în timpul încălzirii.

Presiunea osmotică a lichidului din capilarele mediului are o importanță deosebită asupra dezvoltării microorganismelor, care este diminuată pe măsură ce presiunea crește. Această influență este exprimată prin gradul higrometric al produsului, definit ca raportul dintre presiunea vaporilor de apă din produs și presiunea vaporilor de apă din atmosferă la saturație și la aceiași temperatură.

3.6.3.1. Pasteurizarea

Prin pasteurizare se urmărește distrugerea formelor vegetative ale microorganismelor, fără afectarea integrală a sporilor. Produsele sunt încălzite la

temperaturi inferioare punctului de fierbere al apei (50-95 ⁰C), menținute o perioadă de timp, după care sunt răcite la temperatura următoarei operații din fluxul tehnologic sau la cea de păstrare.

Ca agent de încălzire și răcire a produselor ambalate se folosește apa la diferite temperaturi, iar pentru atingerea temperaturii de pasteurizare se folosește abur sau un schimbător de căldură.

Cei mai importanți factori ai pasteurizării sunt durata în timp τ și temperatura de pasteurizare T_p , a căror dependență este dată de relația:

$$\ln \tau = a - b \cdot T_p \tag{3.88.}$$

în care: a este coeficient de stabilitate la temperatură a microorganismelor;

b - coeficient de stabilitate la temperatură a mediului în care se află microorganismele.

Cei doi coeficienți se determină pe cale experimentală, în condițiile distrugerii complete a microflorei patogene, dar și a evitării producerii unor modificări fizicochimice din produs, provocate de temperatură.

Aprecierea ca efect a operației de pasteurizare se poate face folosind criteriul Pasteur (Pa), definit prin relația:

$$Pa = \int \frac{1}{\tau} \cdot d\theta \tag{3.89.}$$

unde θ este durata, în secunde, a acțiunii termice (când $\theta = \tau$ pasteurizarea este completă).

Ecuația (3.88) presupune faptul că produsul a fost adus instantaneu la temperatura de pasteurizare.

În realitate efectul termic începe din perioada de încălzire, odată cu depășirea temperaturii minime cu acțiune letală (cca 60 °C), continuă în perioada de menținere și răcire, până la aceiași temperatură minimă.

Efectul bactericid al aparatelor universale de pasteurizare se determină cu relația:

$$Pa_1 + Pa_2 + Pa_3 = Pa \ge 1 \tag{3.90.}$$

în care: *Pa*₁ este criteriul Pasteur pentru zona de încălzire a produsului;

 Pa_2 - criteriul Pasteur pentru zona de menținere a temperaturii produsului;

*Pa*₃ - criteriul Pasteur pentru zona de răcire a produsului.

Durata de menținere a produsului la temperatura de pasteurizare este dată de relația:

$$\theta_m = \frac{l_m}{w} \tag{3.91.}$$

unde: l_m este lungimea zonei de menținere, în m;

w - viteza produsului în acestă zonă, în m/s.

În raport cu temperatura și durata de menținere la temperatura de pasteurizare, se folosesc următoarele variante tehnologice:

• *pasteurizare lentă, joasă sau de durată*, la care încălzirea se face la 63-75 ^oC timp de 5-30 min, în funcție de natura produsului și gradul de contaminare, răcirea fiind lentă (pe cale naturală) sau rapidă;

• *pasteurizare rapidă*, la care încălzirea se face rapid până la temperaturi de 85-90 ⁰C într-un interval de timp de 10-60 secunde, urmată de o răcire rapidă;

• *pasteurizare ultrarapidă*, la care încălzirea se face foarte rapid la temperatura de cca 150 °C, menținerea timp de maxim o secundă, urmată de o răcire foarte rapidă;

• *uperizarea*, se bazează pe faptul că în timpul pasteurizării produsul este pulverizat foarte fin, iar în contact cu aburul supraîncălzit, folosit ca agent termic, se încălzește foarte repede;

• *tyndalizarea* este o pasteurizare repetată la intervale de timp necesare trecerii sporilor în forme vegetative, forme ce pot fi distruse printr-o nouă pasteurizare.

3.6.3.2. Sterilizarea

Sterilizarea este operația de distrugere a tuturor formelor vegetative a organismelor vii, inclusiv a celor sporulate. Alegerea unui regim de sterilizare termică este determinat de termorezistența microorganismelor ce provoacă deprecierea calitativă a produsului, în recipientul ales. Calculele în acest sens sunt extrem de complicate, de aceea s-a determinat experimental curba de distrugere a microorganismelor dată de relația:

$$\frac{2,3}{C} \cdot \lg \frac{N_0}{N_1} = \tau$$
(3.92.)

în care: 2,3/C este timpul necesar reducerii populației microbiene la jumătate (C fiind un coeficient ce ține cont de natura microorganismelor);

 N_0, N_1 - numărul de microorgamisme inițial și final.

Experimental s-a constatat că timpul de distrugere termică este o funcție exponențială de temperatură, legătura timp-temperatură fiind dată de relația:

$$\lg \frac{\tau_{mT_1}}{\tau_{mT_2}} = \frac{T_1 - T_2}{\Delta T}$$
(3.93.)

unde: τ_{mT_1}, τ_{mT_2} sunt duratele medii de distrugere la temperaturile T_1 , respectiv T_2 ;

 ΔT - creșterea de temperatură necesară reducerii la 0,1 a valorii lui τ (Δt =5-40 °C). Dacă temperatura este variabilă relația de bază este:

$$\lg \frac{N_0}{N_1} = \int_0^{\tau} \frac{d\tau}{10^{\lg \tau_r + \frac{T_r - T(\tau)}{\Delta T}}}$$
(3.94.)

În ecuația de mai sus τ_r și T_r sunt valori de referință determinate experimental (ex. pentru sporii bacterieni T_r =121,1 ⁰C). Integrala se rezolvă grafic punând în abscisă τ și în ordonată $1/T_m$, T_m fiind egal cu numitorul fracției de sub integrală. Prin integrarea relației timp-temperatură se determină procesul de letalitate totală.

Pentru timpul de distrugere termică (TDT) a microorganismelor se dă relația:

$$\lg \frac{\tau_1}{\tau} = \frac{T - 140}{z}$$
(3.95.)

în care: τ_1 este durata în minute pentru distrugerea microorganismelor la temperatura de 140 °C;

 τ - TDT la temperatura T ⁰C;

z - panta curbei TDT.

În aceste condiții viteza de sterilizare a produsului se poate determina cu relația:

$$\frac{1}{\tau} = \frac{1}{\tau_1 anti \lg \frac{140 - T}{z}}$$
(3.96.)

Durata procesului de sterilizare se mai poate determina și din probabilitatea de supraviețuire a microorganismelor în recipient, plecând de la relația:

$$N_1 = N_0 \cdot 10^{-\frac{m_s}{\tau_r}}$$
(3.97.)

unde m_s este mortalitatea în recipient;

 τ_r - durata în minute necesară distrugerii la 140 °C a 90 % din microorganisme.

Ca și în cazul pasteurizării, pentru fiecare produs, tip și format de recipient se stabilește o formulă de sterilizare de tipul $\frac{\tau_1 - \tau_2 - \tau_3}{T}$, în care τ_1, τ_2, τ_3 sunt duratele în minute ale perioadelor de încălzire, menținere la temperatura de sterilizare și răcire, *T* fiind temperatura de sterilizare.

3.7. Operații cu transfer de căldură cu schimbarea stării de agregare

Atunci când unul sau ambele fluide, între care se produce schimbul de căldură, își schimbă starea de agregare, studiul procesului și calculul forței motrice trebuiesc privite din punctul de vedere al operației de bază.

3.7.1. Congelarea

Procesul de congelare constă în răcirea produselor până la temperaturi inferioare punctului de solidificare a apei. Rezolvarea ecuației diferențiale a propagării căldurii în acest caz este mult mai dificilă ca în cazul refrigerării, iar pentru calculul analitic al câmpurilor de temperaturi în produs, duratei procesului și cantităților de căldură schimbată, apar dificultăți semnificative.



Fig. 3.9. Variația temperaturii unui produs în timpul procesului de congelare

Procesul de congelare a unui produs alimentar poate fi separat în trei faze distincte (fig.3.9.):

-răcirea produsului de la temperatura inițială T_i până la temperatura T_c la care începe procesul de congelare propriu-zisă (solidificarea apei din produs);

- răcirea produsului când temperatura este T_c =const. iar din produs se extrage căldura latentă de congelare (solidificarea soluțiilor apoase din produs);

- răcirea produsului de la temperatura

de congelare T_c la temperatura finală T_f .

Pentru determinarea duratei procesului de congelare se admit unele ipoteze simplificatoare, din integrarea ecuațiilor dife-rențiale rezultând:

a) în cazul unui flux de căldură pe o singură direcție:

• pentru un produs sub forma unei plăci de grosime *h*, densitate ρ , căldura latentă de congelare l_{cp} , coeficientul de convecție termică α , coeficientul de conductibilitate

termică λ și temperatura mediului de răcire T_m , durata de congelare propriu-zisă τ_c va fi:

$$\tau_c = \frac{\rho \cdot l_{cp}}{T_c - T_m} \cdot \left(\frac{h}{2\alpha} + \frac{h^2}{8\lambda}\right)$$
(3.98.)

 \bullet pentru un produs în formă de cilindru drept cu diametrul *d*, durata de congelare este:

$$\tau_c = \frac{\rho \cdot l_{cp}}{T_c - T_m} \cdot \left(\frac{d}{4\alpha} + \frac{d^2}{16\lambda}\right)$$
(3.99.)

◆ pentru un produs de formă sferică cu diametrul *d*, durata de congelare este:

$$\tau_c = \frac{\rho \cdot l_{cp}}{T_c - T_m} \cdot \left(\frac{d}{6\alpha} + \frac{d^2}{24\lambda}\right)$$
(3.100.)

b) în cazul unui flux de căldură pe două direcții perpendiculare,

pentru un paralelipiped cu dimensiunile l, b și h, (l>b>h), căldura fiind extrasă de pe două fețe cu dimensiunile $l \cdot b$ și două fețe cu dimensiunile $l \cdot h$, durata de congelare se determină cu relația:

$$\tau_c = \frac{\rho \cdot l_{cp}}{T_c - T_m} \left\{ \frac{1}{\alpha} \cdot \frac{b \cdot h}{2(b+h)} + \frac{1}{\lambda} \left[\frac{b \cdot h}{16} - \frac{(b-h)^2}{32} \ln \frac{b+h}{b-h} \right] \right\}$$
(3.101.)

c) în cazul unui flux de căldură tridimensional durata de congelare are o expresie matematică complicată, un caz aparte fiind produsele de formă cubică (l=b=h) la care se obține forma:

$$\tau_c = \frac{\rho \cdot l_{cp}}{T_c - T_m} \cdot \left(\frac{h}{6\alpha} + \frac{h^2}{24\lambda}\right)$$
(3.102.)

În timpul conservării prin congelare pierderile în greutate se datoresc în exclusivitate unor procese fizico-chimice. Până la congelarea primelor straturi de produs pierderile se datorează evaporării apei de la suprafața acestuia, în fazele de congelare, răcire la temperatura finală și depozitare, pierderile în greutate se produc prin sublimarea gheții de la suprafața produsului.

3.7.2. Fierberea

Transformarea unui lichid în vapori se numește evaporare și este un proces cu consum de căldură, fenomenul având loc la suprafața lichidului și la orice presiune.



Fig.3.10. Variația fluxului unitar cu temperatura peretelui la presiune constantă

Atunci când evaporarea are loc în toată masa lichidului, cu formarea de bule de vapori, procesul se numește fierbere și se desfășoară la presiune și temperatură constantă. Căldura absorbită necesară evaporării lichidului se numește căldură latentă de vaporizare și este egală cu căldura latentă de condensare.

Transferul de căldură dintre suprafața care cedează căldură și lichidul aflat în fierbere este deosebit de complex. Studiile și cercetările experimentale au arătat modul de variație a fluxului termic în raport cu suprafața de încălzire (fig. 3.10.):

• O-A: reprezintă încălzirea lichidului cu consum de căldură, fără formarea de bule de vapori;

• A-B: este zona pe care se formează bule de vapori, a căror număr crește cu temperatura; bulele se desprind de perete și circulă prin lichid, ridicându-se la suprafața sa; pe această porțiune procesul se numește fierbere în bule sau fierbere nucleată;

• B: este punctul în care frecvența de formare a bulelor de gaz este maximă, fiind caracterizat de temperature T_c și fluxul q_{max} ; aici se schimbă regimul de fierbere;

• B-C: este zona de fierbere peliculară, când la suprafața lichidului se formează o peliculă de vapori cu conductivitate termică mai scăzută; ca urmare și fluxul unitar q prezintă o scădere apreciabilă.

Întrucât fierberea peliculară duce la scăderea transferului de căldură, în practică se urmărește asigurarea acelor condiții pentru fierberea nucleată.

Practic temperature de fierbere a unui lichid pur este mai mare decât temperatura de saturație a vaporilor săi. Ca urmare, supraîncălzirea ușoară a lichidului crează o forță termică ce determină un flux de căldură între lichid și vapori. Diferența de temperatură de la suprafața de separație lichid-vapori va fi:

$$T_{l,f} - T_{v,s} = 0,4 - 0,5$$
 °C (3.103.)

în care: $T_{l,f}$ este temperatura de fierbere a lichidului supraîncălzit;

 $T_{v,s}$ – temperatura vaporilor saturați.

Frecvența de formare a bulelor pe suprafața de încălzire determină intensitatea fierberii, precum și viteza de desprindere și de deplasare a bulelor prin lichid. Pe măsură ce crește diferența de temperatură T_p - $T_{v,s}$, crește numărul centrilor de vaporizare de pe suprafața de încălzire, iar când bulele încep să se unească (T_c) apare fierberea peliculară.

Frecvența de apariție a bulelor și viteza de deplasare a acestora este determinată de diferența de temperatură T_p - $T_{l,f}$, de tensiunea superficială a lichidului și de raza de curbură a bulelor formate.

În funcție de domeniul de solicitare termică în care are loc fierberea, se stabilesc și ecuațiile criteriale ce descriu fenomenul fierberii nucleate:

► la solicitări termice mici (q=2000-11000 W/m²) schimbul de căldură nu este influențat substanțial de procesul formării bulelor de vapori; fierberea este lentă și este determinată de aportul de căldură prin convecție liberă;

▶ la solicitări termice mari (q>16500 W/m²) formarea unui mare număr de bule de vapori determină o agitare intensă a lichidului, având loc o fierbere intensivă.

Coeficientul de transfer prin convecție, pentru apa care fierbe la presiunea atmosferică, se determină cu relația:

$$\alpha_a = 1100 + 0,077 \cdot q \tag{3.104.}$$

Dacă fierberea are loc la o presiune diferită de cea atmosferică, coeficientul α se obține din relația:

$$\alpha_a = 3.14 \cdot q^{0.7} p^{0.15} \tag{3.105.}$$

sau:

$$\alpha_a = 43.5 \left(T_p - T_{l,f} \right)^{2.33} p^{0.5}$$
(3.106.)

În cazul unui lichid, altul decât apa, se poate utiliza relația care dă raportul coeficienților de transfer ai lichidului, respectiv al apei:

■ pentru fierberea lentă:

$$\frac{\alpha}{\alpha_a} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_a}\right)^{0.75} \left(\frac{\rho}{\rho_a}\right)^{0.5} \left(\frac{\beta}{\beta_a}\right)^{0.25} \left(\frac{c_p}{c_{p,a}}\right)^{0.25} \left(\frac{\eta}{\eta_a}\right)^{-0.25}$$
(3.107.)

■ pentru fierberea intensă:

$$\frac{\alpha}{\alpha_a} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_a}\right)^{0.75} \left(\frac{\rho}{\rho_a}\right)^{0.7} \left(\frac{c_p}{c_{p,a}}\right)^{0.12} \left(\frac{\eta}{\eta_a}\right)^{-0.94}$$
(3.108.)

Pentru aprecierea solicitării termice maxime se poate utilize relația Rohsenov-Griffith:

$$q_{\max} = k \cdot \rho_{\nu} r_l \left(\frac{\rho_l}{\rho_{\nu}} - 1\right)^{0.6}$$
 (3.109.)

în care: $k=1,21 \times 10^{-2}$ m/s;

 ρ_l – densitatea lichidului;

 ρ_v – densitatea vaporilor.

3.7.3. Condensarea

Condensarea reprezintă fenomenul de trecere a unor vapori în stare lichidă, prin cedarea unei cantități de căldură, numită căldură latentă de condensare.

Condensarea poate avea loc pentru vaporii unei singure substanțe sau pentru un amestec de substanțe, astfel:

• în picături, când vaporii condensați nu udă suprafața de răcire;

• peliculară sau în film, când condensul udă perfect suprafața de răcire, lichidul fiind present sub forma unui film continuu.



Fig. 3.11. Modelul Nusselt

Pentru a putea stabili valorile coeficientului individual de transfer de căldură, se va pleca de la modelul Nusselt (fig. 3.11.), unde are loc condensarea peliculară a vaporilor saturați ai unei substanțe pure, pe suprafața unei țevi verticale.

Se consideră că fluxul de căldură care trece de la pelicula de condens la suprafața de răcire, ca fiind egală cu fluxul de căldură introdus în peliculă de vapori în condensare. Totodată, condensul va curge laminar, numai sub acțiunea forțelor de gravitație.

Cum diametrul țevii este cu mult mai mare decât grosimea δ a peliculei de condens,

suprafața de condensare se poate asimila cu o suprafață plană (coordonatele cilindrice se pot substitui prin coordinate rectangulare).

În aceste condiții, ecuațiile Navier-Stokes pentru transferal de impuls ale componentei vitezei v_y se pot scrie sub forma:

$$\frac{\partial v_{y}}{\partial t} + \frac{\partial v_{y}}{\partial x}v_{x} + \frac{\partial v_{y}}{\partial y}v_{y} + \frac{\partial v_{y}}{\partial z}v_{z} = g - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial y} + v\left(\frac{\partial^{2}v_{y}}{\partial x^{2}} + \frac{\partial^{2}v_{y}}{\partial y^{2}} + \frac{\partial^{2}v_{y}}{\partial z^{2}}\right)$$
(3.110.)

Conform modelului Nusselt, $\frac{\partial v_y}{\partial t}, \frac{\partial v_y}{\partial y}, v_x, v_z, \frac{\partial p}{\partial y}$ sunt egale cu zero, iar componentele vitezei v_z pe direcțiile y și z sunt neglijabile.

Cu acestea, relația (3.110.) se simplifică până la forma:

$$\frac{d^2 v_y}{dx^2} = -\frac{g}{v}$$
(3.111.)

Se integrează succesiv și se obține:

$$\frac{dv_{y}}{dx} = -\frac{g}{v}x + k_{1}$$

$$v_{y} = -\frac{1}{2}\frac{g}{v}x^{2} + k_{1}x + k_{2}$$
(3.112.)

Din condițiile la limită ($v_y=0$, x=0, $x=\delta$ și $\frac{dv_y}{dx}=0$) se obțin valorile constantelor

de integrare.

Relația (3.112.) se mai poate scrie sub forma:

$$v_{y} = \frac{g}{v} \left(\delta \cdot x - \frac{x^{2}}{2} \right)$$
(3.113.)

Integrând relația de mai sus pe toată grosimea peliculei și neglijând variația lui δ pe înălțimea peretelui, se obține viteza medie de curgere a condensului:

$$\bar{v} = \int_{x=0}^{x=\delta} v_y dx = \frac{1}{3} \frac{\delta^3 g}{v}$$
(3.114.)

Debitul unitar de condens la distanța z față de partea superioară a peretelui este:

$$m_{m,y} = \bar{v}\rho = \frac{1}{3} \frac{\delta^3 g}{v} \rho$$
(3.115.)

Prin diferențiere se obține:

$$dm_{m,y} = \frac{g}{v} \rho \delta^2 d\delta \qquad (3.116.)$$

Pe de altă parte, debitul masic de condens rezultă din bilanțul termic în care, fluxul de căldură transmis de pelicula de condens spre perete este egal cu fluxul de căldură latentă de condensare:

$$\frac{\lambda}{\delta} \left(T_{v,s} - T_p \right) dy = r_l dm_{m,y}$$
(3.117.)

Egalând cele două ecuații se obține:

$$dy = \frac{r_l g \rho^2 \delta^3}{\eta \lambda (T_{v,s} - T_p)} d\delta$$
(3.118.)

Integrarea ecuației pentru y=0 și $\delta=0$, va duce la relația:

$$y = \frac{r_l g \rho^2 \delta^4}{4\eta \lambda (T_{v,s} - T_p)}$$
(3.119.)

De aici rezultă grosimea filmului de condens la nivelul z:

$$\delta_{y} = \sqrt[4]{\frac{4\eta\lambda y(T_{v,s} - T_{p})}{r_{l}g\delta^{3}}}$$
(3.120.)

iar pentru coeficientul local de transfer de căldură α_y :

$$\alpha_{y} = \frac{\lambda}{\delta y} = \sqrt[4]{\frac{r_{l}\rho^{2}g\lambda^{3}}{4\eta y(T_{v,s} - T_{p})}}$$
(3.121.)

