

У. А. МАРКАЎ

# ПРАЦЭСЫ І АПАРАТЫ ХІМІЧНАЙ ТЭХНАЛОГІІ

У 2-х частках

**Ч. II. Цеплавья і масаабменныя  
працэсы**

*Даручана*

*Міністэрствам адукацыі Рэспублікі Беларусь  
у якасці вучэбнага дапаможніка для студэнтаў  
хіміка-тэхналагічных спецыяльнасцей устаноў,  
якія забяспечваюць атрыманне  
вышэйшай адукацыі*

Мінск 2006

УДК 66.02(075.8)  
ББК 35.11я73  
М25

**Рэцэнзенты:**

кафедра цеплахаладатэхнікі Магілёўскага дзяржаўнага ўніверсітэта харчавання (загадчык кафедры доктар тэхнічных навук, прафесар *А. В. Акуліч*; кандыдат тэхнічных навук, дацэнт *А. А. Смоляк*);

кафедра тэхналогіі важнейшых галін прамысловасці Беларускага дзяржаўнага эканамічнага ўніверсітэта (загадчык кафедры кандыдат тэхнічных навук, дацэнт *М. У. Самойлаў*)

*Усе правы на дадзенае выданне абаронены. Узняўленне ўсёй кнігі або яе часткі не можа быць ажыццёўлена без дазволу ўстановы адукацыі «Беларускі дзяржаўны тэхналагічны ўніверсітэт».*

**Маркаў, У. А.**

М25 Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі. У 2 ч. Ч. II. Цепла-  
вья і масаабменныя працэсы : вучэб. дапам. для студэнтаў  
хіміка-тэхналагічных спецыяльнасцей / У. А. Маркаў. – Мн. :  
БДТУ, 2006. – 442 с.

ISBN 985-434-573-4

Разгледжаны тэарэтычныя асновы працэсаў цепламасаабмену, абсталяванні для іх правядзення (цеплаабменнікі, устаноўкі для выпарвання, абсорбцыі, адсорбцыі, дыстыляцыі, рэактывацыі, экстракцыі і інш.) і метады іх разліку.

Прызначаны для студэнтаў хіміка-тэхналагічных спецыяльнасцей. Можна быць карысным студэнтам і іншых спецыяльнасцей, а таксама інжынерна-тэхнічным работнікам хімічнай і сумежных галін прамысловасці.

УДК 66.02(075.8)  
ББК 35.11я73

ISBN 985-434-573-4 (Ч. II)  
ISBN 985-434-137-2

© Маркаў У. А., 2006  
© УА «Беларускі дзяржаўны  
тэхналагічны ўніверсітэт», 2006

## ПРАДМОВА

Цепламасаабменныя працэсы – працэсы, якія вельмі шырока распаўсюджаны ў розных галінах прамысловасці: хімічнай, нафта-хімічнай, газавай, харчовай і інш.

Вывучэнне цеплавых і масаабменных працэсаў і апаратаў, іх метадаў разліку ў першую чаргу неабходна як для інжынераў-тэхнолагаў, так і механікаў.

Вучэбны дапаможнік уключае два раздзелы: цеплавыя працэсы і масаабменныя працэсы. У першым раздзеле разгледжаны асновы цеплавых працэсаў (глава 1), а таксама працэс выпарэння (глава 2), у другім раздзеле – спачатку асновы масаабмену (глава 3) і пасля некаторыя найбольш распаўсюджаныя ў прамысловасці працэсы: абсорбцыя (глава 4), дыстыляцыя і рэктыфікацыя (глава 5), экстрагаванне (глава 6), адсорбцыя (глава 7), крышталізацыя (глава 8), мембранныя працэсы (глава 9) і сушка (глава 10).

Па магчымасці аўтар прытрымліваўся адзінай структуры напісання глаў: спачатку разглядаюцца асноўныя паняцці, затым раўнавага паміж фазамі (для масаабменных працэсаў), матэрыяльныя і цеплавыя балансы, прамысловыя схемы і апараты для правядзення працэсаў, а таксама некаторыя залежнасці і метадыка разліку.

У рабоце прыведзены толькі асноўныя палажэнні, якія дазваляць студэнтам азнаёміцца і зразумець сутнасць працэсаў, набыць умненне вызначыць неабходныя параметры для іх правядзення і падбіраць апараты.

Аўтар вельмі ўдзячны рэцэнзентам – загадчыку кафедры цепла-каладатэхнікі, д-ру тэхн. навук, праф. Акулічу А. В. і канд. тэхн. навук, доц. Смоляку А. А. (Магілёўскі дзяржаўны ўніверсітэт харчавання), загадчыку кафедры тэхналогіі важнейшых галін прамысловасці, канд. тэхн. навук, доц. Самойлаву М. У. (Беларускі дзяржаўны эканамічны ўніверсітэт), а таксама інжынеру кафедры працэсаў і апаратаў хімічных вытворчасцей Беларускага дзяржаўнага тэхналагічнага ўніверсітэта Панамаровай Л. М. за тэхнічную дапамогу.

## Раздел I. ЦЕПЛАВЫЯ ПРАЦЭСЫ

### Глава I. АСНОВЫ ЦЕПЛАВЫХ ПРАЦЭСАЎ

#### 1.1. Агульныя паняцці

Перанос цяпла ажыццяўляецца трыма асноўнымі спосабамі: цеплаправоднасцю, канвекцыяй і цеплавым выпраменьваннем.

*Цеплаправоднасць* уяўляе сабой малекулярны перанос цяпла пры непасрэдным закрананні цел або асобных частак аднаго цела, якія маюць розныя тэмпературы. Цяпло можа перадавацца ў цвёрдых целах, газах і вадкасцях. Характар руху малекул залежыць ад стану рэчыва і можа мяняцца ад хаатычнага руху малекул газу да вагання атамаў у крышталічнай рашотцы. У цвёрдых металах перанос энергіі ажыццяўляецца ў выніку дыфузіі вольных электронаў.

*Канвекцыя* – гэта перанос цяпла пры перамяшчэнні аб'ёмаў вадкасці або газу (цякучага асяроддзя) у прасторы з вобласці з адной тэмпературай у вобласць з другой тэмпературай. Паколькі канвекцыя абумоўлена рухам вадкасці або газу, то перанос цяпла будзе звязаны з гідрадынамікай руху плыней. Адрозніваюць вымушаную і вольную канвекцыю. Калі канвекцыя абумоўлена рознасцю шчыльнасцей (тэмпературай), то такую канвекцыю называюць вольнай. Калі ж для руху асяроддзя выкарыстоўваюць знешнія крыніцы (напрыклад, помпы, вентылятары), то такую канвекцыю называюць прымусовай.

*Цеплавое выпраменьванне* – працэс распаўсюджвання цяпла з дапамогай электрамагнітных хваляў, абумоўлены тэмпературай і аптычнымі ўласцівасцямі цела, якое выпраменьвае цяпло. Пры гэтым унутраная энергія цела (асяроддзя) пераходзіць у энергію выпраменьвання, а затым, наадварот, калі на шляху сустрэкаецца з якім-небудзь целам, энергія выпраменьвання пераўтвараецца ў цеплавую

энергію. Энергія можа пераносіцца выпраменьваннем праз газы, вадкасці або цвёрдыя целы.

На практыцы разгляджаныя спосабы цеплаабмену адасоблена сустракаюцца рэдка. Часцей за ўсё перанос цяпла ажыццяўляецца двума або нават трыма спосабамі. Напрыклад, пры цеплаабмене паміж сценкай апарата (сушылкі) і паветрам адбываецца перанос цяпла адначасова цеплаправоднасцю, канвекцыяй і выпраменьваннем.

Адзначым некаторыя паняцці, з якімі будзем сустракацца пры разглядзе працэсаў цеплаабмену.

**Усталяваньня і неўсталяваньня працэсы.** Першыя – гэта працэсы, калі тэмпература ў розных пунктах не мяняецца ад часу (напрыклад, у апаратах, якія дзейнічаюць няспынна). Калі тэмпература мяняецца ў залежнасці ад часу, працэсы называюць неўсталяванымі (характэрныя для апаратаў перыядычнага дзеяння).

**Цеплаададача** – працэс пераносу цяпла ад сценкі (або паверхні, якая іх раздзяляе) да газу (вадкасці) або наадварот.

**Цеплаперадача** – працэс пераносу цяпла ад больш нагрэтага цепланосьбіта да менш нагрэтага праз паверхню іх раздзелу або сценку, якая іх раздзяляе.

Колькасць цяпла  $Q$ , Дж, якое праходзіць праз паверхню за час  $\tau$ , называюць цеплавым патокам, а колькасць цяпла, якое праходзіць за адзінку часу праз адзінку паверхні, – шчыльнасцю цеплавога патоку  $q$ , Вт/м<sup>2</sup>.

Пры разліку цеплаабменнай апаратуры трэба вызначыць яе паверхню, якая б забяспечыла перадачу патрэбнага цяпла ад аднаго цепланосьбіта да другога за дадзены час. Для яе разліку выкарыстоўваюць асноўнае ўраўненне цеплаперадачы

$$Q = KF\Delta t_{\text{ср}}\tau, \quad (1.1)$$

дзе  $K$  – кінетычны каэфіцыент (каэфіцыент цеплаперадачы), які характарызуе хуткасць пераносу цяпла;  $F$  – паверхня цеплаабмену;  $\Delta t_{\text{ср}}$  – сярэдняя рознасць тэмператур паміж цепланосьбітамі (сярэдні тэмпературны напор);  $\tau$  – час.

Для няспынных працэсаў цеплаабмену ўраўненне (1.1) мае выгляд

$$Q = KF\Delta t_{\text{ср}}. \quad (1.2)$$

З выразу (1.2) бачна, што для вызначэння  $F$  трэба знайсці велічыні  $Q$ ,  $K$  і  $\Delta t_{\text{ср}}$ .

Разглядзім, як іх можна вызначыць.

## 1.2. Цеплавья балансы

Пры складанні цеплавых балансаў зыходзяць з таго, што цяпло  $Q_1$ , якое аддае больш нагрэты цепланосьбіт, затрачваецца на нагрэў ( $Q_2$ ) менш нагрэтага, а таксама на кампенсцыю страт цяпла  $Q_{ст}$  апаратам у навакольнае асяроддзе. Велічыню  $Q_{ст}$  для апаратаў, якія пакрыты ізаляцыяй, прымаюць  $\sim 3-5\%$  ад карысна выкарыстоўваемага цяпла. Калі  $Q_{ст}$  не ўлічваць, тады можна запісаць для цеплавога патоку  $Q$  (цеплавой нагрузкі апарата) выраз

$$Q = Q_1 = Q_2. \quad (1.3)$$

Каб разлічыць  $Q$ , трэба ведаць расходы цепланосьбітаў  $G_1$  і  $G_2$ , а таксама іх энтальпіі. Абазначым праз  $i_{1н}$ ,  $i_{1к}$  энтальпіі больш нагрэтага цепланосьбіта на ўваходзе і выхадзе з апарата адпаведна і праз  $i_{2н}$ ,  $i_{2к}$  — менш нагрэтага. Тады  $Q$  вызначыцца як

$$Q = G_1 (i_{1н} - i_{1к}) = G_2 (i_{2к} - i_{2н}), \quad (1.4)$$

або, калі працэс адбываецца без змянення агрэгатнага стану цепланосьбітаў, энтальпіі можна вызначыць як здабытак удзельнай цеплаёмістасці  $c$  і тэмпературы  $t$ :  $i_{1н} = c_{1н} t_{1н}$ ,  $i_{1к} = c_{1к} t_{1к}$ ,  $i_{2н} = c_{2н} t_{2н}$ ,  $i_{2к} = c_{2к} t_{2к}$ , дзе  $c_{1н}$ ,  $c_{1к}$ ,  $c_{2н}$ ,  $c_{2к}$  — сярэднія ўдзельныя цеплаёмістасці цепланосьбітаў у межах змянення тэмператур ад 0 да тэмператур на ўваходзе і выхадзе цепланосьбітаў з апарата адпаведна. Пры разліку часта прымаюць велічыні  $c$  пры сярэдняй тэмпературы ад 0 да  $t$ , г. зн. пры  $t/2$ .

Калі цеплаабмен адбываецца пры змяненні агрэгатнага стану цепланосьбіта (напрыклад, пры яго кандэнсцыі) або ў працэсе цеплаабмену маюць месца хімічныя рэакцыі з цеплавым эфектам, тады неабходна ўлічваць цяпло, якое выдзяляецца (паглынаецца) пры фізічным або хімічным пераўтварэнні.

Напрыклад, трэба разлічыць колькасць цяпла, якое аддасць перагрэтая пара халоднаму цепланосьбіту. У агульным выпадку пара можа ахалоджвацца ад пачатковай тэмпературы  $t_n$  да тэмпературы яго насычэння  $t_n$ , потым кандэнсавацца і далей атрыманы кандэнсат з тэмпературай  $t_{канд}$  ахалоджвацца да канчатковай тэмпературы  $t_k$ . У гэтым выпадку цеплавы паток будзе роўны

$$Q = G_{0п}(t_n - t_k) + Gr + G(t_{канд} - t_k), \quad (1.5)$$

дзе  $G$  – расход пары, кг/с;  $c_p, c_{\text{канд}}$  – удельная теплёмістасць пары і кандэнсату; Дж/(кг · град.);  $r$  – удельная теплыня кандэнсацыі, Дж/кг;  $t_k$  – канчатковая тэмпература кандэнсату, град.

З выразу (1.5) бачна, што калі на абагрэў паступае насычаная пара і кандэнсат адводзіцца пры тэмпературы кандэнсацыі, то

$$Q = Gr.$$

### 1.3. Тэмпературнае поле, тэмпературны градыент

Вядома, што кожная фізічная з'ява ў агульным выпадку мяняецца ў прасторы і часе.

Прасторава-часовае змяненне тэмпературы ў кожным пункце вядзіцца да знаходжання ўраўнення

$$t = f(x, y, z, \tau), \quad (1.6)$$

якое ўяўляе сабой матэматычны выраз тэмпературнага поля (сукупнасці значэнняў тэмператур ва ўсіх пунктах ясяроддзя) для кожнага моманту часу. Ураўненне (1.6) уяўляе сабой найбольш агульны выгляд і характэрнае для неўсталяванага (нестацыянарнага) тэмпературнага поля. Калі  $\partial t / \partial \tau = 0$ , тады такое поле адпавядае ўсталяванаму (стацыянарнаму). Тэмпературнае поле, якое адпавядае ўраўненню (1.6), называюць трохмерным. Калі тэмпература залежыць ад дзвюх каардынат, напрыклад,  $t = f(x, y, \tau)$ , такое поле называюць двухмерным. Аднамернаму полю, напрыклад, адпавядае выраз

$$t = f(x, \tau).$$

Для стацыянарнага поля  $\partial t / \partial \tau = 0$  і велічыня  $\tau$  у выразх адсутнічае. Геаметрычнае месца пунктаў з аднолькавымі тэмпературамі ўяўляе ізатэрмічную паверхню, якая не перасякаецца з іншымі ізатэрмічнымі паверхнямі, таму што адзін пункт не можа адначасова мець розныя тэмпературы. Перасячэнне ізатэрмічных паверхняў плошчысцю дае на гэтай плоскасці сямейства ізатэрм. Апошнія, як ізатэрмічныя паверхні, не перасякаюцца паміж сабой, не абрываюцца і не пераходзяць у лініі, заканчваюцца на паверхні або цалкам размяшчаюцца ўнутры самота цела.

(На рыс. 1.1) прыведзены ізатэрмы з тэмпературамі  $t, t \pm \Delta t$ .

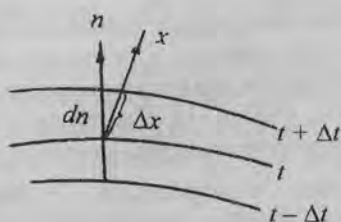


Рис. 1.1. Изотермы

Тэмпэратура мяняецца толькі ў накірунках, якія перасякаюць ізатэрмічныя паверхні (напрыклад, у накірунку  $x$ ). Найбольшы перапад тэмпэратуры на адзінку даўжыні адбываецца па нармалі да ізатэрмічнай паверхні і характарызуецца градыентам тэмпэратуры (г. зн. градыент тэмпэратуры – узростанне тэмпэратуры ў накірунку нармалі да ізатэрмічнай паверхні). Апошні ёсць вектар, які накіраваны па нармалі да ізатэрмічнай паверхні ў бок узростання тэмпэратуры і колькасна роўны вытворнай ад тэмпэратуры па нармалі, г. зн.

$$\text{grad } t = \bar{n}_0 \frac{\partial t}{\partial n}, \quad (1.7)$$

дзе  $\bar{n}_0$  – адзінкавы вектар, нармальны да ізатэрмічнай паверхні;  $\partial t / \partial n$  – вытворная тэмпэратуры па нармалі  $n$ .

Як бачна з рис. 1.1, скалярная велічыня градыента  $\partial t / \partial n$  неаднолькавая для розных пунктаў ізатэрмічнай паверхні. Яна большая там, дзе меншая даўжыня  $\Delta n$  паміж ізатэрмічнымі паверхнямі. Праекцыі вектара  $\text{grad } t$  на каардынатыны восі  $x$ ,  $y$ ,  $z$  запішуцца ў выглядзе

$$(\text{grad } t)_x = \frac{\partial t}{\partial n} \cos(n, x) = \frac{\partial t}{\partial x}; \quad (1.8)$$

$$(\text{grad } t)_y = \frac{\partial t}{\partial n} \cos(n, y) = \frac{\partial t}{\partial y}; \quad (1.9)$$

$$(\text{grad } t)_z = \frac{\partial t}{\partial n} \cos(n, z) = \frac{\partial t}{\partial z}. \quad (1.10)$$



Адзначым, што велічыня  $\partial t / \partial n$  у накірунку памяншэння тэмпературы адмоўная, таму што перанос цяпла адбываецца ў накірунку ад большай тэмпературы да меншай, градыент жа – наадварот. Такім чынам, колькасць цяпла, якое перадаецца праз адзінку паверхні ў адзінку часу,  $-q \sim \left(-\frac{\partial t}{\partial n}\right)$ .

#### 1.4. Цеплаправоднасць

**Закон Фур'е.** Працэс цеплаправоднасці, як і іншыя віды цеплаабмену, можа мець месца пры ўмове, што ў розных пунктах цела (або сістэмы цел) тэмпература неаднолькавая, г. зн. неабходна, каб тэмпературны градыент у розных пунктах не быў роўны нулю  $\left(\frac{\partial t}{\partial n} \neq 0\right)$ .

Адпаведна гіпотэзе Фур'е, колькасць цяпла  $dQ$ , якое праходзіць праз элемент ізатэрмічнай паверхні  $dF$  за час  $d\tau$ , прапарцыянальнае тэмпературнаму градыенту  $\partial t / \partial n$ :

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau, \quad (1.11)$$

дзе  $\lambda$  – каэфіцыент прапарцыянальнасці, або каэфіцыент цеплаправоднасці, які ўяўляе сабой фізічны параметр рэчыва. Калі вызначыць  $\lambda$  у выразу, тады атрымаем

$$[\lambda] = \left[ \frac{dQ \partial n}{\partial t dF d\tau} \right] = \left[ \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}} \right].$$

Г. зн., што каэфіцыент цеплаправоднасці паказвае, якая колькасць цяпла праходзіць за кошт цеплаправоднасці ў адзінку часу праз адзінку паверхні пры градыенце тэмпературы, які роўны адзінцы.

Шчыльнасць цеплавога патоку  $q = \frac{dQ}{dF d\tau}$  ёсць вектар, вызначаемы як

$$\vec{q} = -\vec{n}_0 \lambda \frac{\partial t}{\partial n} = -\vec{n} \cdot \lambda \cdot \text{grad } t. \quad (1.12)$$

Скалярная велічыня вектара шчыльнасці цеплавога патоку будзе роўная

$$q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n}. \quad (1.13)$$

Для разліку колькасці цяпла, якое праходзіць за час  $dt$  праз усю паверхню  $F$ , трэба выраз (1.11) прайнтэграваць, г. зн.

$$Q = -d\tau \iint_F \lambda \cdot \text{grad } t \cdot dF. \quad (1.14)$$

Кэфіцыент цеплаправоднасці  $\lambda$ , як было адзначана, з'яўляецца фізічнай велічынёй, характарызуе здольнасць цела праводзіць цяпло шляхам цеплаправоднасці і залежыць ад прыроды рэчыва, яго структуры, тэмпературы і іншых фактараў [1, 2]. Прыблізныя значэнні  $\lambda$  для розных рэчываў прыведзены ў табл. 1.1.

Табліца 1.1

Значэнні  $\lambda$  для розных рэчываў

Назва рэчыва	$\lambda$ , Вт/(м · град)
Арганічныя і неарганічныя газы і пара	$6 \cdot 10^{-3}$ –0,16
Кропельныя вадкасці	0,1–0,7
Металы	~17–396
Будаўнічыя і цеплаізаляцыйныя рэчывы	~0,006 – $\approx$ 3,0

Для газаў кэфіцыент цеплаправоднасці з павелічэннем тэмпературы расце. Пры змяненні ціску заўважнага змянення  $\lambda$  не назіраецца (за выключэннем ціскаў менш за  $\sim 2,66 \cdot 10^3$  Па і больш за  $2 \cdot 10^9$  Па) [2, с. 13]. Кэфіцыенты цеплаправоднасці вадзяной пары і іншых рэальных газаў значна адрозніваюцца ад ідэальных і залежаць ад ціску. Для газавых сумесей  $\lambda$  нельга вызначаць па закону адытыўнасці (трэба карыстацца доследнымі значэннямі).

Як паказваюць даследаванні, велічыня  $\lambda$  для большасці вадкасцей зніжаецца з павелічэннем тэмпературы (за выключэннем вады і гліцэрыны). Пры павышэнні ціску кэфіцыенты цеплаправоднасці вадкасцей павялічваюцца.

Для металаў змяненне кэфіцыента цеплаправоднасці ад тэмпературы залежыць ад таго, чысты гэта метал ці з прымешкамі. Для чыстых металаў  $\lambda$  пры павелічэнні тэмпературы памяншаецца, для сплаваў павялічваецца.

Пры прысутнасці розных прымешкаў кэфіцыент цеплаправоднасці металаў можа рэзка паменшыцца (напрыклад, для чыстай медзі  $\lambda = 396$  Вт/(м · К), для той жа медзі з вельмі малой колькасцю прымешкаў мыш'яку  $\lambda = 142$  Вт/(м · К)).

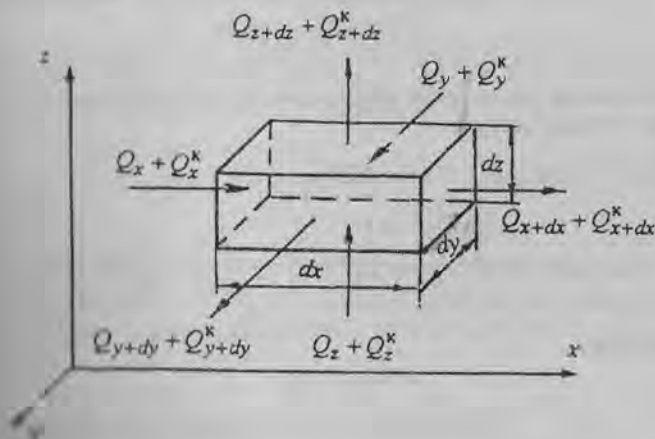
Для цвёрдых рэчываў (неметалаў)  $\lambda$  залежыць ад структуры рэчыва, яго порыстасці і вільготнасці. Многія будаўнічыя і цеплаізаляцыйныя рэчывы (цэгла, бетон, азбест, шлак і інш.) маюць порыстую будову, і разглядаць такія рэчывы як суцэльнае асяроддзе нельга. Таму каэфіцыент  $\lambda$  порыстага рэчыва – умоўная велічыня, якая значна залежыць ад вільготнасці рэчыва і яго порыстасці.

Павелічэнне каэфіцыента цеплаправоднасці порыстых рэчываў з павышэннем тэмпературы адбываецца, відаць, ад таго, што з павышэннем тэмпературы расце цеплаправоднасць асяроддзя, якое запаўняе поры.

**Дыферэнцыяльнае ўраўненне цеплаправоднасці.** Пры рашэнні розных задач, якія звязаны з працэсам цеплаабмену шляхам цеплаправоднасці, акрамя выразу (1.11), трэба мець дыферэнцыяльнае ўраўненне, якое апісвае размеркаванне тэмператур у прасторы і часе.

Паколькі велічыні, якія ўплываюць на працэс цеплаправоднасці (а іх дастаткова шмат), таксама могуць мяняцца ў прасторы і часе, пры вывадзе дыферэнцыяльнага ўраўнення зробім дапушчэнні: цела аднароднае і ізатропнае; фізічныя параметры пастаянныя; дэфармацыя аб'ёму, які будзем разглядаць, пры змяненні тэмпературы адсутнічае; унутраныя крыніцы цяпла размеркаваны раўнамерна.

Выдзелім у цэле элементарны паралелепіпед з бакамі  $dx, dy, dz$ . Кардынатныя восі размесцім так, каб яны былі паралельныя кантам паралелепіпеда (рыс. 1.2).



Рыс. 1.2. Да вываду дыферэнцыяльных ураўненняў

Выкарыстаем закон захавання энергіі. Колькасць цяпла, якое падводзіцца да бакоў элементарнага аб'ёму за час  $dt$  у накірунках  $x$ ,  $y$ ,  $z$ , абазначым праз  $Q_x$ ,  $Q_y$ ,  $Q_z$ , і колькасць цяпла, якое адводзіцца праз процілеглыя грані ў тых жа накірунках, — праз  $Q_{x+dx}$ ,  $Q_{y+dy}$ ,  $Q_{z+dz}$ .

Будзем лічыць, што тэмпература на гранях, куды падводзіцца цяпло, роўная  $t$ , а на гранях, з якіх адводзіцца, —  $t + \frac{\partial t}{\partial x} dx$  (вось  $x$ );

$t + \frac{\partial t}{\partial y} dy$  (вось  $y$ ) і  $t + \frac{\partial t}{\partial z} dz$  (вось  $z$ ).

Тады, выкарыстаўшы ўраўненне Фур'е (1.11), атрымаем колькасць цяпла, якое падводзіцца за час  $dt$ :

па восі  $x$  праз грань  $dydz$

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzdt;$$

па восі  $y$  праз грань  $dx dz$

$$Q_y = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dx dz dt;$$

па восі  $z$  праз грань  $dy dx$

$$Q_z = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dy dx dt.$$

Колькасць цяпла, якое адводзіцца праз процілеглыя грані за той жа час  $dt$ , будзе роўная:

па восі  $x$

$$Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial \left( t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right)}{\partial x} dy dz dt = -\lambda \left[ \frac{\partial t}{\partial x} + \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx \right] dy dz dt;$$

па восі  $y$

$$Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial \left( t + \frac{\partial t}{\partial y} dy \right)}{\partial y} dx dz dt = -\lambda \left[ \frac{\partial t}{\partial y} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dy \right] dx dz dt;$$

па восі  $z$

$$Q_{z+dz} = -\lambda \frac{\partial \left( t + \frac{\partial t}{\partial z} dz \right)}{\partial z} dx dy d\tau = -\lambda \left[ \frac{\partial t}{\partial z} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dz \right] dx dy d\tau.$$

Паколькі частка цяпла расходуецца на павышэнне тэмпературы ў аб'ёме паралелепіпеда, то колькасць цяпла, якое падводзіцца, будзе адрознівацца ад той колькасці, якая адводзіцца. Гэта рознасць складзе:

па восі  $x$

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dV d\tau;$$

па восі  $y$

$$dQ_y = Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dV d\tau;$$

па восі  $z$

$$dQ_z = Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dV d\tau.$$

Прырашчэнне па ўсім аб'ёме за час  $d\tau$  складзе

$$dQ_1 = dQ_x + dQ_y + dQ_z = \lambda \left( \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dV d\tau = \lambda \Delta t dV d\tau, \quad (1.15)$$

дзе  $\Delta = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}$  — апэратар Лапласа ў дэкартавай сістэме каардынат.

Калі ў аб'ёме існуюць крыніцы, якія выдзяляюць цяпло, тады гэта цяпло трэба ўлічваць. Абазначым колькасць цяпла, якое выдзяляецца ўнутранымі крыніцамі ў адзінку аб'ёму  $dV$  за час  $d\tau$ , праз  $q_v$ . Тады

$$dQ_2 = q_v dV d\tau. \quad (1.16)$$

Улічваючы  $dQ_2$ , поўнае прырашчэнне складзе

$$dQ = dQ_1 + dQ_2. \quad (1.17)$$

Па закону захавання энергіі гэта прырашчэнне колькасці цяпла ў паралелепіпедзе пры ізабарным працэсе ідзе на змяненне энтальпіі, г. зн.

$$dQ_1 + dQ_2 = dI, \quad (1.18)$$

дзе  $dI = c_p \rho \frac{\partial I}{\partial \tau} d\tau dV$  ( $c_p$  – ізабарная цеплаёмістасць адзінкі масы, Дж/кг · К;  $\rho$  – шчыльнасць рэчыва, кг/м<sup>3</sup>).

Пры ізахорным працэсе ўсё цяпло пойдзе на змяненне ўнутранай энергіі цела аб'ёму  $dV$ , г. зн.

$$dQ_1 + dQ_2 = dU, \quad (1.19)$$

дзе  $dU = c_v \rho \frac{\partial U}{\partial \tau} d\tau dV$  ( $c_v$  – ізахорная цеплаёмістасць адзінкі масы, Дж/(кг · К)).

Для цвёрдых цел можна прыняць  $c_v = c_p = c$ . Тады канчаткова запішам

$$\lambda \Delta t dV d\tau + q_v dV d\tau = c \rho \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau dV,$$

або

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{1}{c\rho} \lambda \Delta t + \frac{1}{c\rho} q_v = a \Delta t + \frac{q_v}{c\rho}, \quad (1.20)$$

дзе  $a = \frac{\lambda}{c\rho}$  – каэфіцыент прапарцыянальнасці, які называюць каэфіцыентам тэмператураправоднасці, м<sup>2</sup>/с.

Каэфіцыент  $a$  з'яўляецца фізічнай велічынёй і характарызуе хуткасць змянення тэмпературы. З ураўнення (1.20) бачна, што хуткасць змянення тэмпературы ў любым пункце цела будзе тым большая, чым большы каэфіцыент  $a$ . Калі каэфіцыент цеплаправоднасці  $\lambda$  характарызуе здольнасць цел праводзіць цяпло, то каэфіцыент тэмператураправоднасці  $a$  з'яўляецца мерай цеплаінерцыйных уласцівасцей цел.

Атрыманае ўраўненне (1.20) носіць назву дыферэнцыяльнага ўраўнення цеплаправоднасці нерухомага асяроддзя. Пры  $q_v = 0$  ураўненне спрощваецца і прымае форму ўраўнення Фур'е:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \Delta t. \quad (1.21)$$

Для ўсталяванага (стацыянарнага) працэсу перадачы цяпла цеплаправоднасцю  $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$  пры  $q_v \neq 0$  выраз (1.20) мае выгляд ураўнення Пуасона

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} + \frac{q_v}{\lambda} = 0. \quad (1.22)$$

Пры  $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$  і  $q_v = 0$  выраз (1.20) мае выгляд ураўнення Лапласа

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = 0. \quad (1.23)$$

Ураўненні (1.20)–(1.23) апісваюць размеркаванне тэмператур пры перадачы цяпла цеплаправоднасцю ў самым агульным выглядзе без уліку, у асаблівасці, формы цела. Для канкрэтных умоў ураўненні павінны быць дапоўнены ўмовамі адназначнасці (геаметрычныя ўмовы, якія характарызуюць форму і размер цела, фізічныя ўласцівасці, пачатковыя і межавыя ўмовы).

Пакажам, як можна выкарыстоўваць атрыманыя ўраўненні пры рашэнні найбольш простых задач.

**Цеплаправоднасць плоскай сценкі пры ўсталяваным стацыянарным рэжыме.** Разгледзім аднародную і ізатропную сценку таўшчынёй  $\delta$  з каэфіцыентам цеплаправоднасці  $\lambda = \text{const}$  (рыс. 1.3, а). На вонкавых паверхнях тэмпературы  $t_{\text{св1}}$  і  $t_{\text{св2}}$  – велічыні пастаянныя,  $t_{\text{св1}} > t_{\text{св2}}$ , перанос цяпла цеплаправоднасцю ажыццяўляецца толькі ў напрамку восі  $x$  (змяненне тэмпературы па восях  $y, z$  адсутнічае).

У гэтым выпадку тэмпература будзе функцыяй толькі каардынаты  $x$  і дыферэнцыяльнае ўраўненне (1.23) прыме выгляд

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = 0. \quad (1.24)$$

Межавыя ўмовы ў дадзеным выпадку будуць:

$$t = t_{\text{св1}} \text{ пры } x = 0;$$

$$t = t_{\text{св2}} \text{ пры } x = \delta.$$

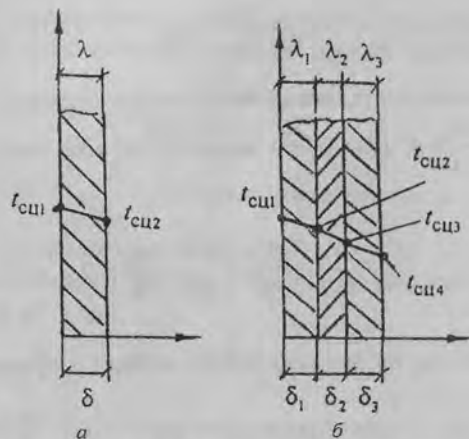


Рис. 1.3. Да выводу ўраўненняў цеплаправоднасці адна- (а) і шматслойнай (б) плоскай сценкі

Калі праінтэграваць (1.24), атрымаем

$$t = c_1 x + c_2. \quad (1.25)$$

З (1.25) адразу бачна, што змяненне тэмпературы адбываецца па лінейнаму закону.

Знойдзем пастаянныя велічыні  $c_1$  і  $c_2$  з межавых умоў. Калі іх падставіць у (1.25), атрымаем

$$c_2 = t_{cн1} \quad \text{і} \quad t_{cн2} = c_1 \delta + t_{cн1},$$

адкуль

$$c_1 = \frac{t_{cн2} - t_{cн1}}{\delta}.$$

Пры знойдзеных  $c_1$  і  $c_2$  ураўненне (1.25) будзе мець выгляд

$$t = \frac{t_{cн2} - t_{cн1}}{\delta} x + t_{cн1}.$$

Тады

$$\frac{dt}{dx} = \frac{t_{cн2} - t_{cн1}}{\delta}.$$

Падставіўшы градыент тэмпературы ва ўраўненне Фур'е (1.11), атрымаем



$$dQ = -\lambda \frac{t_{\text{сн2}} - t_{\text{сн1}}}{\delta} dF dt \quad (1.26)$$

або

$$Q = \lambda \frac{t_{\text{сн1}} - t_{\text{сн2}}}{\delta} F \tau. \quad (1.27)$$

Для няспыннага працэсу перадачы цяпла цеплаправоднасцю пры  $\tau = 1$  ураўненне (1.27), якое называецца ўраўненнем цеплаправоднасці плоскай сценкі пры ўсталяваным рэжыме, мае выгляд

$$Q = \lambda \frac{t_{\text{сн1}} - t_{\text{сн2}}}{\delta} F. \quad (1.28)$$

На практыцы часцей за ўсё сустракаецца шматслойная сценка. Звычайна яе фарбуюць (калі не фарбуюць, на ёй можа з'явіцца ржа), пакрываюць ізаляцыяй і г. д. Разгледзім цеплаправоднасць шматслойнай плоскай сценкі (на рыс. 1.3, б прыведзена трохслойная сценка), якая складаецца з  $n$  слаёў таўшчынямі  $\delta_1, \delta_2, \dots, \delta_n$  і каэфіцыентамі цеплаправоднасці  $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$ , адпаведнымі кожнаму слою.

Пры ўсталяваным працэсе перадачы цяпла цеплавы паток, які праходзіць праз слой, аднолькавы, г. зн.

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{\text{сн1}} - t_{\text{сн2}}) F \tau \text{ — для першага слоя;}$$

$$Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_{\text{сн2}} - t_{\text{сн3}}) F \tau \text{ — для другога слоя;}$$

.....

$$Q = \frac{\lambda_n}{\delta_n} (t_{\text{сн}n} - t_{\text{сн}(n+1)}) F \tau \text{ — для } n\text{-га слоя,}$$

або

$$Q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = (t_{\text{сн1}} - t_{\text{сн2}}) F \tau;$$

$$Q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = (t_{\text{сн2}} - t_{\text{сн3}}) F \tau;$$

.....

$$Q \frac{\delta_n}{\lambda_n} = (t_{\text{сш1}} - t_{\text{сш}(n+1)}) F \tau.$$

Калі скласці правыя і левыя часткі, атрымаем

$$Q \left( \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right) = (t_{\text{сш1}} - t_{\text{сш}(n+1)}) F \tau,$$

$$Q = \frac{(t_{\text{сш1}} - t_{\text{сш}(n+1)}) F \tau}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n}} = \frac{(t_{\text{сш1}} - t_{\text{сш}(n+1)}) F \tau}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}, \quad (1.29)$$

дзе  $i$  – парадкавы нумар слоя;  $n$  – колькасць слаёў.

Велічыні  $\frac{\delta_1}{\lambda_1}$  называюць тэрмічным супраціўленнем цеплаправоднасці сценкі, а  $\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}$  – поўным тэрмічным супраціўленнем цеплаправоднасці шматслойнай сценкі.

**Цеплаправоднасць цыліндрычнай сценкі.** Будзем лічыць, што ўмовы пераносу цяпла цеплаправоднасцю тыя ж, што і для плоскай сценкі. Абазначым праз  $r_1$  – унутраны радыус цыліндрычнай сценкі,  $r_2$  – вонкавы,  $L$  – даўжыню сценкі (рыс. 1.4, а),  $\lambda$  – каэфіцыент цеплаправоднасці.

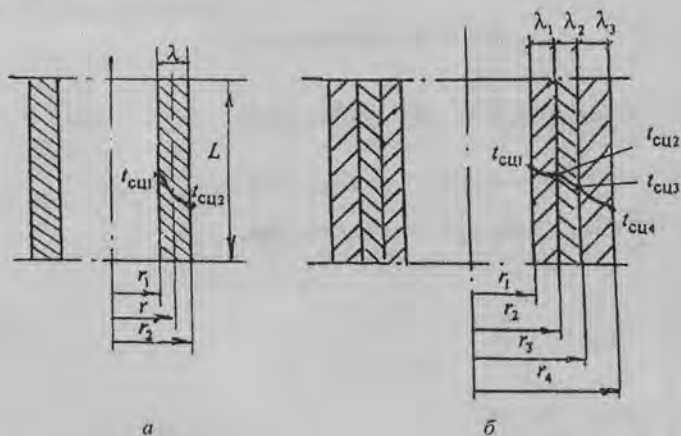


Рис. 1.4. Да вываду ўраўнення цеплаправоднасці цыліндрычнай сценкі

Паколькі паверхні ўнутранай і вонкавай сценак розныя, выкарыстоўваюць выразы (1.27) або (1.28) нельга. Для нейкага радыуса  $r$  (бягучы радыус) паверхня даўжынёй  $L$  роўная  $F = 2\pi rL$ . Прыем, што  $t_{\text{сц1}} > t_{\text{сц2}}$ . Тады ўраўненне (1.11) можна запісаць у выглядзе

$$Q = -\lambda 2\pi rL \frac{dr}{r} \tau \quad (1.30)$$

(змяненне тэмпературы адбываецца па радыусе і замест  $d\delta$  можна падставіць  $dr$ ).

Калі раздзяліць пераменныя, выраз можна запісаць як

$$\frac{dr}{r} = -\lambda \frac{2\pi L \tau}{Q} dt.$$

Пры інтэграванні левай часткі ў межах радыуса ад  $r_1$  да  $r_2$  і правай – у межах тэмпературы ад  $t_{\text{сц1}}$  да  $t_{\text{сц2}}$ , г. зн.

$$\int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = \int_{t_{\text{сц1}}}^{t_{\text{сц2}}} -\lambda \cdot \frac{2\pi \cdot L \cdot \tau}{Q} dt,$$

атрымаем

$$\ln \frac{r_2}{r_1} = \frac{\lambda_1 2\pi L \tau (t_{\text{сц1}} - t_{\text{сц2}})}{Q}.$$

Адкуль

$$Q = \frac{2\pi L (t_{\text{сц1}} - t_{\text{сц2}}) \tau}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{2\pi L (t_{\text{сц1}} - t_{\text{сц2}}) \tau}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (1.31)$$

дзе  $d_1$ ,  $d_2$  – унутраны і вонкавы дыяметры цыліндрычнай сценкі.

Тэмпература па таўшчыні цыліндрычнай сценкі мяняецца па крываму (нейнаму) (лагарыфмічнаму) закону.

Адначым, што цеплавы патоk  $Q$  у адзінку часу можа быць аднесены да адзінкі даўжыні або да адзінкі ўнутранай ці вонкавай паверхні, г. зн.

$$q_1 = \frac{Q}{\tau L} = \frac{2\pi (t_{\text{сц1}} - t_{\text{сц2}})}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (1.31a)$$

$$q_2 = \frac{Q}{\tau d_1 \pi L} = \frac{2 (t_{\text{сц1}} - t_{\text{сц2}})}{d_1 \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (1.31б)$$

$$q_3 = \frac{Q}{\tau d_2 L \pi} = \frac{2(t_{\text{сн1}} - t_{\text{сн2}})}{d_2 \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (1.31\text{в})$$

адпаведна.

З ураўненняў (а), (б), (в) бачна, што  $q_1$ , які называюць лінейнай шчыльнасцю цеплага патоку, пры  $d_2/d_1 = \text{const}$  не залежыць ад паверхні цыліндрычнай сценкі. Шчыльнасці цеплавых патокаў  $q_2$  і  $q_3$  неаднолькавыя, прычым  $q_2 > q_3$  таму, што  $d_1 < d_2$ . З ураўненняў (а), (б), (в) вынікае сувязь

$$q_1 = \pi d_1 q_2 = \pi d_2 q_3.$$

Калі сценка складаецца з  $n$  слаёў (на рыс. 1.4, б таксама прыведзена трохслойная сценка), таты па аналогіі з вывадам шматслойнай плоскай сценкі можна атрымаць выраз

$$Q = \frac{2\pi L \tau (t_{\text{сн1}} - t_{\text{сн}(n+1)})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} \quad (1.32)$$

Выразы (1.31) і (1.32) уяўляюць сабой ураўненні цеплаправоднасці адна- і шматслойнай цыліндрычных сценкаў пры ўсталяваным працэсе цеплаабмену.

## 1.5. Передача цяпла канвекцыяй

Як было вышэй адзначана, канвектыўны цеплаабмен адбываецца пры рухальным асяроддзі, прычым перадача цяпла павялічваецца з ростам турбулентнасці руху. У ядры патоку перанос цяпла ажыццяўляецца адначасова цеплаправоднасцю і канвекцыяй. Пры гэтым механізм пераносу цяпла характарызуецца перамешваннем патоку за кошт турбулентных пульсацый і тым самым выраўноўвання тэмператур у ядры да некаторай сярэдняй тэмпературы. Па меры набліжэння да сценкі інтэнсіўнасць пераносу цяпла падае. Гэта можна растлумачыць тым, што паблізу сценкі ўтвараецца цеплавая межава пласта падобны да гідрадынамічнага межавога пласта. (Як правіла, па таўшчыні яны адрозніваюцца.) У гэтым пласце перанос цяпла ажыццяўляецца толькі цеплаправоднасцю, паколькі ўплыў турбулентных пульсацый на перанос цяпла становіцца вельмі малым. Падобна да таго, як пры ўзрастанні вязкасці павялічваецца таўшчыня гідрадынамічнага межавога пласта, так і з узрастаннем цеплаправоднасці таўшчыня цеплага пласта таксама павялічваецца. Шчыльнасць цеплага патоку ў накірунку  $x$  за кошт турбулентных пульсацый, па аналогіі з ураўненнем (1.13), выражаецца як

$$q_T = -\lambda_T \frac{\partial t}{\partial x}, \quad (1.33)$$

дзе  $\lambda_T$  – коефіцієнт турбулентної теплопровідності. Залежить не ад фізичних властивостей теплоносія, а абумовлені турбулентністю плинні, розмірами поля температур і іншими зовнішніми факторами. Інтенси́вність переносу тепла ў ядрі плинні за кошт турбулентності выражаюць праз коефіцієнт турбулентнай температуропровідності

$$a_T = \lambda_T / \rho c. \quad (1.34)$$

Відавочна, што велічыня  $a_T$  на сценцы роўная нулю і будзе расці ў накірунку ад сценкі да ядра плинні. Пры некаторай таўшчыні (на рыс. 1.5 па восі  $x$ ) велічыня  $a_T$  стане роўнай велічыні  $a$ , г. зн.

$$a_T = a = \lambda / \rho c. \quad (1.35)$$

Звычайна прымаюць, што мяжа цеплага межавога пласта адпавядае геаметрычнаму месцу пунктаў, для якіх выконваецца роўнасць (1.35).

Прыведзеная на рыс. 1.5 схема механізму переносу цяпла толькі прыблізна адлюстроўвае складаную структуру поля температур пры канвектыўным пераносе цяпла. Каб спраسیць разлікі па цеплаадачы, выкарыстоўваюць закон Ньютана – Рыхмана, адпаведна якому колькасць цяпла, што аддае цела паверхняй  $dF$  за час  $dt$  ад сценкі з тэмпературай  $t_{cu}$  да асяроддзя з тэмпературай  $t_{ж(r)}$ , прапарцыянальная рознасці температур  $(t_{cu} - t_{ж(r)})$  і велічыням  $dF$  і  $dt$ , г. зн.

$$dQ = \alpha dF (t_{cu} - t_{ж(r)}) dt, \quad (1.36)$$

дзе  $\alpha$  – коефіцієнт прапарцыянальнасці, Вт/(м<sup>2</sup> · град), які называюць коефіцієнтам цеплаадачы.

Калі асяроддзе (газ або вадкасць) мае тэмпературу большую, чым паверхня сценкі ( $t_{ж(r)} > t_{cu}$ ), тады ўраўненне (1.36) запісваецца ў выглядзе

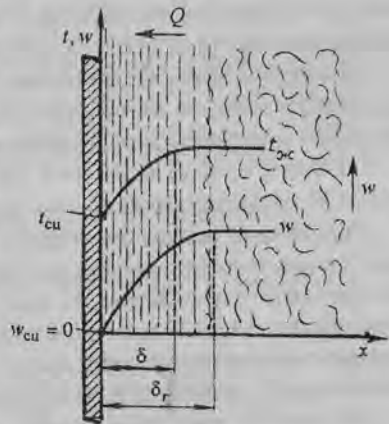


Рис. 1.5. Структура цеплага і гідрадынамічнага межавых пластоў

$$dQ = \alpha dF (t_{ж(r)} - t_{ст}) dt. \quad (1.37)$$

Казфіцыент цеплааддачы  $\alpha$  характарызуе інтэнсіўнасць цеплаабмену паміж паверхняй цела і асяроддзем (газам або вадкасцю). Калі выразіць  $\alpha$  з ураўнення (1.36) або (1.37), тады ўбачым, што каэфіцыент цеплааддачы паказвае, якая колькасць цяпла перадаецца ад  $1 \text{ м}^2$  паверхні да асяроддзя (або наадварот) за 1 с пры рознасці тэмператур 1 град.