Pentru un perete vertical de înălțime H, valoarea medie a coeficientului individual de transfer termic are forma:

$$\overline{\alpha} = \frac{3}{4} \sqrt[4]{\frac{r_l \rho^2 g \lambda^3}{4\eta H (T_{v,s} - T_p)}}$$
(3.122.)

și reprezintă ecuația lui Nusselt pentru vaporii în condensare pe suprafața unei țevi verticale.

Relația (3.122.) este aplicabilă doar în cazul curgerii laminare. Cum însă în practică pelicula ajunge, după o anumită distanță de curgere, la o grosime δ , unde curgerea devine turbulentă ($\text{Re} = \frac{4\delta\rho v}{\eta}$), mărind aria de contact și implicit pe α , în asemenea condiții, ecuația lui Nusselt a fost modificată în forma:

$$\overline{\alpha} = 1,15 \cdot \sqrt[4]{\frac{r_l \rho^2 g \lambda^3}{\eta H \left(T_{v,s} - T_p\right)}}$$
(3.123.)

iar pentru vaporii de apă saturați, condensați pe țevi verticale:

$$\alpha_{abur} = 2,04 \cdot k_1 \cdot \sqrt[4]{\frac{r_l}{H(T_{v,s} - T_p)}}$$
(3.124.)

unde k_1 este un coeficient ce depinde de temperatura peliculei de condens.

Dintre factorii care influențează procesul de condensare și odată cu aceasta și coeficientul individual de transfer termic, se pot menționa:

- viteza, presiunea și direcția de curgere a vaporilor;
- supraîncălzirea vaporilor;
- ▶ prezența gazelor necondensabile, care inhibă transferul de căldură.

3.7.4. Evaporarea

Evaporarea este fenomenul fizic de trecere a unei faze lichide în stare de vapori. Ca operație unitară ea reprezintă procesul prin care se concentrează o soluție, formată dintr-un dizolvant volatil și o substanță solidă sau lichidă nevolatilă natural, prin îndepărtarea unei părți din dizolvant sub formă de vapori. Ea se deosebește de distilare



prin faptul că unul din componenți fiind nevolatil, vaporii rezultați sunt formați dintr-un singur component.

În industria alimentară, cele mai multe soluții supuse evaporării sunt apoase, soluția concentrată fiind produsul valoros.

Aparatele în care are loc procesul se numesc evaporatoare (schema de principiu este prezentată în figura 3.12.), iar ca agent de încălzire se folosește cu preponderență vaporii de apă sau aburul. Corpul evaporatorului 1 este de formă cilindrică, prevăzut cu un fascicul tubular 2, ce formează camera de încălzire 3.

Fig.3.12. Schema de principiu a unui evaporator

Spațiul de degajare al vaporilor 4 se mai numește și cameră de fierbere. Soluția inițială sau diluată 5 intră în evaporator și iese soluția finală sau concentrată 6. Vaporii de încălzire sau primari 7 determină degajarea din soluție a vaporilor secundari 8, ca rezultat al evaporării și care pot fi utilizați la încălzirea altor aparate (extraabur sau abur de priză 9), fie sunt trimiși prin conducta 10 la un condensator. Gazele necondensabile din vaporii de încălzire sunt evacuați prin racordul 11, iar condensul prin racordul 12, situat la partea inferioară a camerei de încălzire.

În funcție de modul cum este folosit aburul primar și cel secundar ca agenți de încălzire, se disting trei metode de evaporare:

- evaporare simplă;
- evaporare simplă cu pompă de căldură;
- evaporare multiplă.

3.7.4.1. Factorii care influențează evaporarea

<u>Capacitatea de evaporare</u> reprezintă cantitatea de dizolvant evaporat, raportată la unitatea de timp și de suprafață de transfer de căldură:

$$C_e = \frac{M_e}{A \cdot t} \tag{3.125.}$$

în care: M_e este masa de solvent evaporat;

A – suprafața de transfer de căldură;

t – durata de evaporare.

<u>Concentrația soluției</u>. Temperatura de fierbere a dizolvantului în stare pură diferă de cea a soluției, fiind mai scăzută, această creștere de temperatură de fierbere a soluției fiind determinată de concentrația soluției.

<u>Viteza de circulație a soluției</u>. Creșterea coeficientului de transfer de căldură are loc la circulația forțată a soluției și la curgerea sub formă de film subțire. Astfel se reduce suprafața de schimb de căldură necesară și crește capacitatea de evaporare.

<u>Potențialul termic</u>. Este un factor important, de mărimea lui depinzând cantitatea de căldură transferată. El poate fi mărit prin creșterea temperaturii agentului de încălzire sau prin reducerea presiunii din camera de fierbere a soluției (scade temperatura și crește potențialul termic).

<u>Raportul dintre suprafața de schimb de căldură și volumul soluției</u>. Cu cât acest raport este mai mare, cu atât se schimbă mai multă căldură, mărind productivitatea evaporatorului. Cele mai eficiente aparate, sub aspectul acestui raport, sunt cele cu fascicul tubular și cele cu film subțire.

<u>Formarea de cruste</u>. Formarea crustei pe suprafața de încălzire mărește rezistența la transferul de căldură. Acest fapt se datorează depunerii unor săruri pe care le conține soluția supusă prelucrării. Depunerile se fac mai greu la vite-

ze mari de circulație a soluției, când apare un efect de continuă erodare a depunerilor. Ca urmare, se recomandă ca la soluțiile cu tendință de depunere a sărurilor, circulația să fie intensă sau circulația naturală să fie înlocuită cu cea forțată.

<u>Formarea spumei</u>. Unele soluții au proprietatea de a forma spumă la suprafață, în timpul fierberii. Acest fapt impune ca fierberea lor să fie lentă sau să se adauge în soluții substanțe antispumante. Dacă fieberea este intensă, spuma formată poate umple tot spațiul de fierbere, ieșind din aparat odată cu vaporii secundari.

<u>Presiunea</u> din camera de fierbere determină temperatura de fierbere a soluției. Astfel, soluția va fierbe la o temperatură cu atât mai ridicată, cu cât presiunea de lucru este mai mare. Deoarece aparatul de încălzire are o anumită temperatură, prin creșterea punctului de fierbere, ca efect al creșterii presiunii, se micșorează diferența de temperatură sub care are loc transferul de căldură.

Temperatura de fierbere în aparat crește de la suprafață spre partea inferioară, din cauza presiunii hidrostatice a coloanei de soluție (efectul hidrostatic), creștere care, de cele mai multe ori se neglijează.

3.7.4.2. Evaporarea simplă

La evaporarea simplă căldura cedată de vaporii de încălzire se folosesc o singură dată, iar vaporii secundari sunt evacuați în atmosferă sau sunt trecuți la un condensator.

Principiul evaporării simple este prezentat în figura 3.13. Soluția diluată este introdusă în corpul de evaporare 1 prin racordul 4, iar agentul de încălzire prin racordul 5. Vaporii secundari ies prin conducta 6 și sunt trecuți prin condensatorul 2. Soluția concentrată este evacuată prin racordul 7, iar condensul de la vaporii de încălzire prin racordul 8, așezat în apropierea suprafeței de încălzire a fascicolului tubular 9. Pompa de vid preliminar 3 are rolul de a elimina gazele necondensabile și de menținere a vidului, când aparatul lucrează sub vid.



Fig.3.13. Schema evaporării simple

Pentru a determina cantitatea de dizolvant evaporat, în limitele cunoscute de variație a concentrației, se pleacă de la de bilanțul de materiale. Întrucât cantitatea de substanță dizolvată rămâne aceiași pe tot timpul evaporării, se poate scrie:

$$M_{d}c_{md} = M_{c}C_{mc}$$
 (3.126.)

în care: M_d este masa soluției diluate;

 M_c – masa soluției concentrate;

C_{md} – concentrația soluției dilu-ate;

 C_{mc} – concentrația soluției concentrate.

Diferența M_d - M_c = M_e reprezintă masa dizolvantului evaporat.

trebuie

$$M_{e} = M_{d} \left(1 - \frac{C_{md}}{C_{mc}} \right) \qquad (3.127.)$$

determinată

concentrația soluției, după îndepărtarea unei anumite mase de dizolvant, se folosește relația:

$$C_{mc} = \frac{M_{d}C_{md}}{M_{d} - M_{e}}$$
(3.128.)

Când

Pentru scrierea bilanțului termic se pleacă de la figura 3.14. în care sunt prezentate fluxurile termice intrate și ieșite, la care se neglijează sursele de căldură interioare. Căldurile intrate sunt: Q_D cu aburul de încălzire și Q_{Md} cu masa soluției diluate. Căldurile ieșite sunt: Q_c cu masa condensului, Q_{Mc} cu soluția concentrată, Q_{Me} cu vaporii secundari și Q_p pierdută prin pereții aparatului.



Ecuația bilanțului termic va avea forma: 0 + 0 = 0 + 0 + 0 (3.129)

$$Q_D + Q_{md} - Q_c + Q_{Mc} + Q_{Me} + Q_p$$
 (3.129.)

$$Q_{D} = D \cdot i_{D}$$

$$Q_{Md} = M_{d}c_{pd}T_{d}$$

$$Q_{c} = D \cdot i_{c}$$

$$Q_{Me} = M_{e}i_{Me}$$

$$C_{Mc} = M_{c}c_{pc}T_{c}$$

$$Q_{p} = K \cdot A \cdot \Delta T_{m}$$
(3.130.)

în care: D este cantitatea de abur de încălzire;

*i*_D – entalpia aburului de încălzire;

 i_c – entalpia condensului;

 i_{Me} – entalpia vaporilor secundari;

 c_{pc} – căldura specifică a soluției concentrate;

 c_{pd} – căldura specifică a soluției diluate;

 T_c – temperatura soluției concentrate;

 T_d – temperatura soluției diluate;

K – coeficient global de transfer de căldură;

A – suprafața prin care se pierde căldura;

 ΔT_m – potențialul termic global la care are loc pierderea de căldură cu exteriorul.

Din acest bilanț termic se poate afla necesarul de abur de încălzire:

$$D = \frac{\left(M_{c}c_{pc}T_{c} - M_{d}c_{pd}T_{d}\right) + M_{e}i_{Me} + KA\Delta T_{m}}{i_{D} - i_{c}}$$
(3.131.)

Se definește coeficientul de evaporare ca fiind cantitatea de apă evaporată cu ajutorul unui kilogram de abur primar:

$$\alpha = \frac{i_D - i_c}{i_{Me} - c_{pc} T_c}$$
(3.132.)

Se definește coeficientul de autoevaporare ca fiind cantitatea de apă evaporată cu ajutorul căldurii elaborate de un kilogram de soluție, care intră în evaporator cu o temperatură mai mare decât temperatura de fierbere și se răcește prin autoevaporare, până la temperatura de fierbere din spațiul în care a intrat:

$$\beta = \frac{T_d - T_c}{i_{Me} - c_{pc} T_c}$$
(3.133.)

Plecând de la relația (3.129.) și ținînd cont de faptul că $M_c = M_d \cdot M_e$, se obține:

$$D \cdot i_{d} + M_{d}c_{pd}I_{d} = D \cdot i_{c} + (M_{d} - M_{e})c_{pc}I_{c} + M_{e}i_{Me}$$
(3.134.)

sau:

$$D(i_{d} - i_{c}) + M_{d}c_{pd}(T_{d} - T_{c}) = M_{e}(i_{Me} - c_{pc}T_{c})$$
(3.135.)

De aici se poate obține masa dizolvantului evaporat:

$$M_{e} = D \frac{i_{d} - i_{c}}{i_{Me} - c_{pc}T_{c}} + M_{d}c_{pd} \frac{T_{d} - T_{c}}{i_{Me} - c_{pc}T_{c}} = D \cdot \alpha + M_{d}c_{pc}\beta$$
(3.136.)

de unde consumul de abur primar va fi:

$$D = \frac{M_e - M_d c_{pc} T_c}{\alpha}$$
(3.137.)

Numitorul are numai valori pozitive deoarece $i_{Me}>c_{pc}>T_c$, în timp ce diferența T_d - T_c poate fi negativă, zero sau pozitivă.

3.7.4.3. Evaporarea cu pompă de căldură sau cu recomprimarea vaporilor



Vaporii secundari obținuți la evaporare, dacă sunt trecuți la un condensator, pierd toată căldura lor. Ei pot fi folosiți, cu recuperarea unei părți din căldură, la încălzirea soluției din care provin. O ușoară comprimare adiabatică a lor duce la ridicarea temperaturii cu 8-10⁰ peste punctul de fierbere al soluției, suficientă pentru a produce transferul de căldură.

Fig. 3.15. Diagrama de comprimare

Din diagrama comprimării adia-batice (fig. 3.15.) trasată în coordonatele entropietemperatură se poate observa că:

■ 1-2 este izotropa ce reprezintă

comprimarea vaporilor a căror temperatură crește de la T_1 la T_2 ;

• 2-3-4 reprezintă răcirea și condensarea vaporilor în camera de încălzire la $T=T_c$;

■ 5-1 are loc evaporarea prin fierbere, la temperatura T_1 .

Diferența T_c - T_1 este diferența de temperatură sub care se desfășoară transferul de căldură.

În practică se folosesc două moduri de comprimare a vaporilor secundari: mecanică, cu un turbocompresor (fig. 3.16.a.) și termocompresie, cu un injector cu vapori de presiune înaltă (fig. 3.16.b.). În ambele cazuri se face o mare economie de abur, dar se consumă în schimb un lucru mecanic.



Fig. 3.16. Comprimarea vaporilor la evaporarea simplă: a- mecanică b-cu termocompresie

Procesul de lucru se desfășoară după cum urmează. Soluția intră în camera de fierbere 1, prin conducta 2, se încălzește cu aburul primar 3, până ajunge la fierbere. Se oprește alimentarea cu abur primar și se trece pe alimentarea cu abur secundar 4,

recomprimat în turbocompresorul sau injectorul 5, de unde intră în camera de încălzire 6 prin conducta 7. Condensul și soluția concentrată se evacuează prin conductele 8, respectiv 9.

3.7.4.4. Evaporarea multiplă

Evaporarea multiplă folosește vaporii secundari rezultați dintr-un evaporator, ca agent de încălzire la un alt evaporator, cu condiția ca temperatura de fierbere a soluției din al doilea evaporator să fie mai mică decât temperatura vaporilor rezultați din primul. Pe acest principiu se ajunge la stațiile de evaporare cu până la 10-11 corpuri, metoda fiind denumită evaporare multiplă.

Prin condensarea vaporilor secundari de la ultimul corp de evaporare, se crează vid în condensator, vid care determină scăderea presiunii și implicit a temperaturii de fierbere din corpul de evaporare.

În funcție de sensul de curgere a soluției față de vaporii secundari, există patru modalități de aranjare și funcționare a stațiilor de evaporare:

- ▶ în echicurent;
- ▶ în contracurent;
- ▶ în curent mixt;
- cu alimentare separată a evaporatoarelor cu soluție diluată.

Pentru a determina consumul de abur primar și a suprafeței de încălzire, se pleacă de la schema unei instalații de evaporare cu trei corpuri în echicurent (fig. 3.17.).



Fig. 3.17. Schema stației de evaporare cu trei corpuri în echicurent

Din rezervorul 1 soluția diluată este trimisă de pompa 2, prin schimbătorul de căldură 3 și conducta 4, în primul corp de evaporare C_1 . Prin conducta 5 este adus în camera de încălzire aburul primar. Vaporii secundari rezultați ies prin conducta 6 și ajung în camera de încălzire al celui de-al doilea corp de evaporare C_2 . Soluția concentrată iese prin conducta 7 și trece în corpul C_2 . Condensul din camera de încălzire iese prin racordul 8, iar gazele necondensabile prin robinetul 9.

Același lucru se petrece și între corpurile C_2 și C_3 . Aburul secundar de la ultimul corp trece prin conducta 10 la condensatorul barometric 11, condensând cu apa ce intră

prin racordul 12. Amestecul condens-apă se scurge prin conducta 13 la rezervorul 14. Gazele necondensabile din condensator sunt eliminate cu pompa de vid 17, prin conducta 15 și separatorul de picături 16, menținând astfel vidul în condensator.

Deoarece corpul C_3 lucrează sub vid, evacuarea soluției concentrate nu poate fi făcută prin cădere liberă. Ca urmare, cu ajutorul pompei 19, soluția ajunge prin conducta 18 în rezervorul 20.

Circulația soluției de la un corp la altul se face ca urmare a diferenței de presiune ce există între corpuri. Sunt realizate astfel condițiile: $p_1 > p_2 > p_3$ și $T_1 > T_2 > T_3$.

Numărul de corpuri de evaporare se stabilește inițial, pe lângă care mai trebuie știute: cantitatea de soluție diluată, concentrația inițială și finală, presiunea aburului primar și mărimea vidului din ultimul corp de evaporare.

Fluxurile de căldură din corpurile de evaporare sunt:

$$Q_{1} = K_{1}A_{1}\Delta T_{1} = K_{1}A_{1}(T_{0} - T_{1})$$

$$Q_{2} = K_{2}A_{2}\Delta T_{2} = K_{2}A_{2}(T_{1} - T_{2})$$

$$Q_{3} = K_{3}A_{3}\Delta T_{3} = K_{3}A_{3}(T_{2} - T_{3})$$
(3.178.)

în care: K_1 , K_2 , K_3 sunt coeficienții globali de transfer de căldură;

 A_1, A_2, A_3 – suprafețele de încălzire;

 $\Delta T_1, \Delta T_2, \Delta T_3$ – căderile de temperatură pe cele trei corpuri.

Dacă suprafețele de încălzire sunt egale $(A_1=A_2=A_3)$ și fluxurile de căldură sunt egale $(Q_1=Q_2=Q_3)$, se obține:

$$K_1 \Delta T_1 = K_2 \Delta T_2 = K_3 \Delta T_3 \tag{3.179.}$$

sau:

$$\frac{\Delta T_1}{\frac{1}{K_1}} = \frac{\Delta T_2}{\frac{1}{K_2}} = \frac{\Delta T_3}{\frac{1}{K_3}}$$

Notând $\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3$ și folosind proprietatea rapoartelor egale, se pot obține căderile de temperatură pentru fiecare corp:

$$\Delta T_1 = \frac{1}{K_1} \frac{\sum \Delta T}{\sum \frac{1}{K_i}}; \Delta T_2 = \frac{1}{K_2} \frac{\sum \Delta T}{\sum \frac{1}{K_i}}; \Delta T_3 = \frac{1}{K_3} \frac{\sum \Delta T}{\sum \frac{1}{K_i}}$$
(3.180.)

Cu aceste valori ale căderilor de temperatură, din ecuațiile (3.178.) se pot afla temperaturile de fierbere T_1 , T_2 și T_3 .

Se scriu bilanțurile termice pentru fiecare corp, în ipoteza că vaporii de încălzire suferă numai procesul de condensare și deci, temperatura condensului este egală cu cea a vaporilor din care provin.

$$D_{0}r_{0} = M_{d}c_{p1}(T_{1} - T_{0}) + M_{e1}r_{1}$$

$$M_{e1}r_{1} + (M_{d} - M_{e1})c_{p2}(T_{1} - T_{2}) = M_{e2}r_{2}$$

$$M_{e2}r_{2} + (M_{d} - M_{e1} - M_{e2})c_{p3}(T_{2} - T_{3}) = M_{e3}r_{3}$$
(3.181.)

în care r_0 , r_1 , r_2 și r_3 sunt căldurile latente de evaporare.

Dacă se ține cont că $M_e = M_{e1} + M_{e2} + M_{e3}$, se poate calcula cantitatea de apă evaporată în fiecare corp și consumul de abur primar D₀.

Pentru suprafețele de transfer de căldură pe cele trei corpuri de evaporare se obține:

$$A_{1} = \frac{D_{0}r_{0}}{K_{1}\Delta T_{1}}$$

$$A_{2} = \frac{M_{e1}r_{1}}{K_{2}\Delta T_{2}}$$

$$A_{3} = \frac{M_{e2}r_{2}}{K_{3}\Delta T_{3}}$$
(3.182.)

Un asemenea mod de calcul se poate extinde și la stațiile de evaporare cu un număr oarecare de corpuri de evaporare. În acele cazuri în care creșterea punctului de fierbere, căldura de concentrare și efectul hidrostatic nu pot fi neglijate, se vor face corecțiile de rigoare.

IV. OPERAȚII DE TRANSFER DE MASĂ

În urma unor transformări fizice și chimice, în industria alimentară rezultă amestecuri de substanțe gazoase, lichide și solide, precum și amestecuri de două sau trei faze. Întrucât majoritatea lor nu se pot folosi ca atare, este necesar separarea componenților sau modificarea concentrației unui component al amestecului, fapt ce preupune îndepărtarea sau introducerea unei substanțe din acel amestec.