Казфіцыент цеплааддачы залежыць ад рэжыму руху вадкасці або газу (г. зн. ад ліку Рэйнальдса), цеплавых уласцівасцей апошніх, геаметрычных параметраў, шурпатаці сценкі.

Такім чынам, каб разлічыць колькасць цяпла, якое перадаецца шляхам канвектыўнага цеплаабмену, трэба вызначыць велічыню  $\alpha$ .

З прычыны мноства фактараў, якія ўплываюць на каэфіцыент цеплааддачы, яго вызначаюць праз крытэрыяльныя залежнасці, атрыманыя на падставе доследных даных. Зыходнай залежнасцю для аб'ёмнага доследных даных па цеплааддачы з'яўляецца агульны закон размеркавання тэмператур у асяроддзі, які выражаецца праз дыферэнцыяльнае ўраўненне канвектыўнага цеплаабмену.

*Дыферэнцыяльнае ўраўненне канвектыўнага цеплаабмену.* Разгледзім усталяваны паток вадкасці (газу), у якім выдзелім элементарны аб'ём у выглядзе паралелепіпеда  $dV = dx dy dz$  (рыс. 1.2).

Прымем  $\rho$ ,  $\lambda$ ,  $c_p$  велічынямі пастаяннымі. Тэмпература  $t$  і хуткасць плыні  $\vec{w}$  з праекцыямі на восі  $w_x$ ,  $w_y$ ,  $w_z$  мяняюцца па восях каардынат.

Ураўненне цеплавога балансу паралелепіпеда будзем разглядаць пры ўмове, што ўсё цяпло, якое падводзіцца, затрачваецца на змяненне энтальпіі паралелепіпеда. Пры гэтым цяпло пераносіцца шляхам цеплаправоднасці і канвекцыі. На рыс. 1.2 прыведзена схема і адпаведныя абазначэнні ўздоўж восі  $x$ . Аналагічныя абазначэнні будуць і па восях  $y$  і  $z$ , толькі памяняюцца індэксы.

За час  $dt$  праз левую грань  $dydz$  у паралелепіпед падводзіцца колькасць цяпла шляхам канвекцыі:

$$Q_x^k = w_x t dydz \rho c_p dt.$$

Колькасць цяпла, якое адводзіцца праз процілеглую грань за той жа час, роўная (у дужках – прырашчэнні хуткасці і тэмпературы)

$$Q_{x+dx}^k = \left( w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right) \cdot \left( t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right) dydz c_p \rho dt,$$

або

$$Q_{x+dx}^k = \left( w_x t + w_x \frac{\partial t}{\partial x} dx + t \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right) dy dz c_p \rho d\tau$$

(здабыткам  $\frac{\partial w_x}{\partial x} dx \cdot \frac{\partial t}{\partial x} dx$  грэбуем).

Рознасць паміж колькасцю цяпла, якое падводзіцца і адводзіцца за час  $d\tau$ , вызначыцца як

$$dQ_x^k = Q_x^k - Q_{x+dx}^k = - \left( w_x \frac{\partial t}{\partial x} + t \frac{\partial w_x}{\partial x} \right) dV c_p \rho d\tau.$$

Аналагічна запішам змяненне колькасці цяпла за час  $d\tau$  і ў накірунках восей  $y$  і  $z$ :

па восі  $y$

$$dQ_y^k = Q_y^k - Q_{y+dy}^k = - \left( w_y \frac{\partial t}{\partial y} + t \frac{\partial w_y}{\partial y} \right) dV c_p \rho d\tau;$$

па восі  $z$

$$dQ_z^k = Q_z^k - Q_{z+dz}^k = - \left( w_z \frac{\partial t}{\partial z} + t \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) dV c_p \rho d\tau.$$

Агульная колькасць цяпла, якое падводзіцца ў паралелепіпед шляхам канвекцыі, будзе роўнае

$$dQ_{\Sigma} = dQ_x^k + dQ_y^k + dQ_z^k = - \left[ t \left( \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) + w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} \right] dV c_p \rho d\tau.$$

Адпаведна дыферэнцыяльнаму ўраўненню неразрыўнасці плыні (пры  $\rho = \text{const}$ ,

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0.$$

Тады канвектыўная складальная цеплавога патоку будзе роўная

$$dQ_3 = - \left( w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} \right) dV c_p \rho dt.$$

Калі дабавіць колькасць цяпла, якое падводзіцца шляхам цеплаправоднасці ( $dQ_1$ , гл. ураўненне (1.15)), тады атрымаем сумарную колькасць цяпла, якое падводзіцца канвекцыяй і цеплаправоднасцю:

$$dQ = dQ_3 + dQ_1 = \left[ -\rho c_p \left( w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} \right) + \lambda \Delta t \right] dV dt. \quad (a)$$

Гэтая колькасць цяпла роўная адпаведнаму змяненню энтальпіі паралелепіпеда

$$dQ = c_p \rho \frac{\partial t}{\partial \tau} dt dV. \quad (б)$$

Калі прыраўняць выразы (a) і (б), атрымаем

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} = \frac{\lambda}{c_p \rho} \Delta t = \alpha \Delta t. \quad (1.38)$$

Выраз (1.38) уяўляе сабой дыферэнцыяльнае ўраўненне канвектыўнага цеплаабмену, якое называецца ўраўненнем Фур'е – Кірхгофа. Ураўненне выражае ў найбольш агульным выглядзе размеркаванне тэмператур у рухальным асяроддзі. Для ўсталяванага працэсу цеплаабмену  $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$ .

Калі ёсць унутраныя крыніцы цяпла (гл. выраз (1.16)), трэба ва ўраўненне (1.38) дадаць  $dQ_2$ .

Адзначым, што ўраўненне (1.38) можна атрымаць па-іншаму. Выдзелім адвольнай формы аб'ём  $V$  з паверхняй  $F$  у рухальным асяроддзі, у якім існуе тэмпературнае поле ў дадзены час. Прыем тэа і дапушчэнні, што прыведзены вышэй. Няхай да аб'ёму праз усю паверхню  $F$  падводзіцца цяпло шляхам цеплаправоднасці ( $Q_1$ ), канвекцыі ( $Q_3$ ), а таксама існуюць унутраныя крыніцы ( $Q_2$ ), г. зн.

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

$$Q_1 = -d\tau \iint_F \lambda \cdot \text{grad } t \cdot dt; \quad (в)$$

$$Q_2 = d\tau \iiint_V q_v dV; \quad (г)$$



$$Q_i = d\tau \iint_F \bar{w} \tau c_p \cdot dF. \quad (д)$$

Калі замяніць інтэгралы па паверхні на інтэгралы па аб'ёме (на падставе тэарэмы Грына – Астраградскага), тады выразы (в), (г), (д) запішуцца ў выглядзе

$$Q_1 = d\tau \iiint_V \operatorname{div}(\lambda \cdot \operatorname{grad} t) dV;$$

$$Q_2 = d\tau \iiint_V q_v dV;$$

$$Q_3 = d\tau \iiint_V \operatorname{div}(\bar{w} t) \rho c_p dV.$$

Нагадаем, што  $\operatorname{div}(\operatorname{grad} t) = \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = \Delta t$ , а  $\operatorname{div}(\bar{w} t) = (\bar{w}) \operatorname{grad} t + t \operatorname{div}(\bar{w})$ . У нашым выпадку для несціскальнай вадкасці  $\operatorname{div}(\bar{w}) = \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0$ . Улічваючы, што  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $c_p$  пастаянныя і ўсё цяпло ідзе на змяненне энтальпій, г. зн.  $Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = - \iiint_V \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau \rho c_p dV$ , а таксама інтэграванне ідзе па адным аб'ёме, канчаткова атрымаем

$$\rho c_p \frac{\partial t}{\partial \tau} = -\bar{w} \cdot \operatorname{grad} t \cdot \rho c_p + \lambda \Delta t - q_v$$

або  $\frac{\partial t}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} = \frac{\lambda}{c_p \rho} \Delta t$  пры  $q_v = 0$ , што адпавядае ўраўненню (1.38).

Канвектыўны цеплаабмен залежыць як ад цеплавых умоў, так і ад гідрадынамічных, таму ён апісваецца сістэмай дыферэнцыяльных ураўненняў, якая ўключае дыферэнцыяльныя ўраўненні руху Наў'е – Стокса і неразрыўнасці пlynі (гл. ч. 1 [12], с. 23, 29), а таксама дыферэнцыяльнае ўраўненне цеплааддачы як межавую ўмову трэцяга роду.

### 1.6. Цеплаабмен выпраменьваннем

Роля выпраменьвання ў працэсе цеплаабмену залежыць ад колькасці цяпла, якое адначасова пераносіцца іншымі спосабамі: цеплаправоднасцю і канвекцыяй. Пры параўнальна нізкіх тэмпературах цеплаабмен выпраменьваннем нязначны і ім пры разліках часта

грэбуюць. Але пры тэмпературах больш за  $\sim 400\text{--}500^\circ\text{C}$  перадача цяпла выпраменьваннем можа быць асноўным спосабам сярод іншых. Як вышэй адзначана, цеплавое выпраменьванне ўяўляе сабой працэс распаўсюджвання ўнутранай энергіі цела шляхам электрамагнітных хваляў. Усе віды электрамагнітнага выпраменьвання маюць аднолькавую хуткасць распаўсюджвання, але адрозніваюцца даўжынёй хвалі і паходжаннем. Ніжэй прыведзены дыяпазоны даўжынё хваляў для розных відаў выпраменьвання:

Від выпраменьвання	Даўжыня хвалі, мм
$\gamma$ -выпраменьванне	$(0,5\text{--}0,1) \cdot 10^{-9}$
рэнтгенаўскае	$1 \cdot 10^{-9}\text{--}2 \cdot 10^{-5}$
ультрафіялетавае	$2 \cdot 10^{-5}\text{--}0,4 \cdot 10^{-3}$
бачнае	$(0,4\text{--}0,8) \cdot 10^{-3}$
цеплавое (інфрачырвонае)	$0,8 \cdot 10^{-3}\text{--}0,8$
радыёхвалі	$>0,2$

Здольнасцю цеплага выпраменьвання і паглынання валодаюць усе целы, тэмпература якіх вышэй за  $0\text{ К}$ . Пры гэтым большасць цвёрдых цел і вадкасцей маюць няспынны спектр выпраменьвання і значную здольнасць паглынаць і выпраменьваць цяпло. З гэтай прычыны ў працэсах праменнага цеплаабмену ўдзельнічаюць толькі тонкія паверхневыя слаі, г. зн. цеплавое выпраменьванне практычна можна лічыць паверхневай з'явай.

Паўпразрыстыя целы (шкло, аптычная кераміка і інш., газы, пара) характарызуюцца аб'ёмным характарам выпраменьвання, у якім удзельнічаюць усе часцінкі аб'ёму рэчыва. У агульным выпадку інтэнсіўнасць выпраменьвання залежыць ад прыроды цела, яго тэмпературы, стану паверхні, даўжынні хвалі, а ў газах – ад ціску і таўшчыні слоя. З павелічэннем тэмпературы цела яго энергія выпраменьвання павялічваецца і мяняецца спектральны склад: павялічваецца інтэнсіўнасць караткахвалевага выпраменьвання і памяншаецца – даўгахвалевага.

Праменная энергія, якая пападае на паверхню цела, часткова паглынаецца ( $Q_{\text{паг}}$ ), адбіваецца ( $Q_{\text{ад}}$ ) і прапускаецца ( $Q_{\text{пр}}$ ). Поўная колькасць цяпла запінаецца як

$$Q = Q_{\text{паг}} + Q_{\text{ад}} + Q_{\text{пр}} \quad (1.39)$$

Адносіны  $Q_{\text{паг}}/Q = A$ ,  $Q_{\text{ад}}/Q = B$ ,  $Q_{\text{пр}}/Q = C$  характарызуюць паглынальную ( $A$ ), адбівальную ( $B$ ) і прапускную ( $C$ ) здольнасць цела. Пры гэтым

$$A + B + C = 1.$$

Нагадаем, што калі целы поўнасьцю паглынаюць праменную энергію, іх называюць абсалютна чорнымі ( $A = 1$ ), калі поўнасьцю адбіваюць ( $B = 1$ ) – целы называюць люстранымі або абсалютна белымі і празрыстымі або дыятэрмічнымі – калі яны прапускаюць усе прамяні, якія падаюць на цела ( $C = 1$ ).

У сапраўднасьці няма цел абсалютна чорных, белых або празрыстых. Некаторыя целы могуць быць падобнымі да абсалютна чорных (напрыклад, сажа,  $A \cong 0,9$ ), да празрыстых можна аднесці газы, пару, да белых – целы з паліраванай паверхняй. Г. зн., што сапраўдныя целы ў рознай ступені паглынаюць, адбіваюць і прапускаюць праз сябе праменную энергію ў залежнасьці ад іх прыроды, тэмпературы і даўжыні хвалі  $\lambda$  выпраменьвання. Пры гэтым цела выпраменьвае энергію ў выглядзе няспыннага або перарывістага спектра па даўжынях хваляў. Разгледзім асноўныя характарыстыкі паверхневага і аб'ёмнага выпраменьвання.

**Паверхневае паўсфэрычнае выпраменьванне цвёрдых цел.** Энергія выпраменьвання, якую вылучае адвольная паверхня ў адзінку часу па ўсялякіх накірунках паўпрасторы і якая адпавядае вузкаму інтэрвалу даўжыні хваляў ад  $\lambda$  да  $\lambda + d\lambda$ , называецца *плыню монахраматычнага, спектральнага* або аднароднага выпраменьвання  $Q_\lambda$ . Сумарнае выпраменьванне з паверхні цела па ўсіх даўжынях хваляў спектра ўяўляе сабой інтэгральную або поўную плынь  $Q$ . Інтэгральную плынь, якая вылучаецца з адзінкі паверхні, называюць *паверхневай шчыльнасьцю плыні* інтэгральнага выпраменьвання

$$E = \frac{dQ}{dF}, \quad (1.41)$$

дзе  $dQ$  – праменная плынь, Вт, якую вылучае элементарная пляцоўка  $dF$ .

Праменная плынь з усёй плошчы вызначыцца як

$$Q = \iint_F E dF. \quad (1.41)$$

Калі велічыня  $E$  для ўсіх элементарных плошчаў нязменная, тады залежнасьць (1.41) запішацца ў выглядзе

$$Q = EF. \quad (1.42)$$

Адносінны шчыльнасьці праменнай плыні, якая вылучаецца для вэктара малога інтэрвалу даўжыні хваляў, да велічыні гэтага інтэрвалу называецца *спектральнай шчыльнасьцю плыні* выпраменьвання.

$$E_\lambda = \frac{dE}{d\lambda} \quad (1.43)$$

Калі праінтэграваць выраз (1.43), тады можна вызначыць спектральную шчыльнасць патоку выпраменьвання па ўсіх даўжынях хваляў.

$$E = \int_{\lambda=0}^{\lambda=\infty} E_\lambda d\lambda \quad (1.44)$$

Велічыня  $E_\lambda$  залежыць ад даўжыні хвалі  $\lambda$  і тэмпературы цела.

Што тычыцца аб'ёмнага выпраменьвання, то вышэйпрыведзеныя паняцці па аналогіі трэба аднесці не да паверхні, а да аб'ёму асяроддзя, якое можа выпраменьваць, паглынаць або прапускаць у некаторай ступені цяпло.

**Асноўныя законы цеплавога выпраменьвання.** Законы цеплавога выпраменьвання атрыманы ў дастасаванні да ідэальнага абсалютна чорнага цела і тэрмадынамічнай раўнавагі. Раўнаважным называюць такое выпраменьванне, пры якім усе целы дадзенай выпраменьвальнай сістэмы прымаюць аднолькавую тэмпературу. Пры аднолькавых тэмпературах кожнае цела як вылучае, так і паглынае праменную энергію ў аднолькавых колькасцях.

Выпраменьванне энергіі па даўжынях хваляў адбываецца нераўнамерна і залежыць ад тэмпературы. М. Планк (1900 г.) тэрэтычна атрымаў залежнасць спектральнай шчыльнасці патоку выпраменьвання  $E_{0\lambda}$ , Вт/м<sup>3</sup>, ад даўжыні хвалі  $\lambda$ , м, і абсалютнай тэмпературы  $T$ , К.

$$E_{0\lambda} = \frac{c_1 \lambda^{-5}}{e^{\frac{c_2}{\lambda T}} - 1} \quad (1.45)$$

дзе  $c_1 = 3,22 \cdot 10^{-16}$  Вт · м<sup>2</sup> — першая канстанта выпраменьвання;  $c_2 = 1,24 \cdot 10^{-2}$  м · К — другая канстанта выпраменьвання.

Для шэрых цел спектральнае выпраменьванне залежыць (акрамя даўжыні хвалі) пры  $T = \text{const}$  ад фізічных уласцівасцей цел і вызначаецца доследным шляхам.

Функцыянальная залежнасць (1.45) прыведзена на рыс. 1.6. Калі яе прадэфэрэнцаваць і вытворную  $\frac{dE_{0\lambda}}{d\lambda}$  прыраўняць да нуля, тады атрымаем выраз для вызначэння даўжыні хвалі, на якую прыходзіцца максімум энергіі:

$$5\lambda_{\max} T \left( 1 - e^{-\frac{c_2}{\lambda_{\max} T}} \right) = c_2. \quad (1.46)$$

Рашэнне ўраўнення (1.45) прыводзіць да выразу

$$\lambda_{\max} = \frac{2,9 \cdot 10^{-3}}{T}, \quad (1.47)$$

дзе канстанта  $2,9 \cdot 10^{-3}$  мае размернасць м · К. Ураўненне (1.47) вядомае як закон зрушэння Віка. Яно паказвае, што з павелічэннем тэмператур адбываецца памяншэнне даўжыні хвалі, на якую падае максімальная энергія выпраменьвання. (Вядома, што выпраменьванне Сонца мае максімум інтэнсіўнасці пры даўжыні хвалі прыблізна  $5 \cdot 10^{-7}$  м. Тады, паводле ўраўнення (1.47), тэмпература паверхні Сонца роўная  $2,9 \cdot 10^{-3} / 5 \cdot 10^{-7} \cong 6000$  К.)

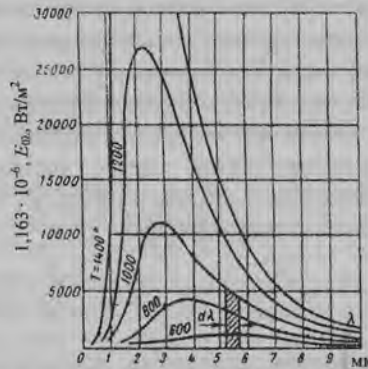


Рис. 1.6. Графічнае ўяўленне закона Планка

Сумарную шчыльнасць патоку  $E_{\lambda}$  можна знайсці, калі праінтэграваць (1.45) па ўсіх даўжынях хваляў, г. зн. ад  $\lambda = 0$ , да  $\lambda = \infty$ . Як паказана на падставе эксперыментальных даследаванняў Стэфанам і вывядзена Больцманам,

$$E_0 = \sigma_0 T^4, \quad (1.48)$$

дзе для абсалютна чорнага цела  $\sigma_0 = 5,7 \cdot 10^{-8}$  Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>).

Выраз (1.48) называюць законам Стэфана – Больцмана. Для зручнасці разлікаў яго запісваюць у выглядзе

$$E_0 = c_0 (T/100)^4, \quad (1.49)$$

дзе  $c_0 = 5,7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$  – каэфіцыент выпраменьвання для абсалютна чорнага цела.

Сапраўдныя целы (шэрыя) маюць меншую здольнасць выпраменьвання ў параўнанні з чорнымі. Для такіх цел каэфіцыент  $c < c_0$ . Адносіны  $c/c_0 = \epsilon < 1$ , якія называюцца ступенню чарнаты, залежаць ад стану паверхні цела і вызначаюцца доследным шляхам. Напрыклад, для чырвонай цэгля  $\epsilon \approx 0,93$ , для паліраванай медзі  $\epsilon = 0,023$  (для іншых рэчываў велічыня  $\epsilon$  прыведзена ў даведкавай літаратуры [2, 6]).

Такім чынам, для шэрага цела

$$E = c \cdot (T/100)^4 = E_0 \cdot \epsilon. \quad (1.50)$$

Колькасную сувязь паміж энергіямі выпраменьвання і паглынання паверхнямі шэрых і абсалютна чорных цел устанаўлівае закон Кірхгофа. Гэты закон можна атрымаць з балансу праменнай энергіі для сістэмы, што ўяўляе сабой параўнальна вялікі замкнуты аб'ём з абсалютна чорнай паверхняй, у якім змешчаны розныя шэрыя целы. Паверхні гэтых цел поўнаасцю і раўнамерна ўдзельнічаюць у паглыннанні і адбіцці праменнай энергіі. Пры ўмовах тэрмадынамічнай раўнавагі, калі тэмпературы паверхняў стануць аднолькавымі для ўсіх цел, энергія выпраменьвання роўная энергіі паглынання. Няхай каэфіцыенты паглынання цел  $A_1, A_2, A_3, \dots$ . Тады  $E_1 = A_1 \cdot E_0$ ;  $E_2 = A_2 \cdot E_0$ ;  $E_3 = A_3 \cdot E_0$  і г. д., інакш можна запісаць

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = E_0 = \frac{E}{A}. \quad (1.51)$$

Атрыманыя суадносіны паказваюць, што адносіны энергіі выпраменьвання да энергіі паглынання не залежаць ад прыроды цел і роўныя выпраменьвальнай здольнасці абсалютна чорнага цела пры той жа тэмпературы (закон Кірхгофа). Калі супаставіць выразы (1.50) і (1.51), убачым, што  $\epsilon = A$ , г. зн. ступень чорнага цела роўная яго паглынальнай здольнасці.

Цеплавая прамяні, якія ідуць на шурпатую паверхню, шматразова адбіваюцца ад яе, што вядзе да лепшага паглынання праменнай энергіі ў параўнанні з гладкай паверхняй.

Пры выпраменьванні колькасць цяпла  $Q_{ц}$ , якое перадаецца ад больш нагрэтага цела з тэмпературай  $T_1$  да менш нагрэтага з тэмпературай  $T_2$ , вызначаецца па ўраўненні

$$Q_{11} = c_{1-2} \cdot F \cdot \tau \cdot \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \phi, \quad (1.52)$$

дзе  $F$  – паверхня выпраменьвання;  $\tau$  – час;  $c_{1-2}$  – каэфіцыент узаемнага выпраменьвання;  $\phi$  – сярэдні вуглавы каэфіцыент, які залежыць ад формы і размераў паверхняў, што ўдзельнічаюць у цеплаабмене, ад іх узаемнага размяшчэння ў прасторы і адлегласці паміж імі. Каэфіцыенты  $c_{1-2}$  і  $\phi$  прыводзяцца ў даведкавай літаратуры.

Адзначым, што калі трэба паменшыць праменны цеплаабмен паміж цэламі або зрабіць засцярогу ад шкоднага ўплыву выпраменьвання, тады выкарыстоўваюць перагародкі (экраны). Перагародкі вырабляюць з рэчываў, што добра адбіваюць прамяні, і размяшчаюць паміж паверхнямі, якія абменьваюцца энергіямі.

**Выпраменьванне газаў** адрозніваецца ад выпраменьвання цвёрдых цел або вадкасцей тым, што газы не маюць няспыннага спектру. Большая частка аднаатамных і двухатамных газаў (падобна да газаў, якія складаюць паветра) наогул з'яўляюцца празрыстымі для цеплавых праменяў. Іншыя газы ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  і г. д.) выпраменьваюць энергію толькі ў адпаведных частках спектру. Звычайна лічыцца, што толькі трох- і большатамныя газы выпраменьваюць энергію ў значных колькасцях. Газы, якія выпраменьваюць энергію, таксама яе і паглынаюць, прычым у межах тых жа частак спектру, пры якіх выпраменьваюць (напрыклад, дыяпазон выпраменьвання вадзяной пары абмежаваны ў межах ад 2,2 да 3,3, ад 4,8 да 8,5 і ад 12 да 25 мкм). Шырыня дыяпазону выпраменьвання (або паглынання) для кожнага газу залежыць ад тэмпературы і ціску. Акрамя таго, газы выпраменьваюць не з паверхні, а з аб'ёму слоя газу. Пры гэтым здольнасць выпраменьвання (паглынання) газу расце з павелічэннем шчыльнасці і таўшчыні яго слоя.

Агульная здольнасць выпраменьвання газаў для ўсіх дыяпазнаў спектраў на адзінку паверхні ў адзінку часу можна запісаць у выглядзе

$$E_r = \epsilon_r \cdot c_0 \cdot (T_r/100)^4, \quad (1.53)$$

хвая велічыня  $E_r$  непарацыянальная 4-й ступені тэмпературы. Адхіленне ўлічваецца каэфіцыентам  $\epsilon_r$ , які ўяўляе сабой адносіны агульнай колькасці энергіі, што выпраменьваецца газам, да той жа велічыні для абсалютна чорнага цела пры тэмпературы газу;  $c_0$  – каэфіцыент выпраменьвання абсалютна чорнага цела. Каэфіцыенты  $\epsilon_r$  і  $c_0$  прымаюць з даведнікаў.

Ураўненне (1.53) атрымана пры вакууме і тэмпературы  $\sim 0$  К. У сапраўднасці газ акружаны паверхняй цвёрдых цел, што таксама выпраменьвае энергію, доля якой паглынаецца. Таму колькасць цяпла, што выпраменьваецца газам, вызначаюць па формуле

$$Q_{\text{л}} = \epsilon'_{\text{сц}} \cdot c_0 \cdot \left[ \epsilon_{\text{г}} \left( \frac{T_{\text{г}}}{100} \right)^4 - A_{\text{г}} \left( \frac{T_{\text{сц}}}{100} \right)^4 \right], \quad (1.54)$$

дзе  $A_{\text{г}}$  – паглынальная здольнасць газу пры тэмпературы цвёрдай паверхні ( $A_{\text{г}} \cong \epsilon_{\text{г}}$  пры той жа тэмпературы);  $\epsilon'_{\text{сц}}$  – эфектыўная ступень чарнаты паверхні (сценкі) (улічвае частковае паглынне прамяняў газамі),  $\epsilon'_{\text{сц}} = 0,5(\epsilon_{\text{сц}} + 1)$ ;  $\epsilon_{\text{сц}}$  – ступень чарнаты сценкі;  $T_{\text{г}}$ ,  $T_{\text{сц}}$  – тэмпература газу і сценкі, К.

Прыведзеныя залежнасці адносяцца да чыстых газаў, калі даўжыня шляху ўсіх прамяняў да сценкі аднолькавая. Для сапраўдных газаў (прамысловых, паветра), забруджаных пылам, іншымі прымешкамі, колькасць цяпла, якое перадае газ шляхам выпраменьвання, значна павялічваецца. Разлікі для забруджаных газаў прыводзяцца ў спецыяльнай літаратуры [5].

Азначым, што сонечная энергія, якая выпраменьваецца сонцам пры  $\sim 6000^{\circ}\text{C}$ , прыходзіцца на меншыя даўжыні хваляў, чым дыяпазоны паглынання некаторых газаў ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ), так што газы паветра амаль празрыстыя для сонечнага выпраменьвання. Але тэмпература зямнога выпраменьвання (за кошт паглынання «сонечнай энергіі») намнога ніжэйшая і адбываецца пры большых даўжынях хваляў. Гэтыя даўжыні хваляў перакрываюць спектры двухвокісу вугляроду і вады, і таму значная частка зямнога выпраменьвання паглынаецца паветрам, і зноў паветра выпраменьваецца на зямлю (гэтая з'ява звычайна называецца эфектам «зранжарэі»).

Для практычных разлікаў залежнасці (1.52), (1.54) выкарыстоўваюць пры вызначэнні каэфіцыента цеплааддачы  $\alpha_{\text{л}} = \frac{Q_{\text{л}}(n)}{T_1 - T_2}$ , які потым далучаюць да каэфіцыента цеплааддачы за кошт канвекцыі і атрымліваюць агульны каэфіцыент  $\alpha_{\text{ат}} = \alpha_{\text{л}} + \alpha$ .

### 1.7. Цеплавое падабенства

Спробы аналітычнага рашэння дыферэнцыяльнага ўраўнення канвектыўнага цеплаабмену (1.38) натыкаюцца на вялікія цяжкасці, паколькі на працэс робяць уплыў вельмі многія фактары. З гэтай пры-



чыны вялікае значэнне мае эксперыментальны шлях даследаванняў з апрацоўкай вынікаў адпаведна тэорыі падабенства. Размерныя фізічныя велічыні можна аб'яднаць у безразмерныя комплексы (крытэрыі падабенства).

Разгледзім першачаткова працэс пераносу цяпла ад сценкі да турбулентна рухальнай плыні. Як вышэй адзначалася, ад сценкі праз цеплавы межавы пласт цяпло перадаецца шляхам цеплаправоднасці ў накірунку, перпендыкулярным накірунку руху плыні. Г. зн., што колькасць цяпла, якое праходзіць праз цеплавы межавы пласт таўшчынёй  $\delta$ , можна разлічыць па ўраўненні  $dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} dF dt$ , а колькасць цяпла, якое пераходзіць ад сценкі да ядра патоку, — па выразе  $dQ = \alpha (t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}(r)}) dF dt$ .

Для ўсталяванага працэсу цеплаабмену, прыраўняўшы выразы, пасля скарачэння падобных членаў атрымаем

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} = \alpha (t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}(r)}) = \alpha \Delta t.$$

Раздзелім правую частку апошняга выразу на левую і заменім прырашчэнні самімі велічынямі, а велічыню  $\delta$  заменім некаторым вызначальным геаметрычным размерам. Тады атрымаем безразмерны комплекс велічынь, які пры падабенстве працэсаў называецца крытэрыем Нусельта:

$$\frac{al}{\lambda} = Nu. \quad (1.55)$$

Роўнасць крытэрыяў Нусельта характарызуе падабенства працэсаў цеплапераносу на мяжы паміж сценкай і патокам вадкасці (газу).

Каб вызначыць іншыя безразмерныя комплексы (крытэрыі падабенства), выкарыстаем дыферэнцыяльнае ўраўненне Фур'е — Кірхгофа (1.38) і зробім аналагічныя пераўтварэнні, пры гэтым будзем мець на ўвазе, што размернасць дыферэнцыяла  $n$ -га парадку супадае з размернасцю самой пераменнай, а здабытак  $n$  дыферэнцыялаў першага парадку мае размернасць пераменнай у  $n$ -й ступені, г. зн.  $[d^n x] = [x]^n$ ;  $[dx^n] = [x^n]$ :

$$w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} \sim w \frac{t}{l};$$

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} \sim \frac{t}{\tau};$$

$$a \left( \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \sim \frac{at}{l^2}.$$

Примем за масштаб член, які выражае колькасць цяпла, што пераносіцца шляхам цеплаправоднасці, і падзелім на яго статнія. У выніку атрымаем наступныя крытэрыі:

$$\left( \frac{t}{\tau} \right) / \left( at / l^2 \right) = l^2 / a\tau.$$

Каб пазбегнуць дробавага ліку, апошні выраз звычайна запісваюць наадварот:

$$\frac{a\tau}{l^2} = Fo. \quad (1.56)$$

Гэты комплекс называецца крытэрыем (лікам) Фур'е. Роўнасць крытэрыяў Фур'е ў пунктах (якія маюць падабенства) цеплавых плыней з'яўляецца неабходнай умовай падабенства неўсталяваных працэсаў цеплаабмену (аналаг крытэрыю гамахроннасці пры гідрадынамічным падабенстве).

Калі падзяліць канвектыўную складальную ўраўнення (1.38)  $w \frac{t}{l}$  на  $\frac{a\tau}{l^2}$ , атрымаем безразмерны комплекс велічынь, які называецца крытэрыем Пекле:

$$\frac{wl}{a} = Pe. \quad (1.57)$$

Апошні з'яўляецца мерай суадносін паміж цяплом, якое пераносіцца шляхам канвекцыі і шляхам цеплаправоднасці. Крытэрыій Пекле можна выразіць як здабытак двух комплексаў: памножым і падзелім (1.57) на кінематычны каэфіцыент вязкасці  $\nu$ .

$$Pe = \frac{wl}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} = Re \cdot Pr, \quad (1.58)$$

дзе  $Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu c_p}{\lambda}$  – крытэрыў Прандтля. Як бачна, апошні складаецца з фізічных велічынь, таму крытэрыў Прандтля характарызуе падабенства фізічных уласцівасцей цепланосьбітаў у працэсах канвектыўнага цеплаабмену.

Пры вызначаных умовах ліку Прандтля можна надаць сэнс меры падабенства палёў тэмператур і хуткасцей. Вышэй (с. 21) было адзначана, што мяжа цеплага межавага пласта адпавядае  $a_1 = a$ , велічыня  $\nu$ , і  $\nu$  вызначае таўшчыню межавага гідрадынамічнага пласта. Калі  $a = \nu$ , г. зн.  $Pr = 1$ , таўшчыні цеплага і гідрадынамічнага слаёў аднолькавыя, а пры  $Pr \neq 1$  яны розныя.

Колькасныя значэнні крытэрыю Прандтля для вадкасцей маюць парадак 3–300 і значна памяншаюцца з ростам тэмпературы. Для газу яны залежаць ад атамнасці газу і  $Pr \in 0,7-1$ . З гэтай прычыны для вадкасцей цеплавая мяжава пласт танчэйшы за гідрадынамічны.

Зразумела, што паколькі працэс пераносу цяпла залежыць ад геаметрычных і гідрадынамічных параметраў, то неабходнымі ўмовамі падабенства працэсаў пераносу цяпла з'яўляюцца захаванне гідрадынамічнага і геаметрычнага падабенства, г. зн. роўнасцям крытэрыяў Рэйнальдса, гамахроннасці, Фруда, а таксама нязменнасць геаметрычных сімплексаў.

Такім чынам, абагульненае ўраўненне канвектыўнага цеплаабмену выражаецца праз крытэрыі падабенства ў выглядзе

$$f(Fo, Nu, Pe, Ho, Re, Fr, L_1, L_2, \dots, L_n) = 0, \quad (1.59)$$

дзе  $L_1, L_2, \dots, L_n$  – геаметрычныя сімплексы.

З (1.59) вызначаюць крытэрыў  $Nu$  і разлічваюць каэфіцыент цеплааддачы  $a$ , г. зн.

$$Nu = f(Fo, Pe, Ho, Re, Fr, L_1, L_2, \dots, L_n), \quad (1.60)$$

або

$$Nu = f(Fo, Pr, Ho, Re, Fr, L_1, L_2, \dots, L_n). \quad (1.61)$$

Адзначым, што ва ўраўненні (1.61) іншы раз грэбуюць некаторымі крытэрыямі. Напрыклад, пры вымушаным турбулентным руху вадкасці або газу, калі ўплыў сіл цяжару на гідрадынаміку плавні малы, крытэрыў  $Fr$  можна не ўлічваць пры разліках. Пры ўсталяваным руху і ўсталяваным працэсе цеплаабмену адсутнічаюць крытэрыі  $Ho$  і  $Fo$ . Калі цеплаабмен адбываецца ва ўмовах

натуральной канвекцыі, тады трэба ўлічваць крытэры  $Fr$ , які мяняюць на крытэры Архімеда, каб выключыць звычайна цяжка вызначаемую велічыню хуткасці

$$Ar = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_0 - \rho}{\rho} = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho}, \quad (1.62)$$

дзе  $\rho$ ,  $\rho_0$  – шчыльнасць больш і менш нагрэтых элементарных аб'ёмаў вадкасці.

Рознасць шчыльнасцей абумоўлена рознымі тэмпературамі (тэмпературным напорам  $\Delta t$ ), таму  $\Delta\rho$  можна замяніць на  $\Delta t$ . Для гэтага выкарыстоўваюць выраз

$$\rho = \rho_0(1 - \beta\Delta t), \quad (1.63)$$

які паказвае змяненне шчыльнасці вадкасці ад тэмпературнага напору  $\Delta t$  і каэфіцыента аб'ёмнага пашырэння  $\beta$ , 1/град. Падставіўшы замест  $\rho$  яго значэнне адпаведна выразу (1.63), атрымаем новы безразмерны комплекс велічынь (крытэры), які называецца крытэрыем Грасгофа:

$$Gr = \frac{gl^3\beta\Delta t}{\nu^2}. \quad (1.64)$$

Крытэры Грасгофа можна разглядаць як меру адносін сіл трэння да пад'ёмнай сілы, абумоўленай рознасцю шчыльнасцей (тэмператур) у розных пунктах неізатэрмічнага патоку.

Пры выкарыстанні крытэрыяльных залежнасцей трэба памятаць, што яны атрыманы пры пастаянных фізічных велічынях. У сапраўднасці фізічныя ўласцівасці ( $\rho$ ,  $c$ ,  $\lambda$ ,  $\mu$ ) заўсёды залежаць ад тэмпературы, падабенства становіцца прыблізным, і залежнасці тыпу (1.60), (1.61) трэба дапаўняць доследнымі данымі.

### 1.8. Віды цеплааддачы. Разліковыя залежнасці для вызначэння каэфіцыентаў цеплааддачы

У прамысловасці існуюць шматлікія віды цеплааддачы, якія можна падзяліць на дзве групы: цеплааддача пры канвекцыі без змянення агрэгатнага стану цепланосьбітаў; цеплааддача пры змяненні агрэгатнага стану цепланосьбітаў (кандэнсация, выпарэнне). Тэарэтычнае вызначэнне каэфіцыента цеплааддачы як для першай,

так і для другой групы магчыма толькі для вельмі простых выпадкаў. Таму пры інжынерных разліках каэфіцыентаў цеплааддачы выкарыстоўваюць формулы, якія атрыманы шляхам абагульнення шматлікіх доследных даных, як правіла, на падставе тэорыі падабенства. Разгледзім асноўныя залежнасці для разліку каэфіцыента цеплааддачы.

1.8.1. Цеплааддача пры канвекцыі без змянення агрэгатнага стану. Адрозніваюць цеплааддачу пры вольнай і прымуовай канвекцыі.

Шматлікія даныя, на падставе якіх атрыманы крытэрыяльныя залежнасці, паказваюць, што ў агульным выпадку функцыянальная залежнасць для разліку каэфіцыентаў цеплааддачы мае выгляд

$$Nu = f(Re, Pr, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2). \quad (1.65)$$

Пры вызначэнні безразмерных сімплексаў (крытэрыяў падабенства) паўстае пытанне: якую тэмпературу прымаць пры разліку фізічных уласцівасцей вадкасці (газу) (паколькі тэмпература мяняецца ў шырокіх межах) і якія прымаць геаметрычныя размеры ў крытэрыях  $Nu$ ,  $Re$ ,  $Gr$ ? Каб спрасціць разлікі, прымаюць так называемыя вызначальныя тэмпературы і размер. У якасці першай можа быць сярэднеарыфметычная тэмпература вадкасці або сценкі і г. д. За вызначальны размер прымаюць унутраны, вонкавы або эквівалентны дыяметр канала. Для кароткіх каналаў трэба ўлічваць той факт, што стабілізацыя плыні не адбываецца ў параўнанні з каналамі вялікай даўжыні, для якіх пасля вызначанай даўжыні плынь стабілізуецца, і ў гэтай сувязі каэфіцыенты цеплааддачы таксама адрозніваюцца. Акрамя таго, трэба ўлічваць узаемны накірунак руху цепланосьбітаў (прамацёк, супрацьцёк і інш.), вугал «атакі» і г. д.

Нагадаем асноўныя крытэрыі падабенства, якія выкарыстоўваюцца пры разліку каэфіцыентаў цеплааддачы канвектыўнага цеплаабмену для наўбольш распаўсюджаных у хімічнай прамысловасці відаў цеплааддачы. У табл. 1.2 прыведзены велічыні, якія ўваходзяць у крытэрыі, і іх адзінкі вымярэння.

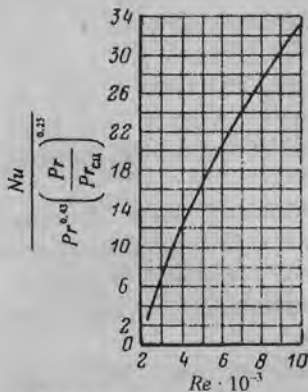
Пры ламінарным руху асяроддзя (вадкасці, газу) разлік каэфіцыента цеплааддачы ўскладняецца вольнай канвекцыяй, якая абумоўлена рознасцю тэмператур у розных пунктах плыні. Таму залежнасці для разліку  $\alpha$ , акрамя крытэрыяў  $Re$ ,  $Pr$ , дапаўняюцца крытэрыем Грасгофа (гл. табл. 1.2).

## Асноўныя крытэры і велічыні

Крытэры	Велічыня	Адзінкі вымярэння
$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$ – Нусельта	$\alpha$ – каэфіцыент цеплааддачы $l$ – вызначальны геаметрычны размер	Вт/(м <sup>2</sup> · К) м
$Pr = \frac{c\mu}{\lambda}$ – Прандтля	$\lambda$ – каэфіцыент цеплаправоднасці $c = c_p$ – удзельная цеплаёмкасць (пры пастаянным ціску)	Вт/(м · К) Дж/(кг · К)
$Re = \frac{w\rho}{\mu}$ – Рэйнальдса	$\mu$ – дынамічны каэфіцыент вязкасці $w$ – хуткасць асяроддзя $\rho$ – шчыльнасць	Па · с м/с кг/м <sup>3</sup>
$Pe = \frac{wl}{a}$ – Пекле	$a = \lambda/c_p$ – каэфіцыент тэмперату- раправоднасці	м <sup>2</sup> /с
$Gr = \frac{gl^3\beta\Delta t\rho^2}{\mu^2}$ – Грасгофа	$\beta$ – каэфіцыент аб'ёмнага расшы- рэння $\Delta t$ – рознасць тэмператур	К <sup>-1</sup> К
$Ga = \frac{gl^3\rho^2}{\mu^2}$ – Галілея	$g$ – паскарэнне вольнага падзення	м/с <sup>2</sup>

Разлік каэфіцыента цеплааддачы пры ўмовах  $Re < 2300$ ,  $(Gr \cdot Pr) < 8 \cdot 10^5$ ,  $6,7 \cdot 10^{-4} \leq (\mu/\mu_{сц})$ ,  $20 \leq \left(Pe \frac{d}{L}\right)$  для вертыкальнага і

гарызантальнага размяшчэння труб і каналаў праводзіцца па формуле



$$Nu = 1,55\epsilon_i \left(Pe \frac{d}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{сц}}\right)^{0,14}, \quad (1.66)$$

Рис. 1.7. Экспериментальные данные об интэнсіўнасці цеплааддачы для пераходнага рэжыму цячэння плыні пры  $Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^6$

дзе  $\epsilon_i$  – паправачны каэфіцыент, які ўлічвае ўплыў на каэфіцыент цеплааддачы адносін даўжыні трубы  $L$  да яе дыяметра  $d$  (гл. табл. 1.3). Уводзіцца  $\epsilon_i$ , калі перад абаграваемым участкам трубы няма ўчастка гідрадынамічнай стабілізацыі. Вызначальная тэмпература  $t = 0,5(t_{сц} + t_{в,ср})$ , дзе  $t_{в,ср} = 0,5(t_{в,п} + t_{в,к})$  – сярэдняя тэмпература вадкасці (газу);  $t_{в,п}$ ,  $t_{в,к}$  – пачатковая і канчатковая тэм-

пературы; індэкс «сц» ва ўсіх формулах паказвае, што фізічныя ўласцівасці цепланосьбітаў трэба браць пры тэмпературы сценкі.

Пры  $2300 < Re < 10\,000$  прыблізна (з запасам) каэфіцыент цепладдачы можна разлічыць па графіку (рыс. 1.7).

Табліца 1.3

Значэнні каэфіцыента  $\epsilon_i$

Значэнне крытэрыю $Re$	Адносіны $L/d$				
	10	20	30	40	$\geq 50$
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1,00
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1,00
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1,00
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1,00
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1,00

Пры гарызантальным размяшчэнні труб і каналаў для  $(Gr \cdot Pr) > 8 \cdot 10^5$  і  $Re < 3500$ ,  $20 \leq \left( Pe \frac{d}{L} \right) \leq 120$ ,  $10^6 \leq (Gr \cdot Pr) \leq 1,3 \cdot 10^7$ ,  $2 \leq Pr \leq 10$

$$Nu = 0,8 \left( Pe \frac{d}{L} \right)^{0,4} (Gr \cdot Pr)^{0,1} \left( \frac{\mu}{\mu_{сц}} \right)^{0,14} \quad (1.67)$$

Пры  $\left( Pe \frac{d}{L} \right) \leq 10$

$$Nu = 0,5 \left( Pe \frac{d}{L} \right) \quad (1.68)$$

Пры  $1000 > Re > 3500$

$$Nu = 0,022 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left( \frac{\mu}{\mu_{сц}} \right)^n \quad (1.69)$$

дзе  $n = 0,14$  пры награванні і  $n = 0,25$  пры ахаладжэнні цепланосьбіта.

Для прыблізных разлікаў формулы (1.67)–(1.69) можна выкарыстоўваць і пры  $(Gr \cdot Pr) > 1,3 \cdot 10^7$ . Вызначальная тэмпература для выразу (1.67)–(1.69) такая ж, як для формулы (1.66).

Пры вертыкальным размяшчэнні труб, калі вольная канвекцыя і прымусовая не супадаюць (рух цепланосьбіта пры ахаладжэнні знізу

ўверх і пры награванні наадварот), пры  $250 < Re < 10\,000$ ,  $1,5 \cdot 10^6 < (Gr \cdot Pr) < 12 \cdot 10^6$  разлік  $\alpha$  можна праводзіць па формуле

$$Nu = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} \left( \frac{\mu}{\mu_{cu}} \right)^n, \quad (1.70)$$

дзе  $n = 0,11$  пры награванні і  $n = 0,25$  пры ахаладжэнні цепланосьбіта.

У выпадку супадзення вольнай і прымусовай канвекцыі каэфіцыенты цеплааддачы значна ніжэйшыя за каэфіцыенты пры гарызантальным размяшчэнні труб і пры вертыкальным, разлічаным па вышэйпрыведзеных формулах. Па гэтай прычыне апараты з такім накірункам цепланосьбітаў выкарыстоўваць не рэкамендуецца.

Пры турбулентным руху цепланосьбіта ( $Re > 10\,000$ ) разліковая формула ў прамых трубах і каналах мае выгляд

$$Nu = 0,021 \varepsilon_1 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left( \frac{Pr}{Pr_{cu}} \right)^{0,25} \quad (1.71)$$

Вызначальная тэмпература для фізічных параметраў крытэрыяў  $Re$ ,  $Pr$  – сярэдняя тэмпература цепланосьбіта, вызначальны геаметрычны размер – эквівалентны дыяметр  $d_s = 4f/\Pi$  ( $f$ ,  $\Pi$  – плошча і поўны перыметр папярочнага сячэння плыні, незалежна ад таго, якая частка гэтага перыметра ўдзельнічае ў цеплаабмене).

Для выгнутых труб (змеевікоў) значэнне  $\alpha$ , атрыманае па формуле (1.71), памнажаюць на каэфіцыент  $x$ , які ўлічвае крывізну змеевіка:

$\alpha_{зм} = \alpha \cdot x$ , дзе  $x = 1 + 3,54 \frac{d}{D}$  ( $d$  – унутраны дыяметр трубы;  $D$  – дыяметр вітка змеевіка).

**Цеплааддача звонку труб і каналаў.** Як і для працэсаў цеплааддачы ўнутры труб і каналаў, відаў цеплааддачы звонку труб і каналаў таксама шмат, таму ніжэй прыведзены некаторыя асноўныя залежнасці для разліку каэфіцыентаў цеплааддачы пры розных умовах.

Пры вольнай канвекцыі разліковыя формулы маюць агульны выгляд

$$Nu = A(Gr \cdot Pr)^m \left( \frac{Pr}{Pr_{cu}} \right)^{0,25} \quad (1.72)$$



Для гарызантальных труб пры  $10^3 < Gr \cdot Pr < 10^9$   $A = 0,5$ ,  $m = 0,25$ .  
 Для вертыкальных труб і плоскіх паверхняў пры  $10^3 < Gr \cdot Pr < 10^9$   
 $A = 0,76$ ,  $m = 0,25$ , пры  $Gr \cdot Pr > 10^9$   $A = 0,15$ ,  $m = 0,33$ .

Вызначальная тэмпература – тэмпература цепланосьбіта, вызначальны размер: для гарызантальных труб – вонкавы дыяметр, для вертыкальных – вышыня труб (паверхні).

Пры папярочным абцяканні пучкоў гладкіх труб каэфіцыент цеплааддачы разлічваюць па формулах

$$Nu = A \varepsilon_{\varphi} Re^n Pr^{0,36} \left( \frac{Pr}{Pr_{\text{сш}}} \right)^{0,25}, \quad (1.73)$$

дзе  $\varepsilon_{\varphi}$  – каэфіцыент, які ўлічвае ўплыў вугла «атакі»  $\varphi$  (рыс. 1.8). Значэнні  $\varepsilon_{\varphi}$  прыведзены ў табл. 1.4.

Табліца 1.4

Значэнні каэфіцыента  $\varepsilon_{\varphi}$

$\varphi, ^\circ$	90	80	70	60	50	40	30	20	10
$\varepsilon_{\varphi}$	1,0	1,0	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Пры  $Re < 1000$  для калідорных і шахматных пучкоў труб  $A = 0,56$ ,  $n = 0,5$ ; пры  $Re > 1000$  для калідорных пучкоў труб  $A = 0,22$ ,  $n = 0,65$ , для шахматных –  $A = 0,4$ ,  $n = 0,6$ .

Вызначальная тэмпература – сярэдняя тэмпература цепланосьбіта, вызначальны размер – вонкавы дыяметр трубы. Разлік хуткасці праводзяць для найбольш вузкага сячэння паміж трубамі.

Разлік каэфіцыентаў цеплааддачы для іншых відаў цеплаабмену без змянення аграгатнага стану цепланосьбітаў можна знайсці ў [2, 8] і інш.

**Цеплааддача пры перамешванні вадкасці механічнымі мяшалкамі.** Перамешванне вадкасці ў цеплаабменных апаратах механічнымі мяшалкамі дазваляе інтэнсіфікаваць працэс цеплаабмену, г.зн. павысіць каэфіцыенты цеплааддачы. Лічбавыя значэнні апошніх залежаць ад формы паверхні (кажух, змеявік), праз якую перадаецца цяпло, ад канструкцыі мяшалкі і апарата, а таксама ад фізічных уласцівасцей вадкасці.

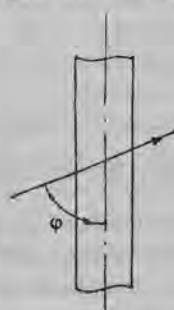


Рис. 1.8. Схема абцякання трубы плинню пад вуглом «атакі»  $\varphi$

Пры перамешванні нявязкіх вадкасцей у апаратах з кажухом без адлюстравальных перагародак турбіннымі і лопасцевымі мяшалкамі каэфіцыент цеплаадачы можна разлічыць па формуле

$$Nu = C Re_M^m Pr^{0,33} \left( \frac{\mu_B}{\mu_{сц}} \right)^{0,14}, \quad (1.74)$$

дзе  $Re_M = \frac{\rho_B n d_M^2}{\mu_B}$  – крытэрыі Рэйнальдса пры перамешванні;  $n$  – лік абаротаў мяшалкі, 1/с;  $d_M$  – дыяметр мяшалкі, м;  $\mu_B, \mu_{сц}$  – вязкасць вадкасці пры сярэдняй тэмпературы паміж тэмпературай вадкасці і сценкай і вязкасць вадкасці пры тэмпературы сценкі;  $C, m$  – каэфіцыенты.

Для апаратаў з кажухом пры перамешванні лопасцевымі і ліставымі мяшалкамі  $C = 0,4, m = 0,67$ , пры перамешванні адкрытымі турбіннымі з лікам вертыкальных лопасцей, роўным 6:  $C = 0,68, m = 0,67$ .

Для апаратаў са змеевікамі  $C = 1,01, m = 0,62$  – для лопасцевых і ліставых мяшалак;  $C = 1,4, m = 0,62$  – для адкрытых турбінных мяшалак з шасцю вертыкальнымі лапаткамі.

Адзначым, што ў апаратах са змеевікамі (рыс. 1.31) пры аднолькавых умовах каэфіцыент цеплаадачы ў параўнанні з апаратамі з кажухом узрастае (па даных розных даследаванняў прыблізна ў 1,5–2 разы). Размяшчэнне адбівальных пласцін зніжае каэфіцыент цеплаадачы.

Пры перамешванні вязкіх вадкасцей якарнымі мяшалкамі каэфіцыент цеплаадачы можна разлічыць па формуле

$$Nu = A Re_M^m Pr^{0,33} \left( \frac{\mu_B}{\mu_{сц}} \right)^{0,18}, \quad (1.75)$$

дзе  $A, m$  – каэфіцыенты, роўныя: пры  $Re_M = 10–300$   $A = 1,0, m = 0,5$ ; пры  $Re_M \geq 300$   $A = 0,36, m = 2/3$  ( $b/D = 0,01, b = \frac{D - d_M}{2}$ ,  $D$  – дыяметр апарата).

Разліковыя формулы для іншых мяшалак і ўмоў перамешвання можна знайсці ў літаратуры [2–4, 8, 11].

**Цеплаадача пры плёўкавым цячэнні вадкасці.** Плёўкавыя цеплаабменнікі знайшлі выкарыстанне ў халадзільнай тэхніцы, працэсах рэктыфікацыі, абсорбцыі. Разліковыя формулы для вызначэння каэфіцыента цеплаадачы пры плёўкавым цячэнні вадкасці таксама атрыманы на падставе эксперыментальных даследаванняў.

Пры турбулентным сцяканні плёўкі вадкасці ( $Re_{пл} > 2000$ ) на вертыкальнай паверхні [8]

$$Nu = 0,01 (Ga \cdot Pr \cdot Re_{пл})^{1/3}. \quad (1.76)$$

Для ламінарнага цячэння  $Re < 2000$

$$Nu = 0,67 (Ga^2 \cdot Pr^3 \cdot Re_{пл})^{1/9}. \quad (1.77)$$

Вызначальны размер у крытэрыях  $Nu$  і  $Ga$  – вышыня вертыкальнай паверхні ў крытэрыях  $Nu$  і  $Re_{пл} = \frac{4\Gamma}{\mu_n}$  – мадыфікаваны крытэрыый Рэйнальдса для плёўкі,  $\Gamma$  – лінейная шчыльнасць арашэння, кг/(м · с),  $\Gamma = \frac{G}{\Pi}$  ( $G$  – расход вадкасці, кг/с,  $\Pi$  – перыметр паверхні, па якой цячэ плёўка вадкасці, м).

Вызначальнай тэмпературай у выразх (1.76) і (1.77) з'яўляецца сярэдняя тэмпература плёўкі  $(t_n + t_{св})/2$ .

1.8.2. Цеплааддача пры змяненні агрэгатнага стану цепланосьбітаў. *Цеплааддача пры кандэнсацыі пары.* Кандэнсацыя ўяўляе сабой працэс пераходу пары (газу) у вадкі (або цвёрды) стан. Гэты працэс можа адбывацца як у аб'ёме пары, так і на ахалоджаемай паверхні цеплаабмену. Апошні найбольш распаўсюджаны ў прамысловасці. Кандэнсацыя выкарыстоўваецца ў кандэнсатарх паравых турбін, у працэсах рэктыфікацыі, выпарванні, апрашляльніках і інш. Кандэнсацыя насычанай або перагрэтай пары на цвёрдай паверхні адбываецца тады, калі тэмпература паверхні меншая за тэмпературу насычэння пры дадзеным ціску. На паверхні можа ўтварыцца стабільная плёўка кандэнсату (плёўкавая кандэнсацыя), або паверхня можа быць пакрыта асобнымі кроплямі (кропельная кандэнсацыя). Кандэнсацыя пары ў прамысловасці, як правіла, адбываецца ў выглядзе плёўкавай кандэнсацыі. Пры гэтым тэрмічнае супраціўленне практычна поўнасцю сканцэнтравана ў плёўцы кандэнсату, тэмпература якога з боку сценкі прымаецца роўнай тэмпературы сценкі  $t_{св}$ , а з боку пары – тэмпературы насычэння  $t_n$  пары. Супраціўленне паравой фазы ў параўнанні з тэрмічным супраціўленнем плёўкі нязначнае. Як адзначана ў першай частцы (гл. [12, с. 77]), цячэнне плёўкі вадкасці (кандэнсату) можа адбывацца пры розным рэжыме. Акрамя таго, на цеплаабмен будзе рабіць уплыў не толькі рэ-

жым цяэння плеўкі, але і шурпатаць сценкі, яе размеры і размяшчэнне ў прасторы, а таксама ўласцівасці кандэнсату. Каэфіцыент цеплааддачы пры плеўкавай кандэнсацыі ніжэйшы за каэфіцыент пры кропельнай, таму што плеўка кандэнсату мае большае тэрмічнае супраціўленне (за выключэннем плеўкавай кандэнсацыі пары вадкіх металаў, для якіх характэрна высокая цеплаправоднасць).

У прыведзеных формулах для разліку каэфіцыентаў цеплааддачы фізічныя ўласцівасці кандэнсату вызначаюцца пры тэмпературы кандэнсацыі (насычэння)  $t_{\text{канд}}$ .

**Кандэнсацыя чыстай насычанай пары.** На вонкавай паверхні пучка вертыкальных труб вышынёй  $H$  пры ламінарным рэжыме цячэння плеўкі кандэнсату

$$\alpha_{\text{канд}} = 2,0 \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot r}{\mu \cdot \Delta t \cdot H}}, \quad (1.78)$$

дзе  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $\mu$  – каэфіцыенты цеплаправоднасці, шчыльнасці, дынамічны каэфіцыент вязкасці кандэнсату адпаведна;  $r$  – цеплата кандэнсацыі;  $\Delta t$  – рознасць тэмпературы кандэнсацыі і паверхні сценкі.

На вонкавай паверхні пучка гарызантальных труб каэфіцыент цеплааддачы можна вызначыць па формуле

$$\alpha_{\text{канд}} = 1,28 \cdot \varepsilon \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot r}{\mu \cdot \Delta t \cdot d}}, \quad (1.79)$$

дзе  $\varepsilon$  – каэфіцыент, які залежыць ад размяшчэння труб у пучку і ліку труб  $n$ . Лікавыя значэнні можна вызначыць па рыс. 1.9.

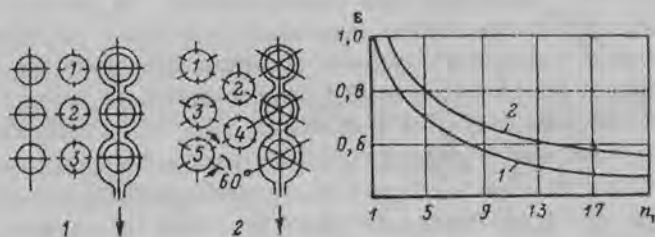


Рис. 1.9. Залежнасць каэфіцыента  $\varepsilon$  ад ліку труб  $n$ , па вертыкалі і парадку вызначэння для калідорнага (1) і шахматнага (2) размяшчэння труб

Казфіцыент цеплааддачы пры кандэнсацыі пары ўнутры гарызантальных труб і змеевікоў можна вызначыць па формуле [8]

$$\alpha_{\text{канд}} = 1,85 A^2 \cdot \Delta t \cdot L^{0,7} \cdot d^{-0,5}, \quad (1.80)$$

дзе  $A$  — каэфіцыент, які аб'ядноўвае фізіка-хімічныя канстанты вады і пары. Велічыню  $A$  вызначаюць па рыс. 1.10 у залежнасці ад тэмпературы кандэнсацыі;  $L$  — даўжыня трубы, м;  $d$  — унутраны дыяметр, м.

Разлік каэфіцыентаў цеплааддачы па формулах (1.78)–(1.80) можна праводзіць праз шчыльнасць цеплавой плыні, замяніўшы  $\Delta t$  на  $q/\alpha$  ( $q = \alpha \Delta t$ ).

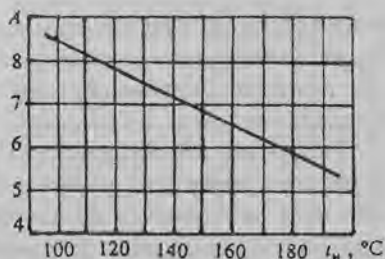
Пры кандэнсацыі пары ў змеевіках рэкамендуецца, каб даўжыня апошніх была невялікай, бо ў ніжняй частцы доўгіх змеевікоў збіраецца кандэнсат, што пагаршае цеплааддачу.

Калі ў пары прысутнічае паветра або іншы газ, які не кандэнсуецца, тады каэфіцыент цеплааддачы рэзка памяншаецца.

Пры кандэнсацыі чыстай перагрэтай пары на сценкі з тэмпературай, ніжэйшай за тэмпературу насычэння, трэба разлік весці па формулах (1.78), (1.79), але замест цеплыні кандэнсацыі  $r$  падстаўляць суму цяплынь кандэнсацыі і перагрэву  $r' = r + c_n(t_n - t_{\text{канд}})$  ( $c_n$  — цеплаёмістасць перагрэтай пары,  $t_n$ ,  $t_{\text{канд}}$  — пачатковая тэмпература пары і тэмпература кандэнсацыі). За  $\Delta t$  прымаюць таксама рознасць тэмператур насычанай пары і сценкі.

**Цеплааддача пры кіпенні і выпарванні вадкасцей.** Кіпеннем называюць працэс інтэнсіўнага параўтварэння ва ўсім аб'ёме вадкасці, якая знаходзіцца пры тэмпературы насычэння або некалькі перагрэтай адносна тэмпературы насычэння з утварэннем паравых бурбалак. Гэтыя працэсы маюць шырокае практычнае выкарыстанне ў цеплаэнергетыцы, хімічнай тэхналогіі і іншых галінах прамысловасці.

Адрозніваюць кіпенне вадкасці на цвёрдай паверхні цеплаабмену і кіпенне ў аб'ёме вадкасці. Пры кіпенні на цвёрдай паверхні ўтварэнне паравой фазы адбываецца ў асобных месцах паверхні. Пры аб'ёмным кіпенні паравая фаза ўзнікае самаадвольна непасрэдна ў аб'ёме вадкасці ў выглядзе асобных бурбалак пары. Такое кіпенне



Рыс. 10. Залежнасць каэфіцыента  $A$  ад тэмпературы насычэння  $t_n$

мога адбывацца пры значным перагрэве вадкасці адносна тэмпературы насычэння пры дадзеным ціску, у адрозненне ад кіпення на цвёрдай паверхні. Значны перагрэў можна атрымаць, напрыклад, пры хуткім паніжэнні ціску ў сістэме.

Разгледзім цеплааддачу пры кіпенні аднакампанентных сумесей на цвёрдых паверхнях нагрэву (напрыклад, труб, сценак іншых каналаў), якая найбольш часта сустракаецца ў прамысловасці. Рухальнай сілай для цеплавой плыні ў працэсе кіпення з'яўляецца тэмпературны напор, роўны рознасці паміж тэмпературай грэючай паверхні і тэмпературай насычэння вадкасці пры зададзеным ціску.

Для ўзнікнення працэсу кіпення неабходна, каб вадкасць была перагрэта адносна тэмпературы насычэння і на паверхні існавалі цэнтры параўтварэння. Цэнтрамі параўтварэння могуць быць розныя няроўнасці паверхні, яе забруджванне, адсарбаваны на паверхні газ.

У залежнасці ад шчыльнасці цеплавой плыні на паверхні нагрэву могуць быць два асноўныя рэжымы кіпення: бурбалкавы і плёўкавы. Кіпенне, калі пара ўтвараецца ў выглядзе асобных перыядычна ўзнікаемых бурбалак, называюць бурбалкавым. З павелічэннем цеплавой плыні асобныя бурбалкі зліваюцца і ствараюць на паверхні суцэльны паравы пласт, які прарываецца ў аб'ём вадкасці. Такі рэжым кіпення называюць плёўкавым.

Інтэнсіўнасць цеплааддачы пры плёўкавым рэжыме на парадак ніжэйшы, чым пры бурбалкавым. Гэта тлумачыцца тым, што тэрмічнае супраціўленне паравога пласта на паверхні цеплаабмену большае з прычыны нізкай цеплаправоднасці пары.

На рыс. 1.11 схематычна прыведзена залежнасць каэфіцыента цеплааддачы пры кіпенні ад шчыльнасці цеплавой плыні. Крывая *OA* адпавядае бурбалкаваму рэжыму, крывая *BC* – плёўкаваму. У пункце *A* каэфіцыент цеплааддачы дасягае максімальнай велічыні, а затым пры павелічэнні шчыльнасці цеплавой плыні бурбалкавы рэжым пераходзіць у плёўкавы і каэфіцыент цеплааддачы рэзка падае. На ўчастку *AB* рэжым кіпення называюць пераходным, г. зн. магчымы рэжымы бурбалкавы і плёўкавы. Такі рэжым пры фіксаванай цеплавой плыні няўстойлівы і стацыянарна існаваць не можа.

Вяртанне ад плёўкавага рэжыму да бурбалкавага адбываецца пры значна меншых цеплавых плынях (пункт *B*). Такім чынам, мае месца гістэзіс у гідрадынамічных і цеплавых з'явах, злучаных з рэжымам кіпення вадкасці.

Змяненні механізму цеплааддачы пры пераходзе ад бурбалкавага кіпення да плёўкавага або наадварот называюць крызісамі кіпення, а адпаведныя ім параметры – крытычнымі. Максімальная шчыльнасць плыні ў пункце *A* называецца першай крытычнай шчыльнасцю цеплавой плыні  $q_{кр1}$ , а мінімальная шчыльнасць цеплавой плыні пры плёўкавым рэжыме кіпення, адпаведная яго пераходу да бурбалкавага, – другой крытычнай шчыльнасцю цеплавой плыні  $q_{кр2}$ .

Характар залежнасці шчыльнасці цеплавой плыні і каэфіцыента цеплааддачы пры кіпенні ад рознасці тэмператур сценкі і вадкасці  $\Delta t = t_{сц} - t_{в}$  паказаны на рис. 1.12. Як бачна, значэнне  $\alpha$  хутка расце з павелічэннем  $\Delta t$  пры бурбалкавым рэжыме, дасягае максімуму ў крытычным пункце, а потым рэзка памяншаецца пры пераходзе да плёўкавага рэжыму кіпення. Падобны выгляд мае і залежнасць  $q = f(\Delta t)$ . У вобласці плёўкавага кіпення ўдзельная цеплавая нагрузка прапарцыянальная  $\Delta t$ . Напрыклад, для вады пры атмасферным ціску  $\Delta t_{кр} = 25$  К,  $q_{кр} = 1,16 \cdot 10^6$  Вт/м<sup>2</sup> і  $\alpha_{кр} = 4,6 \cdot 10^4$  Вт/(м<sup>2</sup> · град) [14, с. 321].

У цеплаабменных апаратах, якія выкарыстоўваюць у розных галінах прамысловасці, крытычныя цеплавыя нагрузкі, як правіла, не дасягаюцца і працэсы ажыццяўляюцца пры бурбалкавым рэжыме, таму дадзім некаторыя разліковыя залежнасці для гэтага рэжыму.

Разлік каэфіцыента цеплааддачы пры бурбалкавым кіпенні праводзіцца на падставе доследных даных, паколькі строгай

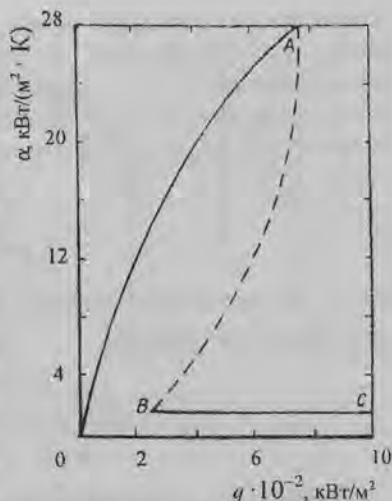


Рис. 1.11. Залежнасць каэфіцыента цеплааддачы пры кіпенні вады  $\alpha$  ад удзельнай цеплавой плыні  $q$

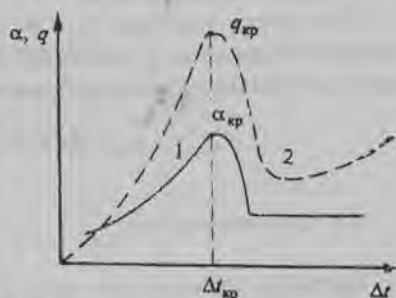


Рис. 1.12. Залежнасць  $\alpha$  (крывая 1) і  $q$  (крывая 2) ад  $\Delta t$

тэорыі працэсу цеплааддачы пры кіпенні вадкасцей няма. Існуе шмат эмпірычных залежнасцей, але вынікі разліку па гэтых залежнасцях часта разыходзяцца. Пры развітым бурбалкавым рэжыме кіпення, калі шчыльнасць цеплавой плыні  $q$  меншая за крытычную ( $q < q_{кр1}$ ), каэфіцыент цеплааддачы можна разлічыць па формуле

$$\alpha = \epsilon \left( \frac{\lambda^2 \rho_v}{\mu \sigma T_{кіп}} \right)^{1/3} q^{2/3}, \quad (1.81)$$

дзе  $\epsilon$  – безразмерны каэфіцыент, які залежыць ад стасунку шчыльнасцей вадкасці  $\rho_v$  і пары  $\rho_n$ ,

$$\epsilon = 0,075 \left[ 1 + 10 \left( \frac{\rho_v}{\rho_n} - 1 \right)^{-2/3} \right],$$

$\lambda$  – каэфіцыент цеплаправоднасці, Вт/(м·К);  $\sigma$  – паверхневае нацяжэнне, Н/м;  $T_{кіп}$  – тэмпература кіпення, К.

У прыведзеным выразе (1.81) усе параметры неабходна браць пры тэмпературы кіпення.

Трэба адзначыць, што значны ўплыў на цеплааддачу пры кіпенні робяць паверхневыя ўмовы (матэрыял, стан, чысціня паверхні нагрывання).

Пры кіпенні вады можна выкарыстоўваць формулу

$$\alpha = \frac{3,4 p^{0,18}}{1 - 0,0045 p} q^{2/3}, \quad (1.82)$$

дзе  $p$  – абсалютны ціск, атм.

Крытычнае значэнне  $q_{кр}$ , Вт/м<sup>2</sup>, пры якім бурбалкавы рэжым кіпення пераходзіць у плёўкавы, пры кіпенні вадкасці на вонкавай паверхні гарызантальных труб можна разлічыць па формуле

$$q_{кр} = 0,14 \cdot r \cdot \rho_n^{1/2} (\sigma \cdot g \cdot \rho_v)^{1/4}. \quad (1.83)$$

## 1.9. Цеплаперадача

Вышэй адзначана, што працэс цеплаперадачы характарызуецца пераносам цяпла ад больш нагрэтага цепланосьбіта да менш нагрэтага праз раздзяляльную паверхню або сценку. Разгледзім спачатку працэс



цеплапердачы пры нязменных тэмпературах цепланосьбітаў (такія ўмовы, напрыклад, маюць месца пры кіпенні вадкасці з аднаго боку сценкі і кандэнсацыі пары з другога) для плоскай і цыліндрычнай сценкі пры ўсталяваным працэсе цеплапердачы.

**Плоская сценка.** Прымем двухслаёвую сценку з таўшчынямі  $\delta_1$  і  $\delta_2$  і каэфіцыентамі цеплаправоднасці  $\lambda_1$  і  $\lambda_2$  адпаведна (рыс. 1.13). Праз сценку перадаецца цяпло ад цепланосьбіта з тэмпературай  $t_1$  да цепланосьбіта з тэмпературай  $t_2$  праз паверхню  $F$  толькі ў накірунку восі  $x$ . Колькасць цяпла, якое перадаецца за час  $\tau$  ад больш нагрэтага цепланосьбіта да сценкі, праз сценку і ад сценкі да менш нагрэтага будзе аднолькавая. Выкарыстаем ураўненні (1.29), (1.37) і запішам іх паслядоўна для колькасці цяпла, якое пераносіцца шляхам цеплааддачы і цеплаправоднасці:

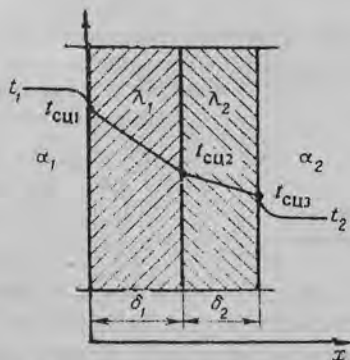


Рис. 1.13. Да вываду ўраўнення цеплапердачы праз плоскую сценку

$$Q = \alpha_1 F \tau (t_1 - t_{cu1}),$$

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} F \tau (t_{cu1} - t_{cu2}),$$

$$Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} F \tau (t_{cu2} - t_{cu3}),$$

$$Q = \alpha_2 F \tau (t_{cu3} - t_2)$$

або

$$Q \frac{1}{\alpha_1} = F \tau (t_1 - t_{cu1}),$$

$$Q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = F \tau (t_{cu1} - t_{cu2}),$$

$$Q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = F \tau (t_{cu2} - t_{cu3}),$$

$$Q \frac{1}{\alpha_2} = F\tau(t_{\text{вн}} - t_2).$$

Калі скласці правыя і левыя часткі ўраўненняў, то атрымаем

$$Q \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = F\tau(t_1 - t_2),$$

адкуль

$$Q = KF\tau(t_1 - t_2), \quad (1.84)$$

дзе  $K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$  – каэфіцыент цеплаперадачы, ён паказвае,

якая колькасць цяпла перадаецца ў адзінку часу праз сценку паверхняй  $1 \text{ м}^2$  пры рознасці тэмператур паміж цепланосьбітамі  $1$  град.

Для шматслаёвай сценкі

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}. \quad (1.85)$$

Велічыня, адваротная  $K$ , г. зн.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}, \quad (1.86)$$

назваецца агульным тэрмічным супраціўленнем. Апошняе складаецца

з тэрмічнага супраціўлення цепланосьбітаў  $\left( \frac{1}{\alpha_1} \text{ і } \frac{1}{\alpha_2} \right)$  і

тэрмічнага супраціўлення сценкі  $\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}$ .

Для няспынных працэсаў

$$Q = KF(t_1 - t_2). \quad (1.87)$$

Ураўненні (1.84) або (1.87) называюць асноўнымі ўраўненнямі цеплаперадачы пры нязменных тэмпературах цепланосьбітаў.

Пры аналізе (1.86) можна бачыць, што калі тэрмічнае супраціўленне сценкі ў параўнанні з супраціўленнем цепланосьбітаў значна меншае, тады членам  $\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}$  можна пагрэбаваць і

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}. \quad (1.88)$$

Калі  $\alpha_1 \gg \alpha_2$  (напрыклад, пара кандэнсуецца за кошт халоднага паветра), тады (1.88) спрощваецца і  $K = \alpha_2$ . Адзначым, што каэфіцыент  $K$  не можа быць большы за найменшы каэфіцыент цеплааддачы. З гэтай прычыны, каб павялічыць каэфіцыент цеплаперадачы, трэба імкнуцца павялічыць якім-небудзь шляхам велічыню меншага каэфіцыента цеплааддачы (напрыклад, павялічыць хуткасць паветра). Забруджанасць паверхні цеплаабмену таксама робіць негатыўны ўплыў на каэфіцыент  $K$ , таму павялічыць цеплаперадачу можна шляхам памяншэння слоя забруджанасці, для гэтага перыядычна праводзяць чыстку паверхні.

*Цыліндрычная сценка.* Прымем такія самыя ўмовы цеплаперадачы, як і для плоскай сценкі, пры гэтым цяпло перадаецца праз цыліндрычную шматслаёвую сценку ў накірунку радыуса ад цепланосьбіта, які знаходзіцца ўнутры трубы, да цепланосьбіта – звонку. Тады колькасць цяпла, якое перадаецца шляхам цеплааддачы і цеплаправоднасці (гл. рыс. 1.5 і выразы (1.32), (1.37)), будзе роўная

$$Q = \alpha_1 \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot (t_1 - t_{\text{св1}}) \cdot \tau,$$

$$Q = \frac{2\pi \cdot L \cdot (t_{\text{св1}} - t_{n+1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{r_{i+1}}{r_i}} \cdot \tau,$$

$$Q = \alpha_2 \cdot 2\pi \cdot r_{i+1} \cdot L \cdot (t_{\text{св}(n+1)} - t_2) \cdot \tau,$$

або, зрабіўшы аналагічныя пераўтварэнні, атрымаем

$$Q = K_I \cdot 2\pi \cdot (t_1 - t_2) \cdot \tau, \quad (1.89)$$

дзе

$$K_I = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{r_{i+1}}{r_i} + \frac{1}{\alpha_2 r_{i+1}}}. \quad (1.90)$$

Казфіцыент  $K_1$  адрозніваецца ад  $K$  па выразе (1.85) тым, што ён адносіцца да адзінкі даўжыні трубы і называецца лінейным каэфіцыентам цеплаперадачы з размернасцю Вт/(м·К).

Велічыня, адваротная  $K_1$ , называецца лінейным тэрмічным супраціўленнем цеплаперадачы.

З (1.90) вынікае, што тэрмічнае супраціўленне цеплааддачы залежыць не толькі ад каэфіцыентаў  $\alpha_1$  і  $\alpha_2$ , але і ад унутранага і вонкавага дыяметраў цыліндрычнай сценкі.

На практыцы часта сустракаюцца трубы, таўшчыня якіх значна меншая, чым дыяметр. Пры  $d_1/d_2 < 2$  разлік каэфіцыента цеплаперадачы можна праводзіць як для плоскай сценкі (памылка не перавышае ~4%).

Адзначым, што шчыльнасць цеплавой плыні, аднесеная да адзінкі ўнутранай паверхні, будзе няроўная шчыльнасці плыні для вонкавай. Гэта бачна з ураўненняў (для прастаты запішым для аднаслаёвай сценкі):

$$q_1 = \frac{Q}{\pi d_1 L} = \frac{K_1(t_1 - t_2)}{d_1} \quad \text{— для ўнутранай паверхні,}$$

$$q_2 = \frac{Q}{\pi d_2 L} = \frac{K_1(t_1 - t_2)}{d_2} \quad \text{— для вонкавай паверхні}$$

Паколькі  $d_1 \neq d_2$ , то  $q_1 \neq q_2$ .

Прааналізуем уплыў змянення вонкавага дыяметра на поўнае тэрмічнае супраціўленне, якое запішам для аднаслаёвай сценкі ў выглядзе

$$\frac{1}{K_1} = R_1 = \frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} \quad (1.91)$$

Пры пастаянных значэннях  $\alpha_1$ ,  $d_1$ ,  $\lambda$  і  $\alpha_2$  поўнае тэрмічнае супраціўленне будзе залежаць ад  $d_2$ , прычым з павелічэннем апошняга член  $\frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$  узрастае, а член  $\frac{1}{\alpha_2 d_2}$  — памяншаецца. Калі ўзяць вытворную ад  $R_1$  па  $d_2$  і прыраўняць да нуля, тады атрымаем

$$\frac{d(R_1)}{d(d_2)} = \frac{1}{2\lambda d_2} - \frac{1}{\alpha_2 d_2^2} = 0. \quad (1.91a)$$

Значэнне  $d_2$  з выразу (1.91a) адпавядае экстрэмальнаму пункту крывой  $R_1 = f(d_2)$  (мінімуму). Тады пры  $d_2 = 2\lambda/\alpha_2$  тэрмічнае супраціўленне  $R_1$  будзе мінімальным. Дыяметр  $d_2$ , які адпавядае мінімальнаму тэрмічнаму супраціўленню, называюць крытычным і абазначаюць  $d_{кр}$ .

$$d_{кр} = \frac{2\lambda}{\alpha_2} \quad (1.92)$$

Пры  $d_2 < d_{кр}$  з павелічэннем  $d_2$  поўнае тэрмічнае супраціўленне цеплаперадачы паніжаецца, таму што павелічэнне вонкавай паверхні робіць на тэрмічнае супраціўленне большы ўплыў, чым павелічэнне таўшчыні сценкі. Пры  $d_2 > d_{кр}$  з павелічэннем  $d_2$  супраціўленне ўзрастае і большы ўплыў робіць таўшчыня сценкі. Гэта палажэнне неабходна ўлічваць асабліва пры разліку таўшчыні ізаляцыі.

Разгледзім прыклад [2, с. 42]. Дапусцім, што трубу з дыяметрам  $d_2 = 20 \cdot 10^{-3}$  м трэба пакрыць цеплавой ізаляцыяй – азбестам з каэфіцыентам цеплаправоднасці  $\lambda = 0,1$  Вт/(м·К). Каэфіцыент цеплааддачы звонку трубы

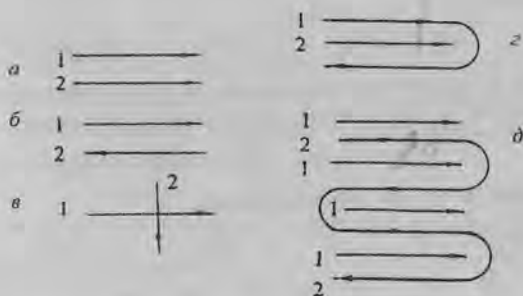
$$\alpha_2 = 5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}). \text{ Разлічыўшы } d_{кр,гз} = \frac{2\lambda_{гз}}{\alpha_2} = \frac{2 \cdot 0,1}{50} = 0,04 \text{ м, бачым, што}$$

$d_2 < d_{кр,гз}$ , г. зн. азбест выкарыстоўваць у дадзеным выпадку неэагадна.

### Цеплаперадача пры зменных тэмпературах цепланосьбітаў.

Працэсы цеплаперадачы пры зменных тэмпературах цепланосьбітаў найбольш часта сустракаюцца ў прамысловасці. Тэмпературы цепланосьбітаў мяняюцца ўздоўж паверхні, але для ўсталяваных працэсаў яны не мяняюцца ў часе. Для неўсталяваных тэмпература мяняецца як у часе, так і ўздоўж паверхні. Пры няспынных працэсах узаемны рух цепланосьбітаў можа быць розны: супрацьцёк, прамацёк, перакрываваны цёк, змешаны цёк (рыс. 1.14).

Відавочна, што тэмпературны напор, які мяняецца ўздоўж паверхні, будзе залежаць ад узаемнага руху цепланосьбітаў. Пры інжынерных разліках трэба прыняць нейкі сярэдні тэмпературны напор. Разгледзім, як можна разлічыць яго для няспынных усталяваных працэсаў цеплаперадачы.



Рыс. 1.14. Схемы адноснага руху цепланосьбітаў у цеплаабменніках:  
 а – прамацёк; б – супрацьцёк; в – перакрываваны цёк;  
 г – просты (аднакратны) змешаны цёк;  
 д – шматкратны змешаны цёк

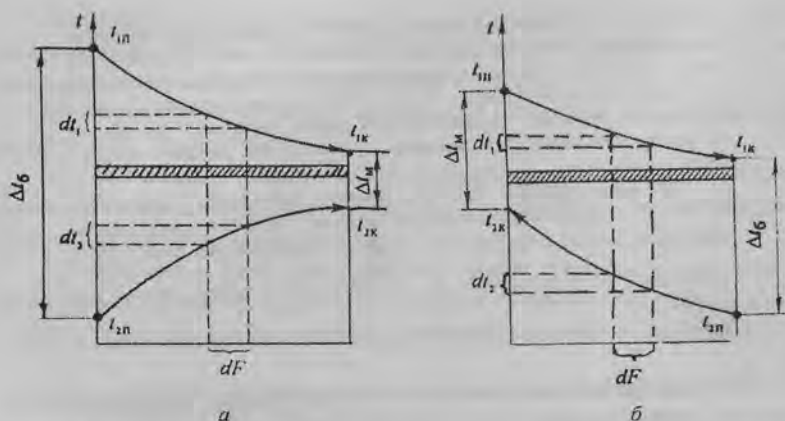


Рис. 1.15. Да виваду ўраўнення цеплаперадачы пры зменных тэмпературах цепланосьбітаў:  
а – прамацёк; б – супрацьцёк

**Тэмпературны напор пры прамацёку і супрацьцёку.** Абазначым масавы расход больш нагрэтага цепланосьбіта праз  $G_1$ , яго цеплаёмістасць праз  $c_1$ , пачатковую і канечную тэмпературу праз  $t_{1n}$  і  $t_{1k}$  адпаведна. Для менш нагрэтага – адпаведна  $G_2, c_2, t_{2n}, t_{2k}$ .

Пры прамацёку схематычна працэс змянення тэмператур можна паказаць у каардынатах  $t = f(F)$  (рис. 1.15, а).

Выдзелім элемент паверхні  $dF$ , на якім больш нагрэты цепланосьбіт ахалоджаецца на  $dt_1$  град, а менш нагрэты награвяецца на  $dt_2$  град. Ураўненні цеплавога балансу для выдзеленай элементарнай паверхні можна запісаць як

$$dQ = KdF(t_1 - t_2) = -G_1c_1dt_1 = G_2c_2dt_2. \quad (1.93)$$

Колькасць цяпла, якое аддае больш нагрэты цепланосьбіт, роўнае (без уліку страт) колькасці цяпла, якое прымае менш нагрэты:

$$Q = G_1c_1(t_{1n} - t_{1k}) = G_2c_2(t_{2k} - t_{2n}). \quad (1.94)$$

Падзяліўшы (1.93) на (1.94), атрымаем

$$\frac{KdF(t_1 - t_2)}{Q} = -\frac{dt_1}{t_{1n} - t_{1k}} = \frac{dt_2}{t_{2k} - t_{2n}} = \frac{d(t_1 - t_2)}{t_{1n} - t_{1k} + t_{2k} - t_{2n}},$$

або

$$\frac{KdF[(t_{1n} - t_{1k} + t_{2k} - t_{2n})]}{Q} = -\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2}$$

Праінтэграваўшы пры  $K = \text{const}$  левую частку выразу ў межах  $F$  ад нуля да  $F$  і правую – ад  $t_{1п} - t_{2п}$  да  $t_{1к} - t_{2к}$ , атрымаем

$$\frac{KF[(t_{1п} - t_{2п}) - (t_{1к} - t_{2к})]}{Q} = \ln \frac{t_{1п} - t_{2п}}{t_{1к} - t_{2к}}$$

Абзначым  $t_{1п} - t_{2п} = \Delta t_б$  і  $t_{1к} - t_{2к} = \Delta t_м$  і знойдзем  $Q$ .

$$Q = KF \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{\ln \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}} \quad (1.95)$$

Пры супастаўленні выразу (1.95) з асноўным ураўненнем цеплаперадачы пры пастаянных тэмпературах цепланосьбітаў (1.87) бачна, што сярэдні тэмпературны напор уяўляе сабой

$$\Delta t_{\text{сяр}} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{\ln \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}} \quad (1.96)$$

і

$$Q = KF \Delta t_{\text{сяр}} \quad (1.97)$$

Ураўненне (1.97) называюць асноўным ураўненнем цеплаперадачы.

Для супрацьцёку (рыс. 1.15, б), па аналогіі запісаўшы ўраўненні цеплавога балансу як

$$dQ = KdF(t_1 - t_2) = -G_1 c_1 dt_1 = -G_2 c_2 dt_2,$$

$$Q = G_1 c_1 (t_{1п} - t_{1к}) = -G_2 c_2 (t_{2п} - t_{2к})$$

і выканаўшы такія ж аперацыі, атрымаем аднолькавы выраз для вызначэння сярэдняй рухальнай сілы як і для прамацёку, г. зн. выраз (1.96). Але для супрацьцёку рознасць  $\Delta t_б$  прымаюць на тым канцы цеплаабменніка, дзе яна большая.

Пры  $\Delta t_б / \Delta t_м < 2$  можна з дастатковай для інжынерных разлікаў дакладнасцю сярэдняю рознасць тэмператур вызначыць як сярэднеарыфметычную, г. зн.

$$\Delta t_{\text{сяр}} = \frac{\Delta t_б + \Delta t_м}{2} \quad (1.98)$$

Сярэдняя рознасць тэмператур пры змешаным і перакрываваемым цёку вышэйшая за сярэдняю рознасць тэмператур пры прамацёку, але

ніжэйшая, чым пры супрацьцёку. Для яе разліку выкарыстоўваюць выраз для вызначэння  $\Delta t_{\text{ср}}$  пры супрацьцёку (1.96), але апошні панажаюць на паправачны каэфіцыент  $\epsilon_{\Delta t}$ , які прыводзіцца ў даведкавай і іншай літаратуры, напрыклад у [8, 15].

### 1.10. Нестацыянарны цеплаабмен

Нестацыянарныя працэсы цеплаабмену характэрныя для апаратаў перыядычнага дзеяння. Для апаратаў няспыннага дзеяння нестацыянарны цеплаабмен можна назіраць пры пуску, спыненні або пры змяненні рэжымаў работы цеплаабменных апаратаў. Асаблівасцю гэтых працэсаў з'яўляецца змяненне тэмпературы цепланосьбітаў (сценкі) для кожнага пункта ў часе. Пры разліках нестацыянарнага цеплаабмену вызначаюць або час, які патрэбны для нагрэву (ахалоджвання) асяроддзя, або канечную тэмпературу за прыняты час, а таксама колькасць цяпла, якое патрэбнае для ажыццяўлення працэсу.

Разгледзім сісла цеплаправоднасць цвёрдага цела пры нестацыянарным рэжыме і нестацыянарны працэс канвектыўнага цеплаабмену.

#### *Цеплаправоднасць цвёрдага цела пры нестацыянарным рэжыме.*

Асноўнае дыферэнцыяльнае ўраўненне нестацыянарнай цеплаправоднасці ў цвёрдым целе, якое можа выкарыстоўвацца і для нерухомай вадкасці, з'яўляецца прыватным выпадкам выразу (1.38) і запісваецца ў выглядзе

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left( \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (1.99)$$

Для рашэння (1.99) існуюць два агульныя метады: метад «раздзялення зменных» і метад, у якім выкарыстоўваюцца інтэгральныя пераўтварэнні (звычайна – пераўтварэнне Лапласа). Але аналітычныя рашэнні нават пры дапушчэннях, якія спрашчаюць ураўненне (1.99), з'яўляюцца складанымі і грувасткімі для інжынерных разлікаў (некаторыя рашэнні прыводзяцца ў манаграфіях [2, 16]). Таму часцей выкарыстоўваюць графааналітычны, колькасны або аналагавы метады разліку. Графааналітычны метад грунтуецца на тым, што лік пераменных, ад якіх залежыць тэмпература цела, скарачаецца шляхам аб'яднання іх у безразмерныя комплексы і сімплексы падабенства:  $Bi = \frac{\alpha l}{\lambda}$  – крытэрыі Біо;  $\frac{\alpha \tau}{l^2}$  – крытэрыі Фур'е,  $x/l$  – сімплекс геаметрычнага падабенства. Крытэрыі Біо характарызуюць



падабенства працэсаў нестацыянарнай цеплаправоднасці і ад-  
розніваецца ад крытэрыю Нусельта (гл. выраз (1.55)) тым, што ка-  
эфіцыент цеплаправоднасці прымаецца цвёрдага цела, а не вадкасці  
(газу). Акрамя таго, у крытэрыі Біо каэфіцыент цеплааддачы задаецца  
ўмовамі адназначнасці. У якасці геаметрычнага размеру  $l$  прымаюць  
радыус (напрыклад, для шара, цыліндра) або іншы характэрны размер,  
 $x$  – адлегласць ад паверхні цела да дадзенага пункта (напрыклад, для  
цыліндра радыусам  $R$   $x/l = r/R$ ). Такім чынам, безразмерная тэмпе-  
ратура ў любым пункце цела  $\theta = t/t_0$  ( $t_0$  – некаторая тэмпература, якая  
прымаецца за маштаб тэмператур) можа быць выражана як

$$\theta = f(Bi, Fo, x/l). \quad (1.100)$$

Выразы, атрыманыя ў выніку інтэгравання ураўненняў цеплапра-  
воднасці (для шара, цыліндра, сценкі), паказваюць графічна ў выгля-  
дзе залежнасцей безразмерных тэмператур ад крытэрыяў  $Bi$  і  $Fo$ .

На рыс. 1.16 і 1.17 у якасці прыкладу прыведзены графічныя за-  
лежнасці безразмернай тэмпературы на паверхні цыліндра  $\theta_{\text{пвх}}$  і на  
восі  $\theta_{\text{ц}}$  ад крытэрыяў  $Bi$  і  $Fo$ :

$$\theta_{\text{пвх}} = \frac{t_a - t_{\text{пвх}}}{t_a - t_{\text{ц}}} \quad (а)$$

$$\theta_{\text{ц}} = \frac{t_a - t_{\text{ц}}}{t_a - t_{\text{п}}}, \quad (б)$$

дзе  $t_a$  – тэмпература асяроддзя (прымаецца пастаяннай);  $t_{\text{п}}$ ,  $t_{\text{пвх}}$ ,  $t_{\text{ц}}$  –  
пачатковая тэмпература цыліндра, тэмпература, якая дасягаецца на  
паверхні і ў цэнтры (на восі) цела адпаведна праз час  $\tau$ .

Разлік па такіх графіках ажыццяўляецца наступным чынам. Пры  
вядомых параметрах  $\lambda$ ,  $c$ ,  $\rho$  вызначаюць каэфіцыент тэмпературапра-  
воднасці  $a = \lambda / (c \cdot \rho)$  і разлічваюць крытэрыі  $Fo$  і  $Bi$  (для цыліндра  
вызначальны размер – радыус  $R$ ). Каэфіцыент цеплааддачы  $\alpha$  пры  
гэтым павінен быць вядомым.

Каб вызначыць тэмпературу  $t_{\text{пвх}}$  на паверхні, выкарыстоўваюць  
рыс. 1.16. Пры перасячэнні перпендыкуляра, праведзенага з пункта на  
восі абсцыс для вызначанага значэння  $Fo$  і прамой, якая адпавядае  
шыйдзенай велічыні  $Bi_0$ , знаходзяць на восі ардынату значэнне  $\theta_{\text{пвх}}$ . Па  
выразе (а) разлічваюць  $t_{\text{пвх}}$ . Аналагічна па рыс. 1.17 і выразу (б) зна-  
ходзяць тэмпературу  $t_{\text{ц}}$  на восі цыліндра.