În cele ce urmează vor fi studiate doar transformările fizice care se realizează prin transfer de masă dintr-o fază în alta, și care folosesc diferențele de presiuni de vapori, solubilitatea, concentrația, împreună cu un gradient termic. Este cunoscut faptul că la baza trecerii substanțelor dintr-o fază în alta stă fenomenul de difuziune, astfel că:

• transferul de masă reprezintă acel domeniu de studiu care se ocupă cu legile și fenomenele de separare a amestecurilor omogene prin difuziune;

• operațiile de transfer de masă sunt acele operații fizice care folosesc difuziunea (cele mai importante sunt: absorbția, adsobrția, extracția, rectificarea, uscarea și cristalizarea).

4.1. Exprimarea compoziției fazelor

În studiul transferului de masă se utilizează două moduri de exprimare a compoziției fazelor: fracții sau rapoarte de masă, volumice sau molare.

<u>Fracția molară</u> (C_M) este raportul dintre numărul de moli ai unui component și numărul total de moli ai componenților amestecului. Pentru un amestec format din n componenți, fiecare cu N_1 , N_2 ,, N_n moli, fracția molară pentru componentul i va fi:

$$C_{Mi} = \frac{N_i}{N_1 + N_2 + \dots + N_n} , \text{ moli component i/moli amestec}$$
(4.1.)

dacă se exprimă sub formă de concentrații masice $(C_{m1}, ..., C_{mn})$ se obține:

$$C_{Mi} = \frac{\frac{C_{mi}}{M_{0i}}}{\frac{C_{m1}}{M_{01}} + \dots + \frac{C_{mn}}{M_{0n}}}, \text{ moli de component i/moli amestec}$$
(4.2.)

în care M_0 este masa molară.

Trebuie menționat că numai la gaze fracțiile molare sunt egale numeric cu fracțiile de volum ($C_M = C_V$).

<u>Raportul molar</u> (C_M^0) reprezintă raportul dintre numărul de moli a doi componenți. În cazul unui amestec cu *n* componenți se poate scrie:

$$C_{Mi,1}^{o} = \frac{N_i}{N_1}; \dots; C_{Mi,n}^{0} \frac{N_i}{N_n}$$
(4.3.)

<u>Fracția masică</u> (C_m) reprezintă numărul de kilograme de substanță ale unui component, aflate într-un kilogram de amestec:

$$C_{mi} = \frac{M_i}{M_1 + M_2 + \dots + M_n}, \text{ kg de component/kg amestec}$$
(4.4.)

În practică, raportul masic este folosit în special la exprimarea concentrațiilor soluțiilor binare de săruri în apă sau alți dizolvanți.

<u>Fracția volumică</u> (C_V) reprezintă raportul dintre numărul de unități de volum al unui component aflat în unitatea de volum a amestecului:

$$C_{Vi} = \frac{V_i}{V_1 + V_2 + \dots + V_n}, \text{ m}^3 \text{ de component i/m}^3 \text{ de amestec}$$
(4.5.)

<u>Raportul volumic</u> (C_v^o) se exprimă în mod similar ca la raportul molar și de masă:

$$C_{Vi,1}^{0} = \frac{V_i}{V_1}; \dots; C_{Vi,n}^{0} = \frac{V_i}{V_n}$$
 (4.6.)

4.2. Echilibrul dintre faze

O fază constituie o parte dintr-un sistem, fizic omogenă, ce este separată de celelalte părți componente ale sistemului printr-o interfață. Unele faze pot fi separate pe cale mecanică, cum ar fi cazul transvazării unei faze, la sistemele alcătuite din două faze lichide nemiscibile sau o fază lichidă și una solidă.

Dacă sistemul este în mișcare, fazele sunt amestecate între ele iar odată cu încetarea mișcării fazele încep să se separe în zone distincte, exceptând sistemele eterogene stabile.

În cazul unui sistem fazele se pot afla în condiții de echilibru sau în afara condițiilor de echilibru. Procesul de transfer de masă se realizează atunci când fazele nu sunt în echilibru, viteza procesului fiind cu atât mai mare, cu cât parametrii de lucru ai fazelor sunt mai diferiți de cei de echilibru. Potențialul sub care se face transferul de masă arată diferența dintre condițiile de lucru și cele de echilibru.

Pentru a putea determina gradul și viteza de separare a componenților unui amestec, trebuie știute condițiile de echilibru de faze și condițiile de lucru, pe baza cărora se obțin în final dimensiunile aparatului.

4.2.1. Legea fazelor

Din punct de vedere fizic, legea fazelor exprimă legătura dintre numărul de faze, gradele de libertate și numărul de componenți ai amestecului, aflat în condiții de echilibru:

$$F + L = C + 2$$
 (4.7.)

în care: *F* este numărul de faze;

L – numărul gradelor de libertate;

C – numărul de componenți ce intervin în sistem;

2 – parametrii exteriori care pot acționa asupra sistemului (presiunea și temperatura).

Prin grade de libertate sau grade de varianță ale unui sistem se înțelege numărul de variabile independente ce trebuie fixate, în vederea definirii sistemului la echilibru.

Pentru un sistem de tipul aer-azot-apă, se definesc două faze (gaz, lichid) și trei componenți. Dacă se neglijează prezența vaporilor de apă în aer și solubilitatea aerului în apă, conform legii fazelor, numărul gradelor de libertate este egal cu trei. Acest lucru înseamnă că existența azotului în cele două faze depinde de trei variabile independente. Cum însă mărimile variabile sunt patru (temperatură, presiune, concentrație azot în aer și apă), prin fixarea unor trei mărimi variabile se poate vedea ce devine sistemul dat, în condiții de echilibru.

4.2.2. Legea lui Raoult

Această lege spune că presiunea parțială a unui component din faza de vapori, în

echilibru cu faza lichidă, este egală cu produsul dintre presiunea de vapori a componentului în stare pură și fracția molară a componentului în faza lichidă, la temperatura de fierbere a amestecului:

$$p_i = P_i C_{Mi} \tag{4.8.}$$

în care: p_i este presiunea parțială a componentului i;

 P_i – presiunea de vapori a componentului *i* în stare pură;

 C_{Mi} – fracția molară a componentului *i* în faza lichidă.

Trecerea de la presiunea parțială la fracția molară se face cu ajutorul legii lui Dalton, conform căreia fracția molară a unui component dintr-un amestec gazos (vapori) este egală cu raportul dintre presiunea parțială a componentului p_i și presiunea totală a amestecului p:

$$C_{Mi,g} = \frac{p_i}{p} \tag{4.9.}$$

Conform aceleiași legi, presiunea totală a unui amestec de gaze (vapori) este suma presiunilor parțiale ale componenților *A*, *B*, *C*, *N* din amestec:

$$p = p_A + p_B + p_C + \dots + p_N$$
 (4.10.)

Pentru un amestec binar cu componenții *A*- ușor volatil și *B*- greu volatil, conform legii lui Raoult vom avea:

$$p_A = P_A C_{MA}$$

$$p_B = P_B C_{MB}$$
(4.11.)

Presiunea totală din faza de vapori va fi:

$$p = P_A C_{MA} + P_B C_{MB} \tag{4.12.}$$

Întrucât suma fracțiilor molare este egală cu unitatea se obține:

$$p = (P_a - P_B)C_{MA} + P_B \tag{4.13.}$$

Astfel fracțiile molare vor fi:

$$C_{MA} = \frac{p - P_B}{P_A - P_B} \tag{4.14.}$$

$$C_{MB} = 1 - C_{MA}$$

Legea lui Dalton se folosește și în cazul în care se cere aflarea compoziției fazei vapori în funcție de compoziția fazei lichide. Așadar, presiunea p_i se înlocuiește cu legea Raoult scrisă pentru componenții A, respectiv B:

$$C_{MAv} = \frac{P_A C_{MA}}{p}$$

$$C_{MBv} = \frac{P_A C_{MB}}{p} = 1 - C_{MAv}$$
(4.15.)

Legea lui Raoult este utilizată la separarea sistemelor lichide ideale prin distilare. Prin reprezentarea grafică a ecuațiilor (4.14.) și (4.15.) se obține curba de echilibru la sistemele bifazice lichid-vapori, folosite frecvent la analiza funcțională a coloanelor de rectificare.

4.2.3. Legea lui Henry

Legea lui Henry spune că presiunea parțială a unui gaz aflat în echilibru cu soluția, este direct proproțională cu fracția sa molară din soluție și un coeficient de proporționalitate (coeficient Henry):

$$p_A = k_{HA} C_{MA} \tag{4.16.}$$

în care: p_A este presiunea parțială a componentului A din amestec;

 k_{HA} – coeficientul lui Henry pentru componentul A;

 C_{MA} – fracția molară a componentului A în faza lichidă.

Legea lui Henry a fost determinată pentru gaze greu solubile în contact cu o fază lichidă, Astfel, după un timp, în condiții de temperatură și presiune constante, o parte determinată de gaz se dizolvă în faza lichidă, restul rămânând într-un echilibru stabil cu soluția formată. Această lege se folosește numai pentru corpul dizolvat și este considerată ca o formă particulară a legii lui Raoult.

4.2.4. Legea lui Nernst

În industria alimentară se întâlnesc amestecuri din două lichide miscibile sau un lichid și un solid, pentru care separarea cărora este necesară prezența unui al treilea component (de exemplu la separarea uleiului din plante oleaginoase cu benzen), ca dizolvant selectiv. Rezultă două faze lichide (la amestecurile lichid-lichid) sau una lichidă și alta solidă (la amestecurile solid-lichid), cu compoziții diferite. Ca urmare, substanța care se extrage din amestec se distribuie, pe baza dublei solubilități, între dizolvant și componentul insolu-

bil din amestecul inițial.

Legea de distribuție a substanțelor solubile, la echilibru, între solventul adăugat și cel în care se află inițial, este cunoscută ca legea de repartiție a lui Nernst sau mai general, legea de repartiție a substanțelor între doi dizolvanți:

$$C_{MA1} = k_N C_{MA2} \tag{4.17.}$$

unde: C_{MAI} este fracția molară a substanței extractibile aflată în dizolvant;

 k_N – coeficientul de repartiție a lui Nernst;

 C_{MA2} – fracția molară a substanței extractibile rămasă în amestecul inițial.

Coeficientul de repartiție a lui Nernst se determină experimental, fiind dependent de concentrația substanței dizolvate în amestecul inițial și natura dizolvantului. El are o valoare constantă doar în domeniul soluțiilor diluate.

Legea lui Nernst este o lege cantitativă a echilibrului între două lichide nemiscibile, fiind utilizată în procesul de extracție.

4.3. Metode de separare a amestecurilor omogene

În practică amestecurile omogene se pot separa prin mai multe metode:

- ♦ difuziunea cu gradient de concentrație;
- ♦ difuziunea cu gradient termic;
- ♦ difuziunea sub gradient de presiune;
- ♦ difuziunea de masă.

<u>Separarea prin difuziune cu gradient de concentrație</u>. La baza separării stă procesul de difuziune moleculară. Astfel, când între două nivele din masa unui fluid există o diferență de concentrație, apare un flux difuzional de la nivelul cu concentrația mai mare la cel cu concentrația mai mică, atunci când între acestea nu este o frontieră limitativă.

Se numește gradient de concentrație, variația concentrației unui component în masa unei faze pe unitatea de lungime și acesta constituie forța motrice a multor procese de transfer de masă. Transferul de masă este cu atât mai intens, cu cât gradientul de concentrație este mai mare.
Practic s-a constatat că între masa transferată (*M*) și diferența de concentrație (ΔC) există o dependență directă:

$$M = f(\Delta C) \tag{4.18.}$$

În mod normal, procesul de transfer de masă decurge până la momentul în care concentrațiile fazelor puse în contact ajung la un echilibru stabil, adică se egalizează concentrațiile iar gradienții de concentrație sunt egali cu zero.

<u>Separarea prin difuziune cu gradient termic sau termodifuziune</u>. Prezența gradienților termici determină apariția difuziunii moleculare în masa unui gaz. Astfel, moleculele mai grele se concentrează în zona mai rece a gazului, iar cele mai ușoare în zona mai caldă. La masă molară egală, moleculele cu diametru mai mare se concentrează în zona mai rece, iar moleculele cu diametru mai mic se concentrează în zona mai caldă.

<u>Separarea sub gradient de presiune</u> folosește presiunea creată de un câmp centrifugal, unde moleculele cu masă mai mare se deplasează spre periferia aparatului aflat în mișcare de rotație, iar cele cu masă mai mică se deplasează spre axa de rotație.

Cu toate că este simplu ca principiu de separare, în practică sunt necesare aparate centrifugale cu turații foarte mari care ridică probleme constructive și de rezistențe mecanice.

<u>Separarea prin difuziunea de masă sau atmoliză</u> este specifică separării amestecurilor de gaze și are la bază diferența vitezelor de difuziune a moleculelor dintrun amestec gazos, într-un mediu dat.

Pentru aceasta, amestecul gazos cu doi componenți se aduce în contact cu un alt gaz, prin intermediul unui perete poros. Gazul de contactare va fi mediul în care va difuza, prin peretele poros, moleculele din amestecul de separat.

4.4. Difuziunea

Difuziunea va fi studiată numai prin gradientul de concentrație și prin care se înțelege migrarea moleculelor unei substanțe printre moleculele altei substanțe, ca efect al agitației termice a moleculelor sau a curenților de convecție. Astfel, în primul caz vom avea de a face cu o difuziune moleculară, iar în al doilea caz cu o difuziune convectivă.

Difuziunea moleculară este predominantă la viteze mici ale fazelor și poate exista fără difuziunea convectivă. La viteze mari predomină difuziunea convectivă care, este însoțită totdeauna de difuziunea moleculară.

Deoarece difuziunea moleculară este un proces lent, ce poate fi intensificat prin creșterea temperaturii, în practică se urmărește asigurarea unei difuziuni convective, la care intensitatea procesului de transfer este mai mare.

4.4.1. Difuziunea moleculară

Pe baza teoriei cinetice a gazelor, la deplasarea unei molecule cu viteză uniformă, pe o distanță anumită, apare ciocnirea cu o altă moleculă, fapt ce determină schimbarea vitezei acesteia ca direcție și mărime. Procesul se repetă continuu, rezultând un traseu sub formă de zig-zag foarte complex. Chiar dacă viteza moleculelor este foarte mare, ca urmare a ciocnirilor repetate, viteza rezultantă pentru separarea masei sub un gradient de concentrație este mică. Mai mult decât atât, viteza rezultantă scade cu presiunea, datorită creșterii numărului de ciocniri, prin micșorarea distanței dintre molecule și crește odată cu temperatura, ca efect al intensificării agitației termice.

Fenomenul este valabil și în cazul lichidelor, cu mențiunea că, datorită reducerii distanței dintre molecule și creșterii numărului de ciocniri, viteza de difuziune scade considerabil.

Se definește *fluxul de masă* ca fiind cantitatea de substanță ce difuzează printr-o anumită suprafață în unitatea de timp. Acesta este echivalentul debitului din cadrul transferului de impuls care, sub formă diferențială este:

$$N = \frac{dM}{dt} \tag{4.19.}$$

în care: *M* este masa transferată;

t – durata transferului.

Se definește *fluxul unitar de masă* ca fiind masa transferată în unitatea de timp, printr-o suprafață egală cu unitatea:

$$n = \frac{dM}{dA \cdot t} \tag{4.20.}$$

unde A este aria suprafeței de transfer.

În funcție de modul de exprimare al substanței transferate, unitatea de măsură poate fi: $kg/(m^2s)$, mol/(m²s) sau m³/(m²s). Fluxul unitar de masă mai este cunoscut și sub numele de viteză de transfer sau de difuziune.

Direcția celor două fluxuri este normală la suprafața de transfer, iar sensul este cel care corespunde scăderii concentrației.

4.4.1.1. Legea lui Fick

Pentru difuziunea moleculară s-a stabilit legea lui Fick, conform căreia fluxul unitar de masă într-un sistem staționar este proporțional cu un coeficient numit de difuziune și cu un gradient de concentrație. La un amestec format din componenții A și B, legea lui Fick se scrie astfel:

$$n_{A} = -D_{AB} \frac{dC_{A}}{dl}$$

$$n_{B} = -D_{BA} \frac{dC_{B}}{dl}$$

$$(4.21.)$$

unde: *D*_{AB} este coeficientul de difuziune a componentului *A* în *B*;

 D_{BA} – coeficientul de difuziune al componentului *B* în *A*;

dl – lungimea pe care se produce variația de concentrație dC_A sau dC_B .

Din relațiile (4.20.) și (4.21.) se obține ecuația diferențială a cantității de masă difuzată:

$$dM_{A} = -D_{AB} dA \frac{dC_{A}}{dl} dt$$

$$dM_{B} = -D_{BA} dA \frac{dC_{B}}{dl} dt$$
(4.22.)

Semnul – indică faptul că difuziunea se desfășoară în sensul scăderii concentrației. Modelul care stă la baza legii lui Fick este prezentat în figura 4.1. Se consideră o secțiune printr-o fază gazoasă formată din componenții A și B, cu concentrațiile C_A și C_B, respectiv vitezele liniare v_A și v_B . Pentru elementul de strat de grosime dl, ca urmare a difuziunii, are loc o variație de concentrație a elementului A (dC_A), proporțională cu viteza relativă a lui A față de B (v_A - v_B), cele două concentrații C_A și C_B, grosimea dl și un coeficient k_{AB} caracteristic fiecărui amestec:



Fig. 4.1. Modelul difuziunii moleculare

$$\frac{dC_A}{dl} = -k_{AB}C_A C_B \left(v_A - v_B \right) \quad (4.23.)$$

Termenul $\frac{dC_A}{dl}$ reprezintă

potențialul sub care se desfășoară difuziunea, iar termenul din dreapta ecuației constituie forțele de rezistență. Cum însă $n_A = C_A v_A$ și $n_B = C_B v_B$, ecuația de mai sus devine:

$$\frac{dC_A}{dl} = -k_{AB} \left(n_A C_B - n_B C_A \right) \quad (4.24.)$$

reprezintă

ecuația

diferențială ce descrie, sub forma cea mai generală, cinetica difuziei. Prin integrare și particularizare ea poate fi aplicată în practică. Un asemenea caz particular este cel al difuziei echimoleculare în contracurent în care, numărul de moli ce difuzează într-un sens este egal cu cel ce difuzează în sens contrar $(n_A=-n_B)$. În aceste condiții ecuația diferențială a cineticii difuziei capătă forma:

$$\frac{dC_A}{dl} = -k_{AB}n_A(C_A + C_B)$$
(4.25.)

Aceasta

sau:

$$n_{A} = -\frac{1}{k_{AB}(C_{A} + C_{B})} \frac{dC_{A}}{dl} = -D_{AB} \frac{dC_{A}}{dl}$$
(4.26.)

Prima fracție corespunde coeficientului de difuziune din legea lui Fick, astfel că relația (4.26.) reprezintă ecuația diferențială a difuziei echimoleculare. Demonstrată pentru faza gazoasă, legea a fost extinsă și la difuziunea prin lichide, respectiv solide.

Deoarece masa unui component se răspândește atât prin difuziune moleculară, cât și prin turbioanele ce apar într-o mișcare turbulentă, s-a definit difuziunea turbulentă la care fluxul unitar turbulent se exprimă tot prin legea lui Fick:

$$n_{At} = -D^{(t)} \frac{dC_A}{dl}$$
(4.27.)

în care $D^{(t)}$ este coeficientul de difuziune turbulentă.

Fluxul de masă difuzat prin cele două procedee va fi:

$$n_{A} + n_{At} = -\left(D + D^{(t)}\right)\frac{dC_{A}}{dl} = -D_{e}\frac{dC_{A}}{dl}$$
(4.28.)

unde: D_e este coeficientul efectiv de difuziune.

Coeficientul de difuziune depinde de temperatură, presiune și natura componenților. El se determină experimental sau se calculează cu relații empirice.

4.4.1.2. Coeficientul individual de transfer de masă

Odată ce două faze au fost puse în contact, începe procesul de difuziune. Între faze se formează o suprafață de contact numită interfață, de o parte și de alta a sa apărând două straturi limită sau filme (fig. 4.2.). În straturile limită difuziunea moleculară este determinantă și fiind mai lentă decât cea turbulentă, va condiționa viteza proceselor de transfer de masă.



Faza I în stare turbulentă

(PA

 $C_{A_2(p_{A_2})}$

) CGC 0

 $=\delta$

Faza a II-a

622223021222636

 B^{B}

 C_{B_I}

 $C_{B_2}(p_{B_2})$

 \mathbb{I}

Fig. 4.2. Contactarea fazei lichide cu faza gazoasă

Transferul de masă nu este caracterizat prin coeficientul de difuziune, ci printr-un alt parametru mai cuprinzător, coeficientul de transfer de masă.

Acesta are în vedere toți factorii care participă la transferul dintr-o fază în alta și nu doar difuziunea moleculară propriu-zisă, legea lui Fick conținând acest coeficient de transfer de masă.