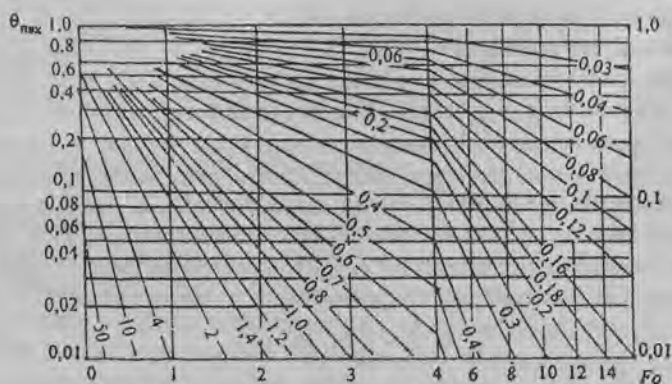


Рис. 1.16. Залежність  $\theta_{\text{пвк}}$  ад  $Fo$  і  $Bi$  для паверхні цыліндра

Вынікі разлікаў прыводзяцца таксама ў выглядзе залежнасці  $Q/Q_{\infty}$  (рис. 1.18) ад тых жа крытэрыяў ( $Q, Q_{\infty}$  – колькасць цяпла, якое перадаецца за час  $\tau$  і за перыяд поўнага нагрэвання або ахалоджвання цела, г. зн. да дасягнення цеплавой раўнавагі, адпаведна). Для заданай сярэдняй тэмпературы  $t$  вызначаюць суадносіны

$$\frac{Q}{Q_{\infty}} = \frac{V_{\text{ц}} \rho c (t - t_{\text{н}})}{V_{\text{ц}} \rho c (t_{\text{а}} - t_{\text{н}})} = \frac{(t - t_{\text{н}})}{(t_{\text{а}} - t_{\text{н}})},$$

( $V_{\text{ц}}$  – аб'ём цыліндра, велічыню  $t_{\text{а}}$  прымаем вядомай). Знаходзяць на рис. 1.18 пункт перасячэння, які адпавядае некаторай велічыні  $Fo = \alpha \tau / r^2$ , і з крытэрыю  $Fo$  – час  $\tau$  нагрэву цыліндра да тэмпературы  $t$ .

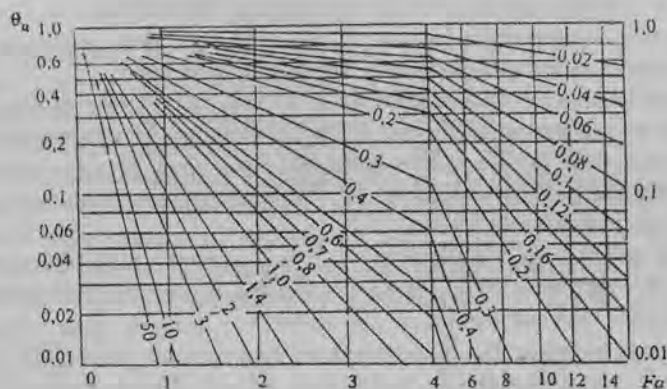


Рис. 1.17 Залежність  $\theta_{\text{н}}$  ад  $Fo$  і  $Bi$  для восі цыліндра

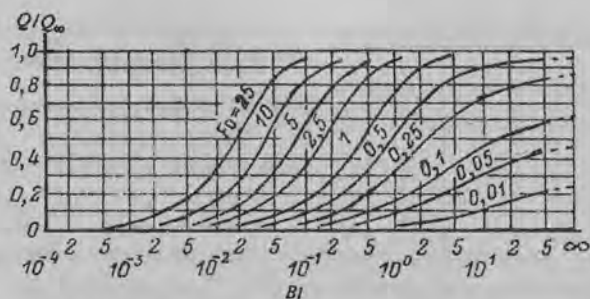


Рис. 1.18. Залежності для різниці однонаго ахолоджвання (нагріву) циліндра бяскончай даўжыні

Больш падрабязны разлік тэмператур графааналітычным метадам можна знайсці ў кнігах [2, 16] і інш.

Для знаходжання нестацыянарнай цеплаправоднасці лікавым метадам шырока выкарыстоўваюць метад канечных рознасцей. Сутнасць метаду заключаецца ў тым, што ў дыферэнцыяльным ураўненні вытворныя замяняюцца прыблізнымі суадносінамі паміж канечнымі рознасцамі ў асобных вузлавых пунктах тэмпературнага поля. У выніку атрымліваюць ураўненне ў канечных рознасцях, рашэнне якога зводзіцца да выканання простых алгебраічных аперацый.

Разгледзім просты выпадак, калі трэба вызначыць тэмпературу па таўшчыні  $\delta$  пласціны пры аднамернай нестацыянарнай цеплаправоднасці, г. зн. працэс апісваецца ўраўненнем

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}. \quad (1.101)$$

Разаб'ём таўшчыню  $\delta$  на  $n$  пластоў з паверхняй  $F$  (гл. рыс. 1.19). Абазначым праз  $t_0, t_1, \dots, t_n$  тэмпературы на межах пластоў. Для выдзеленых элементаў таўшчыні  $\Delta x$  запішым баланс цяпла, выкарыстаўшы закон Фур'е. Прымем  $\lambda = \text{const}$ ,  $c = \text{const}$ ,  $\rho = \text{const}$ . Градыент тэмператур на левай грані элемента возьмем як  $\frac{t_0 - t_1}{\Delta x}$ . Тады колькасць цяпла будзе роўная  $\lambda F \frac{t_0 - t_1}{\Delta x}$ . На правай грані выдзеленага элемента градыент запішам як  $\frac{t_1 - t_2}{\Delta x}$  і  $\lambda F \frac{t_1 - t_2}{\Delta x}$ . Хуткасць наапаўнення цяпла ў выдзеленым элеменце роўная

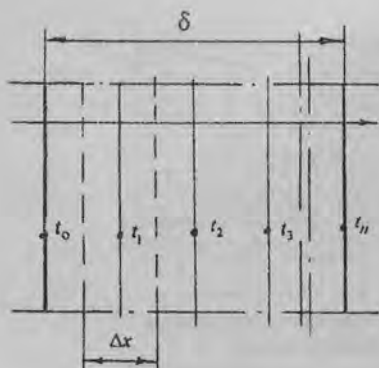


Рис. 1.19. Лічавая сетка для нестацыянарнай аднамернай задачы

$F\Delta x c \frac{(t'_1 - t_1)}{\Delta \tau}$ , дзе  $t'_1 - t_1$  — павелічэнне тэмпературы элемента за час  $\Delta \tau$ . Тады ўраўненне захавання энергіі будзе мець выгляд

$$\frac{\lambda F(t_0 - t_1)}{\Delta x} - \frac{\lambda F(t_1 - t_2)}{\Delta x} = F\Delta x c \frac{(t'_1 - t_1)}{\Delta \tau}.$$

Знойдзем  $t'_1$ :

$$t'_1 = t_1 + \frac{\lambda}{c\rho} \cdot \frac{\Delta \tau}{(\Delta x)^2} (t_0 + t_2 - 2t_1). \quad (1.102)$$

Выраз  $\frac{\lambda \Delta \tau}{c\rho(\Delta x)^2}$  можна прадставіць як комплекс Фур'е, г.зн.

$$Fo_x = \frac{\lambda \Delta \tau}{c\rho(\Delta x)^2}. \quad \text{Тады (1.102) запішацца ў выглядзе}$$

$$t'_1 = t_1(1 - 2Fo_x) + Fo_x(t_0 + t_2). \quad (1.103)$$

Каб разлічыць тэмпературу  $t'_1$ , трэба прыняць  $Fo_x$ , які пры пастаянным каэфіцыенце  $a$  залежыць ад  $\Delta \tau$  і  $\Delta x$ . Устойлівасць рашэння (1.103), як паказвае аналіз, будзе пры  $Fo \leq \frac{1}{2}$ . Пры большых значэннях  $Fo$  разлік перастае быць правільным. Пры  $Fo = \frac{1}{2}$ , як бачна з (1.103),

$$t'_1 = \frac{t_0 + t_2}{2}. \quad (1.104)$$

Формула (1.104) часта выкарыстоўваецца пры разліках. З выразу (1.102) вынікае, што прырашчэнне тэмпературы  $t'_1 - t_1$  за  $\Delta \tau$  роўнае

$$\frac{t'_1 - t_1}{\Delta \tau} = \frac{a}{(\Delta x)^2} (t_0 + t_2 - 2t_1),$$

г.зн., што правая частка выразу (1.101) заменена на  $\frac{a(t_0 + t_2 - 2t_1)}{(\Delta x)^2}$ . Такая замена будзе больш дакладнай, чым меншыя выбраны інтэрвалы  $\Delta x$ .

Для наступнага элемента змяненне тэмпературы за гэты час (па аналогіі) можна разлічыць як

$$t'_2 = t_2(1 - 2Fo_x) + Fo_x(t_1 + t_3).$$

Для  $n$ -га пункта

$$t'_n = t_n(1 - 2Fo_x) + Fo_x(t_{n-1} + t_{n+1}). \quad (1.105)$$

Парадак разліку можа быць наступны: разлічваюць тэмпературы  $t'_1, t'_2, \dots, t'_n$  па формуле (1.105) за прыняты інтэрвал часу  $\Delta\tau'$ . Для разліку тэмператур за наступны інтэрвал  $\Delta\tau'$  (звычайна прымаюць інтэрвалы аднолькавымі  $\Delta\tau = \Delta\tau' = \Delta\tau'' = \dots$ ) замест зыходных тэмператур цела  $t_0, t_1, t_2, \dots, t_n$  падстаўляюць тэмпературы  $t_0, t'_1, t'_2, \dots, t'_n$  (пры  $t_0 = \text{const}$ ) і разлічваюць тэмпературы  $t''_1, t''_2, \dots, t''_n$ , для наступнага інтэрвалу замест  $t'_1, t'_2, \dots, t'_n$  – тэмпературы  $t''_1, t''_2, \dots, t''_n$  і г. д.

У агульным выглядзе для аднамернага нестацыянарнага працэсу пераносу цяпла цеплаправоднасцю ўраўненне запішацца як

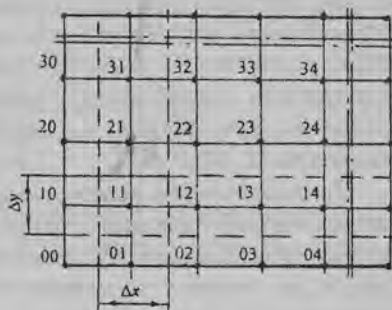
$$t_n^{k+1} = t_n^k(1 - 2Fo_x) + Fo_x(t_{n-1}^k + t_{n+1}^k), \quad (1.106)$$

дзе  $k$  – індэкс інтэрвалу часу.

Для двухмернай нестацыянарнай задачы цеплаправоднасці дыферэнцыяльнаму ўраўненню

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left( \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} \right) \quad (1.107)$$

таксама няцяжка прыдаць канечна-рознасны выгляд і правесці разлік. Калі разбіць таўшчыню пласціны ў накірунку восі  $x$  на  $n$  частак і ў накірунку восі  $y$  на  $m$  частак і запісаць ураўненні цеплавога балансу (па аналогіі, як было вышэй паказана, для змянення тэмпературы ў накірунку восі  $x$ ) для восі  $y$ , тады атрымаем для вузлавога пункта  $t_{11}$  (рыс. 1.20) змяненне тэмпературы за інтэрвал часу



Рыс. 1.20. Лікавая сетка для нестацыянарнай двухмернай задачы

$$\Delta\tau t'_{11} = a\Delta\tau \left[ \frac{t_{10} + t_{12} - 2t_{11}}{(\Delta x)^2} + \frac{t_{01} + t_{21} - 2t_{11}}{(\Delta y)^2} \right] + t_{11} \quad (1.108)$$

або

$$t'_{11} = Fo_x(t_{10} + t_{12} - 2t_{11}) + Fo_y(t_{01} + t_{21} - 2t_{11}) + t_{11}, \quad (1.109)$$

дзе  $Fo_y = \frac{a\Delta\tau}{(\Delta y)^2}$ .

Пры  $\Delta x = \Delta y$ ,  $Fo_x = Fo_y = Fo$

$$t'_{11} = Fo(t_{10} + t_{12} + t_{01} + t_{21}) - t_{11}(4Fo - 1).$$

У агульным выглядзе можна запісаць

$$t_{n,m}^{k+1} = Fo(t_{n,m-1}^k + t_{n,m+1}^k + t_{n-1,m}^k + t_{n+1,m}^k) - t_{n,m}^k(4Fo - 1). \quad (1.110)$$

З (1.110) вынікае, што рашэнні будуць устойлівымі пры  $Fo \leq \frac{1}{4}$ .

Пры  $Fo = \frac{1}{4}$

$$t_{n,m}^{k+1} = \frac{t_{n,m-1}^k + t_{n,m+1}^k + t_{n-1,m}^k + t_{n+1,m}^k}{4}. \quad (1.111)$$

Разважаючы па аналогіі, можна атрымаць ураўненне і для разліку тэмператур у вузлавых пунктах і для трохмернай задачы.

Аналагавыя метады рашэння задач цеплаправоднасці заснаваны на тым, што адшукваюцца сістэмы, якія апісваюцца падобнымі дыферэнцыяльнымі ўраўненнямі, але з розным фізічным зместам і размернасцю велічынь. На падставе ўраўненняў ствараюцца мадэлі (электрычная або гідраўлічная) і выяўляецца карціна распаўсюджвання цеплавой плыні. З гэтымі метадамі можна пазнаёміцца ў спецыяльнай літаратуры [2, 16].

**Нестацыянарны працэс канвектыўнага цеплаабмену.** Побач са стацыянарнымі працэсамі канвектыўнага цеплаабмену ў розных галінах прамысловасці сустракаюцца і нестацыянарныя, якія характэрныя для апаратаў перыядычнага дзеяння. У іх адбываецца змяненне тэмпературы цепланосьбітаў у часе.

Каб інтэнсіфікаваць працэс нагрывання (ахаладжэння) вадкасцей, часта выкарыстоўваюць апараты з механічным перамешваннем. Пры-

лады для перамешвання (мяшалкі) могуць быць рознай канструкцыі ў залежнасці ад фізічных уласцівасцей перамешваемага асяроддзя, патрэбнай інтэнсіўнасці і эфектыўнасці перамешвання. Падвод (або адвод) цяпла ад аднаго цепланосьбіта да другога ў такіх апаратах ажыццяўляецца дзякуючы кажуху, які прадугледжаны звонку апарата, а таксама вертыкальным або спіральным змеевікам, размешчаным унутры апарата.

Пры награванні (ахаладжэнні) вадкасці ў апарате іншым цепланосьбітам зыходнымі ўраўненнямі нестацыянарнага канвектыўнага цеплаабмену з'яўляюцца ўраўненні цеплаперадачы [7, 11]

$$dQ = \pm G_1 c_1 d\theta dt = FK \Delta t_{\text{ср}} dt = \pm G_2 c_2 dt, \quad (1.112)$$

дзе «+», «-» прымаюць для ахаладжэння і награвання вадкасці ў апарате адпаведна;  $G_1$  – расход вадкасці, якая праходзіць праз змеевік з сярэдняй удзельнай цеплаёмістасцю  $c_1$ ;  $G_2$  – колькасць вадкасці ў апарате з сярэдняй удзельнай цеплаёмістасцю  $c_2$ ;  $\theta$ ,  $t$  – тэмпературы вадкасці ў змеевіку і апарате;  $\tau$  – час;  $F$  – паверхня цеплаабмену;  $\Delta t_{\text{ср}}$  – сярэдняя рознасць тэмператур;  $K$  – каэфіцыент цеплаперадачы, Вт/(м<sup>2</sup> · град).

Разгледзім на прыкладзе ахаладжэння цёплай вадкасці ў апарате халоднай вадкасцю, якая праходзіць праз змеевік. Няхай халодная вадкасць мае пастаянную пачатковую тэмпературу  $\theta_0$ . Відавочна, што яе канчатковая тэмпература будзе мяняцца ў часе, як і тэмпература вадкасці ў апарате. Сярэдняю рознасць тэмператур для адвольнага адрэзку часу, калі лічыць, што вадкасць у апарате з прычыны добрага перамешвання мае аднолькавую тэмпературу па ўсім аб'ёме, можна вызначыць па формуле (1.96):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t - \theta_0) - (t - \theta)}{\ln \frac{t - \theta_0}{t - \theta}} = \frac{\theta - \theta_0}{\ln \frac{t - \theta_0}{t - \theta}} \quad (1.113)$$

Калі падставім выраз (1.113) у формулу (1.112), запісаўшы апошняю ў выглядзе  $G_1 c_1 (\theta - \theta_0) = KF \Delta t_{\text{ср}}$ , то можна вызначыць тэмпературу вадкасці ў змеевіку  $\theta$ :

$$\theta = \frac{t(A-1) + \theta_0}{A}, \quad (1.114)$$

дзе

$$A = e^{\frac{KF}{G_1 c_1}} = \frac{t - \theta_0}{t - \theta} \quad (1.114a)$$

пры пастаянных велічынях  $K$ ,  $G_1$ ,  $c_1$ ,  $A = \text{const}$ . У гэтым выпадку з ураўнення (1.112)  $dQ = G_1 c_1 (\theta - \theta_0) d\tau = -G_2 c_2 dt$ , падставіўшы ў апошняе тэмпературу  $\theta$  адпаведна выразу (1.114), атрымаем

$$G_1 c_1 \left( \frac{A-1}{A} \right) (t - \theta_0) dt = G_2 c_2 dt. \quad (1.115)$$

Пасля інтэгравання (1.115) у межах часу ад 0 да  $\tau$  і тэмпературы вадкасці ў апарате ад пачатковай  $t_n$  да канчатковай  $t_k$  знойдзем выраз для разліку канчатковай тэмпературы вадкасці ў апарате  $t_k$ .

$$t_k = \theta_0 + (t_n - \theta_0) e^{-\frac{\tau G_1 c_1 (A-1)}{G_2 c_2}}. \quad (1.116)$$

Адзначым, што па выразе (1.116) можна знайсці час ахаладжэння  $\tau$  або  $t_k$  пры награванні вадкасці ў апарате іншым цепланосьбітам (вадкасцю, газам). Калі награванне ажыццяўляецца насычанай парай, якая кандэнсуецца ў змеевіку, і кандэнсат адводзіцца пры тэмпературы кандэнсацыі, то ўраўненне (1.112) запішацца ў выглядзе  $KF(\theta_0 - t) d\tau = G_2 c_2 dt$  ( $\theta_0$  – тэмпература пары, град).

Пры інтэграванні ў межах тэмпературы ў апарате ад пачатковай ( $t_n$ ) да канчатковай ( $t_k$ ) і часу ад 0 да  $\tau$  атрымаем

$$\ln \frac{\theta_0 - t_n}{\theta_0 - t_k} = \frac{KF\tau}{G_2 c_2}. \quad (1.117)$$

З выразу (1.117) можна вызначыць  $t_k$  пры зададзеным часе  $\tau$  (або  $\tau$  пры зададзенай велічыні  $t_k$ )

$$t_k = \theta_0 - (\theta_0 - t_n) e^{-\frac{KF\tau}{G_2 c_2}}. \quad (1.118)$$

Пры награванні вадкасці ў апарате вадкасцю, якая паступае ў змеевік з пачатковай тэмпературай  $\theta_0$  ( $\theta > t$ ), ва ўраўненні (1.116) трэба памяняць знакі, г. зн. канчатковая тэмпература  $t_k$  за час нагрэву  $\tau$  будзе роўная

$$t_k = \theta_0 - (\theta_0 - t_n) e^{\frac{\tau G_1 c_1 (A-1)}{G_2 c_2}}. \quad (1.119)$$



### 1.11. Некаторыя цепланосьбіты і спосабы награвання (ахалоджвання)

Працэсы награвання, ахалоджвання вельмі шырока распаўсюджаны ў розных галінах прамысловасці. Гэтыя працэсы праводзяцца ў цеплаабменных апаратах, у якіх адбываецца перадача цяпла ад адных рэчываў да другіх. Апошнія называюцца цепланосьбітамі.

Цепланосьбіт, які мае большую тэмпературу і аддае цяпло другому менш нагрэтаму цепланосьбіту, будзем называць награвальным агентам, а цепланосьбіт, які награваецца, г. зн. прымае цяпло, – ахаладжальным агентам. Выбар цепланосьбітаў залежыць ад прызначэння цеплаабменнага апарата, умоў яго эксплуатацыі. Цепланосьбіты павінны адпавядаць наступным патрабаванням: быць хімічна стабільнымі, г. зн. не аказваць каразійнага і эразійнага ўздзеяння, не павінны ўтвараць выбухованебяспечных сумесей пры змешванні з іншымі цепланосьбітамі; мець высокую цеплаёмкасць і параўнальна малую вязкасць; быць даступнымі, мець невысокую вартасць, дастатковую тэрмастойкасць; быць бяспечнымі пры эксплуатацыі, зручнымі пры транспартаванні, захаванні. Разгледзім некаторыя цепланосьбіты, а таксама спосабы награвання і ахалоджвання.

1.11.1. Награвальныя агенты, спосабы награвання.

**Награванне вадзяной пары.** Вадзяная пара адносіцца да найбольш распаўсюджаных у прамысловасці награвальных агентаў. Выкарыстоўваецца пры тэмпературы да 150–180°C. Пры большых тэмпературах яе выкарыстоўваць неэтазгодна з прычыны высокага ціску. Добрымі якасцямі вадзяной пары з'яўляюцца вялікая скрытая цеплыня параўтварэння, невысокі кошт, нязменнасць тэмпературы кандэнсацыі і раўнамернасць абагрэву. Акрамя таго, вадзяная пара даступная, пажаранебяспечная. Пры кандэнсацыі вадзяной пары атрымліваюцца вялікія значэнні каэфіцыентаў цеплааддачы (5000–18 000 Вт/(м<sup>2</sup>·град)). Награванне вадзяной парай менш нагрэтага цепланосьбіта можна праводзіць праз раздзяляльную сценку (такі спосаб называюць награваннем «глухой» парай) або непасрэдна ўвядзенем пары ў вадкасць, якую трэба нагрэць (такі спосаб называюць награваннем «вострай» парай). Найбольш распаўсюджаны ў прамысловасці першы спосаб – награванне «глухой» парай.

Расход «глухой» пары пры няспынным працэсе вызначаюць з ураўнення цеплавога балансу:

$$D(I_{\text{н}} - I_{\text{к}}) = Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{ц}}, \quad (1.120)$$

дзе  $D$  – расход пары;  $I_{\text{н}}, I_{\text{к}}$  – энтальпії пары і кандэнсату;  $G$  – расход менш нагрэтага цепланосьбіта;  $c$  – сярэдняя удзельная цеплаёмістасць;  $t_1, t_2$  – пачатковая і канчатковая тэмпературы награванага цепланосьбіта,  $Q_{\text{ц}}$  – страты цяпла.

**Нагрыванне дымавымі газамі.** Дымавыя (топачныя) газы ўтвараюцца пры згаранні паліва ў топках, печах, катлах рознай канструкцыі. Незалежна ад паліва ў дымавыя газы ўваходзіць вуглякіслы газ, азот, кісларод, вадзяная пара і іншыя газы. Асаблівасцямі нагрэву дымавымі газамі з'яўляюцца значныя перапады тэмператур і невялікія каэфіцыенты цеплааддачы ад дымавых газаў да сценкі ( $\sim 15\text{--}35 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ). Гэтым спосабам ажыццяўляецца нагрыванне да тэмператур  $180\text{--}1000^\circ\text{C}$ . Да недахопаў трэба аднесці таксама перагрэў матэрыялу (або цепланосьбіта, які награвецца) з прычыны нераўнамернасці аб'ягу нагрэву паверхні цеплаабмену. Каб праводзіць нагрэў пры меншых тэмпературах, дымавыя газы разбаўляюць паветрам. Але іх разбаўленне прыводзіць да акіслення металу цеплаабменнікаў.

Каб прадухіліць перагрэў награвальнага рэчыва (вадкасці), выкарыстоўваюць прамежкавыя цепланосьбіты. Для гэтага апарат 1, у якім награвецца іншая вадкасць, забяспечваецца кажухом 2 (рыс. 1.21). У кажух падаецца прамежкавая вадкасць (масла, высокатэмпературны арганічны цепланосьбіт і інш.), якая награвецца ў змеевіку 3 топачнымі газамі. Цяпло прамежкавага цепланосьбіта перадаецца праз сценку апарата 1 да больш халоднага цепланосьбіта.

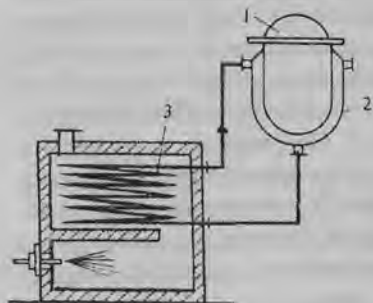


Рис. 1.21. Нагрывальная ўстаноўка з прамежковым цепланосьбітам:  
1 – апарат; 2 – кажух; 3 – змеевік

Каэфіцыент цеплаперадачы, выкарыстоўваюць устаноўкі з прымусовай цыркуляцыяй прамежкавага цепланосьбіта, а для гэтага ў сетку трубаправода ўстанаўліваюць помпу (на рыс. 1.21 помпа не паказана).

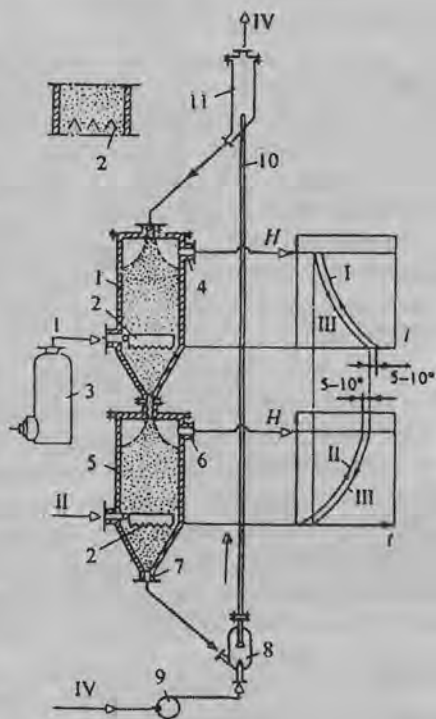
Нагрыванне топачнымі газамі праз прамежкавы цепланосьбіт магчыма да тэмператур  $\sim 500^\circ\text{C}$ .

Для нагрывання розных тэхналагічных газаў да больш высокіх тэмператур у якасці прамежкавага цепланосьбіта выкарыстоўваюць

цвёрды зярністы матэрыял (кварц, шамот, алюмасілікаты, дыябаз і інш.). Дзякуючы вялікай удзельнай паверхні матэрыялу (у залежнасці ад размераў часцінак ад 500 да 100 000 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>) і тым самым вялікай паверхні цеплаабмену, можна правесці амаль поўны цеплаабмен паміж зярністым матэрыялам і топачнымі газамі.

Устаноўкі для нагрывання газу з дапамогай зярністых матэрыялаў могуць быць двух тыпаў: з зярністым матэрыялам, які цыркулюе ў апаратах суцэльнай пlynню, і з зярністым матэрыялам, які ў апаратах кантактуе з газамі ў псеўдазвядкаваным стане. Схематычна ўстаноўка з зярністым матэрыялам, які праходзіць праз апараты суцэльнай пlynню, паказана на рыс. 1.22.

У апарат 1 з унутранай футроўкай цэглай падаецца ахалоджаны зярністы матэрыял, а праз размеркавальнае прыстасаванне 2 з топкі 3 — топачныя газы, якія раўнамерна размяркоўваюцца па вяршыні апарата, праходзяць супрацьцемкам уверх апарата, ахалоджваюцца і адводзяцца праз патрубак 4. Пры гэтым зярністы матэрыял рухаецца суцэльнай пlynню, нагрываецца і няспынна паступае ў ніжні апарат 5. У апошнім ажыццяўляецца нагрыванне тэхналагічных газу цяплом нагрэтага зярністага матэрыялу. Прынцып работы ніжняга апарата такі самы, як і верхняга. Нагрэтыя газы адводзяцца праз патрубак 6, а ахалоджаны зярністы матэрыял праз патрубак 7 паступае ў пнеўматранспартную ўстаноўку 8, захопліваецца



Рыс. 1.22. Нагрывальная ўстаноўка з зярністым матэрыялам, які праходзіць праз апараты суцэльнай пlynню: 1, 5 — апараты; 2 — размеркавальнае прыстасаванне; 3 — топка; 4, 6, 7 — патрубкі; 8 — пнеўматранспартная ўстаноўка; 9 — газанадзімалка; 10 — труба; II — бункер-сепаратар

газам (паветрам), які падаеца газанадзімалкай 9, і транспартуеца па трубе 10 у бункер-сепаратар 11. З бункера-сепаратара газ выдаляеца, а зярністы матэрыял перасыпаеца зноў у верхні апарат 1. На рыс. 1,22 таксама прыведзены графікі змянення тэмператур топачных газаў (лінія I), тэхналагічных газаў (II) і зярністага матэрыялу (III). У апаратах 1 зярністы матэрыял можна нагрэць да тэмпературы на  $\sim 5\text{--}10^\circ\text{C}$  меншай за тэмпературы топачных газаў, а ў апаратах 5 тэхналагічныя газы можна нагрэць за кошт цяпла зярністага матэрыялу да тэмпературы на  $\sim 5\text{--}10^\circ\text{C}$  ніжэйшай за тэмпературы зярністага матэрыялу. Такім чынам, тэмпература нагрэтых тэхналагічных газаў можа быць ніжэйшай за тэмпературу топачных газаў на ўваходзе ў апарат 1 прыблізна на  $10\text{--}20^\circ\text{C}$ .

Хуткасць газаў па сячэнні апаратаў меншая за хуткасць псеўдазвядкавання. Павялічыць прадукцыйнасць устаноўкі па газавай фазе можна пры выкарыстанні псеўдазвядкаванага стану зярністага матэрыялу з больш буйнымі часцінкамі. Але пры гэтым памяншаеца ўдзельная паверхня зярністага матэрыялу, павялічаюцца габарыты апаратаў і страты энергіі на транспартаванні матэрыялу.

**Нагрэванне высокатэмпературнымі цепланосьбітамі.** Пры нагрэванні некаторых матэрыялаў, для якіх таксама недапушчальны нават кароткачасовы перагрэў, выкарыстоўваюць высокатэмпературныя цепланосьбіты. Пры нагрэве вышэй за  $150^\circ\text{C}$  можна выкарыстоўваць высокатэмпературныя арганічныя цепланосьбіты (ВАЦ), якія падраздзяляюцца на адна- і шматкампанентныя (дыфеніл, гліцэрына, дыфенільная сумесь, гідратэрфенілы, тэрфенільная сумесь); мінеральнае масла [15].

Гідратэрфенілы можна выкарыстоўваць пры тэмпературах  $10\text{--}350^\circ\text{C}$ , але вартасць іх, як і тэрфенільнай сумесі, высокая. З мінеральных маслаў трэба адзначыць араматызаванае масла АМТ-300, якое выкарыстоўваеца ў дыяпазоне тэмператур  $20\text{--}280^\circ\text{C}$ . Пры тэмпературах  $0\text{--}300^\circ\text{C}$  могуць быць рэкамендаваны індустрыяльныя масла марак ІС-2 і ІС-45. Важным паказнікам маслаў з'яўляецца тэмпература ўспышкі ( $\sim 220\text{--}300^\circ$ ). З гэтай прычыны, а таксама ад таго, што пры працяглай рабоце цеплаабменнікаў з тэмпературай  $>200^\circ\text{C}$  масла можа разлажыцца, іх выкарыстоўваюць да тэмператур  $\sim 200^\circ\text{C}$ .

Крэмнійарганічныя злучэнні і неарганічныя солі таксама выкарыстоўваюць у якасці высокатэмпературных цепланосьбітаў. Да крэмнійарганічных злучэнняў адносяцца тэтраксіленаксіілан (ТКС), злучэнні марак ПФМС-4 і ПФМС-6 і інш. Неарганічныя солі ў чыстым

выглядзе не выкарыстоўваюцца, але ўжываюцца іх сплавы, напрыклад нітрит-нітратная сумесь (тэмпературы 150–550°C).

**Награванне электрычным токам.** Гэты спосаб у хімічнай вытворчасці шырока выкарыстоўваецца асабліва пры награванні ў розных печах (электрычныя печы супраціўлення, індукцыйныя, дугавыя печы).

Найбольш шырока распаўсюджаны электрычныя печы супраціўлення ўскоснага дзеяння, г. зн. цяпло выдзяляецца пры праходжанні электрычнага току праз спецыяльныя награвальныя элементы, і цяпло, якое выдзяляецца, перадаецца матэрыялу канвекцыяй, выпраменьваннем, цеплаправоднасцю. Тэмпература нагрэву ў печах да 1100°C.

Награванне ў індукцыйных печах ажыццяўляецца індукцыйнымі токамі. Пры гэтым абаграваемы апарат з'яўляецца стрыжнем саленоіда, па якім праходзіць пераменны ток. Вакол саленоіда ўзнікае пераменнае магнітнае поле. Магнітнае поле індуктуе ў сценках апарата электрарухальную сілу, і пад дзеяннем другаснага току награвецца сценка апарата.

Для нагрэву дыялектрыкаў (пластмас, гумы і інш.) выкарыстоўваюць токі высокай частаты, якія атрымліваюць лямповымі генератарамі. Пры такім абагрэве забяспечваецца раўнамерны нагрэў па таўшчыні матэрыялу, вялікая хуткасць нагрэву, магчымасць рэгулявання працэсу.

У дугавых печах (да тэмператур 1300–1500°C) награванне ажыццяўляецца электрычнай дугой. Выкарыстоўваюць для некаторых працэсаў плаўкі металу (атрымання карбіду кальцыю, фосфару).

1.11.2. Ахаладжальныя агенты, спосабы ахаладжання. У залежнасці ад кліматычных умоў ахаладжэнне вадой і паветрам ажыццяўляецца да тэмператур ~25–30°C. Вадой з арктычных шчылін, якая мае тэмпературу 8–12°C, можна ахаладзіць і да больш нізкіх тэмператур, але на прадпрыемствах звычайна прымаюць вадку з тэмпературай 16–25°C. У параўнанні з паветрам вада, як ахаладжальны агент, адрозніваецца больш высокімі велічынямі цеплаёмкасці і каэфіцыентамі цеплааддачы.

Звычайна на прадпрыемствах выкарыстоўваюць вадку (напрыклад, адрацаваную з цеплаабменнікаў), якую называюць абаротнай. Гэтую вадку папярэдне ахаладжаюць шляхам выпарвання ў адкрытых басейнах або шляхам змешвання з паветрам у апаратах (градзірнях).

Рыход ахаладжальнай вады  $W$  вызначаюць з цеплавога балансу

$$W = \frac{G \cdot c(t_n - t_k) - Q_n}{c_n(t_2 - t_1)}, \quad (1.121)$$

дзе  $G$  – расход агенту з удзельнай цеплаёмістасцю  $c$ , які трэба ахаладзіць ад тэмпературы  $t_n$  да тэмпературы  $t_k$ ;  $c_b$  – удзельная цеплаёмістасць вады;  $t_1, t_2$  – пачатковая і канчатковая тэмпературы вады;  $Q_u$  – страты цяпла.

Паветра, як ахаладжальны агент, мае меншыя каэфіцыенты цеплааддачы ў параўнанні з вадой. Каб палепшыць цеплаабмен у цеплаабменных апаратах, паверхню з боку паветра робяць рабрыстай і таксама павялічваюць хуткасць паветра (напрыклад, у градзірнях). Да добрых якасцей гэтых ахаладжальных агентаў трэба аднесці даступнасць і таннасць.

Іншы раз, калі неабходна дасягнуць больш нізкіх тэмператур (блізкіх да нуля), выкарыстоўваюць лёд. Часцей за ўсё лёд уводзіцца ў вадкасць, якую трэба ахаладзіць. Такі метад непасрэднага ахаладжэння выкарыстоўваецца для вадкасцей, якія не ўзаемадзейнічаюць з вадой і для якіх дапускаецца разбаўленне.

Колькасць лёду  $G_n$ , патрэбнага для ахаладжэння, вызначаецца з цеплавога балансу

$$G_n = \frac{G \cdot c(t_k - t_n)}{r + c_b t_k}, \quad (1.122)$$

дзе  $r$  – цеплыня плаўлення лёду,  $r = 335,2$  кДж/кг (астатнія велічыні прыведзены ў выразе (1.121)).

Трэба адзначыць, што працягласць ахаладжэння лёдам залежыць ад таго, якой велічыні кавалкі лёду, якая інтэнсіўнасць перамешвання.

Для ахаладжэння да больш нізкіх тэмператур выкарыстоўваюць холадаагенты, якія ўяўляюць сабой пару нізкакіпячых вадкасцей, сярод якіх найбольш распаўсюджаны аміяк, хладон 12, хладон 22 або ахаладжальныя расолы (растворы хлорыстага кальцыю ( $\text{CaCl}_2$ ), хлорыстага натрыю ( $\text{NaCl}$ ), водны раствор этыленгліколю ( $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$ ) і інш.).

## 1.12. Цеплаабменныя апараты

Па прынцыпу дзеяння цеплаабменныя апараты могуць быць падзелены на рэкуператыўныя, рэгенератыўныя і змяшальныя.

Рэкуператыўныя цеплаабменныя апараты ўяўляюць сабой канструкцыю, у якой два цепланосбіты з рознымі тэмпературамі абменьваюцца цяплом праз паверхню цеплаабмену, што раздзяляе іх паміж сабой (глухую сценку). Цеплаабмен адбываецца за кошт канвекцыі і цеплаправоднасці сценкі.

Рэгенератыўныя (рэгенератары) – такія цеплаабменныя апараты, у якіх адна і тая ж паверхня нагрэву праз вызначаныя прамежкі часу абмываецца то гарачым, то халодным цепланосьбітам. У выніку спачатку паверхня забірае цяпло ад гарачага цепланосьбіта і награвяецца, а затым цяпло аддае другому менш нагрэтаму цепланосьбіту (прыклад такога цеплаабмену прыведзены на рыс. 1.22). Відавочна, што ў рэгенератарых цеплаабмен заўсёды адбываецца ў нестацыянарных умовах.

Рэгенератыўныя і рэкуператыўныя цеплаабменныя апараты называюць таксама паверхневымі, таму што працэс перадачы цяпла злучаны з паверхняй цвёрдага цела.

У змяшалых апаратах цеплаперадача адбываецца пры непасрэдным кантакце і змешванні гарачага і халоднага цепланосьбітаў.

У залежнасці ад таго, які працэс адбываецца ў апаратах (нагрэў, выпарэнне, кандэнсцыя і г. д.), цеплаабменнікі дзеляць на падагрэвальнікі, выпарнікі, кандэнсатары і г. д.

Ніжэй ў асноўным разгледжаны найбольш распаўсюджаныя ў прамысловасці паверхневыя рэкуператыўныя цеплаабменнікі і некаторыя канструкцыі змяшалых цеплаабменнікаў.

**Кажухатрубчастыя цеплаабменнікі.** Сярод цеплаабменнага абсталявання кажухатрубчастыя цеплаабменнікі з'яўляюцца найбольш распаўсюджанымі.

На рыс. 1.23 схематычна паказаны аднаадавы кажухатрубчасты цеплаабменнік. Цеплаабменнік складаецца з корпуса 1, у якім размешчаны пучок труб 2. Канцы труб замацаваны ў спецыяльных трубных рашотках 3. На накрывках 4 і кажусе маюцца патрубкі для ўваходу і выхаду цепланосьбітаў. Пучок труб размешчаны ўнутры агульнага корпуса 1. Адна цепланосьбіт (I) рухаецца па трубах, а другі (II) – у прасторы паміж кажухом і трубамі (у міжтрубнай прасторы).

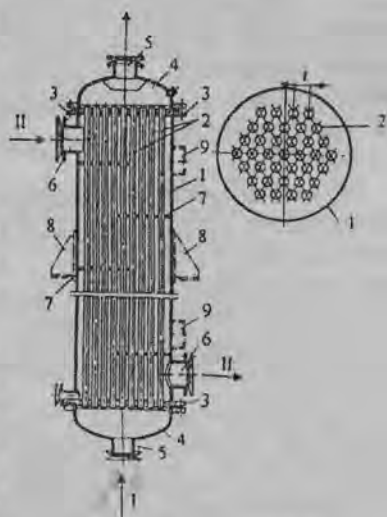


Рис. 1.23. Кажухатрубчасты цеплаабменны апарат:

- 1 – корпус; 2 – трубы; 3 – трубныя рашоткі;
- 4 – накрывкі; 5 – штуцеры для ўваходу і выхаду цепланосьбіта I;
- 6 – штуцеры для ўваходу і выхаду цепланосьбіта II;
- 7 – папярочныя перагародкі; 8, 9 – апорныя лані пры вертыкальным і гарызантальным размяшчэнні апарата адпаведна

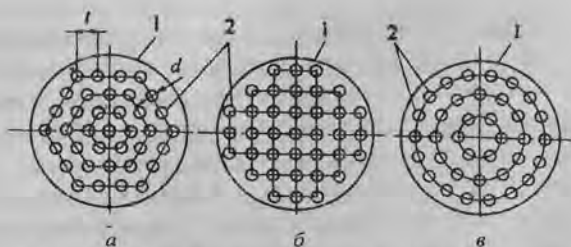


Рис. 1.24. Спосабы размяшчэння труб у трубных рашотках:  
*a* – па перыметрах шасцівугольнікаў; *b* – па перыметрах прамавугольнікаў;  
*v* – па канцэнтрычных акружнасцях; 1 – корпус; 2 – трубы  
 (*t* – шаг трубы, *d* – дыяметр трубы)

Звычайна цепланосьбіт, які награваяецца, накіроўваюць знізу ўверх, а цепланосьбіт, які аддае цяпло, наадварот, – зверху ўніз. Такі накірунак адпавядае накірунку руху цепланосьбітаў пад уплывам змянення шчыльнасці ад тэмпературы. Акрамя таго, пры такім накірунку рухаў дасягаецца больш раўнамернае размеркаванне хуткасці і тым самым цеплаабмену. Пры адваротнай схеме руху, напрыклад пры падачы халоднай вадкасці зверху цеплаабменніка, больш нагрэтая і тым самым больш лёгкая частка вадкасці можа збірацца ў верхняй частцы апарата і ўтвараць «застойныя» зоны.

У кажухатрубчастых цеплаабменніках трубы могуць быць размешчаны па перыметрах шасцівугольнікаў або па канцэнтрычных акружнасцях (рис. 1.24). Іншы раз трубы для больш зручнай ачысткі іх вонкавай паверхні размяшчаюць па перыметрах прамавугольнікаў. З гэтых спосабаў у большасці выпадкаў найбольшая кампактнасць дасягаецца пры размяшчэнні труб па баках шасцівугольнікаў.

Замацоўваюцца трубы ў адтулінах трубных рашотак па-рознаму (рис. 1.25). Найбольш распаўсюджаным спосабам з'яўляецца вальцоўка. Для забеспячэння восевай трываласці пучка ў адтулінах трубнай рашоткі выконваюць як мінімум дзве кальцавыя расшыральныя канаўкі. Калі трубы падвергнуты вібрацыям, цыклічнаму нагрэву, перападам ціску і дапушчальна жосткае злучэнне, тады канцы труб прыварваюцца да трубнай рашоткі. Іншы раз выкарыстоўваюць злучэнне труб з рашоткай праз сальнікі, каб трубы маглі пры неабходнасці перамяшчацца ўздоўж восі і іх можна было хутка замяніць. Але такое злучэнне труб з рашоткай недастаткова надзейнае і з'яўляецца складаным і дарагім.



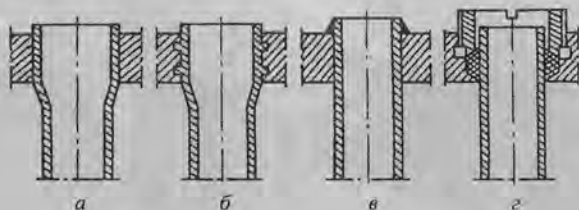


Рис. 1.25. Способи замацання труб:  
*а* – падвальцоўка; *б* – падвальцоўка ў адтулінах з канаўкамі,  
*в* – зварка; *г* – сальнікавае ўшчыльненне

У кажухатрубчастых цеплаабменніках адзін з цепланосьбітаў праходзіць праз міжтрубную прастору. Пры папярочным абцяканні пучка труб дасягаецца больш інтэнсіўная цеплаадача, чым пры падоўжным. Для арганізацыі папярочнага абцякання, а таксама для прадухілення прагінання і вібрацыі труб у міжтрубнай прасторы ўстанаўліваюць папярочныя перагародкі – сегментныя, двухбаковыя сегментныя і інш. [7, 15] (на рыс. 1.23 паказаны сегментныя).

Канструкцыйна кажухатрубчастыя цеплаабменнікі вырабляюцца адна- і шматхадавымі з нерухомымі трубнымі рашоткамі і кампенсатарамі. Пры невялікіх расходах цепланосьбіта, які паступае ў трубы, і адпаведна нізкай яго хуткасці руху каэфіцыенты цеплаадачы невялікія. З мэтай павелічэння апошніх выкарыстоўваюць шматхадавыя цеплаабменнікі. Як і аднахадавыя, цеплаабменнікі шматхадавыя складаюцца з пучка труб 2, замацаваных у корпусе 1 (рыс. 1.26, 1.27), але з дапамогай папярочных перагародак 3, якія ўстаноўлены ў накрыўкі, трубы раздзелены на секцыі або хады. Цепланосьбіт паслядоўна праходзіць па трубах кожнай секцыі. На рыс. 1.26 паказаны агульны выгляд двуххадавога цеплаабменніка, а на рыс. 1.27, *а, б* – двуххадавы і чатыроххадавы. Па магчымасці разбіўку на хады робяць такім чынам, каб ва ўсіх секцыях была прыблізна аднолькавая колькасць труб. Звычайна лік хадоў не перавышае 5–6.

Павышэнне хуткасці цепланосьбіта ў шматхадавых цеплаабменніках прыводзіць не толькі да павелічэння інтэнсіўнасці цеплаабмену, але і гідраўлічнага супраціўлення. Паколькі шматхадавыя цеплаабменнікі працуюць па прынцыпу змешанага току, то адбываецца шэраг зменшэння сярэдняй рухальнай сілы цеплаперадачы ў параўнанні з супраціўчэным рухам цепланосьбітаў.

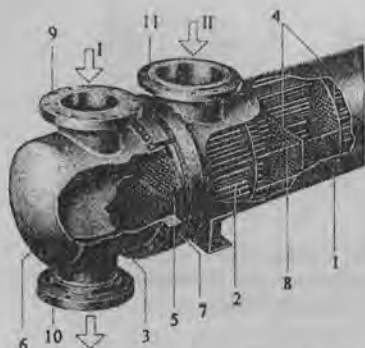


Рис. 1.26. Двухходавы цепплаабменнік (агульны выгляд):

1 – корпус; 2 – трубы; 3 – папярочная перагародка; 4 – папярочныя перагародкі міжтрубнай прасторы; 5 – трубная рашотка; 6 – накрывка; 7 – фланец корпуса; 8 – сцяжка; 9, 10 – штуцеры для ўваходу і выхаду цепланосьбіта I; 11 – штуцэр для ўваходу цепланосьбіта II (штуцэр для выхаду не паказаны)

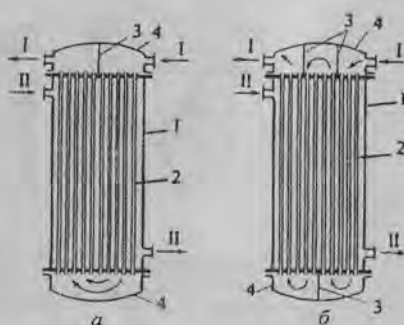


Рис. 1.27. Шматходавыя цепплаабменнікі:

а – двухходавы; б – чатырохходавы;  
1 – корпус; 2 – трубы;  
3 – папярочныя перагародкі;  
I, II – цепланосьбіты

У цепплаабменніках з нерухомымі трубнымі рашоткамі пры розных тэмпературах цепланосьбітаў узнікаюць цеплавыя напружанні за кошт падаўжэння труб і кажуха. Таму гэтыя цепплаабменнікі выкарыстоўваюць пры невялікай рознасці тэмператур ( $\sim$  не больш за  $50^{\circ}\text{C}$ ) паміж трубама і кажухом.