Se integrează ecuația (4.21.) pentru componentul A care, pe grosimea δ a stratului limită de difuziune (fig. 4.3.) are limitele de variație ale concentrației C_{A1} și C_{A2} , ($C_{A1}>C_{A2}$) iar coeficientul de difuzie este constant:

Fig. 4.3. Transferul de masă prin stratul limită

$$n_A \int_{0}^{\delta} dl = -D_{AB} \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} dC_A \qquad (4.29.)$$

Se obține după integrare:

$$n_A \delta = D_{AB} \left(C_{A1} - C_{A2} \right)$$

$$n_{A} = \frac{D_{AB}}{\delta} (C_{A1} - C_{A2}) = k_{c} (C_{A1} - C_{A2}) (4.30.)$$

Ecuația de mai sus se numește ecuația transferului de masă, iar k_c este definit ca fiind coeficientul individual de transfer de masă.

sau:

Pentru difuziunea echimoleculară în contracurent, în cazul elementului *B* se poate scrie:

$$n_B = k_c \left(C_{B1} - C_{B2} \right) \tag{4.31.}$$

Diferența de concentrație constituie potențialul sub care are loc procesul. Deoarece grosimea stratului limită δ nu se poate măsura, el se determină experimental sau cu relații empirice.

În cazul gazelor potențialul se poate exprima prin presiunile parțiale. Astfel, pentru un gaz cu comportare ideală, pentru componentul A, din legea gazului perfect vom avea:

$$p_A V = N_A R T \tag{4.32.}$$

Cu
$$N_A/V=C_A$$
, rezultă:

$$C_A = \frac{p_A}{RT} \tag{4.33.}$$

în care: p_A este presiunea parțială a componentului A;

R – constanta universală a gazelor;

T – temperatura absolută;

 N_A – numărul de moli ai componentului A;

V – volumul total.

Dacă se ține cont de relația (4.30.) se obține:

$$n_{A} = \frac{D_{AB}}{\delta} \frac{1}{RT} (p_{A1} - p_{A2}) = k_{p} (p_{A1} - p_{A2})$$
(4.34.)

Unitățile de măsură ale coeficientului de transfer de masă sunt în funcție de unitățile de exprimare ale fluxului unitar și ale potențialului, însă din punct de vedere fizic el reprezintă cantitatea de masă transferată prin unitatea de suprafață în unitatea de timp, sub acțiunea unui potențial unitar.

Relațiile (4.30.) și (4.34.) definesc fluxurile unitare, iar pentru aflarea cantităților transferate prin suprafața A, în timpul t, se înlocuiesc cu fluxurile de masă:

$$\frac{dM_A}{dA \cdot t} = k_c \left(C_{A1} - C_{A2} \right)$$

$$\frac{dM_A}{dA \cdot t} = k_p \left(p_{A1} - p_{A2} \right)$$
(4.35.)

4.4.2. Difuziunea convectivă

Difuziunea convectivă face referire la fluidul în mișcare, respectiv la substanța transferată odată cu deplasarea masei de fluid. Comparativ cu difuziunea moleculară, difuziunea convectivă este mult mai intensă și depinde de gradul de turbulență al fazei. Mișcarea convectivă se realizează cu mijloace mecanice (agitare, deplasarea fluidelor sub acțiunea forței gravitaționale, centrifuge sau sub o diferență de presiune), regimurile de curgere fiind laminar, intermediar sau turbulent, ultimul fiind cel mai indicat.

Agitarea are ca scop micșorarea grosimii stratului limită, mărind astfel coeficientul individual de transfer de masă.



Fig. 4.4. Modelul de calcul al difuziei convective pentru un element de volum

Din punct de vedere matematic procesul difuziei convective se exprimă prin ecuația diferențială a distribuției concentrației unui fluid în mișcare. La stabilirea ei se pleacă de la un sistem binar izoterm, cu moleculele A și B, în care are loc difuziunea. Se consideră un element de volum Δx , Δy , Δz (fig. 4.4.) imobil față de sistemul de axe de coordonate, în care difuzia nu este însoțită de reacție chimică (nu dispar molecule ale componentului A prin reacție chimică). Componentul A intră în elementul de volum prin fețele aflate la distanțele x, y și z și iese prin cele opuse la distanțele $x+\Delta x$, $y+\Delta y$ și $z+\Delta z$, ca efect a două procese: difuzie convectivă la trecerea fluidului prin elementul de volum și difuzie moleculară, ca efect al gradientului de concentrație.

Pentru elementul de volum, legea conservării masei spune că într-un regim nestaționar fluxul de masă acumulat în interiorul elementului de volum este egal cu diferența dintre fluxul intrat și cel ieșit.

Fluxul de masă pentru componentul A acumulat în elementul de volum, prin difuzie moleculară și convectivă se obține înmulțind viteza de acumulare, în valoare absolută, a componentului $\left(\frac{\partial C_A}{\partial t}\right)$ cu volumul elementar.

Prin difuzie convectivă, pentru componentul A, între fluxurile intrate și cele ieșite se poate scrie:

$$ox: C_A v_x \Big|_x \Delta y \Delta z - C_A v_x \Big|_{x + \Delta x} \Delta y \Delta z$$

$$oy: C_A v_y \Big|_y \Delta x \Delta z - C_A v_y \Big|_{y + \Delta y} \Delta x \Delta z$$

$$oz: C_A v_z \Big|_z \Delta x \Delta y - C_A v_z \Big|_{z + \Delta z} \Delta x \Delta y$$

(4.36.)

Prin difuzie moleculară, pentru componentul A, între fluxurile intrate și ieșite se poate scrie:

$$ox: \left(-D_{AB}\frac{\partial C_{A}}{\partial x}\Big|_{x}\Delta y\Delta z\right) - \left(-D_{AB}\frac{\partial C_{A}}{\partial x}\Big|_{x+\Delta x}\Delta y\Delta z\right)$$

$$oy: \left(-D_{AB}\frac{\partial C_{A}}{\partial y}\Big|_{y}\Delta x\Delta z\right) - \left(-D_{AB}\frac{\partial C_{A}}{\partial y}\Big|_{y+\Delta y}\Delta x\Delta z\right)$$

$$oz: \left(-D_{AB}\frac{\partial C_{A}}{\partial z}\Big|_{z}\Delta x\Delta y\right) - \left(-D_{AB}\frac{\partial C_{A}}{\partial z}\Big|_{z+\Delta z}\Delta x\Delta y\right)$$
(4.37.)

Fluxul de masă total va fi:

$$\frac{\partial C_{A}}{\partial t} \Delta x \Delta y \Delta z = \left[C_{A} v_{x} \middle|_{x} \Delta y \Delta z - C_{A} v_{x} \middle|_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z \right] + \left[C_{A} v_{y} \middle|_{y} \Delta x \Delta z - C_{A} v_{y} \middle|_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z \right] + \left[C_{A} v_{z} \middle|_{z} \Delta x \Delta y - C_{A} v_{z} \middle|_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y \right] + \left[\left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial x} \middle|_{x} \Delta y \Delta z \right) - \left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial x} \middle|_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z \right) \right] + \left[\left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial y} \middle|_{y} \Delta x \Delta z \right) - \left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial x} \middle|_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z \right) \right] + \left[\left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial y} \middle|_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z \right) \right] + \left[\left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial z} \middle|_{z} \Delta x \Delta y \right) - \left(-D_{AB} \frac{\partial C_{A}}{\partial z} \middle|_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y \right) \right] \right]$$

$$(4.38.)$$

Această relație se împarte la $\Delta x \Delta y \Delta z$ și se trece la limită rezultând: $\partial C = \begin{bmatrix} \partial (C, y_{z}) & \partial (C, y_{z}) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \partial^{2} C & \partial^{2} C \\ \partial z & \partial z \end{bmatrix}$

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = -\left[\frac{\partial (C_A v_x)}{\partial x} + \frac{\partial (C_A v_y)}{\partial y} + \frac{\partial (C_A v_z)}{\partial z}\right] + D_{AB}\left[\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2}\right]$$
(4.39.)

A doua paranteză reprezintă operatorul Laplace $(\nabla^2 C_A)$, iar prin diferențiere și gruparea unor termeni, se obține:

$$D_{AB}\nabla^{2}C_{A} = \frac{\partial C_{A}}{\partial t} + v_{x}\frac{\partial C_{A}}{\partial x} + v_{y}\frac{\partial C_{A}}{\partial y} + v_{z}\frac{\partial C_{A}}{\partial z} + C_{A}\left(\frac{\partial v_{x}}{\partial x} + \frac{\partial v_{y}}{\partial y} + \frac{\partial v_{z}}{\partial z}\right)$$
(4.40.)

Relația reprezintă ecuația diferențială a difuziunii într-un mediu mobil, în forma completă.

Suma primilor termeni reprezintă derivata substanțială sau materială a concentrației $\left(\frac{DC_A}{dt}\right)$, iar paranteza înmulțită cu concentrația reprezintă divergența vitezei $(div \cdot v)$. Cu acestea, ecuația (4.40.) devine:

$$\frac{DC_A}{dt} = C_A div \cdot v = D_{AB} \nabla^2 C_A$$
(4.41.)

Dacă regimul este staționar, $\frac{\partial C_A}{\partial t} = 0$ și ecuația capătă forma:

$$v_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + v_y \frac{\partial C_A}{\partial y} + v_z \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \nabla^2 C_A$$
(4.42.)

În cazul lichidelor necompresibile, $div \cdot v = 0$ și ecuația are forma:

$$\frac{DC_A}{dt} = D_{AB} \nabla^2 C_A \tag{4.43.}$$

4.5. Transferul de masă global

În practică, procesele elementare de difuzie se desfășoară în serie, astfel că transferul global de masă ia în considerare toate procesele care au loc. În mod corespunzător, toți coeficienții individuali de transfer sunt cuprinși într-un coeficient global de transfer de masă, util la studiul procesului în ansamblul său. Același lucru se poate spune și în cazul potențialelor fazelor care, însumate, vor da un potențial global. De asemeni, trebuie menționat că diferența de concentrație dintre faze, în timpul transferului de masă, poate fi constantă sau variabilă, motiv pentru care studiul transferului global se face în două situații distincte.

4.5.1. Transferul de masă global la potențial constant

Studiul pleacă de la modelul din figura 4.5. unde sunt reprezentate straturile limită la interfața unui sistem gaz-lichid. Se notează fracțiile molare cu x pentru faza lichidă și y pentru faza gazoasă, iar rapoartele molare cu X, respectiv Y. În faza gazoasă componentul care se transferă are presiunea parțială p_A iar la interfață presiunea parțială p_{Ai} . În faza lichidă are concentrația x_A , în masa lichidă și x_{Ai} la interfață.

Conform legii lui Henry se poate scrie legătura dintre presiunile parțiale din gaz, cu concentrațiile corespunzătoare din lichid: $p_A = k_{HA} x_A$.

Pentru un regim staționar, fluxul unitar de masă este același pentru ambele straturi limită:

$$n_{A} = k_{g} (p_{A} - p_{Ai})$$

$$n_{A} = k_{l} (x_{Ai} - x_{A})$$
(4.44.)

în care: k_g este coeficientul individual de transfer prin faza gazoasă;

 k_l – coeficientul individual de transfer prin faza lichidă.

Cu ajutorul legii lui Henry se exprimă concentrațiile din faza lichidă, în raport cu presiunile parțiale:

$$x_{Ai} = \frac{p_{Ai}}{k_{HA}}$$

$$x_{A} = \frac{p_{A}^{*}}{k_{HA}}$$
(4.45.)

unde p_A^* este presiunea parțială de echilibru ce corespunde concentrației x_A din lichid.

Din ultimele două relații se obține:

$$n_{A} = k_{l} \frac{1}{k_{HA}} \left(p_{Ai} - p_{A}^{*} \right)$$
(4.46.)

 δ_{a} δ_j Faza lichida Faza gazoasa -lichid

Potențialul total sub care se desfășoară procesul va fi suma potențialelor parțiale rezultate din relațiile (4.44.) și (4.46.):

$$p_{A} - p_{Ai} = n_{A} \frac{1}{k_{g}}$$
 $p_{A} - p_{A}^{*} = \frac{k_{HA}}{k_{s}}$
(4.47.)

Potențialul total va fi:

$$p_A - p_A^* = n_A \left(\frac{1}{k_g} + \frac{k_{HA}}{k_l} \right)$$
 (4.48.)

De aici se obține ecuația transferului de Fig. 4.5. Modelul transferului de masă la masă global, la potențial constant:

$$n_{A} = \frac{1}{\frac{1}{k_{g}} + \frac{k_{HA}}{k_{l}}} \left(p_{A} - p_{A}^{*} \right) = K_{p} \left(p_{A} - p_{A}^{*} \right) (4.49.)$$

în care K_p este coeficientul global de transfer de masă și care reprezintă cantitatea de masă transferată dintr-o fază în alta, printr-o unitate de suprafață, în unitatea de timp, sub acțiunea unei unități de potențial. Indicele coeficientului arată unitățile de măsură ale acestuia.

Dacă se înlocuiesc presiunile parțiale cu concentrațiile, se obține fluxul de masă sub forma:

$$N_A = K_c A \left(x_A^* - x_A \right) = K_c A \cdot \Delta x_A \tag{4.50.}$$

în care: Δx_A este potențialul procesului;

 K_c – coeficientul global de transfer de masă corespunzător lui Δx_A dat sub formă

4.5.2. Transferul de masă la potențial variabil

În practică, potențialul sub care se desfășoară procesul variază continuu în lungul suprafeței de transfer, astfel că pentru calcule se va determina un potențial mediu, pe tot domeniul de variație al concentrației.

Pentru un sistem gaz-lichid la care fazele se deplasează în echicurent (fig. 4.6.), potențialul $(Y_A - Y_A^*)$ scade continuu de la ΔY_{Ai} (inițial) la ΔY_{Af} (final). Acelați lucru este valabil și la fazele care se deplasează în contracurent. Mărimile notate cu asterix corespund condițiilor de echilibru, iar concentrația este exprimată sub forma rapoartelor molare din faza de gaz.

Pentru elementul dA fluxul de masă are expresia:

de diferență a fracțiilor molare
$$\left(K_c = \frac{1}{\frac{1}{k_g k_{HA}} + \frac{1}{k_l}}\right)$$
.



potențial constant

$$dN_A = K_g dA \left(Y_A - Y_A^* \right) \tag{4.51.}$$

La transferarea masei dN_A , concentrația fazei gazoase variază cu dY_A , iar bilanțul de masă pentru elementul de suprafață dA va fi:

$$dN_A = -M \cdot dY_A \tag{4.52.}$$

Se egalează cele două relații și separarea variabilelor după integrează pentru suprafață, respectiv potential:

$$\int_{0}^{A} dA = -\frac{M}{K_{g}} \int_{\Delta Y_{Ai}}^{\Delta Y_{Af}} \frac{dY_{A}}{Y_{A} - Y_{A}^{*}} \quad (4.53.)$$

se

respectiv:

$$A = \frac{M}{K_g} \int_{Y_{Af}}^{\Delta Y_{Ai}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*} \qquad (4.54.)$$

Prin integrarea ecuației (4.52.) se obține: $N_{A} = -M \int_{Y}^{Y_{Af}} dY_{A} = M \left(Y_{Ai} - Y_{Af} \right) (4.55.)$

Înlocuind pe M din relația de mai sus în relația (4.54.) se obține ecuația transferului de masă la potențial variabil:

$$N_{A} = K_{g} A \frac{Y_{Ai} - Y_{Af}}{\int_{\Delta Y_{Ai}} \frac{dY_{A}}{Y_{A} - Y_{A}^{*}}}$$
(4.56.)

În mod similar se obțin și ecuațiile transferului global de masă pentru alte moduri de exprimare a potențialului:

▶ exprimarea sub formă de presiuni parțiale:

$$N_{A} = K_{p} A \frac{p_{Ai} - p_{Af}}{\int_{\Delta p_{f}} \frac{dp_{A}}{p_{A} - p_{A}^{*}}}$$
(4.57.)

• exprimarea sub formă de rapoarte molare raportate la faza lichidă:

$$N_{A} = K_{l} A \frac{X_{Af} - X_{Ai}}{\int_{\Delta X_{Ai}} \frac{dX_{A}}{X_{A}^{*} - X_{A}}}$$
(4.58.)

4.6. Distilarea și rectificarea

Distilarea reprezintă operația de separare a componenților unui amestec omogen de lichide, pe baza diferenței de volatilitate a componenților.

Rectificarea reprezintă operația de separare a componenților cu volatilități apropiate, printr-o succesiune de evaporări urmate de condensări.

Prin distilare și rectificare se por separa amestecuri de lichide ce conțin doi sau mai mulți componenți, miscibili, parțial miscibili sau nemiscibili.



4.6.1. Echilibrul lichid-vapori

În procesul de distilare o importanță deosebită au proprietățile amestecurilor de lichide. Pentru studiu se vor lua doar cele mai simple amestecuri cu proprietățile lor și anume amestecurile binare. La descrierea stării de echilibru se ia ca bază conceptul de amestec sau soluție ideală. Un amestec este considerat ca fiind ideal atunci când forțele de coeziune ale diferiților componenți sunt egale cu cele dintre moleculele aceluiași component. Pentru componenții A și B acest lucru se exprimă astfel:

$$f_{AB} = f_A = f_B \tag{4.59.}$$

în care: f_{AB} este forța de coeziune dintre componenți;

 f_A – forța de coeziune dintre moleculele componentului A;

 f_B – forța de coeziune dintre moleculele componentului B.

În cazul amestecurilor reale, forțele de coeziune dintre moleculele celor doi componenți sunt diferite de cele dintre moleculele aceluiași component, acestea numindu-se amestecuri azeotrope:

• azeotrop pozitiv, când $f_{AB} > f_A$ şi $f_{AB} > f_B$;

• azeotrop negativ, când $f_{AB} < f_A$ şi $f_{AB} < f_B$.

Pentru simplificarea relațiilor s-au făcut notațiile: y în loc de C_{Mv} pentru fracția molară din vapori și x în loc de C_M pentru cea din lichid, A fiind componentul ușor volatil iar B cel greu volatil.

4.6.1.1. Diagrama de echilibru pentru amestecuri ideale

Starea de echilibru dintre faze se poate reprezenta în diagramele izotermă, izobară și linia de echilibru.

Temperatura de fierbere a amestecului ideal depinde de compoziția amestecului și aceasta variază între temperaturile de fierbere ale celor doi componenți, iar presiunile parțiale se calculează cu legea lui Raoult.

Izoterma sistemului binar (fig. 4.7.a.) reprezintă graficul de variație a presiunilor parțiale, la temperatură constantă, în funcție de compoziția amestecului. Dreapta *AB* reprezintă variația presiunii parțiale a componentului ușor volatil, dreapta *CD* a componentului greu volatil, iar suma lor conform legii lui Dalton, dreapta *DB*.

Conform relației (4.9.), fracția molară din faza de vapori pentru componentul *A* va fi:

$$y_A = \frac{p_A}{p} \tag{4.60.}$$

în care p_A și p se iau de pe izotermă, în funcție de compoziția fazei lichide x_A .

Izobara sistemului binar (fig. 4.7.d.) reprezintă variația temperaturii de fierbere la presiune constantă, în funcție de compoziția fazei lichide și a fazei de vapori. Suprafața cuprinsă între curba de fierbere C_f și curba de condensare C_c constituie zona de coexistență a fazelor.

Linia de echilibru 1 (fig. 4.7.g.) reprezintă variația compoziției fazei vapori în funcție de compoziția fazei lichide. Ea se trasează într-un pătrat cu laturile divizate de la 0 la 1. Deaorece vaporii sunt mai bogați în componentul ușor volatil, curba se va situa totdeauna deasupra diagonalei pătratului. Valorile lui x_A și y_A se calculează cu relațiile (4.14.) și (4.15.).



Fig. 4.7. Diagrame de echilibru: diagrama presiunilor: a- amestec ideal; b- azeotrop pozitiv; c- azeotrop negativ; diagrama de fierbere: d- amestec ideal; e- azeotrop pozitiv; f- azeotrop negativ; diagrama de echilibru: g- amestec ideal; h- azeotrop pozitiv; i- azeotrop negativ.

4.6.1.2. Diagrama de echilibru pentru amestecuri reale

La amestecurile reale, variația presiunilor parțiale în funcție de faza lichidă nu mai este liniară. Extinderea aplicării legii lui Raoult se face cu ajutorul coeficienților de activitate (k_a , k_b) care, aplicate celor doi componenți va da:

$$p_A = P_A x_A k_a$$

$$p_B = P_B (1 - x_A) k_b$$
(4.61.)

Se observă că pentru ka>1, presiunea parțială p_a este mai mare ca în cazul amestecului ideal, abaterea față de acest caz fiind pozitivă iar presiunea totală a vaporilor înregistrează un maxim (fig. 4.7.b.). Totodată temperatura de fierbere depinde de compoziția amestecului și variază după o curbă cu un mi-nim (fig. 4.7.e.), iar linia de echilibru este împărțită în două părți (fig. 4.7.h.): prima este deasupra diagonalei, până la compoziția corespunzătoare tempe-raturii minime de fierbere, iar a doua sub diagonală. Punctul de intersecție *I* al curbei cu diagonala ($y_A=x_A$) arată că vaporii au aceiași compoziție cu faza lichidă, un asemenea amestec se numește azeotrop pozitiv și el nu se poate separa printr-o distilare obișnuită.