Кампенсацыя неаднолькавага падаўжэння труб і кажуха можа быць дасягнута ўстаноўкай на кажусе лінзавага кампенсатара 3 (рыс. 1.28, а), рухомай трубнай рашоткі (рыс. 1.28, б), выкарыстаннем U-падобных труб (рыс. 1.28, в). Канструкцыя цепплаабменніка з лінзавым кампенсатарам адрозніваецца прастатай, але выкарыстоўваецца пры невялікім дадатковым ціску ў міжтрубнай прасторы (да  $\sim 6 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2$ ). Цепплаабменнікі з рухомай рашоткай маюць адну трубную рашотку, замацаваную ў кажуху, а другая рухомая рашотка можа перамяшчацца ўнутры апарата. Гэтым прадухіляецца тэмпературная дэфармацыя труб і кажуха.

Цепплаабменнікі з U-падобнымі трубама (рыс. 1.28, в) выконваюцца двухходавымі і маюць адну трубную рашотку. У якасці кампенсатараў з'яўляюцца самі трубы. Пучок труб ва U-падобных цепплаабменніках, як і ў цепплаабменніках з рухомай рашоткай, можа вымацца з кажуха для ачысткі труб і міжтрубнай прасторы. Недахопамі U-падобных цепплаабменнікаў з'яўляецца цяжкасць ачысткі ўнутранай паверхні труб, а таксама складанасць размяшчэння вялікага ліку труб у трубнай рашотцы.

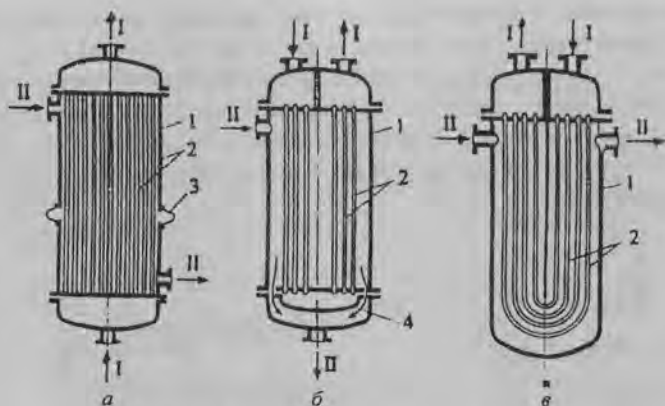


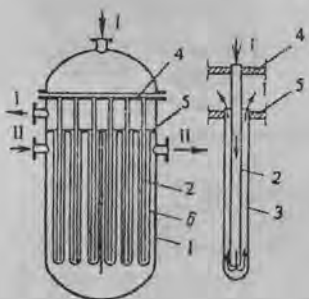
Рис. 1.28. Кажухатрубчастыя цеплаабменнікі:  
*а* – з ліззавымі кампенсагарамі; *б* – рухомай трубнай рашоткай; *в* – з U-падобнымі трубамі.  
 1 – корпус; 2 – трубы; 3 – ліззавы кампенсагар; 4 – рухомая рашотка; I, II – цепланосьбіты.

Цеплаабменнікі з двайнымі трубамі (рыс. 1.29) уяўляюць сабой два пучкі труб, замацаваныя ў дзве трубныя рашоткі, прычым у рашотцы 4 замацаваны пучок труб 2 з меншым дыяметрам труб, а ў рашотцы 5 – пучок труб 3 з большым дыяметрам (трубкі Фільда). Адзін цепланосьбіт праходзіць па кальцавой прасторы паміж трубамі, другі цепланосьбіт падаецца ў міжтрубную прастору, амывае трубы звонку і выдаляецца з апарата. Трубы ў гэтым цеплаабменніку могуць падаўжацца пад дзеяннем тэмпературы незалежна ад корпуса апарата.

У хімічнай прамысловасці кажухатрубчастыя цеплаабменнікі знайшлі шырокае выкарыстанне з трубамі дыяметрам  $20 \times 2$ ,  $25 \times 2$ ,  $25 \times 2,5$  мм (другая лічба паказвае таўшчыню сценкі труб).

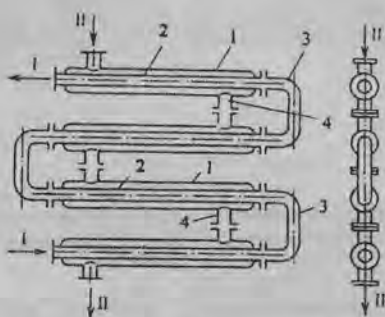
Цеплаабменнікі «труба ў трубе» (рыс. 1.30) складаюцца з кажуховых труб 1 і цеплаабменных 2 рознага дыяметра, якія сувесева размешчаны адна ў другой. Унутраныя трубы злучаны паміж сабой паслядоўна праз з'ёмныя калачы 3. Адзін цепланосьбіт праходзіць па кальцавой прасторы паміж трубамі, другі – унутры трубы меншага дыяметра. Дзякуючы невялікаму палярочнаму сячэнню дасягаецца вялікая хуткасць цепланосьбітаў як у міжтрубнай прасторы, так і ўнутры трубы 2. Пры значных расходах цепланосьбітаў цеплаабменнік складаецца з некалькіх паралельных секцый. Пры гэтым цепланосьбіты падаюцца праз агульныя калектары. У цеплаабменніках «труба ў трубе» дасягаюцца высокія каэфіцыенты

целпаперадачы і канструкцыйна яны простыя. Асноўныя недахопы – грувасткасць і тым самым іх параўнальна высокі кошт, а таксама, як і для кажухатрубчастых целпаабменнікаў, цяжкасць ачысткі міжтрубнай паверхні. У прамысловасці выкарыстоўваюцца целпаабменнікі «труба ў трубе» з вонкавым дыяметрам целпаабменных труб ад 25 мм да 159 мм і дыяметрам кажуховых труб ад 57 мм да 219 мм.



Рыс. 1.29. Кажухатрубчасты целпаабменнік з двайнымі трубамаі:

1 – корпус; 2, 3 – трубы;  
4, 5 – рашоткі; I, II – целпаносьбіты



Рыс. 1.30. Двухтрубны целпаабменнік тыпу «труба ў трубе»:

1 – кажуховыя трубы; 2 – целпаабменныя (унутраныя) трубы; 3 – калачы; 4 – патрубкі; I, II – целпаносьбіты

**Змеевіковыя нагружыныя целпаабменнікі.** Канструкцыя змеевіковых целпаабменнікаў схематычна паказана на рыс. 1.31. Апарат складаецца з корпуса 1, у якім размешчаны змеевік 2 або сістэма змеевікоў. Пры неабходнасці вялікай паверхні целпаабмену змеевікі па даўжыні выконваюць з некалькіх секцый. Віткі змеевіка арыентаваны па вінтавой лініі. Пры вялікім аб'ёме корпуса хуткасць вадкасці ў ім нязначная і каэфіцыенты целпаадачы адпаведна невялікія. Каб павысіць хуткасць вадкасці ў корпусе, устаўляюць стакан 3. Пры гэтым карысны аб'ём корпуса апарата памяншаецца. У некаторых выпадках вялікі аб'ём вадкасці ў корпусе забяспечвае больш устойлівую работу целпаабменніка пры ваганнях рэжыму абагрэву, г. зн. мае станоўчае значэнне.

Значнае павышэнне каэфіцыента целпаадачы ад вадкасці ў корпусе да сценкі змеевіка можна дасягнуць з дапамогай механічнага перамешвання (мяшалак, рыс. 1.31, б). Але пры гэтым павялічваюцца затраты на правядзенне працэсу.

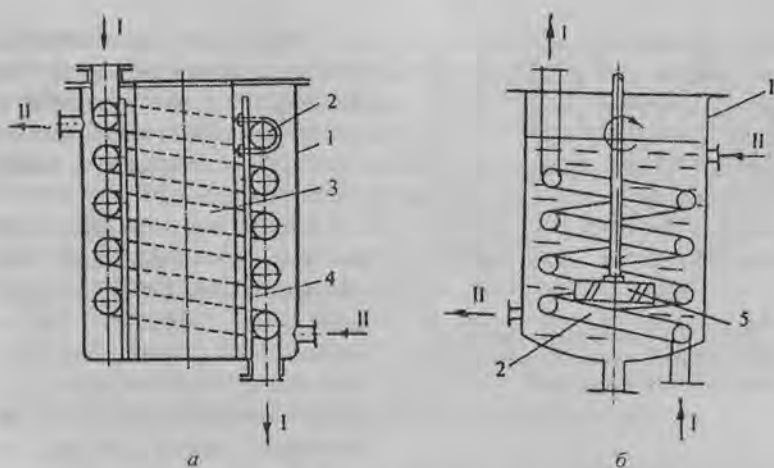


Рис. 1.31. Змеевіковія цеплаабменнікі:  
*а* – са стаканам; *б* – з мяшалкай; 1 – корпус;  
 2 – змеевік; 3 – стакан; 4 – прыстасаванне для ўмацавання змеевіка;  
 5 – мяшалка

Іншы раз у якасці змеевіка выкарыстоўваюць прамыя трубы.

Пагружныя цеплаабменнікі выкарыстоўваюцца з прычыны іх прастаты, даступнасці ачысткі паверхні цеплаабмену і рамонту, а таксама зручнасці работы пры высокім ціску і ў хімічна актыўным асяроддзі. Паверхня нагрэву ў гэтых цеплаабменніках звычайна да  $10\text{--}15\text{ м}^2$  [15]. Калі для абагрэву вадкасці ў корпусе выкарыстоўваецца вадзяная насычаная пара, то адносіны даўжыні змеевіка да яго дыяметра не павінны быць большыя за вызначаную велічыню. Напрыклад, пры ціску пары  $2 \cdot 10^5\text{--}5 \cdot 10^5\text{ Па}$  (2–5 ат.) адносіны не павінны быць большыя за  $\sim 200\text{--}275$  [7]. Гэта абумоўлена тым, што паравы кандэнсат накопіцца ў ніжняй частцы змеевіка і адбудзецца значнае зніжэнне інтэнсіўнасці цеплаабмену і павелічэнне гідраўлічнага супраціўлення.

**Спіральныя цеплаабменнікі.** Цеплаабменнікі (рис. 1.32) складаюцца з двух металічных лістоў 1 і 2, скручаных у спіраль. Паміж лістамі ўтвараюцца каналы прамавугольнай формы, па якіх праходзяць цеplansьбіты. З тарцоў каналы закрыты плоскімі накрыўкамі 4 праз ушчыльненне. Цеplansьбіты рухаюцца звычайна супрацьцёкам: адзін ад цэнтра да перыферыі, другі, наадварот, – ад перыферыі да цэнтра. Шырыня прамавугольнага канала ад 0,2 да 1,5 м, вышыня – 8 і 12 мм, паверхня цеплаабмену да  $100\text{ м}^2$ .

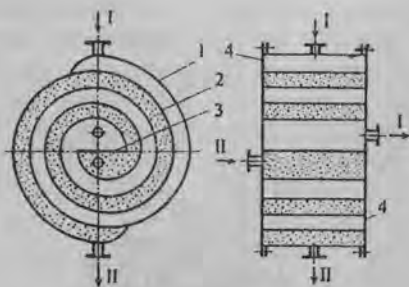


Рис. 1.32. Спіральні теплообміннік.  
1, 2 – листы, 3 – пласціна-перагародка;  
4 – накрывкі

Спіральныя теплоабменнікі могуць выкарыстоўвацца для нагрывання і ахалоджвання не толькі звычайных вадкасцей, але і шламаў, суспензаваных і высакавязкіх вадкасцей.

Перавагамі спіральных теплоабменнікаў з'яўляюцца кампактнасць, малыя страты цяпла ў навакольнае асяроддзе, магчымасць работы пры параўнальна высокай хуткасці цепланосбітаў (для вадкасцей 1–2 м/с), што забяспечвае вялікія значэнні ка-

эфіцыента цеплаперадачы. Гідраўлічнае супраціўленне гэтых теплоабменнікаў пры той жа хуткасці цепланосбітаў меншае за супраціўленне шматхадавых кажухатрубчастых теплоабменнікаў.

Што датычыцца недахопаў, то трэба адзначыць складанасць іх вырабу і рамонт, а таксама правядзенне працэсу пры нязначным ціску (~ да  $6 \cdot 10^5 - 10^6$  Па), таму што пры большай таўшчыні лістоў намотаць іх у выглядзе спіралі цяжка. Акрамя таго, узнікаюць цяжкасці і пры ўтварэнні шчыльнага злучэння паміж спіралямі і накрывкамі.

**Арацыйныя теплоабменнікі** (рис. 1.33) складаюцца з труб 1, размешчаных адна над другой і злучаных паміж сабой калачамі 2. Вада на арашэнне труб падаецца зверху, роўнамерна размяркоўваецца па жалабах 3 і сцякае на паверхню верхняй трубы, затым на ніжэй размешчаную трубу і г. д. З апошняй ніжняй трубы вада паступае ў паддон 4.

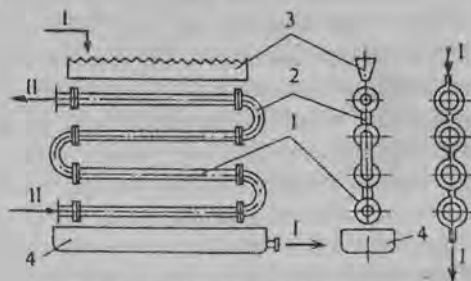
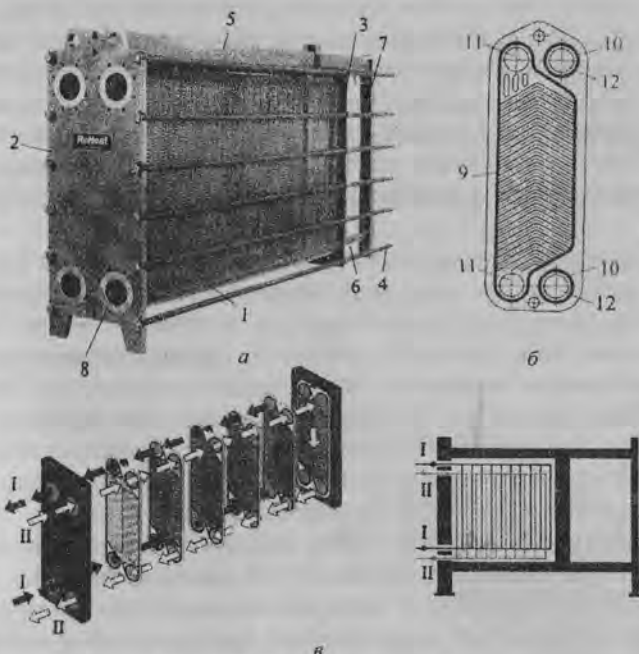


Рис. 1.33. Арацыйны теплоабменнік:  
1 – трубы; 2 – калачы; 3 – жолаб; 4 – паддон;  
I – цепланосбіт для ахалоджвання (вада); II – гарачы цепланосбіт

Выкарыстоўваюцца арашальныя цеплаабменнікі звычайна ў якасці халадзільнікаў і кандэнсатараў. Вада, якая арашае трубы, часткова выпарваецца, і гэтае цяпло на выпарэнне аддае цёплы цепланосьбіт. Каб палепшыць працэс выпарвання вады, часта цеплаабменнікі ўстанаўліваюць на адкрытым паветры. У выніку расход вады ў гэтых цеплаабменніках ніжэйшы, чым расход у іншых халадзільніках. Канструкцыя арашальных цеплаабменнікаў простая ў выкананні і ачыстыцы вонкавай паверхні. Да недахопаў трэба аднесці гравітацыйны, нераўнамернасны намочвання паверхні труб, карозію труб ад навакольнага паветра.

**Пласціністы цеплаабменнікі.** На рыс. 1.34 паказаны агульны выгляд канструкцыі цеплаабменніка фірмы «ReHeat». Цеплаабменнік складаецца з гафрыраваных пласцін I (рыс. 1.34, б), якія ўтвараюць ізалюваныя (герметычныя) каналы для руху цепланосьбітаў.



Рыс. 1.34. Пласціністы цеплаабменнік.

- a* – агульны выгляд; *б* – пласціны; *в* – схема руху цепланосьбітаў;  
 1 – пласціны; 2 – апорная пліта; 3 – перасаванная пліта; 4 – сцяжныя балты;  
 5 – падтрымальная бэлька; 6 – накіравальны прут; 7 – кансоль; 8 – штупцы  
 для далучэння да трубаправода; 9, 10 – пракладкі; 11 – адтуліны для ўваходу і выхаду  
 цепланосьбіта I; 12 – адтуліны для ўваходу і выхаду цепланосьбіта II

Гафрыраваныя пласціны з чатырма адтулінамі (рыс. 1.34, б) размешчаны паміж апорнай 2 і перасовачнай 3 плітамі і сцягнуты балтамі 4. Па перыферыі на пласцінах устаноўлены ўшчыльняльныя пракладкі 9, 10. На двох адтулінах з чатырох таксама ўстаноўлены пракладкі па акружнасці, і таму толькі адзін з двух цепланосьбітаў можа запоўніць канал і тым самым мець доступ да паверхні цеплаабмену. На наступнай пласціне ўшчыльнены дзве другія адтуліны. Такім чынам ствараецца сістэма каналаў, дзе два цепланосьбіты працякаюць адпаведна праз кожны другі канал (схематычна рух цепланосьбітаў паказаны на рыс. 1.34, в).

Дзякуючы гафрыраванай форме пласцін ствараецца турбулізаваны рэжым руху вадкасці і тым самым дасягаюцца высокія каэфіцыенты цеплаперадачы (да  $3800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ) пры нязначным гідраўлічным супраціўленні. Пласціністыя цеплаабменнікі вельмі кампактныя, лёгка разбіраюцца пры неабходнасці ачысткі або замены пласцін. Да недахопаў адносяцца немагчымасць правядзення працэсу цеплаабмену пры высокім ціску (звычайна да  $10 \cdot 10^5 \text{ Па}$ ), неабходнасць вельмі стараннай герметызацыі вялікай колькасці каналаў, а таксама цяжкасць выбару эластычных хімічна стойкіх матэрыялаў для пракладак.

**Цеплаабменнікі з рабрыстай паверхняй.** Гэтыя цеплаабменнікі таксама можна аднесці да ліку эфектыўных і кампактных цеплаабменных апаратаў. Рабрыстыя паверхні выкарыстоўваюць з боку таго цепланосьбіта, які мае нізкія каэфіцыенты цеплааддачы ў параўнанні з другім цепланосьбітам (напрыклад, для сістэмы газ – пара). Форма рэбраў можа быць рознай. У трубчастых цеплаабменніках звычайна выкарыстоўваюць папярочныя або падоўжныя рэбры (рыс. 1.35), якія могуць быць рознай формы. Першыя выконваюцца ў выглядзе круглых або прамавугольных шайбаў, якія замацаваны на трубе (рыс. 1.35, а). Падоўжныя рэбры (рыс. 1.35, б, в) выкарыстоўваюцца іншы раз з вонкавага боку ў цеплаабменніках з U-падобнымі трубамі, у цеплаабменніках «труба ў трубе» пры руху цепланосьбіта ўздоўж трубы. Рэбры, паказаныя на рыс. 1.35, б, выкарыстоўваюцца часцей пры руху цепланосьбіта ў папярочным накірунку адносна трубы. Пласцініста-рабрыстыя цеплаабменнікі ўяўляюць сабой пласціны з рэбрамі рознай формы, замацаванымі на пласцінах. Адзін з такіх цеплаабменнікаў паказаны на рыс. 1.35, г.

На рыс. 1.36 паказаны шырока распаўсюджаны каларыфер падагрэву паветра. Паветра I рухаецца з вонкавага боку каларыфера, а пара II або гарачая вада падаецца ў трубы.



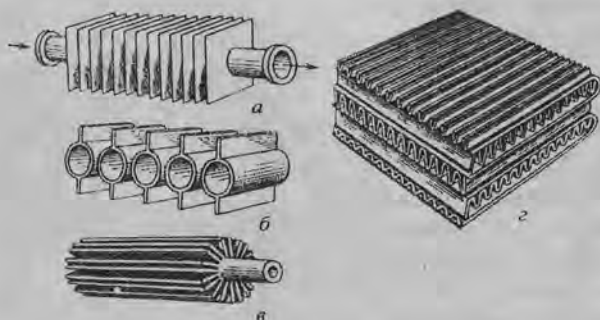


Рис. 1.35. Элементы теплообменника с ребрами:  
*a* – палярочныя рэбры; *б, в* – падоўжныя рэбры;  
*г* – гафрыраваныя рэбры плоскіх паверхняў теплоабмену

Для турбулізацыі плыней цепланосьбітаў і тым самым павышэння інтэнсіўнасці працэсу цеплаадачы ўнутры труб выкарыстоўваюць розныя турбулізатары – стужкавыя, спіральныя, прапелерныя і інш., насадкі (сферычныя часцінкі, спіральныя элементы і г. д.), трубы з пераменным сячэннем.

**Змяшальныя теплоабменныя апараты.** Перадача цяпла ад аднаго цепланосьбіта да другога ў гэтых теплоабменных апаратах адбываецца пры непасрэдным іх кантакце і змяшэнні. Выкарыстоўваюцца змяшальныя теплоабменнікі для кандэнсацыі пары, ахалоджвання газу вадкасцю (вадой) і, наадварот, ахалоджвання вады газамі. Каб павялічыць паверхню теплоабмену, вадкасць па магчымасці распырскваецца на дробныя кроплі. Пры кандэнсацыі пары теплоабменнікі змяшэння называюць кандэнсатарамі змяшэння. У кандэнсатарых змяшэння пара кандэнсуецца пры кантакце з ахаладжальным агентам (вадой) і кандэнсат пары змешваецца з вадой. У залежнасці ад спосабу адводу кандэнсату пары, вады і газаў, якія не

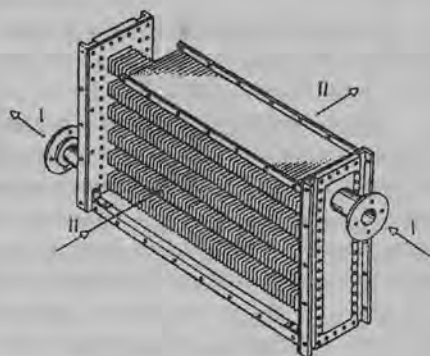


Рис. 1.36. Каларыфер:  
 I – паветра; II – пара (гарачы цепланосьбіт)

скандэнсаваліся, адрозніваюць сухія кандэнсатары змяшэння і мокрыя. У першых вада і кандэнсат пары адводзяцца сумесна з апарата, а газы адпампоўваюцца асобна з дапамогай сухой вакуум-помпы. У мокрых кандэнсатарах з апарата выдаляюцца сумесна і газы, і сумесь вадкасці мокрай вакуум-помпай.

Самы прасты і найбольш распаўсюджаны сухі палічны кандэнсатар змяшэння паказаны на *рыс. 1.37, а*. У корпусе 1 кандэнсатара ўстаноўлены паліцы 2 сегментнага тыпу. Вада для ахалоджвання падаецца на верхнюю паліцу і паслядоўна перацякае з паліцы на паліцу. Газ або пара паступае знізу і супрацьдэкам рухаецца ўверх. Пры кантакце з халоднай вадой газ ахалоджаецца і выводзіцца зверху. Кандэнсат пары, якая пры кантакце з вадой кандэнсуецца, змешваецца з вадой, і сумесь гэта праз трубу 4 адводзіцца знізу кандэнсатара.

Акрамя сегментных паліц, выкарыстоўваюць сегментныя сітавыя паліцы, паліцы, якія ўяўляюць сабой круглыя дыскі і кольцы (*рыс. 1.37, б*), канічныя і інш.

Для ахалоджвання газу або кандэнсацыі пары таксама выкарыстоўваюць насадкавыя апараты (*рыс. 1.38*), апараты з распырскваннем вадкасці (*рыс. 1.39*). Першыя складаюцца з корпуса 1, у якім размяшчаецца насадка 2 (кольцы Рашыга, хордавая насадка і інш.). Зверху падаецца вадкасць (вада) праз размеркавальнае прыстасаванне 3, а пара знізу. Вада і кандэнсат адводзяцца знізу. У мокрых полых апаратах (*рыс. 1.39*) распырскванне вадкасці (вады) можа ажыццяўляцца рознымі прыладамі, напрыклад з дапамогай вертыкальнай трубы 2 з адтулінамі па вышыні, праз якія выходзіць вада, з дапамогай фарсунак, дыскаў і інш.

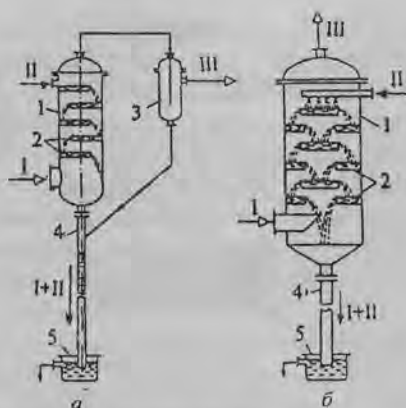


Рис. 1.37. Сухія супрацьдэчныя кандэнсатары:  
*а* – з паліцамі сегментнага тыпу;  
*б* – з кольцавымі паліцамі; I – пара;  
 II – ахалоджальны агент (вада); III – газы;  
 1 – корпус; 2 – паліцы; 3 – лавушка;  
 4 – труба; 5 – ёмістасць

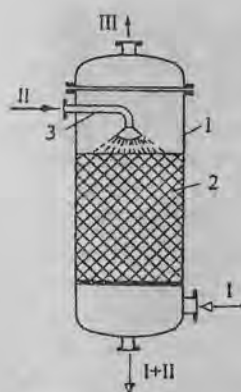


Рис. 1.38. Сухі насадкові кандэнсатары:  
1 – корпус; 2 – насадка;  
3 – размеркавальнае прыстааванне для вады;  
I – пара; II – вада; III – газы

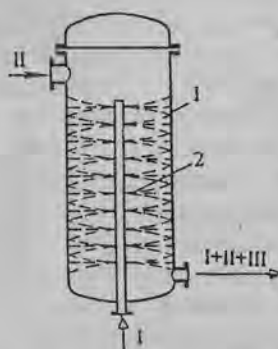


Рис. 1.39. Мокры полы кандэнсатары:  
1 – корпус;  
2 – распысквальнік;  
I – пара; II – вада;  
III – газы

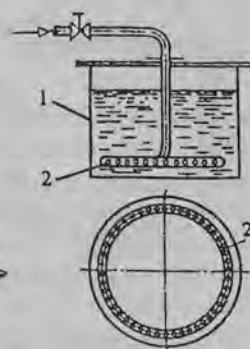


Рис. 1.40. Апарат з барбаčерам:  
1 – корпус;  
2 – барбаčер;  
I, II – цепланосьбіты

На рис. 1.40 паказаны апарат з барбаčерам 2, праз які падаецца газ для нагрывання (ахалоджвання) вадкасці або пара для кандэнсацыі. Барбаčер выкананы ў выглядзе выгнутай па акружнасці або спіралі трубы з адтулінамі, з якіх выходзіць газ (пара) і барбатуе праз вадкасць.

Каб павысіць інтэнсіўнасць працэсу нагрывання вадкасці, увод пары ажыццяўляюць іншы раз праз інжэктар.

**Цеплаабменнікі іншых тыпаў.** Да гэтых цеплаабменнікаў будзем адносіць апараты, у якіх паверхня цеплаабмену ўтвараецца сценкамі самога апарата. Цеплаабменнікі складаюцца з корпуса 1 (рис. 1.41) і калуха 2, размешчанага з вонкавага боку корпуса. Цепланосьбіт для нагрэву (ахалоджвання) вадкасці ў апаратае падаецца ў прастору паміж калухом і сценкай корпуса праз штуцэр 3, а адводзіцца праз штуцэр 4. Пры абагрэве парай для раўнамернага размеркавання пары па паверхні сценкі апарата для яе падводу іншы раз выкарыстоўваюць два штуцэры. Відавочна, што паверхня цеплаабмену ў такіх цеплаабменніках абмежавана паверхняй самога апарата. Ціск цепланосьбіта ў калуху звычайна не перавышае  $(6-10) \cdot 10^5$  Па. Пры павышаным ціску ў калухе выкарыстоўваюць змеевікі розных тыпаў (рис. 1.42), якія прыварваюцца да корпуса [17].

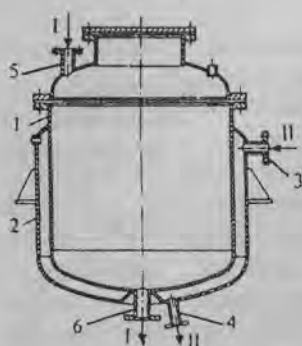


Рис. 1.41. Апарат з кажухом:  
1 – корпус; 2 – кажух;  
3, 4 – штуцеры для падводу  
і адводу цепланосьбіта I;  
5, 6 – штуцеры для падводу  
і адводу цепланосьбіта II

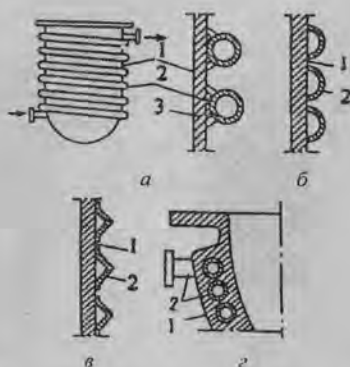


Рис. 1.42. Апараты з вонкавымі змеевікамі:  
а, б, в – з прываранымі звонку  
змеевікамі рознай формы;  
г – з замацаваным (залітым) у сценку  
змеевіком; 1 – корпус; 2 – змеевік;  
І – цепланосьбіт

Цеплаабмен паміж цепланосьбітамі з дапамогай кажуха часта выкарыстоўваецца ў рэакцыйных апаратах.

Да цеплаабменнікаў іншага тыпу можна аднесці таксама цеплаабменнікі для абагрэву (ахалоджвання) высакавязкіх і сыпучых матэрыялаў, напрыклад шнэкавыя, у якіх адначасова з дапамогай шнэка адбываецца механічнае перамешванне і перамяшчэнне матэрыялу; цеплаабменнікі з цеплавымі трубамі (ЦЦТ) [18], якія выконваюцца з выпаральнай і кандэнсачыйнай зонамі; блокавыя цеплаабменнікі з графітавых блокаў [7] – для цеплаабмену паміж хімічна агрэсіўнымі вадкасцямі, з якімі недапушчальны кантакт металічных сценак.

Прыкладам рэгенератывых цеплаабменнікаў і цеплаабменнікаў з прамежкавымі цепланосьбітамі з'яўляюцца схематычна паказаныя вышэй устаноўкі (рыс. 1.22). Больш падрабязнае апісанне гэтых канструкцый можна знайсці ў літаратуры [9, 15, 19].

### 1.13. Разлік цеплаабменных апаратаў

Разлік цеплаабменных апаратаў зводзіцца да вызначэння паверхні цеплаабмену сумесна з гідраўлічнымі і канструкцыйнымі разлікамі апарата. На падставе праведзеных разлікаў выбіраюць стандартныя

або нармалізаваныя канструкцыі. Пры разліках трэба ўлічваць па магчымасці ўсе фактары, якія станоўча могуць уплываць на працэс і забяспечыць інтэнсіўны цеплаабмен пры нізкай вартасці, надзейнасці, таннасці і зручнай эксплуатацыі.

Пасля выбару тыпу цеплаабменніка трэба прыняць рашэнне, які цепланосьбіт накіраваць у трубы, а які ў міжтрубную прастору (з вонкавага боку трубаў). Па трубах лепш падаваць цепланосьбіт, які аказвае каразійнае ўздзеянне на сценкі. У гэтым выпадку выкарыстанне каразійнастойкага матэрыялу патрэбна толькі для труб, рашоткі; корпус можа быць выкананы са звычайных канструкцыйных матэрыялаў (пры ўмове, што другі цепланосьбіт не хімічна актыўны). Для памяншэння страт цяпла цепланосьбіт з высокай тэмпературай таксама мэтазгодна падаваць у трубы; у халадзільніках, наадварот, каб знізіць расход ахаладжальнага агенту, гарачы цепланосьбіт належыць падаваць з вонкавага боку. Прапускаць па трубах трэба і цепланосьбіт з высокім ціскам (каб корпус апарата не быў пад ціскам), і цепланосьбіты, у якіх вылучаюцца розныя асадкі. Апошнія забруджваюць сценкі і паніжаюць інтэнсіўнасць цеплаабмену. Ачыстка ўнутранай наверхняй труб ад забруджвання зручнейшая, чым ачыстка вонкавай для кажухатрубчастых цеплаабменнікаў.

Пры цеплаабмене без змянення агрэгатнага стану цепланосьбітаў выгадна выкарыстоўваць супрацьцёчны накірунак іх руху, прычым каб хуткасць цепланосьбітаў па магчымасці адпавядала турбулентнаму рэжыму або блізкаму да гэтага рэжыму.

Разлік цеплаабменніка зводзіцца да наступнага.

Складаецца цеплавы баланс, вызначаюцца цеплавыя нагрукі і расходы цепланосьбітаў або пры зададзеных расходах – неабходныя тэмпературы цепланосьбітаў (канчатковыя ці пачатковыя). Пры невядомых канчатковых тэмпературах абодвух цепланосьбітаў трэба прыняць рознасць тэмператур паміж цепланосьбітамі на канцы цеплаабменніка не менш за  $5^{\circ}\text{C}$ .

Разлічваецца сярэдняя тэмпература цепланосьбітаў і сярэдні тэмпературны напор  $\Delta t_{\text{ср}}$  у залежнасці ад умоў цеплааддачы.

Па адпаведных залежнасцях вызначаюцца каэфіцыенты цеплааддачы  $\alpha_1$  і  $\alpha_2$ . Для разліку каэфіцыентаў цеплааддачы часта трэба ведаць тэмпературу сценкі ( $t_{\text{ст}}$ ). У гэтым выпадку можна выкарыстоўваць метады паслядоўных прыбліжэнняў: задаюцца тэмпературай сценкі (напрыклад  $t_{\text{ст}1}$ ) з боку аднаго цепланосьбіта, пры гэтай тэмпературы разлічваюць  $\alpha_1$  і цеплавую нагрукку  $q_1 = \alpha_1 (t_1 - t_{\text{ст}1})$

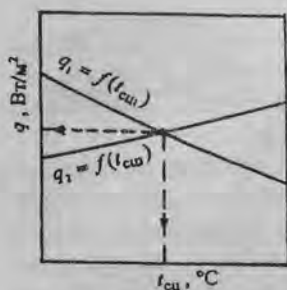


Рис. 1.43. Графік залежності теплової навантаження  $q$  від температури стінки  $t_{cu}$

(при  $t_1 > t_{cu1}$ ). Затым па роўнасці

$$q_1 = q_{cu} = \frac{\lambda_{cu}}{\delta_{cu}} (t_{cu1} - t_{cu2})$$

знаходзяць  $t_{cu2}$  і каэфіцыент цеплааддачы  $\alpha_2$ . Пры вядомым  $\alpha_2$  разлічваюць цеплавую навантажку  $q_2 = \alpha_2 (t_{cu2} - t_2)$  ( $t_2$  – сярэдняя тэмпература другога цепланосьбіта). Пры  $q_2 \neq q_1$  прымаюць другое значэнне  $t_{cu1}$  (напрыклад,  $t'_{cu1}$ ) і паўтараюць разлікі і г. д. Будуюць графік залежнасці  $q_1$  і  $q_2$  ад прынятых тэмператур (рис. 1.43) і па пункце перасячэння крывых  $q_1 = f(t_{cu1})$  і  $q_2 = f(t_{cu2})$  знаходзяць цеплавую навантажку  $q$ .

Разлічваюць каэфіцыент цеплаперадачы  $K = q / \Delta t_{ср}$  і паверхню цеплаабмену  $F = Q / K \cdot \Delta t_{ср}$ .

Па паверхні  $F$  выбіраюць цеплаабменнік.

**Разлік цеплаабменнікаў змяшэння** зводзіцца да вызначэння расходу цепланосьбіта для ахалоджвання (награвання) вадкасці і канструкцыйных параметраў цеплаабменніка. Разгледзім прыблізны разлік бараметрычнага кандэнсатара пары, прыведзенага на рис. 1.37.

Пры вядомай колькасці вадзяной пары  $G_n$ , кг/с, якая павінна кандэнсавацца, расход вады можна знайсці па ўраўненні цеплавога балансу

$$G_n \cdot I_n + G_b \cdot c_b \cdot t_1 = (G_n + G_b) \cdot c_b \cdot t_2, \quad (1.123)$$

дзе  $I_n$  – энтальпія пары;  $G_b$ ,  $t_1$ ,  $t_2$  – расход вады, яе пачатковая і канчатковая тэмпературы;  $c_b$  – удзельная цеплаёмкасць вады.

З выразу (1.123) расход вады  $G_b$  роўны

$$G_b = G_n \cdot \frac{(I_n - c_b \cdot t_2)}{c_b (t_2 - t_1)}$$

Звычайна рознасць тэмператур паміж парай і вадой на выхадзе прымаецца не менш за  $3^\circ\text{C}$ .

Дыяметр кандэнсатара вызначаецца па формуле

$$D = \sqrt{\frac{4G_n}{\pi \cdot \rho_n \cdot w_n}}, \quad (1.124)$$

дзе  $\rho_n$ ,  $w_n$  – шчыльнасць і хуткасць пары.

Хуткасць пары прымаецца ў залежнасці ад ціску ў бараметрычным кандэнсатары. Пры разліку бараметрычнай трубы вызначаюць яе дыяметр  $d_6$  і вышыню  $H_{тр}$ . Дыяметр разлічваецца па формуле

$$d_6 = \sqrt{\frac{4(G_n + G_a)}{\pi \cdot w_c \cdot \rho_a}}, \quad (1.125)$$

дзе  $w_c$ ,  $\rho_a$  – хуткасць і шчыльнасць сумесі вады і кандэнсату (прымаецца ў межах 0,5–1,0 м/с).

Вышыня бараметрычнай трубы  $H_{тр}$ , м,

$$H_{тр} = H_B + H_r + 0,5, \quad (1.126)$$

дзе  $H_B$  – вышыня, абумоўленая рознасцю ціскаў у ёмістасці  $p$ , куды сцякае вадкасць, і ў бараметрычным кандэнсатары  $p_6$ , м,

$$H_B = \frac{p - p_6}{\rho_a \cdot g};$$

$H_r$  – вышыня трубы, абумоўленая гідраўлічным супраціўленнем пры сцяканні вадкасці па трубе,

$$H_r = \frac{w_c^2}{2g} \left( 1 + \lambda \frac{H_{тр}}{d_6} + 1,5 \right). \quad (1.127)$$

Пасля разліку  $H_r$  па выразе (1.127) прынятае значэнне  $H_{тр}$  ва ўраўненні (1.126) удакладняюць метадам паслядоўных прыбліжэнняў.

Колькасць паветра і газаў, якія не скандэнсаваліся,  $G_{пав}$ , кг/с, залежыць ад змяшчэння іх у пары і ад таго, што частка паветра паступае праз няшчыльнасці ў фланцавых злучэннях. Звычайна прымаюць [7], што на кожныя 1000 кг вады для ахалоджвання і кандэнсату выносіцца дадаткова ~0,025 кг паветра і на 1000 кг кандэнсату пары ўводзіцца праз няшчыльнасці ~10 кг паветра. Тады расход паветра  $G_{пав}$ , кг/с, складае

$$G_{пав} = [0,025(G_B + G_n) + 10G_n] \cdot 10^{-3}. \quad (1.128)$$

Паветра і газы, якія не скандэнсаваліся, выдаляюцца з кандэнсатара звычайна водакальцавымі і поршневымі помпамі.

Гідраўлічны разлік цеплаабменнікаў праводзіцца па агульных выразях з улікам супраціўлення на трэнне і мясцовых супраціўленняў.

## Глава 2. ВЫПАРВАННЕ

### 2.1. Агульныя паняцці

**Выпарванне** – працэс выдалення растваральніка ў выглядзе пары з раствору нелятаучага рэчыва пры кіпенні гэтага раствору.

Выпарванне выкарыстоўваецца для канцэнтравання раствораў нелятаучых рэчываў, атрымання нелятаучых рэчываў у цвёрдым выглядзе, а таксама чыстага растваральніка. Выдаленне растваральніка выпарваннем праводзяць і з раствораў высокакіпячых вадкасцей, у якіх ціск пары пры тэмпературы выпарвання вельмі малы і яны практычна не выпарваюцца, а выпарваецца толькі растваральнік (напрыклад, раствору мінеральных і арганічных кіслот і інш.).

Часцей за ўсё выпарваюцца водныя раствору, а цепланосьбітам для абагрывання з'яўляецца насычаная вадзяная пара (хаця магчымы і іншыя цепланосьбіты), якая называецца першаснай парай (ніжэй будзем разглядаць выпарванне водных раствораў і ў якасці награвальнага агенту – вадзяную пару). Пара, якая атрымліваецца пры кіпенні раствору, называецца другаснай, а другасная пара, якая адбіраецца для іншых мэт, – экстрапарай.

Нагрыванне раствору звычайна адбываецца шляхам перадачы цяпла ад награвальнага агенту праз сценку, якая іх раздзяляе. У некаторых выпадках выпарванне праводзяць шляхам непасрэднага кантакту паміж раствораў і награвальнымі агентамі (топачнымі газамі).

Працэс выпарвання праводзяць пад вакуумам, атмасферным і павышаным ціску. Выбар ціску абумоўлены як ўласцівасцямі раствору, так і магчымасцю выкарыстання цяпла другаснай пары.

Пры выпарванні вакуум у апаратах ўтвараецца шляхам кандэнсацыі другаснай пары і з дапамогай вакуум-помпы. Вакуум-выпарванне дазваляе праводзіць працэс пры нізкіх тэмпературах кіпення раствору. Гэта неабходна для выпарвання раствораў, схільных да раскладання пры высокіх тэмпературах, хаця з ростам разрэджвання павялічваецца цеплыня выпарэння і ўзрастае расход пары на выпарэнне 1 кг растваральніка (вады). Вакуум ствараюць і пры выпарванні высокакіпячых раствораў, калі тэмпература награвальнага агенту не дазваляе праводзіць працэс пры атмасферным ціску (для абагрэву вадзяной насычанай парай патрэбны высокі ціск). Пры правядзенні працэсу пад вакуумам можна другасную пару выкарыстоўваць для абагрэву іншых выпарных апаратаў устаноўкі і тым самым знізіць расход першаснай грэючай пары. Але да недахопаў



правядзення працэсу пад вакуумам трэба аднесці падаражанне ўстаноўкі, абумоўленае дадатковымі стратамі на кандэнсцыю, расходы на абслугоўванне, страты на вакууаванне.

Выпарванне пры атмасферным ціску з'яўляецца самым простым спосабам, але менш эканамічным.

Выпарванне пры ціску, большым за атмасферны, дае магчымасць выкарыстоўваць другасную пару як падагравальны агент пры выпарванні і для іншых тэхналагічных патрэбаў. Але павышэнне ціску звязана з павышэннем тэмпературы кіпення раствору, таму выпарванне пры павышаным ціску абмежавана ўласцівасцямі раствору і тэмпературай награвальнага агенту (у асаблівасці вадзяной пары).

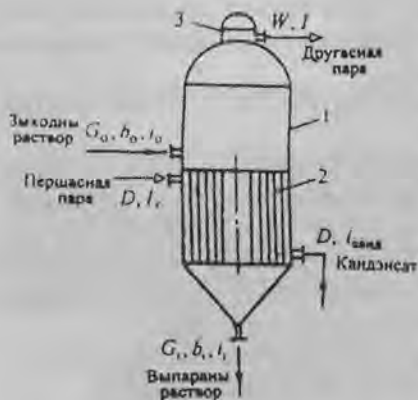
Устаноўку для выпарвання, якая складаецца з аднаго выпарнога апарата, называюць аднакорпуснай. Пры большай колькасці апаратаў – шматкорпуснай. У прамысловасці найбольш распаўсюджаны шматкорпусныя ўстаноўкі, якія складаюцца з некалькіх злучаных адзін за другім апаратаў (карпусоў), і пры гэтым ціск па ходу выпарваемага раствору ў апаратах паніжаецца такім чынам, каб утвараўся неабходны тэмпературны напор паміж тэмпературай другаснай пары, што выходзіць з папярэдняга корпуса і растворам, які павінен кіпець у дадзеным корпусе. Пры такой схеме эканоміцца значная колькасць цяпла за кошт таго, што першасная пара абагравае толькі першы корпус, а астатнія абаграваюцца другаснай парай.

Эканомію першаснай пары можна атрымаць і ў аднакорпуснай выпарной устаноўцы, калі сціснуць другасную пару з дапамогай кампрэсара або параструменнага інжэктара да ціску, які забяспечвае выкарыстанне пары для абагрэву гэтага ж апарата, дзе пара ўтварылася. Выпарныя ўстаноўкі са сцісканнем другаснай пары называюць апаратамі з цеплавой помпай (схема прыведзена ніжэй).

Па прынцыпу дзеяння выпарныя ўстаноўкі могуць быць перыядычнага і безупыннага дзеяння. У хімічнай прамысловасці выкарыстоўваюцца ў асноўным устаноўкі безупыннага дзеяння. Устаноўкі перыядычнага дзеяння выкарыстоўваюцца пры малой прадукцыйнасці, а таксама пры выпарванні раствораў да высокіх канцэнтрацый.

## 2.2. Аднакорпусныя выпарныя ўстаноўкі

У аднакорпусных выпарных устаноўках адбываецца простае выпарванне. Простае выпарванне можа прыводзіцца безупынным або перыядычным метадам. На рыс. 2.1 схематычна паказаны апарат для простага выпарвання безупынным метадам. Апарат складаецца



Рыс. 2.1. Схэма аднакорпуснага выпарнага апарата:  
1 – корпус; 2 – награвальная камера;  
3 – сепаратар

накіроўваецца для кандэнсацыі. Калі выпарванне адбываецца пад вакуумам, тады кандэнсатар пары злучаны з вакуум-помпай. Вакуум-помпа адсмоктвае другасную пару з выпарнага апарата і інертныя газы, якія не скандэнсаваліся ў кандэнсатары (на рыс. 2.1 кандэнсатар і вакуум-помпа не паказаны).

**Матэрыяльны баланс.** Абазначым праз  $G_0$ ,  $G_1$  расходы зыходнага і выпаранага раствору, кг/с; з канцэнтрацыямі  $b_0$  і  $b_1$ , кг/кг, адпаведна, а расход выпаранага растваральніка праз  $W$ , кг/с. Матэрыяльны баланс па асноўных плынях запішацца ў выглядзе

$$G_0 = G_1 + W. \quad (2.1)$$

Матэрыяльны баланс па сухім рэчыве, якое знаходзіцца ў раствору, пры ўмове, што кроплі раствору не выносяцца з апарата другаснай парай,

$$G_0 \cdot b_0 = G_1 \cdot b_1. \quad (2.2)$$

З выказаў (2.1) і (2.2) можна знайсці дзве невядомыя велічыні. Звычайна зададзены расход раствору  $G_0$ , яго пачатковая і канчатковая канцэнтрацыі  $b_0$  і  $b_1$ .