Atunci când $k_a < 1$ variația mărimilor din diagrame este inversă. Astfel, presiunea totală are un minim (fig. 4.7.c.), temperatura de fierbere un maxim fig. 4.7.f.) iar curba de echilibru (fig. 4.7.i.) are prima parte sub diagonală, iar partea a doua deasupra diagonalei.

Asemenea amestecuri se numesc azeotrope negative și nici ele nu se pot separa prin distilare.

4.6.1.3. Amestecuri nemiscibile și parțial miscibile

Solubilitatea componenților unui amestec poate fi mai mare sau mai mică, practic neexistând lichide complet nemiscibile. Atunci când solubilitatea reciprocă este foarte mică, lichidele se consideră nemiscibile. Amestecurile binare nemiscibile sunt formate din două faze lichide și una de vapori, fiecare component emițând vapori în spațiul de lucru, ca și cum celălalt component nici nu ar exista.



Fig. 4.8. Diagramele de echilibru la sistemele binare nemiscibile: a- izoterma; b- izobara; c- curba de echilibru.

Conform legii fazelor astfel de amestecuri sunt determinate prin fixarea unui singur parametru (sunt sisteme univariante). Presiunea totală este suma presiunilor parțiale a componenților în stare pură (fig. 4.8.a.), iar temperatura de fierbere este mai mică decât a componentului ușor volatil, pe toată durata fierberii acesta, cât și compoziția vaporilor fiind constante (fig. 4.8.b.). Aceste amestecuri se numesc amestecuri azeotropice eterogene.



Fig. 4.9. Diagrame de echilibru la sistemele binare parțial miscibile: a- izoterma; b- izobara; ccurba de echilibru.

Atunci cînd componenții unui amestec formează soluții omogene pe un domeniu al concentrațiilor, iar în rest formează soluții eterogene, amestecul se numește parțial miscibil. În zonele miscibile (fig. 4.9.a.) presiunile parțiale variază după legea lui Raoult pentru amestecuri reale, iar în zona nemiscibilă presiunile parțiale și totală sunt constante.

4.6.1.4. Volatilitatea

Volatilitatea este ușurința cu care un lichid trece în stare de vapori și se definește ca raportul dintre presiunea parțială din faza de vapori și fracția molară din faza de lichid a acelui component. Pentru componenții A și B ai unui amestec binar volatilitatea se poate scrie sub forma:

$$v_A = \frac{p_A}{x_A}$$

$$v_B = \frac{p_B}{x_B}$$
(4.62.)

Atunci cînd amestecul respectă legea lui Raoult, adică $p_A = P_A x_A$ atunci volatilitatea este egală cu presiunea de vapori a componentului în stare pură:

$$v_{A} = \frac{P_{A}x_{A}}{x_{A}} = P_{A}$$
(4.63.)

Acest lucru este valabil și în cazul lichidelor pure ($x_A = 1$), astfel că volatilitatea va avea același sens fizic ca și presiunea de vapori.

Separarea prin distilare a doi componenți cu temperaturi de fierbere apropiate va fi cu atât mai ușoară, cu cât cei doi componenți au volatilități mai diferite. Se definește volatilitatea relativă ca fiind raportul volatilității celor doi componenți:

$$v_{AB} = \frac{\frac{p_A}{x_A}}{\frac{p_B}{x_B}} = \frac{p_A x_B}{p_B x_A}$$
(4.64.)

În cazul amestecurilor ideale volatilitatea relativă este dată de raportul presiunilor de vapori ale componenților puri.

4.6.2. Metode separare a amestecurilor lichide prin distilare

Separarea amestecurilor lichide prin distilare se realizează prin mai multe metode, cele mai uzuale fiind distilarea simplă, rectificarea, distilarea moleculară și distilarea azeotropă. În funcție de caracteristicile componenților ce formează amestecul, se alege și metoda de separare prin distilare.

4.6.2.1. Distilarea simplă

Distilarea simplă sau diferențială este operația prin care se separă amestecuri de lichide cu puncte de fierbere diferite și care nu formează azeotropi. Schema de principiu a distilării simple este prezentată în figura 4.10.

Amestecul de distilare este introdus în blaza 1, prevăzută cu o serpentină prin care circulă căldura necesară vaporizării. Vaporii de la partea superioară a blazei trec printr-o conductă în condensatorul răcitor 2. Colectarea distilatului se poate face în vasele 3, pe fracțiuni, în funcție de concentrația în componentul ușor volatil.

Gradul de separare al componenților crește atunci când o parte din distilat este reintrodus în blază. Numit și reflux, acesta se obține prin condensarea parțială a vaporilor într-un condensator.



Fig. 4.10. Schema de principiu a distilării simple

Dacă se notează cu M_i masa amestecului inițial, M_f masa finală sau masa reziduului și cu M_D masa distilatului, atunci cantitatea de distilat obținut va fi: $M_D = M_i - M_f$ (4.65.)

La distilare este necesară determinarea masei reziduului atunci când concentratia

compoziției variază de la cea inițială x_{Ai} la cea finală x_{Af} , cunoscute. Pentru evaporarea unei cantități de amestec mică dM, ecuația bilanțului de materiale a componentului ușor volatil va avea forma:

$$Mx_{A} = (M - dM)(x_{A} - dx_{A}) + y_{A}dM$$
(4.66.)

Se desfac parantezele se regrupează termenii și după neglijarea produsului $dM \cdot dx_A$ se obține:

$$\frac{dM}{M} = \frac{dx_A}{y_A - x_A} \tag{4.67.}$$

Prin integrarea ecuației între limitele de variație ale amestecului și ale concentrației rezultă:

$$2,3 \lg \frac{M_i}{M_f} = \int_{x_{Af}}^{x_{Ai}} \frac{dx_A}{y_a - x_A}$$
(4.68.)

Integrala se rezolvă analitic atunci când se cunoaște legătura dintre x_A și y_A sau grafic.

Din ecuația bilanțului global de masă și ecuația bilanțului componentului ușor volatil, se obține compoziția medie a distilatului:

$$A_{i}x_{Ai} = M_{f}x_{Af} + M_{D}x_{Ad}$$
(4.69.)

în care x_{Ad} este compoziția medie a distilatului.

Se obține în final:



$$x_{Ad} = \frac{M_i x_{Ai} - M_f x_{Af}}{M_D}$$
(4.70.)

Pentru separarea amestecurilor nemiscibile se folosește antrenarea cu vapori de apă sau gaz care nu reacționează cu componenții amestecului. O asemenea instalație (fig. 4.11.) este compusă din blaza 1 în care se află barbotorul 2, aflat în masa de amestec 3. Bulele de vapori trec prin lichid unde se saturează cu vaporii componentului de antrenat de unde, împreună, trec prin conducta 4 la condensatorul 5.

Fig. 4.11. Schema de principiu a distilării cu antrenarea cu vapori

Aici fie are loc condensarea doar a vaporilor se apă, componentul antrenat rămânând în stare de vapori, fie sunt condensate atât vaporii de apă, cât și vaporii componentului antrenat. Cele două faze lichide 6 și 7 se separă în decantorul 8. Practic antrenarea cu vapori este o distilare simplă la care se adaugă al treilea component, ca agent de antrenare.

4.6.2.2. Distilarea moleculară

În cazul componenților amestecurilor care nu suportă temperaturi ridicate și au masa moleculară mare, se folosește distilarea moleculară. Procesul are loc sub vid când drumul liber mediu al moleculelor depășește distanța dintre suprafața caldă și cea rece de condensare. Scăderea presiunii de lucru duce la scăderea temperaturii de distilare.



Fig. 4.12. Schema de principiu a distilării moleculare: a- aparat tronconic rotativ; baparat cilindric gravitațional

Între cele două suprafețe cilindrice sau tronconice concentrice (fig.4.12.), una caldă și alta rece, spațiul existent 1 se conectează la o pompă de vid. Amestecul curge pe suprafața caldă 2 sub forma unui film subțire, de unde moleculele componentului volatil pleacă spre suprafața rece 3 și condensează. Curgerea filmului de amestec și de condensat se face sub acțiunea forței centrifuge sau a forței gravitaționale. Vaporii condensați formează distilatul 4 iar cel neevaporat formează reziduul 5.

Distilarea moleculară este, sub aspectul structurii operațiilor, tot o distilare simplă, care se desfășoară sub un vid înaintat.

4.6.2.3. Rectificarea

Prin rectificare se înțelege o distilare repetată care se desfășoară în același aparat, numit coloană de rectificare. Rectificarea permite separarea în cea mai mare parte a amestecurilor total miscibile cu comportare ideală. Scopul operației de rectificare este acela de a obține produse cu un grad mare de concentrație sau pure.

În principiu, rectificarea se poate face prin legarea în serie a mai multor instalații de distilare simplă, distilatul de la o instalație constituind amestecul

brut pentru următoarea instalație. Un exemplu este prezentat în figura 4.13. unde sunt reprezentate trei instalații de distilare simplă legate în serie.



Fig. 4.13. Schema de principiu a rectificării: a- distilări simple în serie; b- distilări simple cu antrenare cu vapori; c- coloană de rectificare cu talere: 1,3,5- blază; 2,4,6- condensator; 7-vas colector distilat.

Principiul barbotării directe a vaporilor în masa lichidului din aparatul următor stă la baza coloanelor de rectificare. Astfel operațiile mai multor instalații de distilare simplă pot fi reproduse într-o coloană, imaginată ca fiind alcătuită dintr-o serie de blaze cu



barbotare directă, suprapuse. Pentru simplificarea aparatelor, în locul blazelor se folosesc talere, corespondența între elementele cu același rol fiind arătată în figură.

Aranjarea pe verticală a talerelor determină apariția a două fluxuri: unul ascendent, corespunzător vaporilor și unul descendent corespunzător lichidului.

Pentru un proces continuu, compoziția lichidului de pe un taler este aceiași, dar variază de la un taler la altul. Astfel, lichidul este tot mai bogat în componentul ușor volatil începând de la blază spre vârful coloanei, fapt ce determină și o scădere a temperaturii de jos în sus.

Fenomenele care au loc pe talere sunt prezentate în figura 4.14. Pentru două talere succesive n și n+1vom avea temperaturile $T_n > T_{n+1}$. Pe durata barbotării vaporilor compoziția ambelor faze variază în sensul stabilirii echilibrului.

Fig. 4.14. Fenomenul de pe taler

De pe talerul n, în condiții de echilibru, pleacă vapori de compoziție y_n și lichid de compoziție x_n și sosesc vapori de compoziție y_{n-1} , respectiv lichid de compoziție x_{n+1} care, își vor modifica compoziția în sensul stabilirii echilibrului. Astfel, vaporii vor ceda, prin condensare, o parte din componentul greu volatil (trec de la compoziția y_{n-1} la y_n), iar lichidul pierde, prin vaporizare, o parte din componentul ușor volatil (trece de la compoziția x_{n+1} la x_n). Căldura necesară pentru vaporizare este cea cedată prin condensarea componentului greu volatil, cele două fenomene contribuind la îmbogățirea vaporilor în component ușor volatil.

Pe lângă echilibrul care se realizează între faze, se mai stabilește și un echilibru termic, prin faptul că vaporii care vin pe talerul n-1 au o temperatură mai ridicată față de talerul n, cedând o parte din căldura sensibilă lichidului provenit de pe talerul n+1. Și acest fenomen contribuie la creșterea conținutului vaporilor în componentul ușor volatil, astfel că în practică vor fi respectate întotdeauna condițiile:

Rolul refluxului este acela de a crea stratul de lichid necesar barbotării pe talere și de a constitui un absorbant pentru componentul greu volatil. Reflu-

xul poate fi extern (reprezintă lichidul returnat de la condensator în coloană) și intern (lichidul care trece de pe un taler superior pe unul inferior), cele două fracții fiind considerate egale. Această egalitate, precum și menținerea constantă a refluxului, presupun îndeplinirea unor condiții:

♦ căldurile latente molare de evaporare a celor doi componenți sunt egale;

♦ pierderile de căldură, căldura de amestec şi variația căldurilor sensibile în lungul coloanei sunt neglijabile.

Cifra de reflux (*R*) reprezintă raportul dintre fracția de lichid returnat și distilat. Dacă se notează cu M_{vn} masa vaporilor ce urcă și cu M_{Rn} masa lichidului care coboară, pentru un taler cifra de reflux este raportul dintre masa vaporilor care ies și masa lichidului care intră pe taler:

$$\frac{M_{\nu n+1}}{M_{Rn+2}} = \frac{M_{\nu n}}{M_{Rn+1}} = \frac{M_{\nu n-1}}{M_{Rn}} = \dots = \frac{M_R}{M_D} = R$$
(4.72.)

în care: M_R este masa lichidului returnat de la condensator;

 M_D – masa distilatului.

Se observă că pe un taler intră și pleacă două fluxuri de lichide și vapori. Dacă se presupune că cele două faze în contact ajung la echilibru sub aspectul temperaturii și concentrației, acel taler sau treaptă se numește taler teoretic de contact.

Eficiența au randamentul unui taler reprezintă raportul între îmbogățirea reală a vaporilor pe un taler și îmbogățirea teoretică, în condiții de echilibru:

$$\eta = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}} \tag{4.73.}$$

în care: y_n și y_{n-1} sunt concentrațiile vaporilor în component ușor volatil, la intrarea și ieșirea de pe talerul *n*;

 y_n^* - concentrația de echilibru a vaporilor la ieșirea din același lichid.

În funcție de concentrațiile din faza lichidă, randamentul talerului are forma:

$$\eta = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*} \tag{4.74.}$$

unde x_n^* este concentrația fazei lichide în component ușor volatil, aflată în echilibru cu a fazei lichide (y_n^*).

4.6.2.4. Distilarea azeotropă și distilarea extractivă

În practică există amestecuri greu sau imposibil de separat prin metodele de distilare obișnuite, aici fiind incluse și amestecurile azeotropice. Ca urmare se foloște un al treilea component cu rolul de a deplasa echilibrul lichid-vapori spre o direcție favorabilă separării. Se deosebesc două metode de distilare:

► distilarea azeotropă, când prin adăugarea celui de-al treilea component se urmărește formarea cu unul sau ambii componenți azeotrop pozitiv, respectiv negativ;

► distilarea extractivă, când prin adăugarea celui de-al treilea component nu se formează azeotrop, dar se mărește de câteva ori volatilitatea relativă.

4.7. Uscarea

Uscarea este un proces de difuziune prin care, cu ajutorul energiei termice, este îndepărtată apa din materialele solide sau lichide, prin evaporarea umidității și îndepărtarea vaporilor formați.

În industria alimentară uscarea este folosită și ca o metodă de conservare a produselor.

Fiind un proces de transfer simultan de căldură și masă, uscarea este influențată de factori ce țin de:

• materialul supus uscării: debit, umiditatea inițială și finală, natura și forma de prezentare, sensibilitatea la temperatură;

• agentul de uscare: temperatură, umiditate relativă, presiune;

• operația de uscare: temperatura de uscare, durata uscării, modul cum se realizează uscarea (continuu sau discontinuu).

Un factor important referitor la materialul supus uscării îl constituie modul de legare a umidității cu materialul și care se poate împărți în trei categorii: legată chimic, legată fizico-chimic și legată mecanic.

Apa legată chimic este cel mai puternic legată de material și nu poate fi îndepărtată prin uscare, întrucât duce la distrugerea materialului.

Apa legată fizico-chimic reprezintă apa legată osmotic și prin adsorbție fizică.

Apa legată mecanic este apa conținută în capilarele materialului, în plus

față de cea legată fizico-chimic și se datorează forțelor de adeziune la suprafața acestuia.

De regulă umiditatea materialului se prezintă sub două forme: liberă și higroscopică. În primul caz viteza de evaporare a umidității libere este determinată de legea evaporării de pe o suprafață liberă.

Umiditatea la care presiunea parțială de deasupra materialului uscat devine mai mică decât presiunea vaporilor saturați la aceiași temperatură, se numește umiditate higroscopică. Fiind mult mai strâns legată de material, îndepărtarea acesteia este mai dificilă.

Umiditatea de echilibru este umiditatea la care presiunea vaporilor deasupra materialului va fi egală cu presiunea vaporilor din aer. Materialele pot fi uscate numai până când se atinge umiditatea de echilibru.

Ca agenți de uscare cel mai frecvent folosiți în industria alimentară sunt aerul, gazele de ardere, aburul supraîncălzit.

Cel mai bun purtător de căldură în procesul de uscare este aerul umed care, pe de o parte aduce căldura necesară evaporării umidității din material, iar pe de altă parte preia și evacuează umiditatea evaporată.

4.7.1. Statica procesului de uscare

Statica uscării este cea care stabilește legătura dintre parametrii inițiali și finali ai substanțelor ce intervin în procesul uscării și care se determină din ecuațiile bilanțului de materiale și termic.

4.7.1.1. Amestecuri de vapori și gaze

Umiditatea gazului poate fi exprimată în două moduri:

 \bullet umiditatea absolută (ρ_v), reprezintă masa de vapori de apă dintr-un m³ de gaz, în kg/m³;

• umiditatea relativă (φ), reprezintă raportul dintre masa vaporilor de apă conținuți într-un m³ de gaz umed și masa lor maximă (la saturație) care poate fi conținută în același volum, la aceiași presiune totală și temperatură, ρ_s :

$$\varphi = \frac{\rho_v}{\rho_s} \cdot 100 \tag{4.75.}$$

Pentru aerul umed cu volumul V, temperatura T și presiunea barometrică p, conform legii lui Dalton se poate scrie:

$$p = p_a + p_v \tag{4.76.}$$

în care: p_a este presiunea parțială a aerului uscat;

 p_v – presiunea parțială a vaporilor de apă conținuți în aerul umed.

Dacă pentru amestecul de vapori și gaze se aplică ecuația de stare a gazelor ideale, se obține:

$$\varphi = \frac{p_v R_v T_0}{p_s R_v T_0} = \frac{p_v}{p_s}$$
(4.77.)

unde p_s este presiunea de saturație a vaporilor de apă.

Conținutul de umiditate al gazului reprezintă masa vaporilor de lichid raportată la masa gazului uscat:

$$x = \frac{m_v}{m_a} \tag{4.78.}$$

Întrucât componentele ocupă același volum și au aceiași temperatură, ecuațiile de stare vor fi:

▶ pentru 1 kg aer uscat: $p_a V = R_a T_0$;

▶ pentru x kg apă asociată: $p_v V = x \cdot R_v T_0$.

Va rezulta:

$$x = \frac{R_a p_v}{R_v p_a} = 0.622 \frac{p_v}{p - p_v} = 0.622 \frac{p_s \varphi}{p - p_s \varphi}$$
(4.79.)

în care: R_a este constanta gazului ideal pentru aer uscat raportat la un kg;

 R_v – constanta gazului ideal pentru vaporii de apă raportat la un kg.

Dearece φ variază între 0 și 1 (de la 0 la 100), conținutul de umiditate va varia între zero și valoarea maximă corespunzătoare saturației:

$$x_s = 0,622 \frac{p_s}{1 - p_s} \tag{4.80.}$$

Când temperatura gazului atinge punctul de fierbere a lichidului ($p_s=p$ și $x = \infty$), evaporarea trece în fierberea lichidului.

Gradul de saturație (ψ) este raportul dintre conținutul de umiditate a aerului x și cantitatea maximă de umezeală care poate exista în aerul umed la saturație, la aceiași presiune și temperatură:

$$\psi = \frac{x}{x_s} = \varphi \frac{p - p_s}{p - p_s \varphi} = \varphi \frac{p - p_s}{p - p_v}$$
(4.81.)

Se definește entalpia gazului umed ca fiind suma entalpiei gazului uscat și a vaporilor de apă care se găsesc în acesta. În practică se exprimă cantitatea (1+x) de aer umed, compus dintr-un kg de aer uscat la care se adaugă x kg de vapori de apă ce însoțesc acel kg de aer uscat:

$$i = i_a + i_v x = c_{pa} T + x (r + c_{pv} T)$$
(4.82.)

în care: i_a este entalpia unui kg de aer uscat;

 i_v – entalpia unui kg de vapori de apă supraîncălziți la temperatura T;

 c_{pa} – căldura specifică a aerului, se consideră constantă și egală cu 1 kJ/kg·grd;

 c_{pv} – căldura specifică a vaporilor; c_{pv} = 2kJ/kg·grd.

Entalpia vaporilor se determină când vaporizarea are loc la 0^oC când căldura de vaporizare a apei este de 2500 kJ/kg.

Cu specificațiile de mai sus entalpia aerului umed se determină cu relațiile:

$$i = T + x(2500 + 2T)$$

$$i = (1 + 2x)T + 2500x$$
(4.83.)

Se definește temperatura termometrului umed sau temperatura limitei de răcire a corpurilor umede, temperatura la care gazul umed, răcindu-se la o entalpie constantă, devine saturat ($\varphi = 1$).