Тады з ураўнення (2.2) колькасць выпаранага раствору роўная

$$G_1 = G_0 \cdot b_0 / b_1, \quad (2.3)$$

а колькасць выпаранага растваральніка

$$W = G_0 - G_1 = G_0 \cdot \left(1 - \frac{b_0}{b_1}\right), \quad (2.4)$$

**Цеплавы баланс** простага выпарвання запісваецца на падставе схемы цеплавых плыняў. Абазначым:  $D$  – расход першаснай грэючай пары, кг/с;  $I_r, I$  – энтальпіі першаснай і другаснай пары адпаведна, кДж/кг;  $i_0 = c_0 \cdot t_0$  – энтальпія зыходнага раствору;  $i_1 = c_1 \cdot t_1$  – энтальпія выпаранага раствору;  $i_{\text{канд}} = c' \cdot \theta$  – энтальпія кандэнсату першаснай пары, кДж/кг;  $c_0, c_1, c'$  – сярэднія ўдзельныя цеплаёмістасці зыходнага, упаранага раствору і кандэнсату адпаведна, кДж/(кг · град);  $t_0, t_1, \theta$  – іх тэмпературы, °С

Ураўненне цеплавога балансу запішацца як

$$G_0 \cdot i_0 + D \cdot I_r = G_1 \cdot i_1 + W \cdot I + D \cdot i_{\text{канд}} \pm Q_{\text{канц}} + Q_{\text{стр}}, \quad (2.5)$$

дзе  $Q_{\text{канц}}, Q_{\text{стр}}$  – цяпло канцэнтравання і страты цяпла ў навакольнае асяроддзе, кВт.

Цяпло канцэнтравання, якое выражае цеплавы эффект канцэнтравання раствору, роўнае рознасці  $\Delta q$  інтэгральных цяплінняў растварэння 1 кг растваранага рэчыва ў зыходным і канцэнтраваным растворах, памножанай на расход растваранага рэчыва і ўзятай з адваротным знакам, г. зн.

$$Q_{\text{канц}} = \Delta q \cdot G_1 \cdot b_1.$$

Нагадаем, што інтэгральнай цеплынёй растварэння называюць колькасць цяпла, якое паглынаецца або выдаляецца пры растварэнні 1 кг цвёрдага рэчыва (або раствору, у якім змяшчаецца 1 кг цвёрдага рэчыва у вельмі вялікай колькасці растваральніка).

Паколькі пры канцэнтраванні раствору цяпло можа паглынацца або вылучацца, то  $Q_{\text{канц}}$  можа быць адмоўнай велічынёй або станоўчай.

Велічыня  $Q_{\text{стр}}$  залежыць ад якасці ізаляцыі апарата. Звычайна прымаюць 3–5% ад цеплавой нагрузкі  $Q$  апарата, г. зн. (0,03–0,05)  $Q$ .

Пры дапушчэнні, што ўдзельная цеплаёмістасць раствору ў межах тэмператур ад  $t_0$  да  $t_1$  застаецца нязменнай ( $c_0 = c_1$ ), можна запісаць

$$G_0 \cdot c_0 \cdot t_1 = G_1 \cdot c_0 \cdot t_1 + W \cdot c_p \cdot t_1, \quad (2.6)$$

дзе  $c_p$  – удзельная цеплаёмістасць растваральніка (у межах тэмператур ад 0°С да  $t_1$ ), кДж/(кг · град).

З выразу (2.6) вынікае

$$G_1 \cdot c_0 \cdot t_1 = G_0 \cdot c_0 \cdot t_1 - W \cdot c_p \cdot t_1. \quad (2.6a)$$

Падставім замест  $i_0, i_1, i_{\text{канд}}$  іх значэнні. Тады з улікам (2.6a) атрымаем

$$G_0 \cdot c_0 \cdot t_0 + D \cdot I_r = G_0 \cdot c_0 \cdot t_1 - W \cdot c_p \cdot t_1 + W \cdot I + Dc'\theta \pm Q_{\text{канц}} + Q_{\text{стр}}.$$

З гэтага ўраўнення знойдем расход грэючай першаснай пары

$$D = \frac{G_0 \cdot c_0 \cdot (t_1 - t_0) + W \cdot (I - c_p \cdot t_1) \pm Q_{\text{канц}} + Q_{\text{стр}}}{I_r - c'\theta}. \quad (2.7)$$

Прааналізуем ураўненне (2.5). Дапусцім, што першаснай парай з'яўляецца насычаная вадзяная пара, а растваральнікам – вада; зыходны раствор нагрэты да тэмпературы кіпення;  $Q_{\text{канц}} = 0$  і  $Q_{\text{стр}} = 0$ . Пры гэтых умовах ураўненне (2.7) будзе мець выгляд

$$D = \frac{W \cdot (I - c_p \cdot t_1)}{I_r - c'\theta}.$$

Але  $I - c_p \cdot t_1 = r'$  – цеплыня выпарэння вады з кіпячага раствору, а  $I_r - c'\theta = r$  – цеплыня кандэнсацыі грэючай першаснай пары. Калі прыняць гэтыя велічыні прыблізна роўнымі  $r' \cong r$ , тады  $D \cong W$ . Адносіны  $D/W = l$  называюць удзельным расходам грэючай першаснай пары. Гэтыя адносіны, як бачна, для прынятых умоў роўныя адзінцы, г. зн. што ў аднакорпусным апарате для выпарэння 1 кг вады патрэбна не менш як 1 кг пары ( $l \geq 1$ ). Нават для прынятых умоў велічыня  $l > 1$  з прычыны таго, што ціск першаснай пары павінен быць большы за ціск у апарате для забеспячэння тэмпературнага напору, г. зн.  $r' > r$  (з павелічэннем ціску цеплыня кандэнсацыі памяншаецца).

**Паверхня цеплаабмену. Тэмпературныя страты і тэмпература кіпення раствору.** Цеплавы баланс працэсу выпарвання складаецца як і для іншых цеплаабменных апаратаў з мэтай разліку паверхні цеплаабмену з выкарыстаннем асноўнага ўраўнення цеплаперадачы (1.97), у якім сярэднім тэмпературным напорам з'яўляецца карысная рознасць тэмператур:  $\Delta t_{\text{кар}}$  – рознасць тэмпературы грэючай першаснай пары  $T$  і тэмпературы кіпення раствору  $t_k$ .

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{кар}} \quad (2.8)$$

дзе  $\Delta t_{\text{кар}} = T - t_k$ .

Пры вызначанай велічыні  $Q$  задача зводзіцца да разліку карыснай рознасці тэмператур  $\Delta t_{\text{кар}}$  і каэфіцыента цеплаперадачы  $K$ .

Тэмпература кіпення раствору залежыць ад канцэнтрацыі раствору, ціску, фізіка-хімічных уласцівасцей растваральніка і рэчыва, якое растварана.

Акрамя карыснай рознасці тэмператур, пры разглядзе працэсу выпарвання ўводзяць паняцце агульнай рознасці тэмператур  $\Delta t_{\text{ар}}$ , пад якой разумеюць рознасць тэмпературы цепланосьбіта (грэючай першаснай пары)  $T$  і тэмпературы другаснай пары  $t_{\text{канд}}$  пры ўваходзе яе ў кандэнсатар, г. зн.

$$\Delta t_{\text{ар}} = T - t_{\text{канд}} \quad (2.9)$$

Карысная рознасць тэмператур меншая за агульную з прычыны тэмпературных страт, якія складаюцца з тэмпературнай дэпрэсіі  $\Delta t_r$ , гідрастатычнай  $\Delta t_{\text{гс}}$  і гідраўлічнай  $\Delta t_{\text{гд}}$  дэпрэсій.

Тэмпературная дэпрэсія абумоўлена тым, што тэмпература кіпення раствору большая за тэмпературу кіпення чыстага растваральніка. Тэмпературная дэпрэсія залежыць ад прыроды растваральніка і растваранага рэчыва, канцэнтрацыі і ціску. Звычайна велічыня  $\Delta t_r$  разлічваецца па доследных даных, прыведзеных у рознай літаратуры, напрыклад [8]. Існуюць ураўненні для разліку тэмпературнай дэпрэсіі ў залежнасці ад ціску. Напрыклад, для разбаўленых раствораў можна выкарыстоўваць ураўненне І. А. Цішчанкі:

$$\Delta t_r = 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{T_0^2}{r} \Delta t_{\text{(атм)}}, \quad (2.10)$$

дзе  $T_0$ ,  $r$  – тэмпература кіпення чыстага растваральніка, К, і яго цеплыня выпарэння, кДж/кг, пры дадзеным ціску;  $\Delta t_{\text{(атм)}}$  – тэмпературная дэпрэсія пры атмасферным ціску.

Гідрастатычная дэпрэсія ўзнікае з прычыны гідрастатычнага ціску слупа раствору. Ціск вадкасці шчыльнасцю  $\rho_v$  ( $\rho_v \cdot g \cdot H$ ) залежыць ад вышыні  $H$ : найбольшы – у ніжнім сячэнні (пасце), найменшы – у верхнім пасце. Аднак тэмпература кіпення вадкасці па вышыні слупа вадкасці будзе памяншацца ад найбольшай (ніжні пласт) да меншай (верхні пласт). На якую прыблізна велічыню павысіцца тэмпература кіпення раствору ад гідрастатычнай дэпрэсіі, без уліку цыркуляцыі раствору ў трубах, разлічваюць наступным чынам. Прымаючы вышыню  $H$  слупа вадкасці ў кіпячільных трубах апарата роўнай

$H/2$ , г. зн. разлік вадзецца для сярэдняга сячэння. Тады ціск вадкасці ў гэтым сячэнні роўны

$$p = p_0 + \rho_v \cdot g \cdot H/2, \quad (2.11)$$

дзе  $p_0$  – ціск другаснай пары над растворам. Паколькі пры кіпенні ўзнікае паравадкасная эмульсія, то сярэдняя шчыльнасць раствору  $\rho_v$  будзе ніжэйшая за шчыльнасць раствору без бурбалак і ў выразе (2.11) прымаюць велічыню  $\rho_v/2$ . Тады ціск  $p$  роўны

$$p = p_0 + \rho_v \cdot g \cdot H/4. \quad (2.12)$$

Для вызначэння  $\Delta_{гс}$  па табліцах насычанай вадзяной пары знаходзяць тэмпературу вады  $t_v$  пры ціску  $p$  і тэмпературу  $t'$  другаснай пары пры ціску  $p_0$ . Рознасць тэмператур з'яўляецца гідрастатычнай дэпрэсіяй

$$\Delta_{гс} = t_v - t'. \quad (2.13)$$

Больш дакладныя значэнні  $\Delta_{гс}$  прымаюць па доследных даных.

Гідрастатычная дэпрэсія найбольш істотная пры правядзенні працэсу выпарвання пад вакуумам.

Гідраўлічная дэпрэсія абумоўлена павышэннем ціску над растворам на велічыню страт ціску на трэнне і мясцовыя супраціўленні пры руху другаснай пары з апарата да кандэнсатара (праз трубаправод, сепарацыйныя прылады, павароты і інш.). Калі на ўваходзе ў кандэнсатар другасная пара мае ціск  $p'$ , то над растворам у апарате ціск  $p_0$  будзе большы на велічыню страт  $\Delta p_{стр}$  пры праходжанні пары праз мясцовыя супраціўленні і па даўжыні трубаправода ( $p_0 = p' + \Delta p_{стр}$ ). Страты ціску разлічваюцца па звычайных формулах [7, 8]. Рознасць тэмператур, знойдзеных пры ціску  $p_0$  і  $p'$ , вызначае гідраўлічную дэпрэсію  $\Delta_{гд}$ . На практыцы прымаюць  $\Delta_{гд} \approx 1^\circ$ , хаця гэта велічыня можа быць большая за адзінку.

Змяненне тэмпературы ў выпарной устаноўцы наглядна паказана на рыс. 2.2, дзе прыведзены графік залежнасці тэмператур (вось абсцыс) ад вышыні асобных частак устаноўкі. Спачатку разгледзім змяненне тэмпературы грэючай першаснай пары, якая павінна быць вышэйшая за тэмпературу кіпення раствору. Змяненне тэмпературы першаснай пары можа адбывацца па-рознаму: па лініі 1–2–3–4, калі яна падаецца перагрэтай і ахалоджваецца да тэмпературы насычэння (1–2), затым кандэнсуецца (2–3) і кандэнсат ахалоджваецца да некаторай тэмпературы (3–4); па лініі 1–2–3–5 – змяненне тэмператур такое

самае, але кандэнсат не ахалоджаецца; па лініі 6–2–3–4 – змяненне па першым варыянце, але пара падаецца насычанай; па лініі 6–5 – пара падаецца насычанай, кандэнсуецца і кандэнсат не ахалоджаецца (варыянт, калі пара паступае перагрэтай і перагрэтай выходзіць з награвальнай камеры, практычна не выкарыстоўваецца).

Разгледзім змяненне тэмпературы раствору і другой пары. Адначым, што ў выніку ўзаемадзеяння насычанай другой пары з пырскамі кіпячага раствору яе тэмпература аказваецца вышэйшая за тэмпературу кіпення растваральніка пры дадзеным ціску. Але пры аналізе працэсаў выпарвання дапускаюць, што тэмпература другой пары роўная тэмпературы насычанай пары растваральніка пры дадзеным ціску.

Самая нізкая тэмпература другой пары будзе на ўваходзе яе ў кандэнсатар (ціск меншы, чым у апаратае з прычыны гідраўлічнай дэпрэсіі), на графіку пункт *A*. Каля паверхні выпарваемага раствору ціск большы і тэмпература павялічваецца на велічыню гідраўлічнай дэпрэсіі  $\Delta_{гд}$  (пункт *B*). Тэмпература кіпення верхняга слоя раствору будзе большая за тэмпературу другой пары каля паверхні на велічыню тэмпературнай дэпрэсіі  $\Delta_r$  (пункт *C*). Тэмпература кіпення раствору змяншаецца па вышыні награвальных труб (гідрастатычная дэпрэсія), і ўнізе труб яна найбольшая (пункт *D*), таму што ціск слупа вадкасці найбольшы. Тэмпература кіпення вадкасці з улікам вышэйадзначаных дэпрэсій і гідрастатычнай дэпрэсіі  $\Delta_{гс}$ , якая разлічваецца па формуле (2.13), будзе адпавядаць пункту *E*.

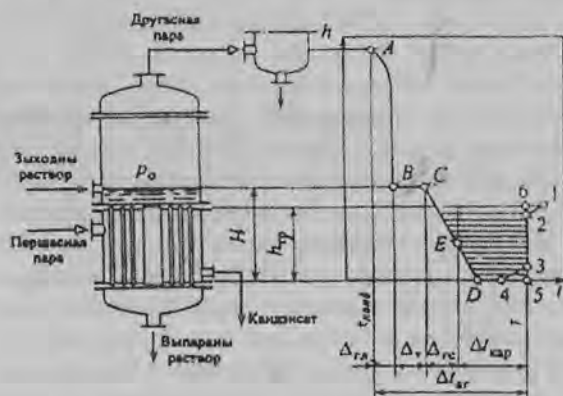


Рис. 2.2. Тэмпературны графік выпарной устаноўкі

На графіку, дзе таксама паказаны агульная і карысная рознасці тэмператур, бачна, што агульная рознасць тэмператур роўная

$$\Delta t_{\text{ар}} = \Delta t_{\text{кар}} + \Delta t_{\text{т}} + \Delta t_{\text{гс}} + \Delta t_{\text{гп}} \quad (2.14)$$

або

$$\Delta t_{\text{кар}} = \Delta t_{\text{ар}} - (\Delta t_{\text{т}} + \Delta t_{\text{гс}} + \Delta t_{\text{гп}}). \quad (2.15)$$

(Акрамя прыведзеных дэпрэсій існуе яшчэ інерцыйная дэпрэсія [14], якая абумоўлена павышэннем ціску паравадкаснай сумесі з прычыны павелічэння яе аб'ёму. Але гэту дэпрэсію звычайна пры практычных разліках выпарных устаноў не ўлічваюць).

Для выпарной устаноўкі перыядычнага дзеяння з аднаразовай загрузкай раствору на выпарэнне каэфіцыент цеплаперадачы і страты цяпла – велічыні пераменныя, таму іх разлічваюць як сярэднія велічыні.

### **2.3. Шматкорпусныя выпарныя ўстаноўкі. Асноўныя схемы шматкорпусных выпарных устаноў**

У шматкорпусных выпарных устаноўках адбываецца шматкратнае выпарванне растваральніка. Выкарыстанне шматкорпусных выпарных устаноў дазваляе значна эканоміць пару. Праводзіцца гэты працэс звычайна пры выкарыстанні грэючай пары з высокім ціскам або (і) з выкарыстаннем вакууму.

Працэс шматкорпуснага выпарвання ажыццяўляецца ў некалькіх злучаных паслядоўна выпарных апаратах, ціск у якіх падтрымліваецца такім, каб другасная пара папярэдняга апарата магла быць выкарыстана як грэючая пара для наступнага апарата. Такая схема выпарвання дазваляе скараціць расход цяпла на правядзенне працэсу прыблізна прапарцыянальна ліку апаратаў.

На рыс. 2.3 паказана схема прамацёчнай трохкорпуснай выпарной устаноўкі, якая працуе з выкарыстаннем вакууму. Зыходны раствор, звычайна нагрэты да тэмпературы кіпення, паступае ў першы корпус, які абаграваецца грэючай першаснай парай. Другасная пара з першага корпуса паступае ў якасці першаснай пары ў другі корпус, з другога корпуса яна ідзе на абагрэў трэцяга корпуса. Відэаочна, што для падтрымання тэмпературнага напору і закіпання раствору з большай канцэнтрацыяй у наступных (пасля першага) корпусах трэба паніжаць



ціск, каб панізіць тэмпературу кіпення раствору. Другасная пара з апошняга корпуса адводзіцца ў бараметрычны кандэнсатар 4, дзе кандэнсуецца. Паветра і газы, якія не кандэнсуюцца і пападаюць ва ўстаноўку ў асноўным з ахалоджальнай вадой у кандэнсатары, а таксама праз няшчільнасці трубаправодаў, адсмоктваюцца вакуум-помпай. Кроплі вадкасці, якія выносяцца з кандэнсатара, аддзяляюцца лавушкай 5.

Раствор з першага корпуса паступае ў другі, затым у трэці і з апошняга канцэнтраваны раствор з дапамогай помпы 6 адводзіцца з устаноўкі. Паколькі ў другім корпусе ціск меншы за ціск у першым, а ў трэцім меншы, чым у другім, то дзякуючы паніжэнню ціскаў раствор з корпуса ў корпус паступае самацёкам без дапамогі помпаў. Пры гэтым у залежнасці ад ціску ў апаратах часткова выпараны ў першым корпусе раствор у другім корпусе ахалоджваецца да тэмпературы кіпення, адпаведнай ціску ў гэтым корпусе, раствор з другога корпуса ахалоджваецца да тэмпературы кіпення, адпаведнай ціску ў трэцім корпусе. Пры ахалоджванні вылучаецца цяпло, за кошт якога выпарваецца некаторая дадатковая колькасць другаснай пары.

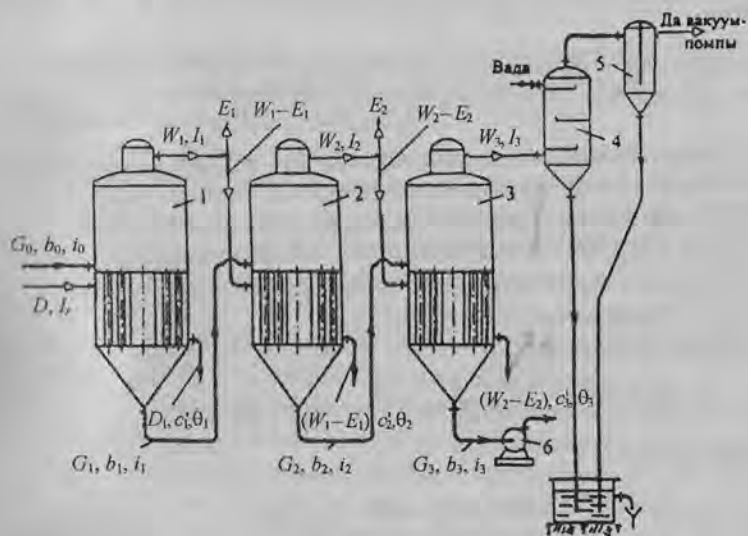


Рис. 2.3. Да складання балансаў шматкорпуснай выпарной устаноўкі:  
1-3 – корпусы; 4 – бараметрычны кандэнсатар; 5 – лавушка; 6 – помпа

**Матэрыяльны і цеплавы балансы шматкорпуснай устаноўкі.**

Ураўненні матэрыяльнага балансу пры шматкратным выпарванні складаюцца для кожнага корпуса. Прымем такія самыя абазначэнні, як і для аднакорпуснай устаноўкі, толькі з індэксамі (1, 2, 3, ...), якія будуць адпавядаць кожнаму корпусу. Агульную колькасць растваральніка, які выпарваецца пры  $n$  корпусах, можна знайсці з ураўнення

$$W = G_0(1 - b_0/b_n), \quad (2.16)$$

дзе  $b_n$  – канцэнтрацыя раствору, выдаляемага з апошняга  $n$ -га корпуса.

Канцэнтрацыі раствору на выхадзе з корпусаў можна знайсці на падставе ўраўненняў матэрыяльнага балансу па цвёрдым рэчыве. Для першага корпуса канцэнтрацыя раствору на выхадзе з яго роўная

$$b_1 = \frac{b_0 \cdot G_0}{G_1} = \frac{b_0 \cdot G_0}{G_0 - W_1}; \quad (2.17)$$

для другога

$$b_2 = \frac{b_1 \cdot G_1}{G_2} = \frac{b_0 \cdot G_0}{G_0 - W_1 - W_2}; \quad (2.18)$$

для  $n$ -га

$$b_n = \frac{b_{n-1} \cdot G_{n-1}}{G_n} = \frac{b_0 \cdot G_0}{G_0 - W_1 - W_2 - \dots - W_n}. \quad (2.19)$$

Цеплавы баланс складаецца таксама для кожнай устаноўкі (як і для аднакорпуснай). З ураўненняў знаходзяць расход грэючай пары і цеплавыя нагрузкі апаратаў. Ураўненні цеплавых балансаў трохкорпуснай устаноўкі пры ўмове, што з кожнага корпуса адбіраецца экстрапара: пасля першага корпуса  $E_1$ , другога –  $E_2$ , трэцяга –  $E_3$  (рыс. 2.3), запісваюцца як:

першы корпус

$$Q_1 = D(I_r - c_1'\theta_1) = W_1I_1 + G_1i_1 - G_0i_0 + Q_{\text{канц1}} + Q_{\text{стр1}}; \quad (2.20)$$

другі корпус

$$Q_2 = (W_1 - E_1)I_1 = W_2I_2 + (W_1 - E_1)c_2'\theta_2 + G_2i_2 - G_1i_1 + Q_{\text{канц2}} + Q_{\text{стр2}}; \quad (2.21)$$

трэці корпус

$$Q_3 = (W_2 - E_2)I_2 = W_3I_3 + (W_2 - E_2)c'_3\theta_3 + G_3i_3 - G_2i_2 + Q_{\text{канц3}} + Q_{\text{стр3}}, \quad (2.22)$$

дзе  $G_0, G_1, G_2, G_3$  – расходы раствору па карпусах з энтальпіямі  $i_0, i_1, i_2, i_3$  адпаведна ( $G_1 = G_0 - W_1$ ;  $G_2 = G_0 - W_1 - W_2$ ;  $G_3 = G_0 - W_1 - W_2 - W_3$ );  $D$  – расход першаснай грэючай пары з энтальпіяй  $I_1$ ;  $c'_1, c'_2, c'_3$  – сярэднія ўдзельныя цеплаёмістасці кандэнсату па карпусах;  $\theta_1, \theta_2, \theta_3$  – тэмпературы кандэнсату ў карпусах;  $W_1, W_2, W_3$  – расходы другаснай пары з энтальпіямі  $I_1, I_2, I_3$  адпаведна;  $Q_{\text{канц1}}, Q_{\text{канц2}}, Q_{\text{канц3}}$  – цяпло канцэнтравання ў карпусах;  $Q_{\text{стр1}}, Q_{\text{стр2}}, Q_{\text{стр3}}$  – страты цяпла.

Як вышэй адзначана, у шматкорпуснай вакуумнай устаноўцы для прыведзенай на рыс. 2.3 схемы з прычыны паніжэння тэмпературы кіпення раствору ад корпуса да корпуса  $t_1 > t_2 > t_3$  можа адбывацца самавыпарванне.

Паколькі ў сістэму ўраўненняў уваходзіць чатыры невядомыя велічыні  $W_1, W_2, W_3, D$ , то для рашэння ўводзяць ураўненне матэрыяльнага балансу для агульнай колькасці выпаранага растваральніка  $W$ :

$$W = W_1 + W_2 + W_3. \quad (2.23)$$

Аналагічна можна запісаць сістэму ўраўненняў цеплавых балансаў для  $n$  карпусоў. Ураўненні цеплавых балансаў залежаць ад схемы руху плыней грэючай пары і раствору.

*Асноўныя схемы шматкорпусных выпарных устаноў.* У залежнасці ад накірунку адноснага руху раствору і грэючай пары адрозніваюць наступныя асноўныя схемы: з прамасцённым рухам раствору і пары; з супрацьцёчным і паралельнай падачай раствору ў апараты.

Схема з прамасцённым рухам раствору і грэючай пары разгледжана вышэй (рыс. 2.3). Гэта схема найбольш распаўсюджана ў прамысловасці з-за адсутнасці помпаў для падачы раствору з першага да апошняга корпуса, што зніжае страты на правядзенне працэсу. Да недахопаў трэба аднесці неспрыяльныя ўмовы цеплаперадачы. Пры прамасцёчнай схеме ў апошнім корпусе канцэнтрацыя раствору самая высокая, а тэмпература кіпення раствору ніжэйшая, чым у папярэдніх карпусах. Гэта прыводзіць да таго, што каэфіцыенты цеплааддачы пры кіпенні паніжаюцца з ростам канцэнтрацыі раствору і паніжэння ціску ў рабочым аб'ёме. У апошнім корпусе каэфіцыент цеплаперадачы значна меншы, чым у першым.

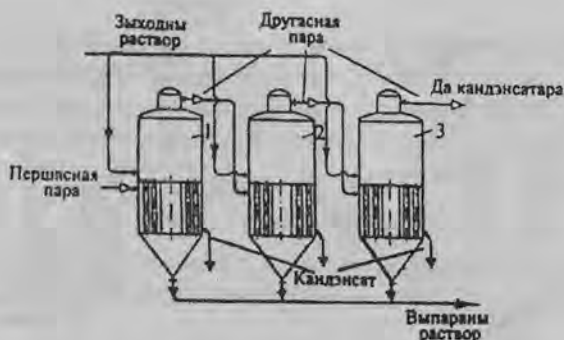
Принципова схема супрацьдэчнай выпарной устаноўкі прыведзена на рыс. 2.4. Як і для прамадэчнай схемы, грэючая першасная пара падае ў першы корпус, а другасная пара ў якасці грэючай ідзе на абагрэў наступных карпусоў. Зыходны раствор падводзіцца ў апошні (у дадзеным выпадку ў трэці) корпус і перамяшчаецца ў накірунку ад апошняга корпуса да першага, адкуль канцэнтраваны раствор адводзіцца. Паколькі ціск ад корпуса да корпуса ў накірунку руху раствору павышаецца, то для перамяшчэння раствору патрэбны помпы. Па такой схеме найбольш канцэнтраваны раствор атрымлівае цяпло, неабходнае для выпарвання, ад грэючай пары больш высокіх параметраў, а раствор з нізкай канцэнтрацыяй – цяпло ад другаснай пары, якая мае найбольш нізкія ціск і тэмпературу, г. зн., што па меры росту канцэнтрацыі ад апошняга корпуса да першага тэмпература кіпення павышаецца. З гэтай прычыны вязкасць раствору і каэфіцыенты цеплаперадачы мяняюцца па карпусах значна менш, чым пры прамадэчнай схеме, што з'яўляецца найбольш істотнай перавагай супрацьдэчнай схемы перад прамадэчнай. Асноўным недахопам супрацьдэчнай схемы з'яўляецца неабходнасць устаноўкі помпаў для перамяшчэння раствору з корпуса ў корпус, што прыводзіць да дадатковых расходаў электраэнергіі, ускладнення ўстаноўкі і цяжкаватасці яе рэгулявання.

Супрацьдэчныя выпарныя ўстаноўкі выкарыстоўваюць пры выпарванні раствору да высокіх канчатковых канцэнтрацый у выпадку, калі ў апошнім корпусе па ходу раствору магчыма выпаданне цвёрдага рэчыва. Акрамя таго, па такой схеме праводзяць выпарванне раствору, вязкасць якіх рэзка ўзрастае з павелічэннем канцэнтрацыі раствору.



Рис. 2.4. Шматкорпусная выпарная ўстаноўка з супрацьдэчным рухам пары і раствору:

1, 2, 3 – карпусы; 4, 5 – помпы



Рыс. 2.5. Шматкорпусная выпарная ўстаноўка з паралельным падводам зыходнага сумесі ў карпусы 1–3

Устаноўкі з паралельным падводам зыходнага раствора па карпусах (рыс. 2.5) найбольш нявыгадныя з пункту гледжання ўмоў цеплаперадачы, паколькі ва ўсіх карпусах знаходзіцца раствор з высокім канчатковым змяшчэннем растваранага рэчыва. Адзіная перавага схемы з паралельным падводам зыходнага раствора – найбольш простая сістэма камунікацый для падачы зыходнага і выпаранага раствораў. Гэта схема выкарыстоўваецца рэдка, у асноўным пры нязначным павышэнні канцэнтрацыі раствору і пры выпарванні раствораў, якія крышталізуюцца і ў якіх могуць знаходзіцца часцінкі цвёрдай фазы.

Іншы раз па тэхналагічных прычынах выкарыстанне шматкорпусных выпарных устаноўак неэагадна, і таму працэс выпарвання праводзяць у аднакорпусным выпарным апарате з цеплавой помпай. У гэтых апаратах другасная пара сціскаецца да ціску грэючай пары кампрэсарам або параструменным ін'эктарам. Сціснутая пара падаецца на абагрэў таго ж самага апарата. Такім чынам, у цеплавых помпах (трансфарматарах цяпла) затрачваецца энергія звонку для павышэння тэмпературы другаснай пары.

На рыс. 2.6, *а* паказана схема аднакорпуснай устаноўкі, у якой другасная пара сціскаецца кампрэсарам, а на рыс. 2.6, *б* – з дапамогай параструменнага ін'эктара (параструменнага кампрэсара). Пры сцісканні ўсёй другаснай пары кампрэсарам выпарванне адбываецца за кошт работы, якая затрачваецца ў кампрэсары (механічнае выпарванне). Пры гэтым з прычыны страт цяпла на падагрэў раствора і ў навакольнае асяроддзе звычайна дабаўляюць на выпарванне грэючую пару.

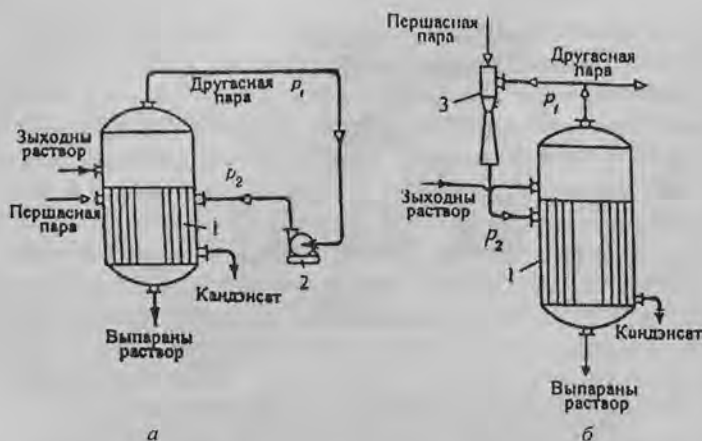


Рис. 2.6. Выпарная устаноўка з цеплавой помпай:  
 а – з кампрэсарам; б – з інжэктарам; 1 – нагрэвальная камера; 2 – кампрэсар; 3 – інжэктар

Па схеме рис. 2.6, б першасная пара з большым ціскам паступае ў струменны інжэктар 2 і засмоктвае другасную пару з меншым ціскам. З інжэктара выходзіць сумесь пары пры сярэднім ціску, якая дзеліцца на дзве часткі: большая частка ідзе ў нагрэвальную камеру выпарнога апарата, а другая частка – на іншыя патрэбы. Да пераваг параструменных цеплавых помпаў перад механічнымі трэба аднесці іх прастату, таннасць і надзейнасць пры рабоце, таму яны знайшлі больш шырокае выкарыстанне ў прамысловасці.

Эканамічнасць выкарыстання цеплавых помпаў вызначаецца адносінамі вартасці энергіі на сцісканне другаснай пары да вартасці расходуемай у выпарной устаноўцы першаснай пары. Страты работы на сцісканне пары павышаюцца з павелічэннем рознасці ціскаў (г. зн. рознасці тэмператур насычэння грэючай і другаснай пары). Пры гэтым работа прыблізна прапарцыянальная рознасці тэмператур. А паколькі рознасць тэмператур роўная тэмпературнаму напору плюс дэпрэсія, то можна сказаць, што работа расце з павелічэннем дэпрэсіі раствору. На практыцы цеплавые помпы мэтазгодна выкарыстоўваюць пры дэпрэсіі не больш за 10–12°C.

Агульная карысная рознасць тэмператур і яе размеркаванне па карпусах. Для шмагкорпуснай устаноўкі (як і для аднакорпуснай) таксама існуюць паняцці агульнай рознасці тэмператур  $\Delta t_{ар}$  і агульнай карыснай рознасці тэмператур  $\Sigma \Delta t_{кар}$ . Пад першым разумеюць роз-

нась паміж тэмпературай грэючай першаснай пары (першы корпус) і тэмпературай насычэння другаснай пары ў кандэнсатары.

Агульная карысная рознасць тэмператур вызначаецца як рознасць паміж грэючай першаснай парай і тэмпературай кіпення раствору  $t_{к.п.}$  у апошнім корпусе, г. зн.

$$\Sigma \Delta t_{кар} = T - t_{к.п.} \quad (2.24)$$

Агульная рознасць большая за агульную карысную рознасць тэмператур на велічыню сумарных тэмпературных страт  $\Sigma \Delta$  ва ўсіх корпусах.

$$\Delta t_{ат} = \Sigma \Delta t_{кар} + \Sigma \Delta = \Sigma \Delta t_{кар} + \Sigma \Delta_{т} + \Sigma \Delta_{гс} + \Sigma \Delta_{гп}. \quad (2.25)$$

Тэмпературныя страты ў кожным корпусе вызначаюцца таксама, як і ў аднакорпуснай выпарной устаноўцы. Агульная карысная рознасць тэмператур размяркоўваецца па корпусах, каб разлічыць паверхню нагрэву для кожнага корпуса. Размеркаванне  $\Sigma \Delta t_{кар}$  можа быць праведзена пры ўмовах роўнасці паверхняў нагрэву для ўсіх корпусоў і пры мінімальнай сумарнай паверхні.

Размеркаванне паверхні нагрэву пры ўмове іх роўнасці для кожнага корпуса, г. зн.  $F_1 = F_2 = F_3 = \dots = F_n = F$ , праводзяць на падставе асноўнага ўраўнення цеплаперадачы (2.8), з якога вызначаюць карысную рознасці тэмператур:

$$\Delta t_{кар1} = \frac{Q_1}{K_1} \cdot \frac{1}{F}, \quad (2.26)$$

$$\Delta t_{кар2} = \frac{Q_2}{K_2} \cdot \frac{1}{F}, \quad (2.27)$$

$$\dots \dots \dots$$

$$\Delta t_{карn} = \frac{Q_n}{K_n} \cdot \frac{1}{F}. \quad (2.28)$$

Калі складзі левыя і правыя часткі, атрымаем

$$\Delta t_{кар1} + \Delta t_{кар2} + \Delta t_{карn} = \left( \frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_n}{K_n} \right) \frac{1}{F},$$

або

$$\Sigma \Delta t_{кар} = \Sigma \frac{Q}{K} \cdot \frac{1}{F}. \quad (2.29)$$

З апошняга выразу знойдем велічыню  $1/F$  і падставім яе ва ўраўненні (2.26)–(2.28):

$$\Delta t_{\text{кар}1} = \frac{Q_1}{K_1} \cdot \frac{\sum \Delta t_{\text{кар}}}{\sum Q/K}; \quad (2.30)$$

$$\Delta t_{\text{кар}2} = \frac{Q_2}{K_2} \cdot \frac{\sum \Delta t_{\text{кар}}}{\sum Q/K}; \quad (2.31)$$

$$\dots\dots\dots$$

$$\Delta t_{\text{кар}n} = \frac{Q_n}{K_n} \cdot \frac{\sum \Delta t_{\text{кар}}}{\sum Q/K}. \quad (2.32)$$

Такім чынам, сумарная карысная рознасць тэмператур размяркоўваецца па карпусах прапарцыянальна адносінам цеплавых нагрузкаў да каэфіцыентаў цеплаперадачы.

Прынцып размеркавання карыснай рознасці тэмператур пры ўмове мінімальнай паверхні нагрэву карпусоў разгледзім на прыкладзе двухкорпуснай выпарной устаноўкі [7]. Агульная паверхня для такой устаноўкі роўная

$$F = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta t_{\text{кар}1}} + \frac{Q_2}{K_2 \cdot \Delta t_{\text{кар}2}}. \quad (2.33)$$

Выразім  $\Delta t_{\text{кар}2}$  як  $\Delta t_{\text{кар}2} = \sum \Delta t_{\text{кар}} - \Delta t_{\text{кар}1}$  ( $\sum \Delta t_{\text{кар}}$  – агульная карысная рознасць тэмператур) і падставім ва ўраўненне (2.33) замест  $\Delta t_{\text{кар}2}$  яго значэнне.

$$F = \frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta t_{\text{кар}1}} + \frac{Q_2}{K_2 \cdot (\sum \Delta t_{\text{кар}} - \Delta t_{\text{кар}1})}. \quad (2.34)$$

Мінімальнае значэнне  $F$  можна знайсці як мінімум функцыі  $F = f(\Delta t_{\text{кар}1})$ , г. зн. пры ўмове

$$\frac{dF}{d(\Delta t_{\text{кар}1})} = 0.$$

Калі прадыверэнцаваць выраз (2.34) і прыраўняць яго да нуля, тады атрымаем

$$\frac{dF}{d(\Delta t_{\text{кар}1})} = -\frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta t_{\text{кар}1}^2} + \frac{Q_2}{K_2 \cdot \Delta t_{\text{кар}2}^2} = 0,$$



адкуль

$$\frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta t_{\text{кар1}}^2} = \frac{Q_2}{K_2 \cdot \Delta t_{\text{кар2}}^2},$$

або

$$\frac{\Delta t_{\text{кар1}}}{\Delta t_{\text{кар2}}} = \frac{\sqrt{Q_1 / K_1}}{\sqrt{Q_1 / K_2}}.$$

На падставе ўласцівасцей прапорцый

$$\frac{\Delta t_{\text{кар1}}}{\Delta t_{\text{кар1}} + \Delta t_{\text{кар2}}} = \frac{\sqrt{Q_1 / K_1}}{\sqrt{Q_1 / K_1} + \sqrt{Q_1 / K_2}},$$

або

$$\frac{\Delta t_{\text{кар1}}}{\sum \Delta t_{\text{кар}}} = \frac{\sqrt{Q_1 / K_1}}{\sum \sqrt{Q / K}}.$$

З апошняга выразу знойдем  $\Delta t_{\text{кар1}}$

$$\Delta t_{\text{кар1}} = \sqrt{Q_1 / K_1} \cdot \frac{\sum \Delta t_{\text{кар}}}{\sum \sqrt{Q / K}}. \quad (2.35)$$

Аналагічна можна запісаць для другога корпуса

$$\Delta t_{\text{кар2}} = \sqrt{Q_2 / K_2} \cdot \frac{\sum \Delta t_{\text{кар}}}{\sum \sqrt{Q / K}}, \quad (2.36)$$

для  $n$ -га корпуса

$$\Delta t_{\text{кар},n} = \sqrt{Q_n / K_n} \cdot \frac{\sum \Delta t_{\text{кар}}}{\sum \sqrt{Q / K}}. \quad (2.37)$$

Як бачна, сумарная карысная рознасць тэмператур пры ўмове мінімальнай паверхні размяркоўваецца па карпусах прапарцыянальна квадратнаму караню з адносін цеплавых нагрузак да каэфіцыента цеплаперадачы. Пры такім размеркаванні атрымліваюць розныя паверхні нагрэву карпусоў, што робіць даражэйшай выпарную ўстаноўку. Больш эканамічны і таму больш распаўсюджаны спосаб размеркавання карыснай рознасці тэмператур пры ўмове роўнасці па-

верхняў нагрэву карпусоў. Размеркаванне карыснай рознасці тэмператур пры ўмове мінімальнай паверхні выкарыстоўваецца значна радзей, напрыклад, пры неабходнасці вырабу карпусоў з дэфіцытных і дарагіх матэрыялаў.

Пры папярэдніх разліках выпарных устаноў ва ўраўненнях (2.30)–(2.32), (2.35)–(2.37) замест велічынь  $Q$  іншы раз уводзяць прыблізна прапарцыянальную велічыню  $W$  – колькасць выпаранага растваральніка ў карпусах.

**Максімальная і аптымальная колькасць карпусоў.** З павелічэннем ліку карпусоў шматкорпуснай выпарной устаноўкі ўдзельны расход грэючай першаснай пары  $l$  памяншаецца прыблізна адваротна прапарцыянальна ліку карпусоў (напрыклад, для аднакорпуснай  $l \cong 1,1$  кг/кг, двухкорпуснай  $l \cong 0,57$ , трохкорпуснай  $l \cong 0,4$ , чатырохкорпуснай  $l \cong 0,3$ ), г. зн. што расход цяпла памяншаецца. Але з павелічэннем ліку карпусоў тэмпературны напор (карысная рознасць тэмператур) для кожнага корпуса будзе памяншацца, што прыводзіць да павелічэння паверхні нагрэву. Калі прыняць мінімальны тэмпературны напор  $\Delta t_{\min} = 5-7^\circ\text{C}$  для кожнага корпуса, то можна вызначыць максімальны лік карпусоў  $n_{\max}$  пры прынятай агульнай карыснай рознасці тэмператур  $\Sigma \Delta t_{\text{кар}}$  ( $n_{\max} \cong \Sigma \Delta t_{\text{кар}} / \Delta t_{\min}$ ).

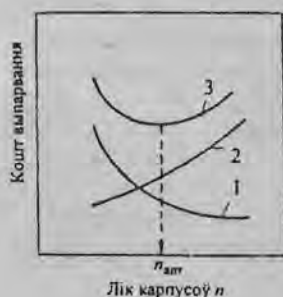


Рис. 2.7. Да вызначэння аптымальнага ліку карпусоў шматкорпуснай выпарной устаноўкі:  
1 – кошт пары;  
2 – эксплуатацыйныя расходы;  
3 – сумарны кошт выпарвання (на 1 кг выдаляемай вады)

Чым вышэйшая канцэнтрацыя раствору, тым большыя тэмпературныя страты і тым меншы лік карпусоў у выпарной устаноўцы.

Аптымальны лік карпусоў шматкорпуснай устаноўкі звычайна меншы за максімальны, і яго разлік лепш праводзіць на падставе тэхніка-эканамічнага аналізу. Пры павелічэнні ліку карпусоў капітальныя і адпаведна эксплуатацыйныя расходы будуць расці (рис. 2.7, крывая 2). Эканомія грэючай пары з павелічэннем ліку карпусоў будзе павялічвацца (рис. 2.7, крывая 1). Калі скласці ардынаты крывых, атрымаем мінімальны пункт, які адпавядае мінімальным сумарным затратам. Прыблізна можна прыняць за аптымальны лік карпусоў пры мінімальным сумарным затратах.

На практыцы найбольш распаўсюджаны выпарныя ўстаноўкі з 2–4 карпусамі. Устаноўкі з лікам карпусаў больш за 5 выкарыстоўваюцца рэдка.

## 2.4. Выпарныя апараты

Выпарныя апараты класіфікуюцца па розных прыкметах (па тыпу паверхні нагрэву, па роду цепланосьбіта і г. д.), але найбольш істотнай з'яўляецца класіфікацыя па прынцыпу арганізацыі цыркуляцыі кіпячага раствору ў апаратах. Зыходзячы з гэтага прынцыпу адраіваюцца апараты з вольнай, прымусовай цыркуляцыяй раствору, плёкавыя і барбатажныя.

Як і іншыя, выпарныя апараты могуць выкарыстоўвацца для перыядычнага і безупыннага працэсу выпарвання.

Цыркуляцыя раствору ў апаратах садзейнічае інтэнсіўнаму цеплаабмену з боку кіпячай вадкасці, г. зн. павышэнню каэфіцыента цеплааддачы. Акрамя таго, цыркуляцыя раствору ў некаторай ступені прадужвае хуткае адкладванне на сценах кіпячільных труб цвёрдай фазы (накіпу), а таксама дае магчымасць ажыццяўляць выпарванне раствораў, якія крышталізуюцца, і высакавязкіх раствораў.

Разгледзім некаторыя найбольш распаўсюджаныя апараты.

**Выпарныя апараты з вольнай цыркуляцыяй.** Цыркуляцыя раствору ў апаратах такога тыпу ажыццяўляецца за кошт параўтварэння, у выніку якога ўтвараецца паравадкасная сумесь з меншай шчыльнасцю, чым чысты раствор. Пры гэтым адбываецца выцягненне больш цяжкім растворам сумесі з меншай шчыльнасцю. На рыс. 2.8 паказаны выпарны апарат з гарызантальнымі трубамаі. Апарат складаецца з корпуса I і награвальнай камеры з пучком труб 2. У трубы падаецца грэючая пара, звонку труб знаходзіцца выпарваемы раствор. Каб знізіць вынас кропель раствору, над награвальнай камерай прадугледжана сепарацыйная прастора (сепаратар 3).

Добрай якасцю гэтых апаратаў з'яўляецца тое, што яны маюць значны аб'ём паравой прасторы і меншую ў параўнанні з вертыкальнымі апаратамі вышыню пласта, што дазваляе выпарваць пеністыя растворы і значна паменшыць гідрастатычную дэпрэсію. Да недахопаў апаратаў трэба аднесці іх грувасткасць, цяжкасць механічнай ачысткі вонкавай паверхні труб, невялікія каэфіцыенты цеплаперадачы.

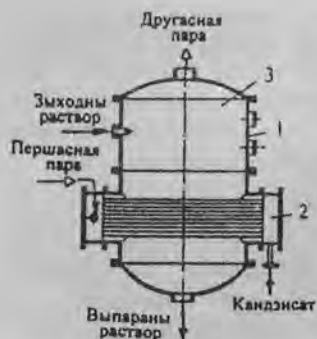


Рис. 2.8. Випарний апарат з горизонтальними трубами:  
1 – корпус;  
2 – нагрівальна камера;  
3 – сепаратор

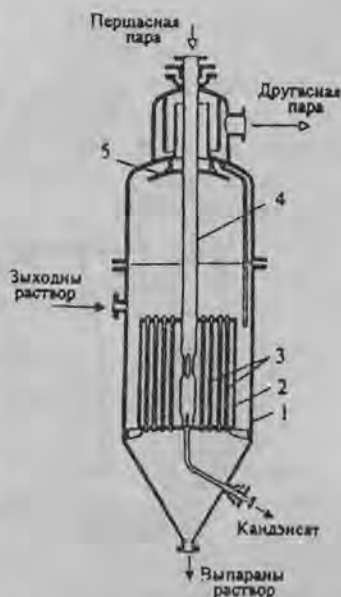


Рис. 2.9. Випарний апарат з центральною циркуляційною трубою:  
1 – корпус;  
2 – нагрівальна камера;  
3 – циркуляційна труба;  
4 – сепараторна пристора;  
5 – кріплеулоуник

На рис. 2.9 схематично показаний випарний апарат з центральною циркуляційною трубою. Апарат складається з корпусу 1, нагрівальної камери з пучком вертикальних труб 2, які звонку абагравують грюючою парой. На осі грюючої камери розміщена циркуляційна труба 3 значно більшого діаметра, чим кип'ячілныя трубы. Раствор падаєца ў апарат над трубной рашоткай і запаўняе трубы. У циркуляційній трубе розтвор награваетца да тэмпературы меншай, чым розтвор у кип'ячілных трубах, і за кошт рознай шчыльнасці адбываєца циркуляцыя раствору. Другасная пара праходзіць сепаратыйную прастору 4, дзе ў кріплеулоуніку 5 пад дзеяннем інерцыйных сіл аддзяляюцца кроплі вадкасці ад другаснай пары і выдаляюцца з апарата. Випараны розтвор выдаляецца знізу апарата праз штуцэр.