4.7.1.2. Diagrama de stare a aerului umed

Deoarece aerul umed este caracterizat prin trei variabile independente (presiune, temperatură și conținut în umiditate), prin eliminarea uneia dintre acestea (p=const.) se poate trasa o diagramă de stare.

Diagrama Mollier (i-x) sau diagrama de stare a aerului umed reprezintă variația entalpiei în funcție de umiditatea x, de temperatură și umiditatea relativă (ecuația 4.83.). Construcția diagramei este prezentată în figura 4.15.

Pe axa Ox se notează valorile conținutului de umiditate x. Liniile de umiditate constantă vor fi perpendiculare ce trec prin punctele de pe abscisă. Se duce perpendiculara AD și pe aceasta se ia lungimea AB=2500x. Se duce dreapta OB din origine. Se fixează punctul C la distanța 2Tx și se duce dreapta OC, astfel că între OC și OB să fie reprezentat termenul (2500+2T)x.

Pe perpendiculara AD se fixează mărimea T, în care T=10, 20, 30, 0 C și dacă se duc paralele la OC se obțin izotermele care se intersectează cu abscisa în zona negativă. Izotermele sunt linii oblice cu panta 2T.

Lungimea BD reprezintă entalpia aerului umed la temperatura izotermei care trece prin punctul D, la un conținut de umiditate corespunzător abscisei x a punctului D. Întrucât entalpia vaporilor de apă crește cu temperatura, panta izotermelor se mărește și ea cu temperatura.



Fig. 4.15. Construcția diagramei i-x

Liniile de entalpie constantă sunt drepte echidistante, paralele cu dreapra OB.

Pe diagrama i-x se trasează și curbele umidității relative constante conform ecuației (4.79.), astfel că se obține diagrama aerului umed (fig. 4.16.).

Diagrama i-x este utilizată și la determinarea temperaturii de rouă (T_r) și a temperaturii termometrului umed (T_{um}) .

Fig. 4.16. Diagrama i-x a aerului umed

Din punctul A ce definește starea aerului umed în diagramă (fig. 4.17) se coboară pe linia x=const. și se duce linia i=const., la intersecția cu curba de saturație ($\varphi=100$) se citesc izotermele ce trec prin acele puncte. Acestea reprezintă temperatura de rouă, respectiv temperatura termometrului umed.



Fig. 4.17. Determinarea grafică a temperaturii de rouă și a temperaturii termometrului umed

4.7.1.3. Bilanțul de materiale al uscătorului cu aer

Bilanțul de materiale permite determinarea cantității de apă evaporată și a consumului de aer necesar pentru uscare. Pentru aceasta trebuie cunoscute umiditatea inițială și finală a materialului supus uscării, cantitatea de material ce trebuie uscată, respectiv conținutul în umiditate a aerului.

Umiditatea materialului poate fi exprimată procentual raportată la cantitatea totală (C_m) sau raportată doar la substanța uscată, prima variantă fiind utilizată cu precădere în calculele practice.

Bilanțul total de materiale la uscare se scrie sub forma:

$$M_{mi} = W + M_{mf} \tag{4.84.}$$

în care: W reprezintă cantitatea de apă evaporată iar indicii i și f fac referire la intrare, respectiv ieșire.

Bilanțul parțial pentru substanță uscată are forma:

$$M_{mi}(100 - C_{mi}) = M_{mf}(100 - C_{mf})$$
(4.85.)

Din relațiile de mai sus se obțin cantitatea de apă evaporată și cantitatea de material uscat:

$$W = M_{mi} \frac{C_{mi} - C_{mf}}{100 - C_{mf}}; M_{mf} = M_{mi} \frac{100 - C_{mi}}{100 - C_{mf}}$$
(4.86.)

Necesarul sau consumul de aer pentru uscare se obține din bilanțul umidității la intrarea și ieșirea din uscător:

$$M_{mi} \frac{C_{mi}}{100} + M_{ma} x_1 = M_{mf} \frac{C_{mf}}{100} + M_{ma} x_2$$
(4.87.)

unde: M_{ma} este debitul de aer;

 x_1 – conținutul în umiditate a aerului la intrare;

 x_2 – conținutul în umiditate a aerului la ieșire.

Înlocuind pe M_{mf} cu M_{mi} din relația (4.86.) se obține pentru debitul de aer relația:

$$M_{ma} = \frac{M_{mi} \frac{C_{mi} - C_{mf}}{100 - C_{mf}}}{x_2 - x_1} = \frac{W}{x_2 - x_1}$$
(4.88.)

Consumul specific de aer reprezintă cantitatea de aer necesară pentru îndepărtarea unui kilogram de umiditate:

$$m = \frac{M_{ma}}{W} = \frac{1}{x_2 - x_1} \tag{4.89.}$$

4.7.1.4. Bilanțul termic al uscătorului cu aer

Pentru îndepărtarea umidității dintr-un material se consumă o mare cantitate de căldură. La întocmirea bilanțului termic se scrie egalitatea dintre căldurile intrate, respectiv cele ieșite din sistem, plecându-se de la schema de principiu din figura 4.18. Aici materialul circulă în contracurant cu aerul reducându-și umiditatea de la C_{mi} la C_{mf} .



Fig. 4.18. Schema de calcul a bilanţului termic

În sistem intră căldurile:

 \blacktriangleright căldura introdusă de materialul umed Q_{Mi} sub două forme: căldura adusă de materialul uscat și căldura adusă de umiditatea eliminată din material;

- căldura adusă de aerul necesar uscării Q_{ai} ;
- \blacktriangleright căldura adusă cu dispozitivul de transport Q_{ti} ;
- căldura dată de aerul din bateria de încălzire Q_{sb} ;
- \blacktriangleright căldura introdusă de un calorifer dispus în uscător Q_{ss} ;

Din sistem ies căldurile:

- căldura ieșită cu materialul uscat Q_{Mf} ;
- căldura ieșită cu aerul Q_{af} ;
- căldura scoasă de dispozitivul de transport Q_{tf} ;
- \bullet căldura pierdută în mediul înconjurător Q_{sp} .

Se obține pentru bilanțul termic egalitatea:

$$Q_{Mi} + Q_{ai} + Q_{ti} + Q_{sb} + Q_{ss} = Q_{Mf} + Q_{af} + Q_{tf} + Q_{sp}$$
(4.90.)

Înlocuind fiecare termen cu expresiile lor se obține:

$$(M_{mi}c_{pf}T_{i} + W \cdot c_{pa}T_{i}) + M_{ma}i_{0} + M_{t}c_{pt}T_{ti} + Q_{sb} + Q_{ss} = = M_{mf}c_{pf}T_{f} + M_{ma}i_{2} + M_{t}c_{pt}T_{f} + Q_{sp}$$

$$(4.91.)$$

în care: M_t este masa mijlocului de transport;

 c_{pa} , c_{pf} , c_{pt} – căldurile specifice pentru apă, material uscat și mijloc de transport;

 T_t – temperatura mijlocului de transport.

Cantitatea de căldură necesară a fi introdusă în sistem, în timpul operației de uscare va fi:

$$Q_{s} = Q_{sb} + Q_{ss} = M_{mf}c_{pf}(T_{f} - T_{i}) + M_{ma}(i_{2} - i_{0}) + M_{t}c_{pt}(T_{tf} - T_{ti}) + Q_{sp} - Wc_{pa}T_{i}$$

$$(4.92.)$$

Consumul specific de căldură necesar pentru evaporarea unui kg de umiditate se obține împărțind relația de mai sus cu *W*:

$$q_{s} = q_{sb} + q_{ss} = m(i_{2} - i_{0}) + q_{t} + q_{sp} - c_{pa}T_{i}$$
(4.93.)

Consumul specific în bateria de încălzire este:

$$q_{sb} = m(i_1 - i_0) = \frac{i_1 - i_0}{x_2 - x_0}$$
(4.93.)

Cu indicele 0 se notează parametrii aerului la intrarea în bateria de încălzire, cu 1 parametrii aerului la intrarea în uscător și cu 2 la ieșirea din uscător.

Înlocuind pe q_{ss} în relația (4.92.) se ajunge la forma:

$$\frac{i_2 - i_i}{x_2 - x_0} = q_{ss} + c_{pc}T_i - q_m - q_t - q_{sp} = \Delta$$
(4.94.)

Termenul notat cu Δ reprezintă surplusul de căldură introdus în uscător, toate căldurile fiind raportate la un kg de apă evaporată. Întrucât $x_2 > x_1$ semnul lui Δ este dat de diferența i_2 - i_1 .

Dacă $\Delta = 0$ $(i_1=i_2)$ uscarea are loc fără variația entalpiei aerului în uscător, iar uscătorul se numește ideal. Când $\Delta \neq 0$ uscătorul este real și cel mai frecvent întâlnit este cazul când $i_2 < i_1$, adică suplimentul de căldură adus de calorifer este mai mic decât consumul de căldură din uscător.

4.7.2. Cinetica operației de uscare

Cinetica stabilește legătura dintre variațiile umidității materialului supus uscării și

parametrii procesului, servind la determinarea duratei și a regimului de uscare.

Se definește viteza de uscare ca fiind cantitatea de umiditate îndepărtată de pe unitatea de suprafață în unitatea de timp:

$$w = \frac{dW}{A \cdot dt} \tag{4.95.}$$

Întrucât ecuațiile teoretice care definesc viteza de uscare, în raport cu condițiile inițiale și finale ale produsului, sunt complicate și greu de aplicat, se folosesc datele experimentale transpuse în condiții industriale și ecuațiile deduse pe modele fizice.

Prin integrarea ecuației de mai sus se poate obține durata de uscare:

$$t = \int \frac{dW}{A \cdot w} \tag{4.96.}$$

Dacă se exprimă umiditatea ce trebuie eliminată în funcție de cantitatea de substanță complet uscată M_{usc} , din materialul supus uscării, umiditatea inițială C_{mi} , respectiv finală C_{mf} și se intergează, se obține:

$$t = \frac{M_{usc} \left(C_{mi} - C_{mf} \right)}{A \cdot w} \tag{4.97.}$$

Un asemenea mod de integrare este valabil doar atunci când viteza de uscare este constantă.

Uscarea materialelor este caracterizată prin curba de uscare, ca reprezentare grafică a variației umidității materialelor cu timpul, respectiv curba vitezei de uscare, ca reprezentarea grafică a variației vitezei de uscare cu umiditatea.



Fig. 4.19. Forma curbelor tipice pentru uscarea materialelor

Procesul de uscare, după forma curbelor, are două perioade: una cu viteză de uscare constantă și a doua cu viteză de uscare descrescătoare. La unele materiale perioada descrescătoare se împarte și ea în două zone distincte, numite prima și a doua perioadă de scădere a vitezei de uscare.

Din datele experimentale, majoritatea materialelor se pot încadra în una din cele șase tipuri de curbe de uscare (fig. 4.19.), în funcție de modul cum este legată umiditatea cu materialul supus uscării.

4.8. Absorbția

Absorbția este operația de separare a unuia sau a mai multor componenți din amestecurile gazoase, pe baza solubilității diferite a componenților într-un lichid. Amestecul gazos este adus în contact cu lichidul care, prin proprietățile selective, va dizolva componentul sau componenții ce urmează a fi separați. Ca operație, absorbția se folosește la purificarea gazelor, recuperarea unor componenți sau la realizarea unor reacții chimice în faza lichidă. Dacă au

loc reacții chimice între lichid și componenții solubili, fenomenul se numește chemosorbție.

Recuperarea componentului dizolvat se realizează prin desorbție și constă în încălzirea lichidului în care gazul este dizolvat, când prin trecerea lui în faza gazoasă se poate separa cu ajutorul unei pompe de vid.

Absorbantul sau faza lichidă se alege astfel încât acesta să îndeplinească anumite condiții: să aibă volatilitate mică, selectivitate bună, temperatura de fierbere cât mai ridicată.

Solubilitatea gazului reprezintă concentrația gazului dizolvat în soluția aflată în echilibru cu faza gazoasă. Cu cât presiunea parțială de echilibru a gazelor este mai scăzută, pentru o concentrație dată în lichid, gazele sunt mai solubile. Din datele experimentale s-a constatat că, în cele mai multe cazuri, solubilitatea unui gaz scade cu temperatura.

4.8.1. Bilanțul de materiale

De regulă sunt cunoscute debitul de amestec gazos și concentrația componentului ce trebuie separat, iar pe baza bilanțului de materiale se determină debitul de absorbant ce urmează a absorbi o cantitate determinată din componentul gazos solubil sau concentrația soluției rezultate, când debitul de absorbant este constant.



Fig. 4.20. Modelul de calcul al bilanțului de materiale la absorbția în contracurent

Ecuația bilanțului de materiale pentru absorbția în contracurent (este același principiul de scriere și la absorbția în echicurent) se poate scrie plecând de la notațiile din figura 4.20. unde:

W – debitul molar de absorbant pur, constant la intrarea și ieșirea din aparat;

G – debitul molar de inert (partea insolubilă);

 Y_i , Y_f – concentrațiile compo-nentului solubil din amestecul gazos, la intrare și ieșire, în rapoarte molare;

 X_{i}, X_{f} – concentrațiile componentului dizolvat din lichid, în rapoarte molare;

X, Y – concentrațiile componentului solubil în cele două faze.

În elementul dA intră cu amestecul gazos debitul molar de component solubil G_{ag} :

 G_{ag}

$$= G \cdot Y \tag{4.98.}$$

și iese debitul de $G_{ag}+dG_{ag}$:

$$G_{ag} + dG_{ag} = G \cdot Y - G \cdot dY \tag{4.99.}$$

Scăderea debitului molar al componentului solubil din gaz va fi:

$$dG_{ag} = -G \cdot dY \tag{4.100.}$$

Ca urmare a absorbției de către lichid, semnul – arată scăderea concentrației componentului solubil din gaz.

Pentru faza lichidă bilanțul componentului solubil se poate scrie în mod asemănător:

$$G_{al} = W \cdot X$$

$$G_{al} + dG_{al} = W(X + dX)$$
(4.101.)

Se obține creșterea debitului molar al componentului solubil în lichid:

$$dG_{al} = W \cdot dX \tag{4.102.}$$

Dacă regimul este staționar:

$$dG_{ag} = dG_{al} \tag{4.103.}$$

respectiv:

$$-G \cdot dY = W \cdot dX \tag{4.104.}$$

Relația de mai sus reprezintă ecuația diferențială a bilanțului de materiale, scrisă pentru componentul care se transferă din faza gazoasă în faza lichidă. Prin integrare se obține ecuația bilanțului de materiale pentru componentul care se absoarbe:

$$-G \int_{Y_i}^{Y} dY = W \int_{X}^{X_f} dX$$
 (4.105.)

a cărei soluție este:

$$G(Y_i - Y) = W(X_f - X)$$
 (4.106.)

Dacă se exprimă oncentrațiile prin fracțiile molare se obține o relație de forma:

$$G\left(\frac{y_i}{1-y_i} - \frac{y}{1-y}\right) = W\left(\frac{x_f}{1-x_f} - \frac{x}{1-x}\right)$$
(4.107.)

Prin rezolvarea ecuației (4.105) în raport cu Y rezultă:

$$Y = \frac{W}{G}X + \frac{G \cdot Y_i - W \cdot X_f}{G}$$
(4.108)

Relația de mai sus este ecuația unei drepte de pantă W/G, raport care reprezintă debitul molar de absorbant pe unitatea de debit molar de gaz inert și se numește consumul specific de absorbant.



Fig. 4.21. Stabilirea consumului minim de dizolvant

Fig. 4.22. Bilanțul teoretic al absorbției în contracurent

Alegerea debitului de absorbant se face în funcție de linia de echilibru 4 (fig. 4.21.). Cu cât liniile de operare 1, 2, 3 vor fi mai apropiate de linia de echilibru, forța motrice a procesului va scădea și absorbția se va face mai greu. Dacă linia de operare este tangentă la linia de echilibru (punctul E), în acel punct forța motoare este zero, iar timpul necesar realizării separării este infinit. Panta dreptei AD notată cu W_{min}/G reprezintă consumul specific minim de dizolvant.

La sistemul gaz-lichid curba de echilibru are concavitatea ca în figura 4.22. În aceste condiții consumul specific minim de dizolvant este determinat de panta liniei de operare care intersectează ordonata Y_i chiar pe curba de echilibru. Pentru soluția obținută concentrația X_p^* este concentrația soluției aflată în echilibru cu faza gazoasă la baza aparatului:

$$G(Y_{i} - Y_{f}) = W_{\min}(X_{f}^{*} - X_{i})$$
(4.109.)

4.8.2. Bilanțul termic



Fig. 4.23. Bilanțul termic al absorbției în contracurent

Absorbția poate fi considerată cu aproximație o operație izotermă, deoarece lucrează cu amestecuri și soluții diluate. Cum în practică are loc o creștere a temperaturii, aparatele sunt prevăzute cu sisteme de răcire.

Pentru cele două curente (fig. 4.23.), unul ascendent și altul descendent, s-au făcut notațiile:

▶ pentru amestecul gazos: *G*- debitul molar; *y*concentrația în fracții molare; i_g - entalpia molară a gazului;

▶ pentru soluție: W- debitul molar; xconcentrația în fracții molare; i_l - entalpia molară a lichidului.

 W_2, x_2, i_{l_2} $G_{j,y_j, i_{g_j}}$ Amestecul gazos intră în absorber cu parametrii G_1, y_1, i_{g_1} în secțiunea 1-1', își modifică valorile la G', y', i_g ' și iese cu parametrii G_2, y_2, i_{g_2} . În mod similar se modifică și parametrii soluției.

Dacă pentru partea cuprinsă între secțiunea 1-1' și limita superioară a aparatului se aplică principiul conservării energiei se obține:

$$W_1 i_{l1} + G' i'_g = W' i'_l + G_2 i_{g2} + Q_s$$
(4.110.)

în care Q_s este căldura dezvoltată în timpul procesului.

Entalpia soluției de concentrație *x*' are forma:

$$\dot{i_l} = c_{pM} T_l + \Delta i_d$$
 (4.111.)

unde: c_{pM} este capacitatea molară a soluției;

 T_l – temperatura soluției în secțiunea 1-1';

 $\Delta i_{d}\,$ - căldura integrală de dizolvare.

Cu ajutorul relației (4.110.) se poate calcula căldura necesară a fi eliminată în timpul absorbției, pentru ca temperatura să se mențină constantă.

4.9. Adsorbția

Adsorbția este operația de separare prin care un component al unui amestec fluid este reținut pe suprafața unui lichid sau solid. În funcție de natura interacțiunilor moleculare adsorbția poate fi:

♦ fizică, ca efect al forțelor Van der Waals şi se petrece în stratul molecular superficial;

◆ chimică, când fenomenul este însoțit de o reacție chimică.

Adsorbția se poate realiza cu suprafața de adsorbție mobilă sau cu suprafața de adsorbție fixă.

Capacitatea de adsorbție reprezintă însușirea unui adsorbent de a reține pe suprafața sa o cantitate determinată de adsorbit și se măsoară în kg substanță adsorbită pe kg sau m³ adsorbent. Capacitatea de adsorbție poate fi:

• statică sau la echilibru, reprezentând cantitatea maximă de substanță adsorbită la temperatură constantă, atuncă când contactul dintre adsorbent și adsorbant este static, fiind determinată din izotermele de adsorbție;

• dinamică, reprezentând cantitatea maximă asorbită de materialul solid când peste acesta este trimis un flux continuu de fluid, este mai mică decât capacitatea statică deoarece nu se realizează condițiile de echilibru.

Ca adsorbenți se folosesc pământurile decolorante (argile naturale și activate), materiale pe bază de oxizi metalici, pe bază de bioxid de siliciu, cărbuni activi (minerali și vegetali), site moleculare (zeoliți sintetici).

4.9.1. Echilibrul termodinamic

Adsorbția poate fi descrisă, pentru un sistem solid-fluid pur, de o ecuație de stare ca funcție univocă de temperatură și presiune la echilibru a fazei fluide:

$$C_m = f(p,T) \tag{4.112.}$$

în care C_m este concentrația substanței adsorbită la echilibru, în grame adsorbit pe grame adsorbent.

Condițiile de echilibru în procesul de adsorbție se stabilesc pe cale experimentală, exprimarea cea mai uzuală fiind sub forma izotermelor de adsorbție. Diagramele au forma specifică fiecărui sistem (fig. 4.24) și exprimă corelația dintre cantitatea de adsorbit și presiunea parțială a adsorbitului în faza gazoasă.



Fig. 4.24. Izoterme de adsorbție

Fig. 4.25. Compararea izotermelor de adsorbție

Sistemele care au concavitatea izotermei spre abscisă sunt favorabile adsorbției, iar cele cu concavitatea spre ordonată sunt nefavorabile adsorbției. Pentru un sistem cu o temperatură dată, valoarea maximă a presiunii este cea de saturație, p_{sat} .

Posibilitatea de separare prin adsorbție se poate stabili prin studiul izotermelor componenților fluidului. Pentru doi componenți A și B (fig. 4.25) ai fazei gazoase și un anumit adsorbent, izotermele arată că pentru componentul A adsorbentul are o capacitate de adsorbție mult mai mare față de componentul B.

Izotermele de adsorbție se pot exprima analitic prin ecuații de forma:

$$C_m = k_1 p_A^n \tag{4.113.}$$

Relația de mai sus se numește ecuația lui Freundlich și în coordonate logaritmice ea reprezintă o dreaptă. O altă formă de exprimare a izotermei este ecuația lui Langmuir aplicabilă în cazul chemosorbției:

$$C_m = \frac{k_1 p_A}{1 + k_2 p_A} \tag{4.114.}$$

4.9.2. Procedee de adsorbție

Adsorbția statică presupune introducerea adsorbentului granulat într-un aparat, odată cu lichidul de purificat, cu agitarea lor. După terminarea adsorbției, adsorbentul va sedimenta iar lichidul va si separat prin filtrare. Aceasta reprezintă adsorbția statică cu o singură treaptă de contactare, a cărui bilanțul de materiale prezentat în figura 4.26.



Fig. 4.26. Principiul adsorbției cu o singură treaptă de contactare

Conform figurii, bilanțul de materiale are expresia:

$$M_{m,1}(Y_1 - Y_2) = M_{m,2}(X_2 - X_1)$$
(4.115.)

în care: $M_{m,1}$ este debitul fazei fluide;

 $M_{m,2}$ – debitul de adsorbent;

 Y_1, Y_2 – concentrațiile în rapoarte molare a componentului adsorbit din faza fluidă;

 X_1, X_2 – concentrațiile în rapoarte molare a componentului adsorbit în faza solidă.

Relația de mai sus reprezintă, pentru un sistem de coordonate *XY*, linia de operare cu panta $M_{m,2}/M_{m,1}$ =-*k*.

În cazul soluțiilor diluate, curba de echilibru poate fi descrisă de o ecuație de forma:

$$Y_{(e)} = k_1 X^n (4.116.)$$

Din ultimele două relații se obține:

$$\frac{M_{m,2}}{M_{m,1}} = \frac{Y_1 - Y_2}{\left(\frac{Y_2}{k_1}\right)^{\frac{1}{n}}}$$
(4.117.)

Dacă se cunosc coeficientul k_1 și exponentul n, pentru o variație a concentrației fazei fluide de la Y_1 la Y_2 , se poate calcula debitul de adsorbent pur ($X_1=0$). În figura 4.26.

sunt trasate curbele de echilibru pentru diverse valori ale lui n și dreptele de operare AB de pante diferite. Punctele B_1 și B_2 sunt situațiile limită de atingere a condițiilor de echilibru, dar cum în practică acest echilibru nu se realizează, concentrația finală a adsorbitului este dată de coordonatele punctului B'.

Adsorbția dinamică presupune existența unui flux continuu de fază fluidă ce străbate un strat fix sau mobil de adsorbent. Ea se realizează în două faze simultane, adsorbție continuă sau periodice, adsorbție discontinuă.

Într-o primă fază are loc adsorbția selectivă în regim izoterm, iar în faza a doua se execută regenerarea adsorbentului. După câteva cicluri de adsorbție-desorbție este necesară reactivarea adsorbentului.



Fig. 4.27. Principiul adsorbției continue în strat mobil

Pentru adsorbția continuă cu contactare permanentă, între adsorbentul granulat și fluidul ce circulă în contracurent, procesul de lucru este prezentat în figura 4.27. În acest caz din faza fluidă se transferă un singur component către faza solidă, procesul fiind asemănător cu absorbția.

Pentru componentul adsorbit, când debitele celor două faze sunt constante, bilanțul de materiale are forma:

$$M_{m,1}(Y_1 - Y_2) = M_{m,2}(X_1 - X_2)$$
(4.118.)

Linia punctată reprezintă dreapta de operare care intersectează curba de echilibru, caz în care numărul treptelor de separare este infinit.

Pentru o secțiunea acoloanei dH, de coordonate X și Y (punctul A), forța motrice a procesului este dată de diferența $\Delta Y = Y \cdot Y_{(e)}$. Totodată bilanțul diferențial de masă pentru componentul adsorbit va fi:

$$M_{m,1}dY = M_{m,2}dX = K_g a_s (Y - Y_{(e)}) dH$$
(4.119.)

în care: K_g este coeficientul global de transfer de masă în adsorbție, raportat la faza fluidă;

 a_s – suprafața specifică sau interfața reală de contact.

Numărul de unități de transfer (NUT) se obține după integrarea relației (4.119.) între limitele de lucru:

$$\left(NUT\right)_{g} = -\int_{Y_{1}}^{Y_{2}} \frac{dY}{Y - Y_{(e)}} = \frac{K_{g}a_{s}}{M_{m,1}} \int_{0}^{H} dH = \frac{K_{g}a_{s}}{M_{m,1}} H$$
(4.120.)

Ca și în cazul absorbției, integrala de mai sus se poate rezolva numai pe cale grafică.

În mod similar se poate scrie numărul unităților de transfer și pentru faza solidă.

4.10. Extracția

Extracția este operația prin care se separă, total sau parțial, unul sau mai mulți componenți dintr-o soluție omogenă ori dintr-un amestec solid, cu ajutorul unui dizolvant.

Dacă separarea are loc între sisteme formate din faze lichide, aceasta se numește extracție lichid-lichid sau rafinare. Aici rafinatul este constituit din faza lichidă epuizată, iar extractul din dizolvant și componentul extras.

Dacă separarea urmărește îndepărtarea unui component dintr-un mediu solid, atunci operația se numește extracție solid-lichid, spălare sau elutriere. Aici extractul este alcătuit din dizolvant și solut (componentul dizolvat), iar reziduul din faza solidă epuizată.

Pentru punerea în evidență a modului cum se realizează separarea s-a făcut apel la extracția simplă (fig. 4.28) în care amestecul inițial A+B este introdus într-un amestecător, împreună cu dizolvantul S, după separare rezultând rafinatul și extractul.



Fig. 4.28. Principiul extracției lichid-lichid într-o singură treaptă

Alegerea dizolvantului este o problemă extrem de importantă, deoarece acesta trebuie să țină cont de numeroase aspecte tehnice, cele mai importante fiind: selectivitatea, densitatea, vâscozitatea, tensiunea interfazică, temperaturile la care au loc transformările de fază, reactivitatea chimică, corozivitatea, toxicitatea, etc.

4.10.1. Extracția lichid-lichid

La separarea prin extracție se presupune contactul permanent între dizolvant și soluția inițială. Conform legii lui Fick (v. ecuația 4.22.) cantitatea de substanță transferată este proporțională cu suprafața de contact și cu potențialul procesului. Potențialul transferului de masă solicită cunoașterea legilor echilibrului de fază la sistemele eterogene lichide.

În funcție de numărul componenților ce alcătuiesc sistemele lichide, acestea pot fi:

- ♦ sisteme lichide monocomponente, cu un singur component;
- ♦ sisteme lichide binare, cu doi componenţi;
- ♦ sisteme licide ternare, cu trei componenți;
- ♦ sisteme lichide cuaternare, cu patru componenți;
- ♦ sisteme lichide multicomponente.

4.10.1.1. Transferul de masă la extracția lichid-lichid

La baza procesului de trecere a unuii component din faza lichidă inițială în faza lichidă formată cu dizolvantul, stau două procese elementare:

■ difuzia componentului solubil din soluția inițială către interfață;

difuzia componentului solubil de la interfață către masa dizolvantului.

Cantitatea de component solubil ce se transferă este proporțională cu potențialul procesului care, sub forma diferențelor de concentrație este:

$$N_{mB} = k_R A (x_B - x_{Bi}) = k_E A (y_{Bi} - y_B) = K_R A (x_B - x_B^*) = K_E A (y_B^* - y_B)$$
(4.121.)

în care: k_R este coeficientul individual de transfer în rafinat;

 k_E – coeficientul individual de transfer în extract;

 K_R – coeficientul global de transfer raportat la rafinat;

 K_E – coeficientul global de transfer raportat la extract.

Indicele i se referă la concentrația de interfață iar asterixul la concentrația de echilibru a componentului dizolvat conform legii lui Nernst.

Legătura dintre coeficienții de transfer de masă individuali și globali este dată de relațiile:

$$K_{R} = \frac{1}{\frac{1}{k_{R}} + \frac{1}{k_{NB}k_{E}}}$$

$$K_{E} = \frac{1}{\frac{1}{\frac{1}{k_{E}} + \frac{k_{NB}}{k_{R}}}}$$
(4.122.)

unde k_{NB} este un coeficient de repartiție.



Fig. 4.29. Principiul extracției diferențiale în contracurent

Rezistențele la difuziune în fazele sistemului depind de solubilitatea solutului în cele două faze, adică de coeficientul de repartiție. Coeficienții individuali de transfer se determină cu ajutorul ecuațiilor criteriale.

Extracția diferențială în contracurent se realizează în coloane cu umplutură sau cu stropire, în care se introduc și se scot în flux continuu cele două faze. Lichidul mai dens se introduce pe la partea superioară, iar lichidul mai puțin dens pe la partea inferioară.

Pentru coloana de înălțime H (fig. 4.29), se separă un element de volum dH la care concentrațiile fazelor la ieșirea din acesta sunt X_B și Y_B (punctul P din diagramă). Dacă din punctul P se duce o dreaptă de pantă egală cu raportul coeficienților individuali de transfer, la intersecția cu linia de echilibru se obțin concentrațiile fazelor în echilibru.

Bilanțul solutului care se transferă în procesul de extracție se poate scrie sub forma:

$$dM_{mB} = d(M_{mR}^{'}X_{B}) = k_{R}dA(X_{B} - X_{Bi}) = K_{E}dA(X_{B} - X_{B}^{*})$$

$$dM_{mB} = d(M_{mE}^{'}Y_{B}) = k_{E}dA(Y_{Bi} - Y_{B}) = K_{E}dA(Y_{B}^{*} - Y_{B})$$
(4.123.)

Suprafața prin care se face transferul de masă depinde de suprafața specifică de contact a și aria secțiunii transversale A_0 :

$$dA = a \cdot A_0 dH \tag{4.124.}$$

Se obține din cele două relații:

$$d(M_{mR}X_{B}) = M_{mR}dX_{B} = K_{R}a \cdot A_{0}(X_{B} - X_{B}^{*})dH \qquad (4.125.)$$

Atât concentrațiile rafinatului, cât și a extractului sunt exprimate sub formă de rapoarte masice între componenții A, B și S, debitul masic de rafinat făcând referire numai la componentul A. În condițiile în care A și S sunt total nemiscibile, relația de mai sus este adevărată, iar prin integrare rezultă:

$$H = \frac{M_{mR}}{K_R a \cdot A_0} \int_{X_{B2}}^{X_{B1}} \frac{dX_B}{X_B - X_B^*}$$
(4.126.)

În precedenta relație prima fracție reprezintă înălțimea globală a unității de transfer $(IUT)_{TR}$, iar integrala numărul global al unităților de transfer, ambele raportate la faza rafinat.

Dacă legea distribuției ideale este valabilă se scrie ecuația bilanțului solutului pentru porțiunea de coloană de sub elementul de volum:

$$M_{mR}X_{B} + M_{mE1}Y_{B1} = M_{mR2}X_{B2} + M_{mE}Y_{B}$$
(4.127.)

Dacă cei doi componenți *S* și *A* sunt nemiscibili, $M'_{mR} = M'_{mR2}$ respectiv $M'_{mE1} = M'_{mE}$, iar legea de distribuție ideală va avea forma:

$$Y_{B} = k_{NB} X_{B}^{*}$$
(4.128.)

Cu aceasta se obține pentru X_B^* expresia:

$$X_{B}^{*} = \frac{M_{mR}}{M_{mE}k_{NB}} (X_{B} - X_{B2}) + \frac{Y_{B1}}{k_{NB}}$$
(4.129.)

Prin înlocuire în expresia integralei și integrare se obține:

$$(NUT)_{TR} = \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} \ln \left[\frac{X_{B1} - \frac{Y_{B1}}{k_{NB}}}{X_{B2} - \frac{Y_{B1}}{k_{NB}}} \left(1 - \frac{1}{\varepsilon} \right) + \frac{1}{\varepsilon} \right]$$
(4.130.)

în care $\varepsilon = \frac{M_{mE}}{M_{mR}}$ reprezintă factorul de extracție.

În practică, la extracția lichid-lichid se folosește contactul în trepte; cu cât numărul treptelor de contact este mai mic, procesul este discontinuu, iar când numărul treptelor de contact este mai mare procesul se apropie de continuu.

Extracția în echicurent poate fi studiată după modelul din figura 4.30. Pentru o instalație cu n trepte teoretice de contact, soluția inițială se introduce în prima treaptă, iar rafinatul se scoate din ultima treaptă. Totodată, în fiecare treaptă se introduce dizolvant

proaspăt și se culege un extract. Scopul este acela de a determina numărul treptelor teoretice de contact.

Pentru început se admite că componenții A și S sunt nemiscibili, iar legea distribuției ideale este valabilă. În aceste condiții se poate scrie:



Fig. 4.30. Modelul extracției în echicurent

$$M_{mR0} = M_{mR1} = \dots = M_{mRn} = M_{mR} = const.$$

$$M_{mS1} = M_{mE1} = const.\dots = M_{mSn} = M_{mEn} = const.$$
(4.131.)

respectiv:

în care: M'_{mR0} este cantitatea de component A din soluția inițială;

 M'_{mS1} - cantitatea de component S în dizolvant;

 X_{B1} – concentrația rafinatului din prima treaptă;

 Y_{B1} – concentrația extractului din prima treaptă.

Pentru fiecare treaptă de contact se scrie bilanțul solutului, iar după introducerea condițiilor de mai sus se aranjează sub forma:

$$X_{B1} = \frac{X_{B0}}{1 + s_1 k_{NB}} + \frac{s_1 Y_{B0}}{1 + s_1 k_{NB}}$$

$$X_{B2} = \frac{X_{B1}}{1 + s_2 k_{NB}} + \frac{s_2 Y_{B0}}{1 + s_2 k_{NB}}$$

$$\dots$$

$$X_{Bn} = \frac{X_{Bn-1}}{1 + s_{n-1} k_{NB}} + \frac{s_{n-1} Y_{B0}}{1 + s_{n-1} k_{NB}}$$
(4.133.)

unde *s* este consumul specific de dizolvant consumat într-o treaptă (în kgS/kgA).

Prin substituirea succesivă a concentrațiilor rafinatului dintr-o ecuație în alta se obține:

$$X_{Bn} = \frac{X_{B0}}{\left(1 + s \cdot k_{NB}\right)^{n}} + \frac{s \cdot Y_{B0}}{1 + s \cdot k_{NB}} \left[1 + \frac{1}{1 + s \cdot k_{NB}} + \frac{1}{\left(1 + s \cdot k_{NB}\right)^{2}} + \dots + \frac{1}{\left(1 + s \cdot k_{NB}\right)^{n-1}}\right]$$
(4.134.)

sau sub forma simplificată:

$$\left(\frac{1}{1+s\cdot k_{NB}}\right)^{n} = \frac{X_{Bn}k_{NB} - Y_{B0}}{X_{B0}k_{NB}}$$
(4.135.)

Din relația de mai sus se poate calcula prin logaritmare numărul treptelor teoretice de contact.



Fig. 4.21. Graficul de determinare a numărului treptelor teoretice de contact la extracția în echicurent

În cazul unui amestec ternar la care doi componenți sunt nemiscibili total, iar legea distribuției ideale nu este respectată, acest număr de trepte teoretice de contact se determină grafic (fig. 4.21).

Se trasează curba de echilibru pe baza datelor experimentale și se stabilesc punctele care corespund compoziției dizolvantului Y_0 , compoziției soluției inițiale X_0 și

compoziției finale a rafinatului X_n .

Se scrie bilanțul de materiale pentru componentul B, corespunzător primei trepte de contact:

$$M'_{mR0}X_{B0} + M'_{mS1}Y_{B0} = M'_{mR1}X_{B1} + M'_{mE1}Y_{B1}$$
(4.136.)

Dacă se notează consumul specific de dizolvant $s_1 = M_{mS1} / M_{mR0}$ relația de mai sus devine:

$$-\frac{1}{s_1} = \frac{Y_{B1} - Y_{B0}}{X_{B1} - X_{B0}}$$
(4.137.)

Relația (4.137.) reprezintă ecuația unei drepte de pantă $-1/s_1$ și care trece prin punctul P_1 (X_0 , Y_0). La intersecția dreptei de operare cu curba de echilibru se obțin compozițiile rafinatului și extractului la ieșirea din prima treaptă de contact.

Pentru a doua treaptă de contact, din bilanțul de materiale se obține o relație de forma:

$$-\frac{1}{s_2} = \frac{Y_{B2} - Y_{B0}}{X_{B2} - X_{B1}}$$
(4.138.)

Dreapta de pantă $-1/s_2$ ce trece prin punctul P_2 (X_{B1} , Y_{B0}) va intersecta curba de echilibru într-un punct ale cărui coordonate vor reprezenta compoziția rafinatului și extractului la ieșirea din treapta a doua de contact.

Aceiași operație se face pentru restul treptelor de contact, până se obține pentru rafinat compoziția dorită X_{Bn} .

Principiul extracției în contracurent (fig. 4.22) presupune introducerea soluției supusă extracției în prima treaptă, iar dizolvantul în ultima treaptă, contactarea fazelor realizându-se în contracurent, numărul treptelor de contact fiind determinat pe cale analitică sau grafică.



Fig. 4.22. Modelul extracției în contracurent

Pentru componenții A și S nemiscibili și legea distribuției ideale este valabilă, liniile de echilibru și de operare sunt drepte iar numărul treptelor de contact poate fi calculat. Se scrie bilanțul de materiale pentru componentul B, corespunzător celor n-1 trepte:

$$s \cdot k_{NB} (X_{B2} - X_{B1}) = X_{B1} - X_{B0}$$

$$s \cdot k_{NB} (X_{B3} - X_{B2}) = X_{B2} - X_{B1}$$

$$\dots$$

$$s \cdot k_{NB} (X_{Bn} - X_{Bn-1}) = X_{Bn-1} - X_{Bn-2}$$
(4.139.)

în care $s = M'_{mE2} / M'_{mR0}$ este consumul specific de dizolvant.

Ca și în cazul precedent, prin substituirea diferențelor de concentrație dintr-o ecuație în alta se obține:

$$(s \cdot k_{NB})^{n-1} (X_{Bn} - X_{Bn-1}) = X_{B1} - X_{B0}$$
(4.140.)

Pentru ultima treaptă de contact *n* se poate scrie:

$$X_{Bn-1} = X_{Bn} - s(Y_{Bn+1} - k_{NB}X_{Bn})$$
(4.141.)

Pentru componentul *B* bilanțul de materiale pentru întreaga instalație este:

$$X_{B1} = \frac{X_{B0}}{s \cdot k_{NB}} + \frac{Y_{Bn+1}}{s} - \frac{Y_{Bn}}{s \cdot k_{NB}}$$
(4.142.)

Din ultimele trei relații, după unele rearanjări se obține o expresie de forma:

$$(s \cdot k_{NB})^{n} = \frac{X_{Bn} + X_{B0} s \cdot k_{NB} - s \cdot k_{NB} - X_{B0}}{X_{Bn} s \cdot k_{NB} - s \cdot Y_{Bn+1}}$$
(4.143.)



Fig.4.23. Graficul de determi-nare a numărului treptelor de contact la extracția în contracurent

Relația de mai sus poate fi rezolvată analitic prin logaritmare, rezultând numărul treptelor teoretice de contact.

Dacă cei doi componenți A și S sunt nemiscibili dar legea distri-buției ideale nu este respectată, numărul treptelor teoretice de contact se determină pe cale grafică (fig. 4.24.). Pe linia de echilibru, trasată pe baza datelor experimentale, se evidențiază punctele X_0 , X_n și Y_{n+1} . Din ecuația

bilanțului solutului pe toată instalația se obține:
$$M_{mA0}X_{B0} + M_{mSn+1}Y_{Bn+1} = M_{mAn}X_{Bn} + M_{mS1}Y_{B1}$$
(4.144.)

Din relația de mai sus se obține ecuația liniei de operare:

$$\frac{M'_{mA}}{M'_{mS}} = \frac{Y_{B1} - Y_{Bn+1}}{X_{B0} - X_{Bn}}$$
(4.145.)

Linia de operare trece prin punctul $P_1(X_n, Y_{n+1})$ și printr-un al doilea punct situat pe dreapta $X=X_0$, ce poate avea două poziții limită date de P_2 și P_4 .

Dreptei de operare P_1P_4 îi corespunde o valoare maximă pentru diferența $Y_{B1} - Y_{Bn+1}$, raportul M'_{mA} / M'_{mS} are valoarea maximă iar consumul specific de dizolvant este minim. În acest caz numărul treptelor de contact este infinit.

Dacă $Y_I = Y_{n+1}$ consumul de dizolvant este infinit iar numărul treptelor de contact este egal cu unu.