У апаратах вялікай прадукцыйнасці замест адной циркуляційнай трубы размяшчаюць некалькі труб меншага діаметра. Гэтыя апараты простыя па канструкцыі, але інтэнсіўнасць циркуляцыі зніжаецца з прычыны таго, што циркуляційная труба таксама абаграваетца першаснай грюючою парой і ў ёй можа назірацца параўтварэнне, якое паніжае шчыльнасць сумесі ў трубе і тым самым циркуляцыю раствору. Каб павысіць хуткасць циркуляцыі, апараты вырабляюць з трубаў даўжынёй 4–6 м. Да недахопаў трэба аднесці жорсткае ўмацаванне ў трубных рашотках труб, што не дапускае значнай рознасці тэмператур паміж цепланосьбітамі.

**Выпарны апарат з падвешанай нагрэвальнай камерай** (рыс. 2.10) складаецца з корпуса 1, кажуха грэючай камеры 2, кіпячільных труб 3, трубы для падводу пары 4. Роллю цыркуляцыйнай трубы выконвае кальцавы зазор паміж корпусам апарата і кажухом камеры. Паколькі кальцавая прастора з боку корпуса не абаграваецца, то ўмовы для цыркуляцыі вадкасці спрыяльныя. Першасная грэючая пара падаецца ў камеру праз трубу 4. Другасная пара праходзіць праз сепаратар з кроплеўлоўнікам 5, дзе аддзяляюцца кроплі вадкасці, і выдаляецца зверху апарата, упараны раствор – знізу праз штуцэр. Падвешаная камера можа адносна лёгка вымацца з апарата для рамонтнага або замены яе. Да недахопаў адносяцца ўскладненне канструкцыі, вялікія габарыты з-за таго, што частка плошчы апарата занята кальцавым каналам. Пры выпарванні раствораў, якія крышталізуюцца, і высакавязкіх раствораў інтэнсіўнасць цыркуляцыі ў гэтых апаратах недастатковая для эфектыўнага правядзення працэсу.



Рыс. 2.10. Выпарны апарат з падвешанай нагрэвальнай камерай: 1 – корпус; 2 – кажух грэючай камеры; 3 – трубы; 4 – труба для падводу пары; 5 – кроплеўлоўнік

**Выпарны апарат з вынесенай нагрэвальнай камерай** схематычна паказаны на рыс. 2.11. Нагрэвальная камера 1 выканана асобна ад сепарацыйнай 2. Паміж сабой яны злучаны цыркуляцыйнай трубай 3. Размяшчэнне пасобку нагрэвальнай камеры і сепаратара дазваляе павысіць інтэнсіўнасць працэсу выпарэння як за кошт павелічэння рэзнасці шчыльнасцей паміж вадкасцю і паравадкаснай сумессю ў цыркуляцыйным контуры, так і за кошт павелічэння даўжыні кіпячільных труб (даўжыня дасягае ~7 м). Грэючая пара падаецца ў міжтрубную прастору, а зыходны раствор – пад ніжнюю трубную рашотку (іншы раз раствор падаецца ў цыркуляцыйную трубу 4). Другасная пара аддзяляецца ад кропель вадкасці ў сепарацыйнай прасторы 2 і кроплеўлоўніку 5 і выдаляецца з апарата. Далей раствор ідзе па

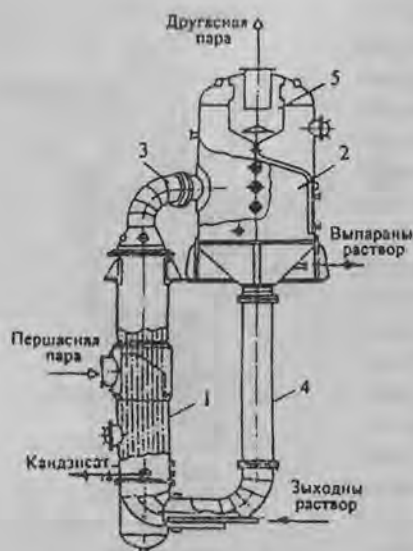


Рис. 2.11. Выпарны апарат з вынесеннай нагрэвальнай камерай:  
1 – нагрэвальная камера; 2 – сепарацыйная прастора; 3, 4 – цыркуляцыйныя трубы; 5 – кроплёўлоўнік

трубе 4, змешчаецца з зыходным раствором і паступае ў нагрэвальную камеру. Такім чынам адбываецца цыркуляцыя раствора. Хуткасць цыркуляцыі можа дасягаць 1,5 м/с.

Выпарныя апараты з вынесеннай нагрэвальнай камерай знайшлі шырокае выкарыстанне ў прамысловасці як для выпарвання звычайных раствораў, так і канцэнтраваных, а таксама раствораў, якія крышталізуюцца. Іншы раз да сепаратара далучаюць дзве нагрэвальныя камеры. Гэтыя апараты зручна рамонтаваць, прычым пры дзвюх нагрэвальных камерах можна ачыстку і рамонт (або замену) нагрэвальнай камеры праводзіць без прыпынення працэсу.

#### *Выпарныя апараты з вынесеннай зонай кіпення*

(рыс. 2.12) дазваляюць павысіць хуткасць цыркуляцыі раствора і тым самым знізіць забруджванне паверхні цеплаабмену асабліва пры выпарванні раствораў, якія крышталізуюцца. Апарат складаецца з вынесеннай нагрэвальнай камеры 1, трубы закіпання 2, сепаратара 3, цыркуляцыйнай трубы 4, адбойніка 5 і кроплёўлоўніка 6. Зыходны раствор падаецца ў трубы нагрэвальнай камеры знізу або зверху праз трубу 4. Трубы нагрэвальнай камеры звонку абагрэваюцца грэючай парай. Па трубах раствор падымаецца ўверх, нагрэваецца, але не закіпае з-за гідрастатычнага ціску (вышняя труба закіпання, якая размешчана над нагрэвальнай камерай, падбіраецца такая, каб раствор перагрэваўся за кошт гідрастатычнага ціску ў нагрэвальнай камеры адносна яго тэмпературы насычэння ў сепаратары). Перагрэты раствор паступае ў верхнюю частку трубы закіпання і закіпае. Такім чынам, кіпенне раствора і параўтварэнне адбываюцца за межамі нагрэвальнай камеры. Па неабагрэвальнай трубе 4 раствор сцякае ўніз. Канцэнтраваны раствор адводзіцца з апарата праз кішэнь у

ніжняй частцы сепаратара, другая пара праходзіць адбойнік 5, сепаратар 3, кроплеўлоўнік 6 і выдаляецца зверху апарата. Трубы награвальнай камеры могуць дасягаць даўжыні 7 м, што садзейнічае інтэнсіўнай цыркуляцыі. На павелічэнне хуткасці цыркуляцыі становіцца ўплывае перапад тэмператур ( $\sim 30^{\circ}\text{C}$ ) паміж грэючай парай і раствораў і малая страта напору ў зоне кіпення. У сваю чаргу, павелічэнне хуткасці цыркуляцыі прыводзіць да росту прадукцыйнасці і інтэнсіфікацыі цеплаабмену (каэфіцыенты цеплаперадачы ў гэтых апаратах дасягаюць  $3000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ). Паколькі раствор не кіпіць у трубах награвальнай камеры, то памяншаецца адкладанне накипу на іх паверхні.

Выпарныя апараты з вынесенай зонай кіпення могуць эфектыўна выкарыстоўвацца для выпарвання раствораў сярэдняй вязкасці, якія крышталізуюцца.

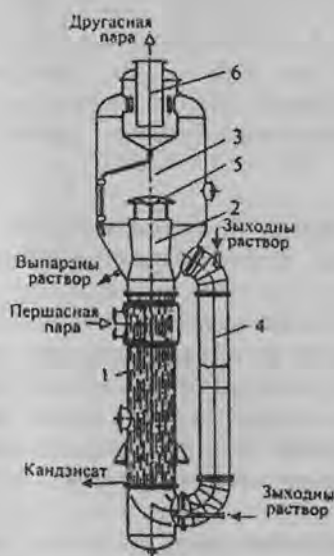


Рис. 2.12. Выпарны апарат з вынесенай зонай кіпення:  
1 – награвальная камера;  
2 – труба закіпання; 3 – сепаратар;  
4 – цыркуляцыйная труба;  
5 – адбойнік; 6 – кроплеўлоўнік

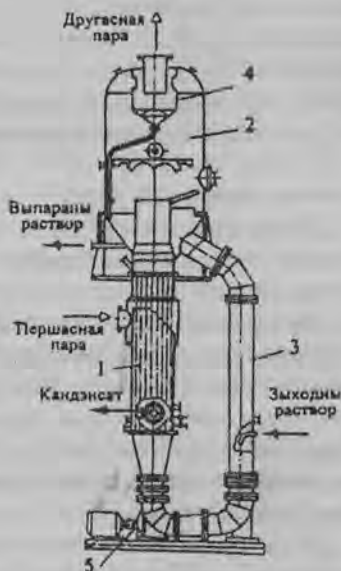


Рис. 2.13. Выпарны апарат з сувосевай награвальнай камерай і прымуовай цыркуляцыяй:  
1 – награвальная камера;  
2 – сепаратар; 3 – цыркуляцыйная труба; 4 – кроплеўлоўнік; 5 – помпа

### *Выпарныя апараты з прымусовай цыркуляцыяй раствору.*

У гэтых апаратах дасягаецца больш высокая кратнасць цыркуляцыі раствору (хуткасць руху паравадкаснай сумесі больш за 2–2,5 м/с), чым у апаратах з павольнай цыркуляцыяй. Павышэнне цыркуляцыі забяспечваецца ўстаноўкай да цыркуляцыйных труб восевых або прапелерных помпаў, якія маюць высокую прадукцыйнасць. Такі рэжым работы з высокай кратнасцю цыркуляцыі можа быць створаны ў выпарных апаратах рознай канструкцыі, але звычайна помпы ўстанаўліваюць у апаратах з сувосевымі або вынесенымі награвальнымі камерамі (на рыс. 2.13 схематычна паказаны выпарны апарат з сувосевай награвальнай камерай).

Трэба адзначыць, што павышэнне кратнасці цыркуляцыі робіць, з аднаго боку, станоўчы уплыў на працэс выпарвання (каэфіцыенты цеплаперадачы могуць быць больш за 3000 Вт/(м<sup>2</sup>·К), памяншаецца адкладванне накіпу на паверхні труб, магчымасць выпарвання раствораў, якія крышталізуюцца), але, з другога боку, павышэнне хуткасці руху паравадкаснай сумесі прыводзіць да павелічэння гідраўлічнага супраціўлення пры яе руху. Таму трэба па магчымасці выбіраць аптымальную хуткасць (кратнасць цыркуляцыі) на падставе тэхніка-эканамічных разлікаў. Апараты з прымусовай цыркуляцыяй шырока выкарыстоўваюцца таксама пры выпарванні вязкіх раствораў.

Да асноўных недахопаў выпарных апаратаў з прымусовай цыркуляцыяй трэба аднесці павышаны расход энергіі, абумоўлены ўстаноўкай помпаў.

*Плеўкавыя выпарныя апараты.* Асаблівасцю гэтых апаратаў з'яўляецца тое, што выпарванне адбываецца без цыркуляцыі раствору, г. зн. раствор праходзіць адзін раз па трубах награвальнай камеры ў выглядзе плеўкі. Плеўка рухаецца па сценцы трубы, а другасная пара – па цэнтральнай частцы трубы ўздоўж восі. Для забеспячэння патрэбнага змянення канцэнтрацыі раствору кіпяцільныя трубы могуць быць даўжынёй да 9 м.

На рыс. 2.14, а схематычна паказаны выпарны апарат з узыходнай плеўкай вадкасці. Апарат складаецца з награвальнай камеры 1, сепаратара 2 з адбойнікам 3 і кроплеўлоўнікам 4. Зыходны раствор падаецца знізу, прычым узровень вадкасці падтрымліваецца на 1/4–1/5 вышыні труб. Грэючая пара падаецца ў міжтрубную прастору і ад цяпла грэючай пары вадкасць закіпае.



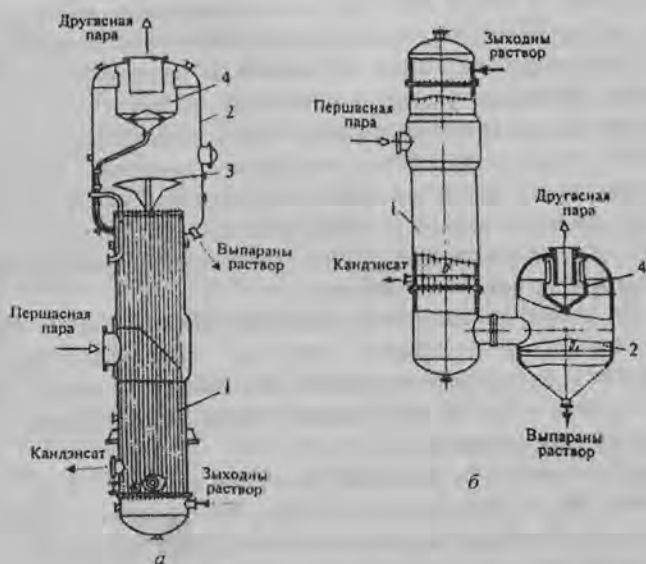


Рис. 2.14. Плеўкавыя выпарныя апараты:

*а* – з узыходным рухам плеўкі; *б* – з сыходным рухам плеўкі:

1 – награвальная камера; 2 – сепаратар; 3 – адбойнік; 4 – кроплеўлоўнік

Паравадкасная сумесь па вышыні труб пачынае расслайвацца на вадкасць і другасную пару. Другасная пара захоплівае плеўку вадкасці і транспартуе яе ўверх за кошт паверхневага трэння на ўнутранай паверхні труб. Пры руху вадкасці у выглядзе плеўкі адбываецца выпарванне растваральніка. Другасная пара з кроплямі вадкасці выходзіць з труб і паступае ў сепаратар 2, дзе кроплі аддзяляюцца з дапамогай адбойніка 3 і кроплеўлоўніка 4.

Прынцып дзеяння апарата з зыходным рухам пары і вадкасці (рис. 2.14, б) адрозніваецца тым, што ў гэтым апарате зыходны раствор падаецца зверху і сцякае ў выглядзе плеўкі па ўнутранай паверхні труб уніз пад дзеяннем сілы цяжару і сілы паверхневага трэння. У верхняй частцы награвальнай камеры 1 размешчаны размеркавальнік вадкасці. Другасная пара таксама рухаецца ўніз, і ў сепаратары 2 адбываецца яе аддзяленне ад раствору.

Каб панізіць тэмпературу кіпення, часта працэс праводзяць пад вакуумам. Да пераваг гэтых апаратаў можна аднесці кароткачасовы кантакт раствору з паверхняй нагрэву і некаторы рост каэфіцыента

цеплаперадачы. У гэтых апаратах можна выпарваць растворы, якія схільныя да пенаўтварэння. Але плёўкавыя выпарныя апараты маюць і шэраг недахопаў. Гэтыя апараты высокія, іх цяжкавата ачышчаць і рамантаваць, вельмі адчувальныя пры змяненні нагузак па вадкасці, асабліва пры малых расходах раствору. Існуе мінімальны расход, пры памяншэнні якога не дасягаецца намочвання паверхні цеплаабмену, што прыводзіць да непажаданых з'яў (мясцоваму перагрэву трубак, вылучэнню цвёрдага асадку, рэзкаму паніжэнню інтэнсіўнасці цеплаперадачы). У плёўкавых апаратах не рэкамендуецца выпарваць растворы, якія могуць крышталізавацца.

Акрамя вышэйпрыведзеных выпарных апаратаў, існуе мноства іншых тыпаў (ротарныя апараты, апараты з пагрузнымі гарэлкамі, барбатажныя і інш.), з якімі можна азнаёміцца з іншых крыніц [20, 21]. Адзначым толькі пераважныя галіны выкарыстання выпарных апаратаў розных тыпаў [7].

У працэсе выпарэння раствораў невялікай вязкасці ( $< 8 \cdot 10^{-3}$  Па·с) пры ўмовах, што не выпадаюць крышталі, часцей выкарыстоўваюцца вертыкальныя выпарныя апараты са шматкратнай павольнай цыркуляцыяй. Найбольш эфектыўнымі з іх з'яўляюцца апараты з вынесенымі награвальнымі цыркуляцыйнымі трубамі.

Пры выпарэнні раствораў, якія не крышталізуюцца, з вязкасцю  $\sim 0,1$  Па·с выкарыстоўваюцца апараты з прымусовай цыркуляцыяй, радзей прамацёчныя апараты з сыходным рухам плёўкі або ротарныя прамацёчныя апараты.

Ротарныя плёўкавыя апараты, якія па канструкцыі больш складаныя і адносна дарагія, дазваляюць выпарваць не толькі высакавязкія растворы, але і растворы, якія крышталізуюцца.

Апараты з прымусовай цыркуляцыяй таксама шырока выкарыстоўваюцца пры выпарэнні вязкіх раствораў і раствораў, у якіх пры выпарванні можа адбывацца крышталізацыя.

## **2.5. Парадак разліку шматкорпуснай выпарной устаноўкі**

Тэхналагічны разлік шматкорпуснай выпарной устаноўкі зводзіцца да вызначэння аптымальнага ліку карпусоў і паверхні абагрэву кожнага корпуса пры зададзеных умовах работы выпарной устаноўкі. Пры разліках выкарыстоўваюцца сістэмы ўраўненняў (2.16–2.23) матэрыяльных і цеплавых балансаў для ўсёй

устаноўкі і кожнага корпуса паасобку. Разлік шматкорпуснай выпарной устаноўкі даволі складаны, таму яго лепш праводзіць з дапамогай ЭВМ. Ніжэй прыводзіцца толькі паслядоўнасць разліку асноўных параметраў. Падрабязней з разлікамі можна азнаёміцца ў літаратуры [8, 22].

Звычайна зададзены наступныя велічыні: расход зыходнай сумесі  $G_0$ , пачатковая і канчатковая канцэнтрацыі  $b_0$  і  $b_m$ , тэмпература  $t_0$ , пры якой раствор паступае ў першы корпус, ціск першаснай грэючай пары, ціск у кандэнсатары (могуць быць вядомыя і іншыя параметры, напрыклад колькасць адбіраемай з карпусоў экстра-пары і г. д.). Схема разліку наступная.

1. Вызначаюць агульную колькасць растваральніка (вады)  $W$ , якую трэба выпарыць, па залежнасці (2.16).

2. Размяркоўваюць  $W$  па карпусах (у першым прыбліжэнні можна прыняць, напрыклад, для трохкорпуснай устаноўкі ў суадносінах  $W_1 : W_2 : W_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2$ ).

3. Разлічваюць канцэнтрацыі раствору па карпусах па залежнасцях (2.17)–(2.19).

4. Размяркоўваюць перапад ціску  $\Delta p$  (рознасць паміж ціскам грэючай першаснай пары і ціскам у бараметрычным кандэнсатары) па карпусах. Пры папярэдніх разліках можна гэты перапад падзяліць пароўну, г. зн.  $\Delta p/n$  ( $n$  – лік корпусаў). Пры вызначаных цісках у карпусах знаходзяць па табліцах тэмпературы насычанай пары вады і ўдзельныя цяпліны параўтварэння пры дадзеным ціску ў карпусах.

5. Разлічваюць тэмпературныя страты па карпусах (тэмпературныя, гідрастатычныя і гідраўлічныя дэпрэсіі) і суму ўсіх тэмпературных страт для ўстаноўкі.

6. Разлічваюць агульную рознасць тэмператур і агульную карысную рознасць тэмператур па выразах (2.24), (2.25) і карысныя рознасці па карпусах.

7. Па ўраўненнях цеплавога балансу вызначаюць цеплавыя нагрузкі для кожнага корпуса.

8. У залежнасці ад канструкцыі выпарнога апарата разлічваюць каэфіцыенты цеплаперадачы па карпусах.

9. Размяркоўваюць агульную карысную рознасць тэмператур паміж карпусамі і параўноўваюць яе з раней разлічанымі. У выпадку разыходжання больш за 5% разлікі паўтараюць. Пры гэтым закладваюцца знойдзеныя па размеркаванні карысныя рознасці тэмператур.

Разлікі праводзяць метадам ітэрацый да супадзення прынятых і размеркаваных карысных рознасцей тэмператур.

10. Па асноўным ураўненні цеплаперадачы вызначаюць паверхню цеплаперадачы выпарнога апарата і па ёй падбіраюць нармалізаваныя размеры апарата.

Як бачна з прыведзенай metodyкі, разлік шматкорпуснай выпарной устаноўкі адрозніваецца ад разліку аднакорпуснай тым, што трэба агульную карысную рознасць тэмператур рацыянальна размеркаваць па корпусам і знайсці для кожнага корпуса расход грэючай пары і колькасць выпаранага растваральніка (вады).

## Раздзел 2. МАСААБМЕННЫЯ ПРАЦЭСЫ

### Глава 3. АСНОВЫ МАСААБМЕННЫХ ПРАЦЭСАЎ

#### 3.1. Агульныя паняцці

Да працэсаў масаперадачы адносяць такія, у якіх адбываецца перанос рэчываў (або рэчыва) з адной фазы ў другую (гэтыя працэсы іншы раз называюць дыфузійнымі). Рухальнай сілай працэсу з'яўляецца рознасць хімічных патэнцыялаў пераноснага рэчыва ва ўзаемадзеючых фазах. Механізм пераносу, а таксама апаратурна-тэхналагічнае афармленне для правядзення масаабменных працэсаў у значнай ступені залежаць ад агрэгатнага стану ўзаемадзеючых фаз. Па гэтай прыкмеце адрозніваюць сістэмы цвёрдае цела – газ (пара), цвёрдае цела – вадкасць, вадкасць – вадкасць, вадкасць – газ (пара). Ніжэй разгледжаны наступныя працэсы.

**Абсорбцыя** – працэс паглынання газу вадкасцю, пры якім адбываецца працэс раздзялення газавых сумесей шляхам выбіральнага паглынання з іх аднаго або некалькіх кампанентаў вадкасцю (абсарбентам). Адваротны працэс – працэс выдалення раствараных у вадкасці газаў называюць дэсорбцыяй.

**Дыстыляцыя** (рэктыфікацыя) – працэс раздзялення гамагенных вадкасных сумесей, пры якім адбываецца ўзаемны абмен кампанентамі паміж вадкасцю і парай.

**Адсорбцыя** – выбіральнае паглынне цвёрдым рэчывам (адсарбентам) аднаго або некалькіх кампанентаў газавай (паравой), парагавай або вадкаснай сумесі (раствораў). Адваротны працэс таксама называюць дэсорбцыяй.

Разнавіднасцю адсорбцыі з'яўляецца *іённы абмен* – працэс раздзялення, пры якім ажыццяўляецца выбіральнае паглынне аднаго або некалькіх кампанентаў з раствораў сарбентамі (іянітамі).

**Экстракцыя.** Адрозніваюць вадкасную экстракцыю і экстракцыю з цвёрдых рэчываў. *Вадкасная экстракцыя* – працэс раздзялення вадкасных сумесей шляхам выбіральнага растварэння асобных кампанентаў другой вадкасцю, якая часткова змешваецца або зусім не змешваецца з першай. Г. зн. кампаненты з зыходнага раствору пераходзяць з адной вадкаснай фазы ў другую. *Экстракцыя з цвёрдых рэчываў* – працэс выдалення аднаго або некалькіх кампанентаў гэтых рэчываў шляхам іх выбіральнага растварэння ў вадкасцях.

**Крышталізацыя** – выдаленне з раствораў або расплаваў цвёрдай фазы ў выглядзе крышталёў.

**Мембранныя працэсы** – раздзяленне сумесей пры дапамозе паўпранікальных мембран.

**Сушка** – працэс выдалення вільгаці з цвёрдых матэрыялаў гадоўным чынам шляхам яе выпарвання.

Такім чынам, працэсы масаперадачы ахопліваюць вялікую колькасць тэхналагічных працэсаў, якія значна адрозніваюцца па фізіка-механічных уласцівасцях фаз і па прызначэнні. Як і іншыя, працэсы масаперадачы могуць быць безупыннымі і перыядычнымі.

Агульным для гэтых працэсаў з'яўляецца тое, што часцей за ўсё ў іх удзельнічаюць дзве фазы (хаця можа быць і больш), прычым кампанент(ы) пераходзіць(ыць) з адной фазы ў другую праз мяжу раздзелу паміж фазамі. Гэты пераход часта суправаджаецца пераносам іншых кампанентаў у супрацьлеглым накірунку, г. зн. адбываецца пераразмеркаванне кампанентаў паміж фазамі.

Звычайна пры працэсах масаперадачы вылучаюць тры стадыі: перанос малекул кампанента з аб'ёму (ядра) фазы да мяжы раздзелу; пераход малекул праз мяжу раздзелу паміж фазамі і перанос тых жа малекул ад мяжы раздзелу ў аб'ём (ядро) другой фазы.

Перанос рэчыва з адной фазы ў другую праз мяжу раздзелу называецца масаперадачай, а перанос рэчыва ў аб'ёме фазы да мяжы раздзелу або ў супрацьлеглым накірунку – масааддачай. Для рухомых асяроддзяў перанос рэчыва адбываецца як па канвектыўным, так і па малекулярным механізме і вызначаецца ўмовамі руху фаз, г. зн. гідрадынамікай працэсу. Для нерухомых асяроддзяў перанос рэчыва адбываецца толькі па малекулярным механізме. Такі перанос характэрны таксама толькі для тонкіх пластоў, якія прымыкаюць да цвёрдых паверхняў, для порыстых целаў, якія непасрэдна не ўдзельнічаюць у пераносе рэчыва, але перашкаджаюць руху часцінак вадкасці або газу.

**Способы выражения складу фаз.** При вивучэнні і разліках маса-абменных працэсаў прыходзіцца мець справу не з чыстымі кампанентамі, а з іх сумесямі ў розных фазах. Колькасны склад фаз часцей за ўсё выражаюць праз аб'ёмныя, масавыя і мольныя канцэнтрацыі.

Аб'ёмныя канцэнтрацыі ўяўляюць сабой колькасць кілаграмаў (або кіламоляў) дадзенага кампанента ў адзінцы аб'ёму фазы ( $\bar{C}_{x(y)}$ , кг/м<sup>3</sup>, або  $C_{x(y)}$ , кмоль/м<sup>3</sup>).

Масавыя і мольныя долі – адносіны колькасці дадзенага кампанента да колькасці усёй фазы ( $\bar{x}, \bar{y}$ , кг/кг сумесі,  $x, y$ , кмоль/кмоль сумесі).

Адносныя масавыя і мольныя долі – адносіны колькасці дадзенага кампанента да колькасці інертнага носьбіта, які не ўдзельнічае ў працэсе пераносу і колькасць якога застаецца нязменнай у фазе ( $\bar{X}, \bar{Y}$  кг/кг інертнага,  $X, Y$  кмоль/кмоль інертнага). Прымем  $x, \bar{x}, X, \bar{X}$  – канцэнтрацыі кампанента ў вадкаснай фазе;  $y, \bar{y}, Y, \bar{Y}$  – у газавай фазе.

Разгледзім, як ажыццяўляецца пераразлік складаў з адных адзінак вымярэння ў другія. Няхай сумесь складаецца з кампанентаў  $A, B, C, \dots, K, \dots, N$ , масавыя долі (або працэнты) якіх у сумесі  $\bar{x}_A, \bar{x}_B, \bar{x}_C, \dots, \bar{x}_K, \dots, \bar{x}_N$  і мольныя масы (кг/кмоль) кампанентаў роўныя  $M_A, M_B, M_C, \dots, M_K, \dots, M_N$ . Лік моляў любога кампанента, напрыклад кампанента  $K$ , на 1 кг сумесі складае  $\bar{x}_K / M_K$ . Адпаведна колькасць гэтага кампанента ў сумесі (у мол. долях) роўная

$$x_K = \frac{\bar{x}_K / M_K}{\frac{\bar{x}_A}{M_A} + \frac{\bar{x}_B}{M_B} + \frac{\bar{x}_C}{M_C} + \dots + \frac{\bar{x}_N}{M_N}} = \frac{\bar{x}_K / M_K}{\sum \frac{\bar{x}}{M}}, \quad (3.1)$$

Калі пералічыць наадварот, г. зн. выразіць масавыя долі  $\bar{x}$  кампанентаў праз мольныя  $x$ , тады атрымаем

$$\bar{x}_K = \frac{M_K x_K}{\sum M \cdot x}. \quad (3.2)$$

Можна зрабіць вывады для пераразліку складаў і з іншых адзінак вымярэння ў другія і атрымаць разліковыя выразы. У табл. 3.1 прыведзены формулы для пераразліку склада на прыкладзе вадкаснай фазы для двухфазнай трохкампанентнай сістэмы (газавая фаза:  $A+B$ , вадкасная фаза  $A+C$ ). Для пераразліку па газавай фазе суадносіны такія самыя, але трэба замяніць  $x$  на  $y, X$  на  $Y$  і  $C_x$  на  $C_y, \bar{C}_x$  на  $\bar{C}_y$ .

Таблиця 3.1

Залежності для переразліку складу

Вираз з'ясування компонента А	x	$\bar{x}$	X	$\bar{X}$	$C_x$	$\bar{C}_x$
X	-	$\frac{\bar{x}M_{\text{см}}}{M_A}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B\bar{X}}{M_B\bar{X}+M_A}$	$\frac{C_x M_{\text{см}}}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x M_{\text{см}}}{\rho M_A}$
$\bar{x}$	$\frac{M_A x}{M_{\text{см}}}$	-	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1+\bar{X}}$	$\frac{M_A C_x}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
X	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x}M_A}{M_A(1-\bar{x})}$	-	$\frac{M_B\bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{M_B \bar{C}_x}{M_A(\rho - \bar{C}_x)}$
$\bar{X}$	$\frac{M_A x}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	-	$\frac{M_A C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - \bar{C}_x}$
$C_x$	$\frac{\rho x}{M_{\text{см}}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{M_A(\bar{X}+1)}$	-	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
$\bar{C}_x$	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{см}}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{\bar{X}+1}$	$M_A C_x$	-

Заувага.  $M_A$ ,  $M_B$  і  $M_{\text{см}}$  – молярні маси компонентів і суміші, кг/кмоль;  $M_{\text{см}} = M_A x + M_B(1+x)$ ;  $\rho$  – щільність суміші, кг/м<sup>3</sup>. Для суміші ідеальних газів  $\rho/M_{\text{см}} = P/(RT) = \text{ПТ}_0/(22,4 \text{ П}_0 T)$ .



Адзначым, што пры разліках масаабменных працэсаў могуць выкарыстоўвацца і іншыя спосабы выражэння складу сумесі, напрыклад, склад газавых сумесей часта выражаюць праз парцыяльны ціск кампанентаў, прапарцыянальны канцэнтрацыям апошніх.

### 3.2. Раўнавага пры масаперадачы

Пры ўзаемадзеянні фаз сістэмы адбываецца абмен рэчывам і энергіяй (маса- і цеплаабмен) праз паверхню раздзелу фаз. Пры гэтым сістэма імкнецца да стану раўнавагі, і хуткасі пераходу кампанента з адной фазы ў другую выраўноўваюцца. Сістэма пры раўнавазе можа існаваць да той пары, пакуль якое-небудзь знешняе ўздзеянне не выведзе яе з гэтага стану (напрыклад, змяненне тэмпературы, ціску). Веданне раўнавагі дазваляе устанавіць межы, да якіх могуць адбывацца масаабменныя працэсы. Стан раўнавагі характарызуецца вядомым правілам фаз:

$$\Phi + C = K + 2, \quad (3.3)$$

дзе  $\Phi$  – лік фаз;  $C$  – лік ступеней свабоды (лік незалежных пераменных, які можна мяняць у вызначаных межах без парушэння ліку і складу фаз у сістэме);  $K$  – лік кампанентаў сістэмы.

У якасці ступеней свабоды сістэмы могуць быць тэмпература, ціск, канцэнтрацыя кампанентаў (параметры, характэрныя для хімічнай тэхналогіі). Напрыклад, калі сістэма складаецца з дзвюх фаз газ – вадкасць, а газавая фаза змяшчае акрамя кампанента, які паглынаецца вадкасцю, інертны кампанент (працэс абсорбцыі), тады  $\Phi = 2$ ,  $K = 3$  (рэчыва, якое пераходзіць з адной фазы ў другую, і двух рэчываў – носьбітаў). Падставіўшы  $\Phi$  і  $K$  у выраз (3.3), атрымаем  $C = 3$ . У гэтым выпадку можна адвольна мяняць ціск ( $P$ ), тэмпературу ( $t$ ) і канцэнтрацыю адной з фаз па паглынаемым кампанентам ( $x_A$  або  $y_A$ ). Такім чынам, пры дадзеных тэмпературы і ціску ( $t = \text{const}$ ,  $P = \text{const}$ ) канцэнтрацыі адной з фаз адпавядае пэўная канцэнтрацыя другой фазы.

Для двухкампанентнай сістэмы, напрыклад, якая складаецца з паровай і вадкаснай (рэктыфікацыя) фаз,  $\Phi = 2$ ,  $K = 2$  і, адпаведна выразу (3.3),  $C = 2$ . У дадзеным выпадку пры  $P = \text{const}$  са змяненнем канцэнтрацыі фазы ( $x_A$ ) павінна мяняцца тэмпература.

Для двухкомпонентнай сістэмы, якая складаецца з дзвюх нерастваральных вадкасцей (напрыклад, толуолу і вады), у сістэме будзе тры фазы: дзве вадкасці (толуол і вада) і адна паравая (сумесь пары толуолу і вады). Для такой сістэмы  $\Phi = 3$ ,  $K = 2$  і  $C = 1$ . Значыць, з параметраў, якія вызначаюць стан сістэмы, адвольна можа быць выбраны толькі адзін.

Калі аднакомпанентная сістэма знаходзіцца адначасова ў трох фазах: вадкаснай, цвёрдай і паравой, тады  $\Phi = 3$ ,  $K = 1$  і  $C = 0$ . У гэтым выпадку параметры раўнавагі вызначаны (напрыклад, вада, лёд і вадзяная пара могуць быць у раўнавазе пры  $t = 0,0076^\circ\text{C}$ ,  $P = 610,6$  Па [24, с. 58]).

Правіла фаз дае толькі якасную ацэнку раўнаважнай сістэмы. Неабходныя для вывучэння і тэарэтычнага разліку працэсаў масаабмену колькасны суадносіны (іх склад) у раўнаважных сістэмах у большасці выпадкаў не паддаюцца тэарэтычнаму разліку, а вызначаюцца па эксперыментальных даных і прыводзяцца ў розных даведніках (напрыклад, [25]). Па гэтых даных будзе вызначанай сістэме каардынаты раўнаважнай лініі, якая характарызуе залежнасць паміж межавымі канцэнтрацыямі размеркаванага рэчыва ў фазах пры зададзеных тэмпературы і ціску. У агульным выглядзе сувязь паміж канцэнтрацыямі размеркаванага рэчыва ў фазах пры ўмовах раўнавагі выражаецца залежнасцю

$$\bar{y}^* = f(\bar{x}), \quad (3.4)$$

або

$$\bar{x}^* = f(\bar{y}). \quad (3.5)$$

Г. зн. значэнню канцэнтрацыі рэчыва ў вадкаснай фазе ( $\bar{x}$ ) адпавядае строга вызначаная раўнаважная канцэнтрацыя гэтага рэчыва ў другой фазе ( $\bar{y}^*$ ), і наадварот – канцэнтрацыі  $\bar{y}$  адпавядае раўнаважная канцэнтрацыя  $\bar{x}^*$ .

Лінія раўнавагі можа мець розны выгляд у залежнасці ад сістэмы. Напрыклад, для сістэмы газ – вадкасць (працэс абсорбцыі) залежнасць раўнаважнай канцэнтрацыі ў газавай фазе ад канцэнтрацыі ў вадкаснай фазе пры  $P = \text{const}$  і  $t = \text{const}$  паказана на рыс. 3.1, а, а на рыс. 3.1, б – раўнаважныя крывыя для сістэмы пара – вадкасць (працэс рэктыфікацыі).

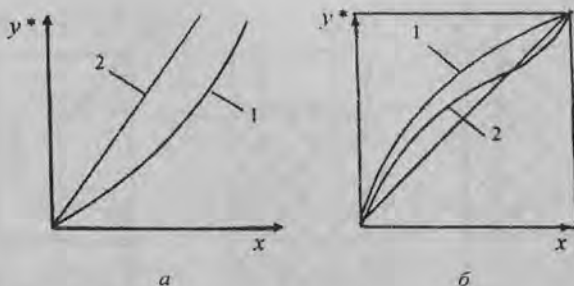


Рис. 3.1. Залежнасьць раўнаважнай канцэнтрацыі  $y^*$  ад  $x$ :  
 а – газ – вадкасць (абсорбцыя): 1 – крывая лінія,  
 2 – прамая лінія; б – пара – вадкасць (рэктыфікацыя):  
 1 – для ідэальнай сумесі;  
 2 – для сумесі са станоўчым адхіленнем ад закону Рауля

Адносіны канцэнтрацый фаз пры раўнавазе называюцца каэфіцыентам размеркавання:

$$m = \frac{\bar{y}^*}{\bar{x}} \quad (3.6)$$

Конкрэтна пытанні фазавай раўнавагі будуць разгляджаны пасобку для розных працэсаў.

### 3.3. Матэрыяльны баланс масаабменнага працэсу. Рабочая лінія

Узаемадзеянне фаз у масаабменных апаратах можа ажыццяўляцца па трох асноўных схемах: супрацьцёк, прамачёк і перакрываваны цёк (рыс. 3.2). Ад схемы руху плыней залежаць межы змянення канцэнтрацый у апарате.

Разгледзім супрацьцёчны кантакт фаз (рыс. 3.2, а). Няхай расход адной фазы (напрыклад, газу або пары) складае  $G$ , а другой (напрыклад, вадкасці)  $L$ . Абзначым канцэнтрацыі кампанента ў фазе  $G$  праз  $\bar{Y}$ , а ў фазе  $L$  праз  $\bar{X}$ . Змяненне канцэнтрацый у апарате ў выніку масаабмену будзе адбывацца ад  $\bar{Y}_n$  да  $\bar{Y}_k$  у фазе  $G$  і ад  $\bar{X}_n$  да  $\bar{X}_k$  у фазе  $L$  (індэксы  $n$  і  $k$  адпавядаюць пачатковай і канчатковай канцэнтрацыі).

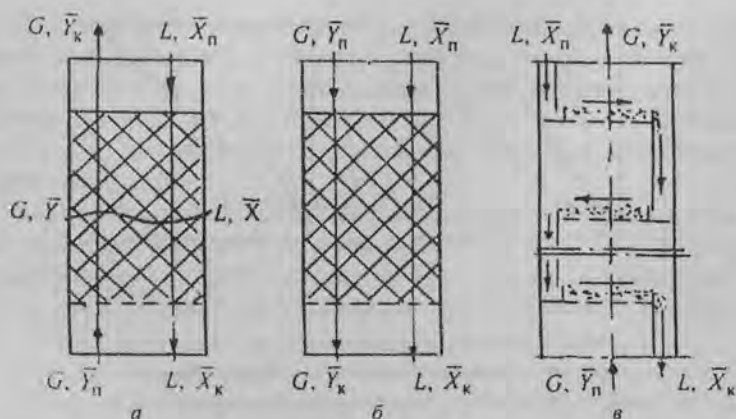


Рис. 3.2. Схеми руху пlynяу:  
*a* – супрaцьцeк; *б* – прaмaцeк; *в* – перaкрывaвaнa цeк

Мaтeрaлbнa бaлaнс пa рaзмepкaвaльнoм рeччeвe зaпiшaццa як

$$G\bar{Y}_n + L\bar{X}_n = G\bar{Y}_k + L\bar{X}_k, \quad (3.7)$$

г. зн. штo кoлькacц рeччeвa  $M$ , якoє пeрaйшлo з aднoй фaзaй ў дpyгyю, poўнaя

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k + \bar{X}_n). \quad (3.8)$$

Урaўнeннe мaтeрaлbнaгa бaлaнcy длa aдвoльнaгa cячeннa aпapaтa (нaпpиклaд, нiжнoй чacткi) мae вaглeд

$$G\bar{Y}_n + L\bar{X} = G\bar{Y} + L\bar{X}_k,$$

aдкyль

$$Y = \frac{L}{G} \bar{X} + \bar{Y}_n - \frac{L\bar{X}_k}{G} = l_0 \bar{X} + \bar{Y}_n - l_0 \bar{X}_k, \quad (3.9)$$

дзe  $l_0 = \frac{L}{G}$ .

Выpaз (3.9) нaзывaюць урaўнeннeм рaбoчaй лiнii, якaя ўяўляe сaбoй зaлeжнacц пaмiж рaбoчoмi кaнцeнтpaцыйaмi (нepaўнaвaжнoмi) кaмпaнeнтa ў aдвoльнoм cячeннi aпapaтa. У кaopдaнaтaх  $\bar{Y}, \bar{X}$  ( $L = \text{const}$  i  $G = \text{const}$ ) рaбoчaя лiнiя вaглeдaє як пpямaя лiнiя з тaнгeнcaм вyглa нaxiлy  $tg\alpha = l_0$ .

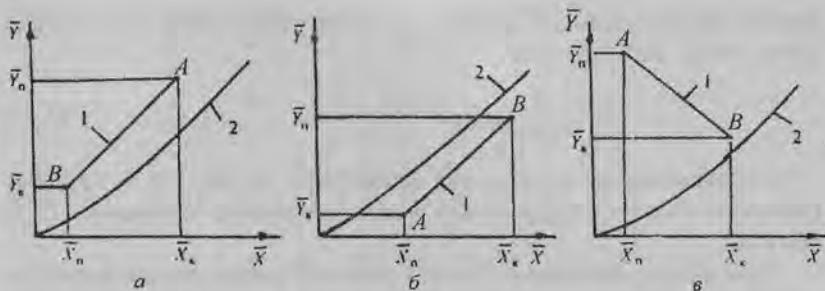


Рис. 3.3. Размяшчэнне рабочых і раўнаважных ліній;  
 а, б – супрацьцёк; в – прамацёк;  
 1 – рабочая лінія; 2 – раўнаважная лінія

Рабочыя канцэнтрацыі размеркавальнага кампанента пры ўзаемадзейні ў апаратах, як правіла, не дасягаюць раўнаважных значэнняў і могуць размяшчацца вышэй або ніжэй за раўнаважную лінію ў залежнасці ад накірунку пераносу кампанента з фазы  $G$  у фазу  $L$  (рис. 3.3, а) або наадварот (рис. 3.3, б). Рабочая лінія абмежавана канцэнтрацыямі, якія адпавядаюць пунктам  $A$  і  $B$  (рис. 3.3).

Пры выкарыстанні мольных або масавых канцэнтрацый (напрыклад,  $y$ ,  $x$ ) і змяненні па вышыні апарата расходу фаз  $G$  ад  $G_n$  да  $G_k$  ( $G \neq \text{const}$ ) і  $L$  ад  $L_n$  да  $L_k$  ( $L \neq \text{const}$ ) ураўненне рабочай лініі мае выгляд

$$y = \frac{Lx}{G} + y_n - \frac{L_k x_k}{G} \quad (3.10)$$

і не з'яўляецца прамой лініяй ( $\text{tg} \alpha \neq \text{const}$ ).

Для характарыстыкі пlynей і канцэнтрацый у лакальным аб'ёме апарата для элементарнай вышыні  $dH$  ураўненне матэрыяльнага балансу запішацца як

$$G\bar{Y} + L\bar{X} = G(\bar{Y} + d\bar{Y}) + L(\bar{X} + d\bar{X}),$$

адкуль

$$Gd\bar{Y} = -Ld\bar{X}. \quad (3.11)$$

Пасля інтэгравання ў межах ад пачатковых да канчатковых канцэнтрацый атрымаем ураўненне (3.7) пры нязменных расходах фаз або ураўненне (3.9) для часткі апарата.

Прамацёчны кантакт фаз (рис. 3.2, б) характарызуецца аднакіраваным рухам узаемадзейючых фаз. Ураўненне рабочай лініі

атрымліваецца такім жа шляхам, як і для супрацьцёку, але тангенс вугла нахілу лініі адмоўны:

$$\bar{Y} = -\frac{L}{G}\bar{X} + \bar{Y}_k + \frac{L}{G}\bar{X}_k = -l_0\bar{X} + \bar{Y}_k + l_0\bar{X}_k. \quad (3.12)$$

Перакрыжаваны кантакт фаз прыведзены на рыс. 3.2, в. Агульны (для ўсяго апарата) матэрыяльны баланс запісваецца ўраўненнем (3.7) або (3.8).

Пры аналізе вышэйпрыведзеных рэжымаў узаемадзеяння фаз трэба адзначыць, што найбольш эфектыўным з'яўляецца супрацьцёчны рэжым, пры якім можа быць дасягнута дастаткова большая рознасць канцэнтрацый у фазах.

Перакрыжаваны цёк з'яўляецца прамежавым паміж супрацьцёкам і прамцёкам. Апошні звычайна ствараюць у межах асобнага кантактнага ўладкавання, тады як у цэлым па апарате рэалізуецца супрацьцёк.

### 3.4. Механізм і кінетыка пераносу масы

Працэс пераходу рэчыва з адной фазы ў другую даволі складаны. Схема пераносу рэчыва з фазы  $G$  у фазу  $L$  прыведзена на рыс. 3.4. Перанос рэчыва, як вышэй было адзначана, адбываецца з ядра пlynі адной фазы да паверхні раздзелу фаз, праз паверхню раздзелу і ад апошняй у ядро другой фазы. Перанос рэчыва да паверхні раздзелу і ад яе ажыццяўляецца як шляхам малекулярнай дыфузіі, так і турбулентнай. Лічыцца, што ў ядры пlynі рэчыва пераносіцца ў значнай ступені за кошт турбулентных пульсацый і канцэнтрацыя практычна не мяняецца. Чым бліжэй да паверхні раздзелу, тым меншая турбулентнасць і тым самым пачынае рабіць большы уплыў на перанос рэчыва малекулярная дыфузія. На межавым пласце назіраецца рэзкае змяненне канцэнтрацыі да самага раздзелу, прычым гэта змяненне адбываецца па закону, блізкаму да лінейнага. Таўшчыня межавых пластоў залежыць ад хуткасцей руху ўзаемадзеючых пlynей, г. зн. ад гідрадынамічнага рэжыму ў кожнай фазе (аналогія з працэсам пераносу цяпла). Паколькі перанос рэчыва ў межавым пласце замаруджваецца, то лічаць, што асноўнае супраціўленне пераносу з фазы ў фазу сканцэнтравана ў межавым пласце. З гэтай прычыны, каб павысіць інтэнсіўнасць масапераносу, трэба як мага больш турбулізаваць пlynі, якія ўзаемадзейнічаюць паміж сабой.