Din ecuația (4.145.), prin înlocuirea $Y_{BI}=Y_{BImin}$ se obține consumul minim de dizolvant. Linia P_1P_3 se trasează pentru un consum de dizolvant mai mare decât valoarea minimă, punctul P_3 rezultând din ecuația de mai sus, după calcularea lui Y_{BI} . Prin trasarea unor drepre orizontale și verticale se obțin punctele de intersecție cu curba de echilibru, care corespund numărului treptelor de contact.

4.11. Cristalizarea

Cristalizarea este o operație prin care se realizează separarea uneia sau a mai multor substanțe solide, dintr-un sistem omegen lichid sub formă de soluție sau topitură. Prin formarea cristalelor, acestea pot fi separate de restul sistemului, astfel că operația poate fi folosită la recuperarea unui component dintr-o soluție, la purificarea unei substanțe prin cristalizări succesive sau la îmbunătățirea formei comerciale a unui produs.

Corpuri solide, cristalii au o formă regulată și structură chimică omogenă, iar prin dispunerea ordonată formează rețele cristaline ce determină o anumită formă exterioară, caracteristică fiecărei substanțe.

Cristalele se pot clasifica după simetria lor, principalele elemente de simetrie fiind: centrul de simetrie, axa de simetrie și planul de simetrie. În ra-

port cu aceste elemente, cristalele se pot clasifica în șapte sisteme metalografice: cubic, tetragonal, rombic, monoclinic, triclinic, hexagonal și trigonal.

În anumite situații apare fenomenul se izomorfism când substanțe cu rețele cristaline similare și caracteristici chimice de același tip, cristalizează din soluție împreună, formând cristale mixte cu compoziție variabilă. De asemeni, în funcție de condițiile termodinamice unele substanțe pot cristaliza în diverse sisteme, fenomenul fiind cunoscut sub denumirea de polimorfism.

Corpurile solide au proprietatea de a se dizolva, într-o măsură diferită, specifică, apa fiind cel mai răspândit dizolvant. Dizolvarea este însoțită, de regulă, de o absorbție de căldură și mai rar de degajare de căldură. Căldura degajată sau absorbită la dizolvarea unei unități de masă dintr-o substanță se numește căldură de dizolvare:

$$Q_{diz} = Q_1 + Q_2 \tag{4.146.}$$

în care: Q_1 este căldura necesară distrugerii rețelei cristaline;

 Q_2 – căldura de interacțiune dintre substanță și dizolvant, numită căldură de solvatare.

La distrugerea rețelei cristaline se consumă căldură în timp ce la dizolvare (hidratare dacă solventul este apa) Q_2 este întotdeauna pozitivă, efectul termic global

fiind dependent de raportul celor două călduri. Majoritatea substanțelor solide prin dizolvare în apă determină o autorăcire a soluției $(Q_1 < Q_2)$.



Fig. 4.24. Curba de solubilitate și suprasolubilitate pentru limitele metastabilității la cristalizare

Solubilitatea substanțelor solide nu depinde de presiune și se determină prin metode experimentale, fiind exprimată prin tabele sau grafice.

Pentru a putea cristaliza dintr-o soluție sau topitură, trebuie să existe o suprasaturație a substanței sub punctul de topire, procesul desfășurându-se în două etape: formarea centrelor sau a germenilor de cristalizare și cresterea cristalelor.

Trebuie menționat că mecanismul formării centrelor de cristalizare nu este pe deplin lămurit.

În condițiile în care o soluție este suprasaturată peste anumite limite, unele substanțe cristalizează spontan. Mecanismul cristalizării poate fi provocat prin introducerea în soluție a unor cristale mici din substanța dizolvată sau prin intermediul unor acțiuni mecanice precum agitare, scuturare, frecarea pereților cu o baghetă de sticlă, respectiv cu ajutorul unui șoc termic.

Deoarece viteza de formare a centrelor de cristalizare crește cu saturația soluției, sa emis ipoteza existenței unei limite de metastabilitate (fig. 4.24.) ce împarte domeniul de suprasaturație în două zone: zona labilă unde este posibilă cristalizarea spontană și metastabilă unde acest fenomen nu este posibil. Pe lângă curba de solubilitate 1, în figură mai este trasată și curba de suprasolubilitate 2, ce constituie limita dintre cele două zone ale soluției.

Prin formarea centrelor de cristalizare și creșterea cristalelor, datorită gradientului de concentrație care se crează, spre suprafața cristalului se transportă prin difuziune și convecție o cantitate de substanță definită prin relația:

$$\frac{dM}{dt} = k_d A \left(C - C_i \right) \tag{4.147.}$$

în care k_d este coeficientul parțial de transfer de masă de la soluție la interfața cristallichid.

Cantitatea de substanță de mai sus se va depune pe suprafața cristalului, iar ecuația ce descrie fenomenul este:

$$\frac{dM}{dt} = k_r \left(C_i - C^* \right) \tag{4.148.}$$

Cele două cantități sunt egale și de aici rezultă:

$$\frac{dM}{dt} = k_d A (C - C_i) = k_r A (C_i - C^*)$$
(4.149.)

în care: k_r constanta vitezei de cristalizare:

C – concentrația soluției, *i*-interfață cristal-lichid, *- cristal.

Deoarece concentrația substanței la interfața cristal-lichid este greu de stabilit, ea poate fi eliminată din ecuația de mai sus:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{1}{1/k_d + 1/k_r} A(C - C^*) = K \cdot A(C - C^*)$$
(4.150.)

unde *K* este coeficientul global de transfer la cristalizare.

4.11.1. Metode de cristalizare

Principalele metode de cristalizare folosite în practică sunt cristalizarea izohidrică, cristalizarea izotermă, cristalizarea fracționată și cristalizarea prin reacții chimice.



Fig. 4.25. Metode de cristalizare

Cristalizarea izohidrică presupune răcirea soluțiilor suprasaturate, cantitatea de dizolvant rămânând constantă. Fenomenul este prezentat în figura 4.25. Soluția inițială nesaturată, caracterizată de punctul $A(T_1, C_1)$, este răcită și ajunge pe curba de solubilitate în punctul $B(T_1, C_1)$ ce caracterizează saturația la temperatura T_1 . Prin răcirea soluției la temperatura T_2 (punctul C) soluția începe să cristalizeze iar concentrația solvitului scade până la concentrația de saturație (punctul D). Prin urmare procesul de cristalizare

este reprezentat de linia CD.

Dacă soluția nu are posibilitatea de a realiza o suprasaturare, procesul de cristalizare va fi reprezentat de curba *ABD*. Când există posibilitatea de a realiza o suprasaturare cu răcirea soluției, procesul de cristalizare poate fi reprezentat de curbele *AB'D* sau *AB'D'*.

Cristalizarea izotermă presupune îndepărtarea unei cantități de dizolvant din soluție. Prin aceasta crește concentrația soluției și implicit temperatura de fierbere a acesteia, până se ajunge la starea de saturație (curba *AEF*).

Cristalizarea prin congelare se realizează prin coborârea temperaturii soluției sub 0 $_0$ C metoda fiind folosită la separarea saramurii naturale din apele sărate.

Cristalizarea prin reacții chimice are la bază unele reacții chimice prin care compușii pot cristaliza, urmând a fi separați din soluție.

Cristalizarea fracționată presupune introducerea unei substanțe în soluție care reduce solubilitatea unei sări, ajungându-se astfel la soluții suprasaturate. Prin variația temperaturii, din soluția suprasaturată cristalizează o anumită substanță prezentă în soluție.

4.11.2. Bilanțul de materiale și bilanțul termic al cristalizării

Pentru a putea stabili cantitatea de cristale rezultată în urma procesului de cristalizare, se întocmește bilanțul de materiale, total sau parțial pentru substanța dizolvată.

Bilanțul total de materiale are forma:

$$M_{i} = M_{f} + M_{cr} + M_{d}$$
(4.151.)

în care: M_i este cantitatea de soluție inițială;

 M_f – cantitatea de soluție finală;

 M_{cr} – cantitatea de cristale.

Bilanțul de materiale pentru substanța dizolvată are forma:

$$M_{i}C_{mi} = M_{f}C_{mf} + M_{cr}C_{cr}$$
(4.152.)

unde: *C_{mi}* este concentrația sării în soluția inițială, % masă;

 C_{mf} – concentrația sării în soluția finală, % masă;

 $C_{cr} = M_0 / M_{ch}$ - raportul dintre masele moleculare ale sării anhidre și a cristalohidratului (dacă prin cristalizare rezultă cristale anhidre $C_{cr}=I$).

Cantitatea de cristale rezultată se obține din cele două relații sub forma:

$$M_{cr} = \frac{M_i (C_{mi} - C_{mf}) + M_d C_{mf}}{C_{cr} - C_{mf}}$$
(4.153.)

Dacă cristalizarea se realizează prin răcirea soluției, $M_d=0$ și relația de mai sus devine:

$$M_{cr} = \frac{M_i (C_{mi} - C_{mf})}{C_{cr} - C_{mf}}$$
(4.154.)

Atunci când odată cu răcirea soluției se îndepărtează și o cantitate de dizolvant, mai întâi se determină cantitatea de dizolvant eliminată și apoi se aplică ecuația bilanțului de materiale prin care se calculează cantitatea de cristale.

Bilanțul termic urmărește stabilirea cantității de căldură ce trebuie introdusă sau eliminată din sistem în timpul procesului de cristalizare.

Sub forma cea mai generală, ecuația bilanțului termic se scrie astfel:

$$M_{i}c_{pi}T_{i} + M_{cr}q_{cr} + Q_{inc} = M_{f}c_{pf}T_{f} + M_{cr}c_{pcr}T_{f} + M_{d}i + Q_{r} + Q_{p}$$
(4.155.)
existence de existencia

în care: q_{cr} este căldura de cristalizare;

 Q_{inc} – cantitatea de căldură ce trebuie dată pentru realizarea cristalizării;

i – entalpia vaporilor de dizolvant;

 Q_r – cantitatea de căldură preluată de agentul de răcire;

 Q_p – cantitatea de căldură pierdută în mediul înconjurător.

În funcție de modul cum se realizează cristalizarea pot fi identificate unele cazuri particulare, prin care ecuația bilanțului termic se simplifică.

Când cristalizarea se farce prin răcirea soluției $Q_{inc}=0$. De asemeni, dacă nu are loc evaporarea dizolvantului termenul M_{di} poate să lipsească, caz în care se pot neglija și pierderile de căldură în mediul înconjurător. Astfel se determină cantitatea de agent termic necesară răcirii.

Când cristalizarea este izotermă $Q_r=0$ iar din ecuația bilanțului se determină cantitatea de căldură ce trebuie dată pentru realizarea cristalizării.

Când cristalizarea se realizează în vid $Q_{inc}=0$ și $Q_r=0$, din ecuația bilanțului se obține cantitatea de dizolvant care se îndepărtează, iar din relația (4.154.) se calculează cantitatea de cristale rezultată.

4.12. Fluidizarea

Fluidizarea presupune aducerea unui strat pulverulent sau granular într-o stare fluidă. Prin această metodă se pot amesteca și transporta foarte convenabil pulberile, se asigură o suprafață de transfer de căldură și masă mare, între fluid și solid, cu coeficienți de transfer de asemeni mari, o temperatură uniformă a amestecului solid-fluid.

Studiul hidrodinamicii fluidizării se poate face pe o instalație simplă (fig. 4.26.), alcătuită din aparatul cilindric 1, sita 2 pe care se sprijină particulele solide și manometrul

cu lichid 3. Prizele tubului manometric sunt legate una la partea inferioară, aproape de sita 2 iar cealaltă la partea superioară a aparatului 1.

Prin stratul de particule se trece un curent de gaz ascendent, în funcție de viteza căruia se obțin anumite fenomene.



Fig. 4.26. Aparat pentru studiul fluidizării

La viteze mici curentul de gaz curge prin stratul de particule fără a produce mișcarea acestora. Manometrul va înregistra o pierdere de presiune mai mică decât presiunea datorată stratului de material.

La creșterea vitezei stratul de particule rămâne fix, dar crește pierderea de presiune ca efect al frecării gazului de pereții cilindrului și a particulelor. O asemenea stare corespunde începutului fluidizării iar particulele superioare nu se mai sprijină pe cele inferioare, fiind susținute de curentul de gaz.

Creșterea în continuare a vitezei gazului determină o expandare a stratului de particule până când acestea capătă o miscare în jurul

poziției de echilibru. Se produce așezarea particulelor pe principiul rezistenței minime la trecerea gazului. O asemenea fază se numește fluidizare liniștită sau omogenă, particulele fiind învelite de un film de fluid care micșorează sensibil frecarea dintre particule.

Mărind în continuare viteza gazului se produce o amestecare tot mai intensă a particulelor, gazul străbătând stratul de particule sub formă de bule ce antrenează particule fixe. Mișcarea este asemănătoare fierberii lichidelor.

Creșterea vitezei peste această fază determină antrenarea particulelor de către curentul de gaz, trecând în domeniul transportului pneumatic.

Reprezentarea grafică a căderii de presiune la trecerea gazului prin stratul de particule în funcție de viteza gazului duce la obținerea unor curbe ca în figura 4.27. Astfel, la viteze mici căderea de presiune are o creștere aproximativ liniară, până la o valoare maximă v_m , corespunzătoare începutului fluidizării. O asemenea situație este corespondentă curgerii gazului printr-un strat fix. La viteze mai mari de v_m apare o



scădere a pierderii de presiune, datorată în special efectului de rearanjare a stratului la începutul fluidizării.

Pe măsură ce viteza crește în continuare, căderea de presiune se menține aproximativ constantă, crescând la valori mari ale vitezei gazului.

Dacă se parcurge în sens invers al vitezei, de la valori mari la cele mici se constată că la trecerea de la stratul fluidizat la cel fix, căderea

Fig. 4.27. Variația căderii de presiune cu viteza gazului

de presiune este mai mică (curba 2) față de trecerea de la stratul fix la stratul fluidizat (curba 1). Situația se poate explica prin faptul că particulele își păstrează poziția pentru a opune o rezistență hidraulică minimă la trecerea gazului.

Viteza minimă de fluidizare corespunde începutului fluidizării, când căderea de presiune are valoarea maximă și se poate determina din figura 4.27. Pentru un strat de particule sferice de același diametru, viteza minimă de fluidizare de determină cu relația:

$$Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}$$
(4.156.)

În relația de mai sus se calculează criteriul lui Arhimede și apoi criteriul Reynolds a cărui expresie este:

$$\operatorname{Re} = \frac{v_m d_p}{v_m} \tag{4.157.}$$

Din această relație se poate calcula viteza minimă de fluidizare.

Totodată, aceiași viteză minimă de fluidizare se mai poate determina și cu ajutorul relației:

$$v_{m} = 5 \cdot 10^{-3} \frac{\varepsilon^{2}}{1 - \varepsilon} \psi^{2} \frac{d_{p}^{2} \rho_{s} g}{\eta}$$
(4.158.)

în care: ε este fracția de goluri la începutul fluidizării;

 ψ – factor de formă;

 d_p – diametrul particulelor;

 ρ_s – densitatea solidului;

 η – vâscozitatea fluidului.

Viteza maximă de fluidizare corespunde începutului antrenării particulelor de către curentul de aer.

Energia consumată pentru realizarea și păstrarea stării fluidizate este cea consumată de gazul care circulă datorită presiunii statice. Pierderea totală de presiune în acest caz va fi:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 \tag{4.159.}$$

în care: Δp_1 este pierderea de presiune datorată frecării dintre fluid și particule;

 Δp_2 – pierderea de presiune datorată frecării fluidului cu peretele;

 Δp_3 – pierderea de presiune datorată ciocnirilor dintre particule, respectiv dintre particule și peretele aparatului.

În practică s-au obținut o serie de relații de calcul a pierderii totale de presiune, printre care și expresia:

$$\Delta p = 200 \frac{(1 - \varepsilon_v)^2}{\varepsilon_v^3} h_v \frac{v \cdot \eta}{d_p^2 \psi^2}$$
(4.160.)

în care: ε_v este fracția de goluri în stratul fluidizat când viteza gazului este v;

 h_v – înălțimea stratului corespunzătoare vitezei v.

Transferul de căldură în stratul fluidizat este foarte intens și de aceea nu există gradienți de temperatură importanți după o direcție sau alta. Pentru dimensionarea aparatelor este necesară stabilirea cantitativă a transferului de căldură între stratul fluidizat și suprafața de schimb de căldură care, se determină cu relația:

$$Q = \alpha \cdot A \left(T_f - T_p \right) \tag{4.161.}$$

unde: α este coeficientul individual de transfer de căldură între stratul fluidizat și suprafața de schimb;

 T_f – temperatura stratului fluidizat;

 T_p – temperatura suprafeței de schimb de căldură.

Coeficientul individual de transfer de căldură depinde de însușirile gazului, de construcția aparatului și de condițiile de lucru, sub aspectul debitului de fluid, înălțimea stratului de particule, concentrația solidului în strat. Cei mai importanți factori sunt diametrul particulei, viteza de fluidizare și natura gazului.

Din studiile și cercetările efectuate, pentru schimbul de căldură prin peretele aparatului, pe baza analizei dimensioanle, s-a obținut următoarea ecuație criterială:

$$Nu = 0.5 \left(\frac{d_a}{h}\right)^{0.65} \left(\frac{d_a}{d_p}\right)^{0.17} \left[\frac{\rho_s c_{ps} (1-\varepsilon)}{c_{pg} \rho_g \varepsilon}\right]^{0.25} \operatorname{Re}^{0.8}$$
(4.162.)

În cazul schimbului de căldură prin suprafețe interioare se folosește ecuația criterială:

$$Nu_{p} \frac{1}{1-\varepsilon} \left(\frac{\lambda_{g}}{c_{pg}\rho_{g}}\right)^{0.43} = 0,033 \cdot C_{r} \operatorname{Re}_{p}^{0.23} \left(\frac{c_{ps}}{c_{pg}}\right)^{0.8} \left(\frac{\rho_{s}}{\rho_{g}}\right)^{0.66}$$
(4.163.)

în care: d_a este diametrul aparatului;

h – înălțimea stratului fluidizat;

 ρ_{g} , ρ_{s} – densitatea gazului, respectiv a solidului;

 c_{ps} , c_{pg} – căldura specifică a solidului, respectiv a gazului;

 λ_g – conductivitatea termică a gazului;

 η_g – vâscozitatea gazului;

 C_r – factor de corecție;

A – secțiunea aparatului de fluidizare.



Fig. 4.28. Transferul de masă la fluidizare

Transferul de masă la sistemul gazsolid a urmărit determinarea coeficienților de transfer de masă și stabilirea influenței principalilor parametri asupra cantității de substanță transferată. O asemenea corelare este cea din figura 4.28 unde este prezentată variația factorului de transfer de masă j_d în raport cu criteriul Reynolds modificat din relația (4.162.), atât pentru stratul fix, cât și pentru cel fluidizat:

$$\operatorname{Re}_{m} = \frac{d_{p}M_{m}}{A \cdot \eta(1 - \varepsilon)}$$

$$j_{d} = \frac{k}{v_{f}} (Sc)^{2/3}$$
(4.164.)

în care: *k* este coeficientul de transfer de masă;

 v_f - viteza fictivă a gazului;

 $S_c = v/D$ – criteriul lui Schmidt (*D* este coeficientul de difuziune);

v – vâscozitatea cinematică.

Dintre factorii care influențează cel mai mult transferul de masă, cei mai importanți sunt natura gazului fluidizant și diametrul particulelor.

BIBLIOGRAFIE

1. Alexandru R. 1981 - Operații și utilaje în industria alimentară. Universitatea din Galați.

2. Banu C., ş.a. 1998 - Manualul inginerului de industria alimentară. Editura Tehnică București.

3. Băcăuanu A. 1997 - Operații și utilaje în industria chimică și alimentară. Universitatea Tehnică Iași.

4. Bratu E., ş.a. 1985 - Operații unitare în industria chimică. Vol I și II, Editura Tehnică București.

5. Charm E. 1971 - Fundamentals of Food Engineering. AVI Publishing, Westport Connecticut.

6. Jinescu V. 1989 - Utilaj tehnologic pentru industriile de proces, vol IV, Editura Tehnică București.

7. Macovei V. 2000 - Culegere de caracteristici termofizice pentru biotehnologie și industria alimentară. Editura ALMA Galați.

8. Nedeff V. 1997 - Procese de lucru, mașini și instalații pentru industria alimentară. Editura Agris București.

9. Niculiță P., ș.a. 1986 - Tehnologii frigorifice în valorificarea produselor alimentare de origine vegetală. Editura Ceres București.

10. Pavlov. K.F., ş.a. 1981 - Procese și aparate în ingineria chimică. Editura Tehnică București.

11. Rășenescu I. 1972 - Operații și utilaje în industria alimentară. Vol. I și II, Editura Tehnică București.

12. Stancu A. 1997 - Industria chimică. Operații și utilaje de bază. Editura Gh. Asachi Iași.

13. Tudose R. ș.a. 1977 - Procese, operații, utilaje în industria chimică. Editura Didactică și Pedagogică București.