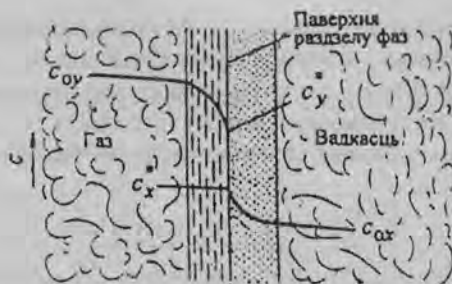


Рис. 3.4. Схема размеркавання канцэнтрацый ў фазах

**Малекулярная дыфузія.** Пры нерухомым асяроддзі або ў ламінарных межавых пластах, дзе адсутнічае турбулентная дыфузія (канвектыўны перанос), прычынай пераносу з'яўляецца цеплавы рух малекул, г. зн. малекулярная дыфузія. Рухальнай сілай пры гэтым з'яўляецца градыент канцэнтрацыі  $\frac{\partial c}{\partial n}$  (строга кажучы, градыент хімічнага патэнцыялу кампанента сумесі, які пераносіцца з адной фазы ў другую). Колькасць рэчыва  $dM$ , якое дыфундуе праз элементарную паверхню  $dF$ , нармальную да накірунку руху, за час  $dt$ , прапарцыянальная градыенту канцэнтрацыі (закон Фіка), г. зн.

$$dM = -DdF \frac{\partial c}{\partial n} dt, \quad (3.13)$$

дзе  $D$  – каэфіцыент малекулярнай дыфузіі,  $m^2/s$ , або проста каэфіцыент дыфузіі, уяўляе сабой фізічную велічыню і залежыць ад уласцівасцей кампанента і асяроддзя, праз якое ён дыфундуе, тэмпературы, ціску, а для раствораў – і ад канцэнтрацыі.

Знак мінус паказвае на тое, што дыфузія ідзе ў накірунку ад большай канцэнтрацыі да меншай.

Фізічны сэнс каэфіцыента дыфузіі  $D$  можна адзначыць, калі яго выразіць з (3.13):

$$D = \frac{dMdn}{dFdc dt}. \quad (3.13a)$$

З (3.13a) бачна, што каэфіцыент дыфузіі паказвае, якая колькасць рэчыва дыфундуе ў адзінку часу праз адзінку паверхні пры градыенце канцэнтрацыі, роўным адзінцы.

Лікавыя значэнні каэфіцыента дыфузіі звычайна разлічваюць па прыблізных формулах і прыводзяцца ў рознай літаратуры (напрыклад, [8, 26] і інш.). Адзначым, што велічыня  $D$  звычайна павялічваецца з ростам тэмпературы і паніжэннем ціску (для газаў).

Для канечных размераў паверхні і часу ўраўненне (3.13) запісваецца як

$$M = -DF \frac{\partial c}{\partial n} \tau. \quad (3.14)$$

У такім выглядзе яно часцей за ўсё выкарыстоўваецца пры практычных разліках.

Удзельная плынь рэчыва, якое пераносіцца малекулярнай дыфузіяй, выразіцца як

$$q_M = \frac{M}{F\tau} = -D \frac{\partial c}{\partial n}. \quad (3.15)$$

Пры турбулентнай дыфузіі колькасць рэчыва, якое пераносіцца ў межах адной фазы, па аналогіі з выразам (3.13) можна выразіць як

$$dM_T = -\varepsilon_d dF \frac{\partial c}{\partial n} d\tau, \quad (3.16)$$

дзе  $\varepsilon_d$  – каэфіцыент турбулентнай дыфузіі,  $m^2/c$ ;  $\varepsilon_d$  не з'яўляецца фізічнай велічынёй, а залежыць ад гідрадынамічных умоў.

**Дыферэнцыяльнае ўраўненне канвектыўнай дыфузіі.** Пад канвектыўным масаабменам будзем разумець сумарны перанос рэчыва малекулярнай дыфузіяй і канвектыўным пераносам, г. зн.

$$dM_a = dM + dM^k, \quad (3.17)$$

дзе  $dM^k$  – колькасць (маса) рэчыва, якое пераносіцца канвекцыяй.

Для вываду дыферэнцыяльнага ўраўнення выдзелім у асяроддзі паралелепіпед з кантамі даўжынёй  $dx$ ,  $dy$  і  $dz$ . Восі каардынат накіруем паралельна кантам, як паказана на рыс. 3.5. Разгледзім матэрыяльны баланс па размеркавальным рэчыве для паралелепіпеда ў выпадку нестацыянарнага масапераносу. Абзначым праз  $c$  аб'ёмную канцэнтрацыю рэчыва і прыем, што плынь рухаецца ва ўсталяваным рэжыме. Каэфіцыент дыфузіі  $D$  – велічыня пастаянная. Праз  $w_x$ ,  $w_y$ ,  $w_z$  абзначым праекцыі хуткасці плыні на восі  $x$ ,  $y$ ,  $z$  адпаведна. Маса рэчыва, якая ўваходзіць праз пляцоўку  $dydz$  (у накірунку восі  $x$ , злева) малекулярнай дыфузіяй за час  $d\tau$ , роўная



$$M_x = -D \frac{\partial c}{\partial x} dydzdt.$$

Праз правую пляцоўку з прычыны магчымага змянення канцэнтрацыі  $\left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx\right)$  выходзіць маса рэчыва

$$M_{x+dx} = -D \frac{\partial \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx\right)}{\partial x} dydzdt = -D \frac{\partial c}{\partial x} dydzdt - D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dydzdt.$$

Розніца масы складзе

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dVdt$$

( $dV = dxdydz$  – аб'ём паралелепіпеда).

Аналагічна можна запісаць розніцу і ў накірунку восей  $y$  і  $z$ :

$$dM_y = M_y - M_{y+dy} = D \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} dVdt \text{ – вось } y;$$

$$dM_z = M_z - M_{z+dz} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} dVdt \text{ – вось } z.$$

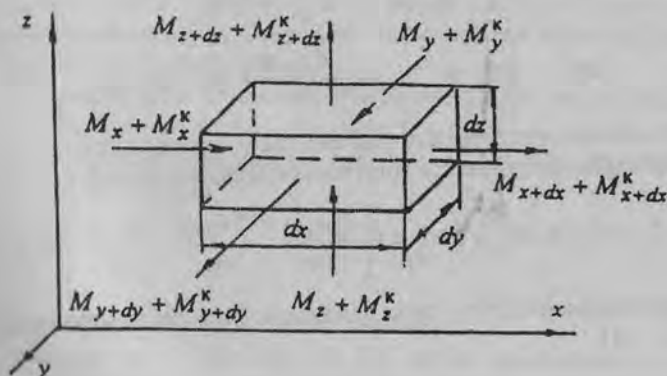


Рис. 3.5. Да вываду дыферэнцыяльнага ўраўнення канвектыўнай дыфузіі

Агульная розніца складзе

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = D \left( \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) dV dt = D \Delta c dV dt$$

( $\Delta$  – аператар Лапласа).

Такім чынам, першы складнік ураўнення (3.17) знойдзены.

За кошт канвектыўнага пераносу маса рэчыва, якая ўваходзіць праз пляцоўку  $dydz$  (злева), роўная

$$M_x^k = w_x c dy dz dt.$$

Праз правую пляцоўку з прычыны магчымага змянення і канцэнтрацыі  $\left( c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right)$ , і хуткасці плыні  $\left( w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right)$  выходзіць маса рэчыва

$$M_{x+dx}^k = \left( w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right) \left( c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) dy dz dt = w_x c dy dz dt + \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx dy dz dt.$$

Рознасць паміж масамі на ўваходзе і выхадзе за час  $dt$  па восі  $x$  складзе

$$dM_x^k = M_x^k - M_{x+dx}^k = - \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dV dt.$$

Па аналогіі запішам у накірунку восей  $y$  і  $z$

$$dM_y^k = M_y^k - M_{y+dy}^k = - \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} dV dt \quad \text{– вось } y;$$

$$dM_z^k = M_z^k - M_{z+dz}^k = - \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} dV dt \quad \text{– вось } z.$$

Агульная колькасць рэчыва ў аб'ёме паралелепіпеда за час  $dt$  з прычыны перамяшчэння рэчыва за кошт канвектыўнага пераносу роўная

$$dM_x^k = dM_x^k + dM_y^k + dM_z^k = - \left[ \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} + \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} + \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} \right] dV dt.$$

Для ўсталяванага руху фазы адпаведна ўраўненню неразрыўнасці (гл. [12, с. 24])

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0.$$

Тады апошні выраз для  $dM^*$  запішацца як

$$dM^* = - \left( w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right) dV dt.$$

Сумарнае змяненне масы адпаведна (3.17) складзе

$$dM_a = \left[ D\Delta c - \left( w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right) \right] dV dt.$$

Па закону захавання масы сумарнае змяненне масы павінна быць роўнае змяненню гэтай масы ў часе, г. зн.

$$dM_a = \frac{\partial c}{\partial t} dV dt.$$

Пры параўнанні апошніх выказаў атрымаем

$$\frac{\partial c}{\partial t} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D\Delta c, \quad (3.18)$$

або

$$\frac{\partial c}{\partial t} + \bar{w} \cdot \text{grad } c = D\Delta c. \quad (3.19)$$

Ураўненне (3.19) уяўляе сабой дыферэнцыяльнае ўраўненне канвектыўнай дыфузіі і выражае закон размеркавання канцэнтрацыі дадзенага кампанента ў рухальным стацыянарным асяроддзі пры неўсталяваным працэсе масаабмену.

Адзначым, што атрыманае ўраўненне (3.19) па структуры аналагічнае ўраўненню Фур'е – Кірхгофа (гл. главу 1).

Для нерухомага асяроддзя пры  $w_x = w_y = w_z = 0$  ураўненне (3.19) запішацца ў выглядзе

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D\Delta c. \quad (3.20)$$

Яно носіць назву другога закону Фіка.

Прыведзенае ўраўненне (3.19) трэба разглядаць сумесна з ураўненнямі Наў'е – Стокса і непарыўнасці, таму што акрамя канцэнтрацый сюды ўваходзіць хуткасць плыні. Наяўнасць малекулярнага і канвектыўнага пераносу масы з адной фазы ў другую прыводзіць да

немагчымасці рашэння ўраўнення (3.18). Нават калі прыняць, што дыфузія рэчыва ажышчяўляецца толькі ў накірунку (па восі  $z$ ), перпендыкулярным накірунку руху (па восі  $y$ ), г. зн. ураўненне (3.18)

прыме выгляд  $\frac{\partial c}{\partial t} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + w \frac{\partial c}{\partial y}$ , то яго, як і ўраўненне (3.18), ра-

шыць таксама немагчыма.

Для разліку таго ці іншага масаабменнага працэсу выкарыстоўваюць розныя мадэлі (плеўкавая мадэль межавата дыфузійнага пласта, мадэль абнаўлення паверхні фазавата кантакту і інш.).

*Мадэлі механізму масапераносу.* Плеўкавая мадэль заснавана на прадпачыненнях, якія прымаюцца пры растварэнні цвёрдых цел у вадкасці і прапанавана Льюісам і Уітмэнам [27]. Па гэтай мадэлі прымаецца, што з абодвух бакоў ад паверхні кантакту фаз у кожнай з іх утвараюцца пласты (плеўкі), якія рухаюцца ў ламінарным рэжыме або нерухомя і аддзяляюць паверхню раздзелу ад ядра плыні кожнай фазы. У гэтых пластах перанос рэчыва да паверхні раздзелу ажышчяўляецца толькі малекулярнай дыфузіяй, а ў ядры плыні канцэнтрацыя пастаянная, г. зн. што канцэнтрацыя мяняецца толькі ў плеўцы (рыс. 3.6, а). Таксама працэс прымаецца стацыянарным. У выніку такіх дапушчэнняў ураўненне для разліку будзе мець выгляд  $D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = 0$ . Пасля інтэ-

гравання пры межавых умовах  $q = -D \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_{z=0}$  і таўшчыні плеўкі  $z_0$  ат-

рыманы выраз  $q = \frac{D}{z_0} (c_0 - c_M)$  ( $q$  – колькасць рэчыва, яkre перайшло

праз адзінку паверхні ў адзінку часу;  $c_0$ ,  $c_M$  – канцэнтрацыя рэчыва ў ядры фазы і на мяжы адпаведна), з якога бачна, што  $q$  прапарцыянальная каэфіцыенту дыфузіі  $D$ . Аднак велічыня  $z_0$ , як паказвае эксперымент, таксама залежыць ад  $D$ . Плеўкавая мадэль не ўлічвае ўплыву руху фазы паблізу паверхні раздзелу фаз на масаперанос і не дае колькасных залежнасцей для вызначэння  $z_0$  і тым самым каэфіцыента масаадачы.

Мадэль межавата дыфузійнага пласта [26, 28] у асноўным развівалася ў дастасаванні да мяжы вадкасць – цвёрдае цела. Але для сістэмы газ – вадкасць паверхню вадкасці ў адносінах да газу прымаюць за цвёрдую сценку. Працэс масапераносу прымаюць стацыянарным  $\left( \frac{\partial c}{\partial t} = 0 \right)$ , але членам  $w \frac{\partial c}{\partial y}$  не грэбуюць, г. зн. ураўненне

запішацца як  $D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = w \frac{\partial c}{\partial y}$ . Аналіз гэтага ўраўнення паказвае, што

пры турбулентным рэжыме воддаль ад мяжы раздзелу фаз канцэнтрацыя рэчыва  $c = \text{const}$ , паблізу ад мяжы існуе вобласць (вязкі ме-

жавы пласт), дзе адбываецца затуханне турбулентных пульсацый па меры прыбліжэння да паверхні раздзелу. На самой паверхні раздзелу турбулентная дыфузія адсутнічае. Перанос рэчыва малекулярнай дыфузіяй адбываецца толькі ў невялікай па таўшчыні частцы вязкага межавага пласта. У большай яго частцы, нягледзячы на малую велічыню турбулентных пульсацый, усё ж большая колькасць рэчыва пераносіцца турбулентнай дыфузіяй. Характар змянення канцэнтрацый паказаны на рыс. 3.6, а. Пры выкарыстанні гэтай мадэлі трэба ведаць таўшчыню вязкага пласта, якая залежыць ад гідрадынамічных умоў, што выклікае цяжкасці пры разліку каэфіцыента масаадачы.

Мадэль абнаўлення паверхні (або пенетрацыйная) [28, 29] больш распаўсюджана пры аналізе масаадачы ў вадкаснай фазе. Сутнасць гэтай мадэлі: прымаецца, што турбулентныя пульсацыі падводзяць да паверхні раздзелу фаз свежую вадкасць і змываюць порцыі вадкасці, якая ўжо прарагавала з газам. Такім чынам, кожны элемент паверхні ўзаемадзейнічае з газам на працягу некаторага часу (часу абнаўлення). Пры гэтым таксама прымаецца, што за гэты час растварэнне газу ў элеменце паверхні адбываецца шляхам нестационарнай дыфузіі з такой самай хуткасцю, як і пры дыфузіі ў нерухомай пласце бязмежнай глыбіні. Для гэтай мадэлі рашэнне атрымліваецца інтэграваннем ураўнення

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}. \text{ Хігбі [30] прыняў час кантакту } \tau_0 \text{ пастаянным для ўсіх}$$

элементаў паверхні і для разліку каэфіцыента масаадачы атрымаў выраз  $q = 2 \cdot \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot \tau_0}} (c_0 - c_M)$ .

На рыс. 3.6, б прыведзена размеркаванне канцэнтрацый для далзе-най мадэлі.

Акрамя паказаных мадэлей, існуюць і іншыя [29, 36], але ні адну з вядомых мадэлей механізму пераносу рэчыва нельга лічыць дастаткова поўнай, хаця іншы раз яны могуць выкарыстоўвацца для практычных разлікаў.

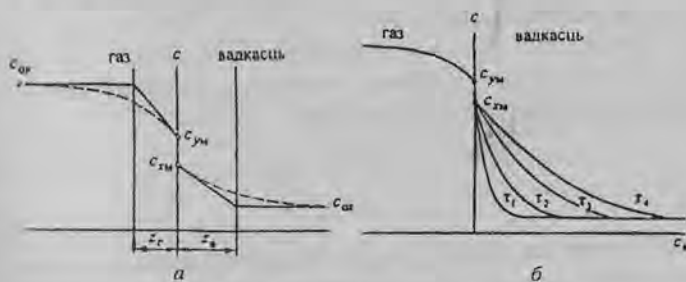


Рис. 3.6. Размеркаванне канцэнтрацый у фазах:

а – па плёўкавай мадэлі (суцэльныя лініі) і мадэлі межавага дыфузійнага пласта (пункцірныя лініі); б – па мадэлі абнаўлення (паслядоўна па часе  $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \tau_4$ )

### 3.5. Масааддача. Падабенства працэсаў пераносу масы

Пры пераходзе рэчыва з ядра адной фазы да паверхні раздзелу з другой з прычыны складанасці працэсу прымаюць, што хуткасць масааддачы прапарцыянальная рухальнай сіле, роўнай рознасці канцэнтрацый у ядры і на мяжы фазы (калі канцэнтрацыя ў ядры большая, чым на мяжы), і наадварот, рознасці канцэнтрацый на мяжы і ў ядры фазы пры большых канцэнтрацыі на мяжы, паверхні і часе. У першым выпадку ўраўненне масааддачы запішацца ў выглядзе (напрыклад, перанос рэчыва ў адзінку часу ажыццяўляецца з газавай фазы  $\Phi_y$  у вадкасную  $\Phi_x$ , г. зн.  $\Phi_y \rightarrow \Phi_x$ )

для газавай фазы

$$dM = \beta_y dF(y - y_m); \quad (3.21)$$

для вадкаснай фазы

$$dM = \beta_x dF(x_m - x). \quad (3.22)$$

Пры  $\Phi_x \rightarrow \Phi_y$  (адваротны выпадак)

$$dM = \beta_y dF(y_m - y), \quad (3.23)$$

$$dM = dF(x - x_m), \quad (3.24)$$

дзе  $\beta_y$ ,  $\beta_x$  — каэфіцыенты прапарцыянальнасці, якія называюць каэфіцыентамі масааддачы. Каэфіцыенты масааддачы паказваюць, якая колькасць рэчыва праходзіць унутры фазы ад ядра да мяжы раздзелу (або наадварот) праз адзінку паверхні ў адзінку часу. Залежаць ад фізічных уласцівасцей фазы, гідрадынамічных умоў, а таксама геаметрычных (канструкцыйных) параметраў;  $y$ ,  $x$ ,  $y_m$ ,  $x_m$  — канцэнтрацыі кампанента ў ядры фаз і на мяжы адпаведна для  $\Phi_y$  і  $\Phi_x$ .

Для практычных разлікаў канцэнтрацыі  $y$ ,  $x$ ,  $y_m$ ,  $x_m$  у выразях (3.21)–(3.24) прымаюць як сярэднія велічыні ў асноўнай масе і на мяжы, а самі выразы запісваюць у выглядзе

$$M = \beta_y F(y - y_m), \quad (3.25)$$

$$M = \beta_x F(x_m - x). \quad (3.26)$$

Каэфіцыенты масааддачы могуць быць выражаны ў розных адзінках у залежнасці ад таго, у якіх адзінках выражана рухальная сіла.

Залежнасці для разліку каэфіцыентаў масааддачы прыведзены ў табл. 3.2.

Адсутнасць верагоднасці матэматычнага апісання механізму пераносу масы прымушае рабіць інжынерныя разлікі каэфіцыентаў масааддачы на падставе эксперыментальных даных.

*Падабенства працэсаў пераносу масы.* Дыферэнцыяльнае ўраўненне канвектыўнага пераносу масы (3.19) у агульным выглядзе рашыць аналагічна немагчыма. Некаторыя рашэнні існуюць толькі для частковых выпадкаў. Але яно можа быць выкарыстана для атрымання безразмерных крытэрыяў падабенства і знаходжання метадамі тэорыі падабенства сувязі паміж пераменнымі, якія характарызуюць працэс пераносу ў плыні фазы. Г. зн. можна атрымаць абагульняючае ўраўненне для практычных разлікаў каэфіцыентаў масааддачы.

Табліца 3.2

Сувязь паміж каэфіцыентамі масааддачы

Адзінкі вымярэнняў	Адзінкі рухальнай сілы	Каэфіцыент масааддачы		
		адзінкі вымярэння	у газавай фазе	у вадкай фазе
$\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$	$C, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$	м/с	$\beta_c$	$\beta_c$
кг/с	$C, \text{кг/м}^3$	м/с	$\beta_r = \beta_c$	$\beta_v = \beta_c$
$\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$	$y$ або $x$	$\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$	$\beta_y = \frac{\beta_c P}{RT}$	$\beta_x = \beta_c \rho_v / M_v$
кг/с	$\bar{y}$ або $\bar{x}$	$\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	$\beta_{\bar{y}} = \frac{\beta_c P}{RT} M_r$	$\beta_{\bar{x}} = \beta_c \rho_v$
$\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$	$p, \text{Па}$	$\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}}$	$\beta_p = \frac{\beta_c}{RT}$	—
кг/с	$P, \text{Па}$	с/м	$\bar{\beta}_p = \frac{\beta_c}{RT} M_k$	—
$\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$	$Y$ або $X$	$\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$	$\beta_Y = \frac{\beta_c P}{RT(1+Y)(1+Y_p)}$	$\beta_X = \frac{\beta_c \rho_v}{M_v(1+X_p)(1+\bar{X})}$
кг/с	$\bar{Y}$ або $\bar{X}$	$\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	$\beta_{\bar{Y}} = \frac{\beta_c P M_r}{RT(1+\bar{Y})(1+\bar{Y}_p)}$	$\beta_{\bar{X}} = \frac{\beta_c \rho_v}{(1+\bar{X}_p)(1+\bar{X})}$

\* Індэкс  $p$  паказвае канцэнтрацыю на мяжы раздзелу фаз.

Разгледзім, напрыклад, перанос рэчыва з ядра плыні да мяжы раздзелу фаз. Адпаведна ўраўненню (3.25), маса рэчыва, якая пераносіцца да мяжы ў адзінку часу, роўная

$$dM = \beta_y dF(y - y_m).$$

Праз межавы пласт малекулярнай дыфузіяй, адпаведна закону Фіка (3.13), пераносіцца такая ж колькасць рэчыва:

$$dM = -D \frac{dy}{dn} dF.$$

Калі прыраўняць левыя і правыя часткі апошніх двух ураўненняў, атрымаем

$$-D \frac{dy}{dn} = \beta_y (y - y_m),$$

або

$$-D \frac{dy}{dn} = \beta_y \Delta y.$$

Заменім  $dy$  канечнай рознасцю  $\Delta y$ , а  $dn$  – некаторым лінейным размерам  $l$  і падзелім правую частку на левую. У выніку атрымаем дыфузійны крытэрыі Нусельта:

$$Nu_d = \beta_y l / D.$$

У агульным выглядзе

$$Nu_d = \beta l / D. \quad (3.27)$$

Пры падабенстве сістэм  $Nu_d = idem$ . Роўнасць  $Nu_d$  выражае падабенства пераносу рэчыва на мяжы ў гэтых сістэмах. У крытэрыі  $Nu_d$  уваходзіць шукаемая велічыня  $\beta$ . Каб атрымаць іншыя крытэрыі, выкарыстаем ураўненне (3.18) канвектыўнага пераносу. З улікам таго, што размернасць дыферэнцыяла  $n$ -га парадку супадае з размернасцю самой пераменнай, а здабытак  $n$  дыферэнцыялаў першага парадку мае размернасць пераменнай у  $n$ -й ступені ( $[d^n x] = [x]$  і  $[dx^n] = [x^n]$ ), пры замене прырашчэнняў на самі велічыні і дзяленні першага члена левай часткі ўраўнення (3.18) на яго правую частку атрымаем дыфузійны крытэрыі Фур'е

$$Fo_d = \frac{l^2}{\tau D}$$

(тут таксама прырашчэнне велічынь заменена на самі велічыні).



Каб пазбегнуць вялікіх значэнняў, звычайна гэты крытэрыі запісваюць як

$$Fo_d = \frac{\tau D}{l^2}. \quad (3.28)$$

Крытэрыі  $Fo_d$  характарызуе пязменнасць адносін змянення канцэнтрацый у часе да змянення канцэнтрацый за кошт малекулярнай дыфузіі.

Аналагічна атрымаем дыфузійны крытэрыі Пекле, калі падзяліць другі член ураўнення (3.18) на правую частку:

$$Pe_d = \frac{wl}{D}. \quad (3.29)$$

Крытэрыі  $Pe_d$  паказвае меру адносін паміж масай рэчыва, якое пераносіцца за кошт канвекцыі і малекулярнай дыфузіі ў падобных пунктах сістэм. Крытэрыі  $Pe_d$  можна выразіць праз здабытак двух крытэрыяў: крытэрыю Рэйнальдса ( $Re$ ), які характарызуе гідрадынамічнае падабенства плыней у масаабменных апаратах, і дыфузійнага крытэрыю Прандтля ( $Pr_d$ ), у які ўваходзяць фізічныя велічыні. Для гэтага памножым і падзелім назоўнік і лічнік крытэрыю  $Pe_d$  на каэфіцыент кінематычнай вязкасці  $\nu$ :

$$Pe_d = \frac{wl}{D} \cdot \frac{\nu}{\nu} = Re \cdot \frac{\nu}{D} = Re \cdot Pr_d, \quad (3.30)$$

дзе  $Re = \frac{wl}{\nu}$ ;  $Pr_d = \frac{\nu}{D}$ .

Крытэрыі  $Pr_d$  фармальна выражае пастаянства адносін фізічных уласцівасцей вадкасцей (газаў) у падобных пунктах сістэм пры падабенстве. Але гэты крытэрыі можна разглядаць як меру падабенства профіляў хуткасці і канцэнтрацый у працэсах масааддачы, таму што ад велічыні  $\nu$  залежыць профіль хуткасцей у плыні, а ад велічыні  $D$  – размеркаванне канцэнтрацый.

Для газаў значэнне  $Pr_d$  мае парадак адзінкі, паколькі значэнні  $\nu$  і  $D$  блізкія паміж сабой. Для вадкасцей крытэрыі  $Pr_d$  мае парадак  $10^3$ , таму што каэфіцыент дыфузіі ў вадкасцях малы ( $\sim 10^{-9}$ – $10^{-10}$  м<sup>2</sup>/с). Гэта сведчыць пра тое, што вялікія значэнні  $Pr_d$  дасягаюцца ўжо пры малых хуткасцях руху вадкасці (пры малых значэннях  $Re$ ). З гэтай прычыны нават пры павольным цячэнні вадкасцей вызна-

чальную ролю мае канвектыўны перанос рэчыва, а малекулярнай дыфузіяй можна пагрэбаваць. Прааналізуем і крытэрыі  $Pr_d$ . Пры  $Pr_d \gg 1$  асноўны ўклад у змяненне канцэнтрацый уносіць канвектыўны перанос (малекулярнай дыфузіяй можна пагрэбаваць). Чым меншая велічыня крытэрыю  $Pr_d$ , тым большы адносны ўклад малекулярнай дыфузіі.

Пры падабенстве масаабменных працэсаў трэба, каб выконваліся гідрадынамічнае і геаметрычнае падабенствы. Г. зн., што ў агульную функцыянальную залежнасць  $Nu_d$  (гэты крытэрыі з'яўляецца вызначальным, паколькі ў яго ўваходзіць каэфіцыент масааддачы) пры неўсталяваным працэсе масааддачы павінны ўваходзіць крытэрыі гідрадынамічнага падабенства і геаметрычныя сімплексы:

$$Nu_d = f(FO_d, Pe_d, Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (3.31)$$

або з улікам мадыфікаваных крытэрыяў

$$Nu_d = f(FO_d, Re, Pr_d, Ga, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (3.32)$$

дзе  $Ga$  – крытэрыі Галілея (гл. [12, с. 51; 7, 11]).

Для ўсталяванага працэсу масаперадачы крытэрыі  $FO_d$  адсутнічае. Пры нязначным уплыве сіл цяжару можна пагрэбаваць у выразе (3.32) крытэрыем  $Ga$ .

Звычайна залежнасць (3.31) для разліку  $Nu_d$  (і адпаведна  $\beta$ ) на падставе эксперыментальных даных выражаюць у ступенным выглядзе

$$Nu_d = A \cdot Re^a \cdot Pe_d^b \cdot Fr^c, \Gamma_1, \dots, \quad (3.33)$$

дзе каэфіцыент  $A$  і паказчыкі  $a, b, c, \dots$  вызначаюцца па эксперыментальных даных.

Трэба адзначыць, што пры некаторых акрэсленых умовах існуе аналогія паміж механізмамі пераносу масы, цяпла і механічнай энергіі. Напрыклад, у цэнтральнай зоне турбулентнай плыні, якая рухаецца ўнутры канала пад дзеяннем турбулентных пульсацый, адбываецца выраўноўванне хуткасцей часцінак, у працэсах цепламасаабмену – выраўноўванне тэмператур і канцэнтрацый. Заўважыць аналогію можна таксама пры аналізе прыведзеных вышэй залежнасцей, якія апісваюць рух вадкасцей (газу), працэсы цепла- і масаабмену (закон унутранага трэння Ньютана, ураўненне Фур'е для цеплаправоднасці, першы закон Фіка для малекулярнай дыфузіі, а таксама дэферэнцыяльныя ураўненні).

### 3.6. Масаперадача

Як вышэй адзначана, механізм пераносу масы з адной фазы ў другую даволі складаны, і таму практычна немагчыма вызначыць таўшчыню межавыга пласта, канцэнтрацыю на мяжы раздзелу фаз і іншыя параметры. Улічваючы гэта, асноўнае ўраўненне масаперадачы выражаюць наступным чынам. Пры  $\Phi_y \rightarrow \Phi_x$

$$dM = K_y dF(y - y^*) dt; \quad (3.34)$$

$$dM = K_x dF(x^* - x) dt, \quad (3.35)$$

або, калі аднесці колькасць рэчыва да адзінкі часу пры  $dF = F$ ,

$$M = K_y F(y - y^*); \quad (3.36)$$

$$M = K_x F(x^* - x), \quad (3.37)$$

дзе  $K_y, K_x$  – каэфіцыенты масаперадачы, выражаныя праз канцэнтрацыі фаз  $\Phi_y$  і  $\Phi_x$  адпаведна;  $y^*, x^*$  – раўнаважныя канцэнтрацыі ў ладзенай фазе, якія адпавядаюць канцэнтрацыям размяркоўваемага рэчыва ў асноўнай масе (ядры) другой фазы.

Па фізічнаму сэнсу каэфіцыенты масаперадачы адрозніваюцца ад каэфіцыентаў масааддачы, таму што яны паказваюць, якая маса рэчыва пераходзіць з ядра адной фазы ў ядро другой за адзінку часу праз адзінку паверхні пры рухальнай сіле, роўнай адзінцы. Відавочна, што канцэнтрацыі фаз пры іх узаемадзеянні ўздоўж паверхні кантакту будуць мяняцца, значыць, і рухальная сіла таксама будзе мяняцца, таму ва ўраўненні ўводзяць велічыню сярэдняй рухальнай сілы (аналагічна як і ў працэсе цеплаабмену). У гэтым выпадку выразы (3.36), (3.37) запісваюцца ў выглядзе

$$M = K_y F \Delta y_{\text{ср}}, \quad (3.38)$$

або

$$M = K_x F \Delta x_{\text{ср}}, \quad (3.39)$$

дзе  $\Delta y_{\text{ср}}, \Delta x_{\text{ср}}$  – сярэднія па велічыні рухальныя сілы.

Ураўненні (3.35)–(3.39) называюць асноўнымі ўраўненнямі масаперадачы, па якіх звычайна разлічваюць паверхню кантакту фаз  $F$  і затым размеры масаабменнага апарата. Але для гэтага трэба спачатку вызначыць параметры, якія ўваходзяць у гэтыя формулы. Велічыня  $M$  можа быць зададзена або вызначаецца з прыведзеных вышэй

ураўненняў матэрыяльнага балансу. Разгледзім, як вызначыць астатнія параметры.

*Связь паміж каэфіцыентамі масаперадачы і масааддачы.* Каб устанавіць гэту сувязь, звычайна прымаюць, што на мяжы раздзелу фаз дасягаецца раўнавага, і супраціўленнем пераносу праз мяжу можна грэбаваць. Адсюль вынікае палажэнне аб адытыўнасці фазавых супраціўленняў, якое выкарыстоўваецца для разліку каэфіцыентаў масаперадачы.

Прымем, што размеркавальнае рэчыва пераходзіць з фазы  $\Phi_1$  у фазу  $\Phi_2$ , рухальная сіла масаперадачы выражаецца ў канцэнтрацыях фазы  $\Phi_2$ , раўнаважная залежнасць паміж канцэнтрацыямі мае лінейны характар, г. зн.  $y^* = mx$ . Выразім ва ўраўненні (3.25) рухальную сілу праз канцэнтрацыі фазы  $\Phi_2$ , прыняўшы дапушчэнне, што канцэнтрацыя размеркавальнага рэчыва ў фазах непасрэдна на мяжы раздзелу фаз  $(x_m, y_m)$  раўнаважная. Тады можна запісаць  $y_m = mx_m$ ,  $y = mx^*$ . Падставім апошнія выразы ва ўраўненне (3.25):

$$M = \beta_y F(mx^* - mx_m) = \beta_y Fm(x^* - x_m),$$

адкуль

$$x^* - x_m = \frac{M}{\beta_y Fm}.$$

Але з ўраўнення масааддачы (3.26)

$$x_m - x = \frac{M}{\beta_x F}.$$

Склаўшы левыя і правыя часткі апошніх выразаў, атрымаем

$$x^* - x = \frac{M}{\beta_y Fm} + \frac{M}{\beta_x F}.$$

Рознасць  $x^* - x$  можна знайсці з ураўнення масаперадачы (3.37)

$$x^* - x = \frac{M}{K_x F}.$$

Параўняўшы абодва выразы, знойдзем  $K_x$ :

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_y \cdot m} + \frac{1}{\beta_x}. \quad (3.40)$$

Пры выражэнні каэфіцыента масаперадачы ў канцэнтрацыях фазы  $\Phi_y$  аналагічна атрымліваецца выраз

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \quad (3.41)$$

Левыя часткі ўраўненняў (3.40) і (3.41) уяўляюць сабой агульнае супраціўленне пераносу рэчыва з адной фазы ў другую (супраціўленне масаперадачы), а правыя часткі – суму супраціўленняў масааддачы ў фазах. Такім чынам, ураўненні (3.40) і (3.41) з'яўляюцца ўраўненнямі адытыўнасці фазавых супраціўленняў. Пры параўнанні выказаў бачна, што  $K_y = K_x / m$ .

Каб вызначыць каэфіцыенты масаперадачы, разлічваюць па вядомых залежнасцях крытэрыі  $Nu_d$  для кожнай фазы і каэфіцыенты масааддачы  $\beta = Nu_d \cdot D / l$  і па формулах (3.40), (3.41) – каэфіцыент  $K_y$  або  $K_x$ .

Адзначым, што ўраўненні (3.40) і (3.41) прыгодныя і пры нелінейных залежнасцях раўнаважнай лініі.

Доля дыфузійнага супраціўлення кожнай фазы залежыць ад гідрадынамічных умоў, каэфіцыента дыфузіі  $D$ , умоў раўнавагі. Устаноўлена, што  $\beta_y \approx D_y^{(0,50-0,67)}$ ;  $\beta_x \approx D_x^{0,5}$  ( $D_y, D_x$  – каэфіцыенты дыфузіі ў газавай і вадкаснай фазах). Аналіз выказаў (3.40) і (3.41) паказвае, што пры вялікіх значэннях  $\beta_x$  дыфузійнае супраціўленне  $1/\beta_x$  малое і калі ім пагрэбаваць, тады  $K_y \approx \beta_y$ . У гэтым выпадку хуткасць масаперадачы абмежавана супраціўленнем у фазе  $\Phi_y$ . І наадварот,  $K_x \approx \beta_x$  пры малых велічынях  $\beta_x$  і вялікіх  $\beta_y$ .

Прыведзеныя вышэй ураўненні былі атрыманы пры ўмове адытыўнасці фазавых супраціўленняў і без уліку супраціўлення на мяжы раздзелу фаз. Аднак паверхні раздзелу можа аказваць іншы раз прыкметнае супраціўленне пераносу рэчыва. Пры гэтым раўнавага на паверхні раздзелу не дасягаецца, і таму правіла адытыўнасці выкарыстоўваюць пры ўвядзенні дадатковага члена, які ўлічвае супраціўленне на паверхні раздзелу фаз.

3.6.1. Аб'ёмныя каэфіцыенты масааддачы і масаперадачы. З прыведзеных раней ураўненняў вынікае, што каэфіцыенты  $\beta_y, \beta_x, K_y, K_x$  аднесены да паверхні кантакту фаз  $F$ . Але для шмат якіх канструкцый масаабменных апаратаў вызначыць паверхню кантакту вельмі цяжка, а іншы раз і немагчыма (напрыклад, у барбатажных апаратах, дзе маюцца бурбалкі, кроплі, пена). Таму

замест паверхневых каэфіцыентаў часта выкарыстоўваюць аб'ёмныя каэфіцыенты масааддачы і масаперадачы, якія адносяць да рабочага аб'ёму апарата  $V$ , дзе адбываецца кантакт фаз. Аб'ём  $V$  можна выразіць як  $V = F/a$ , дзе  $a$  – удзельная паверхня кантакту фаз, г. зн. паверхня, аднесена да аб'ёму,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ . Падставіўшы замест  $F$  значэнне  $V \cdot a$  ва ўраўненні масааддачы (3.25), (3.26) і масаперадачы (3.36), (3.37), атрымаем

$$M = \beta_y aV(y - y_m) = \beta_{yV} V(y - y_m); \quad (3.42)$$

$$M = \beta_x aV(x_m - x) = \beta_{xV} V(x_m - x); \quad (3.43)$$

$$M = K_y aV(y - y^*) = K_{yV} V(y - y^*); \quad (3.44)$$

$$M = K_x aV(x^* - x) = K_{xV} V(x^* - x), \quad (3.45)$$

дзе  $\beta_{yV} = \beta_y a$ ,  $\beta_{xV} = \beta_x a$  называюць аб'ёмнымі каэфіцыентамі масааддачы, а  $K_{yV} = K_y a$ ,  $K_{xV} = K_x a$  – аб'ёмнымі каэфіцыентамі масаперадачы.

У адрозненне ад паверхневых каэфіцыентаў аб'ёмныя паказваюць, якая колькасць рэчыва пераходзіць за адзінку часу ў  $1 \text{ м}^3$  рабочага аб'ёму апарата пры рухальнай сіле працэсу, роўнай адзінцы.

Доследныя значэнні  $\beta_{yV}$ ,  $\beta_{xV}$  зчывайна абагульняюцца з дапамогай крытэрыяльных ураўненняў, у якіх замест  $\beta$  уводзяць велічыню  $\beta_V$ , а вызначальны лінейны размер замяняецца тым жа размерам у квадраце, прапарцыянальным геаметрычнай паверхні. Такі метада аблягчае разлік, таму што знаходзіцца здабытак  $K \cdot a$  і па апошнім вызначаецца аб'ём кантакту. Канешне, на працэс масаабмену робіць ўплыў кожны сумножник  $K$  (або  $\beta$ ) і  $a$ , таму абсяжарваецца аналіз працэсу.

Акрамя аб'ёмных каэфіцыентаў масааддачы (масаперадачы), іншы раз выкарыстоўваюць паверхневыя каэфіцыенты, але на ўвазе маюцца не вышэйадзначаныя (аднесены да паверхні кантакту), а каэфіцыенты, атрыманыя апрацоўкай вынікаў эксперымента і аднесеныя, напрыклад, да рабочай паверхні талеркі  $F_1$  (г. зн. замест  $F$  уводзяць паверхню  $F_1$ ). У гэтым выпадку з дапамогай крытэрыяльных ураўненняў вызначаюць агульную паверхню  $F_1$ , а потым, ведаючы паверхню адной талеркі, колькасць неабходных талерак.

3.6.2. Сярэдняя рухальная сіла. Лік і вышыня адзінак пераносу. Вышэй было адзначана, што рабочыя канцэнтрацыі размеркавальнага кампанента і раўнаважныя канцэнтрацыі мяняюцца ўздоўж паверхні кантакту фаз, таму для разлікаў прымаюць сярэдняю рухальную сілу. Апошняя залежыць ад накірунку руху

фаз, ад раўнаважнай лініі і характару яе змянення (з'яўляецца яна крывой або прамой).

Разгледзім масаабменны апарат, у якім адбываецца супрацьцёчнае ўзаемадзеянне фаз пры  $G = \text{const}$  і  $L = \text{const}$ . Раўнаважная лінія – крывая і апісваецца ўраўненнем  $y^* = f(x)$ . Няхай таксама каэфіцыенты масаперадачы не мяняюцца па вышыні апарата і працэс масапераносу ажыццяўляецца ад фазы  $\Phi_y$  у фазу  $\Phi_x$  ( $\Phi_y \rightarrow \Phi_x$ ). Рухальную сілу будзем выражаць у канцэнтрацыях фазы  $\Phi_y$ .

Для разліку сярэдняй рухальнай сілы  $\Delta u_{\text{ср}}$  запішам ураўненні матэрыяльнага балансу для элементарнай паверхні кантакту:

$$dM = -Gdy = K_y dF(y - y^*),$$

адкуль

$$\frac{K_y dF}{G} = -\frac{dy}{y - y^*}.$$

Пры інтэграванні выразу ў межах паверхні ад 0 да  $F$  і змяненні канцэнтрацыі для ўсяго апарата ад  $y_n$  да  $y_k$  атрымаем

$$\frac{K_y F}{G} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}. \quad (3.46)$$

Знойдзем велічыню  $G$  з матэрыяльнага балансу

$$M = G(y_n - y_k)$$

і

$$G = \frac{M}{y_n - y_k}.$$

Падставіўшы ў (3.46) замест  $G$  яго значэнне, атрымаем

$$\frac{K_y F(y_n - y_k)}{M} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*},$$

адкуль

$$M = \frac{K_y F(y_n - y_k)}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}}. \quad (3.47)$$

Пры параўнанні выказаў (3.47) і (3.38) бачна, што сярэдняя рухальная сіла роўная

$$\Delta y_{\text{сяр}} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}} \quad (3.48)$$

Аналагічна, запісаўшы ўраўненні  $dM = Ldx = K_x dF(x^* - x)$  і  $M = L(x_k - x_n)$ , можна атрымаць

$$M = \frac{K_x F(x_k - x_n)}{\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}} \quad (3.49)$$

і выразіць сярэдняю рухальную сілу ў канцэнтрацыях фазы  $\Phi_x$

$$\Delta x_{\text{сяр}} = \frac{x_k - x_n}{\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}} \quad (3.50)$$

Праінтэграваць правую частку выказаў (3.48), (3.50) нельга, таму што невядомы характар змянення крывой раўнавагі.

Знайскі  $\Delta y_{\text{сяр}}$  або  $\Delta x_{\text{сяр}}$  можна ў прыватным выпадку, калі рабочая і раўнаважная лініі мяняюцца па лінейным законе (г. зн. прамыя).

Выдзелім элемент паверхні  $dF$  кантакту фаз і запішам ураўненні матэрыяльнага балансу для элементарнай паверхні кантакту фаз (прыем, што пераход рэчыва ажыццяўляецца з газавай фазы ў вадкасную ў супрацьцэчным рэжыме,  $K = \text{const}$ ):

$$dM = K_y dF(y - y^*) = -G dy = \frac{1}{2} L dx \quad (3.51)$$

Колькасць рэчыва, якое пераходзіць з адной фазы ў другую, роўная

$$M = G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n) \quad (3.52)$$

Падзяліўшы ўраўненне (3.51) на (3.52), атрымаем

$$\frac{K_y dF(y - y^*)}{M} = -\frac{dy}{y_n - y_k} = \frac{dx}{x_n - x_k} \quad (3.53)$$

Але  $dx = \frac{dy^*}{m}$ ,  $x_k = \frac{y_n^*}{m}$ ,  $x_n = \frac{y_k^*}{m}$ . Падставім атрыманыя выразы ў (3.53):



$$\frac{K_y dF(y-y^*)}{M} = -\frac{dy}{y_n - y_k} = \frac{dy^*}{y_k^* - y_n^*}$$

Выкарыстаўшы правіла прапорцый, можна запісаць

$$\frac{K_y dF(y-y^*)}{M} = -\frac{d(y-y^*)}{y_n - y_k + y_k^* - y_n^*},$$

або

$$\frac{K_y dF(y_n - y_k + y_k^* - y_n^*)}{M} = -\frac{d(y-y^*)}{y - y^*}.$$

Пасля інтэгравання апошняга выразу ў межах паверхні ад 0 да  $F$  і канцэнтрацый ад  $y_n - y_n^*$  да  $y_k - y_k^*$  атрымаем

$$\frac{K_y F [(y_n - y_n^*) - (y_k - y_k^*)]}{M} = \ln \frac{y_n - y_n^*}{y_k - y_k^*}.$$

Абзначым  $y_n - y_n^* = \Delta y_6$  і  $y_k - y_k^* = \Delta y_m$  і знойдзем велічыню  $M$ :

$$M = K_y F \frac{(\Delta y_6 - \Delta y_m)}{\ln \frac{\Delta y_6}{\Delta y_m}}. \quad (3.54)$$

Супастаўляючы выразы (3.54) і (3.38), бачым, што

$$\Delta y_{сяр} = \frac{\Delta y_6 - \Delta y_m}{\ln \frac{\Delta y_6}{\Delta y_m}}. \quad (3.55)$$

Аналагічна можна паказаць, што ў канцэнтрацыях фазы  $\Phi_x$

$$\Delta x_{сяр} = \frac{\Delta x_6 - \Delta x_m}{\ln \frac{\Delta x_6}{\Delta x_m}}, \quad (3.56)$$

дзе  $\Delta x_6 = x_k^* - x_k$ ;  $\Delta x_m = x_n^* - x_n$  (рыс. 3.7).

Адзначым, што выразы (3.55) і (3.56) падобныя на ўраўненні для разліку сярэдняй рухальнай сілы для працэсаў цеплаабмену. Для

тэхнічных разлікаў пры  $\Delta y_6 / \Delta y_m \leq 2$  з дастатковай дакладнасцю можна выкарыстоўваць формулы для разліку сярэдняй рухальнай сілы

$$\Delta y_{\text{сяр}} = \frac{\Delta y_6 + \Delta y_m}{2} \quad (3.57)$$

і адпаведна

$$\Delta x_{\text{сяр}} = \frac{\Delta x_6 + \Delta x_m}{2}. \quad (3.58)$$

*Лік адзінак пераносу.* Інтэграл у назойніку ўраўненняў (3.47), (3.49) называюць лікам адзінак пераносу і абазначаюць праз  $n_{0y}$  або  $n_{0x}$  адпаведна канцэнтрацыям фазы  $\Phi_y$  або  $\Phi_x$ :

$$n_{0y} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}; \quad (3.59)$$

$$n_{0x} = \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}. \quad (3.60)$$

Падставіўшы значэнні  $n_{0y}$  або  $n_{0x}$  ва ўраўненні (3.48), (3.50), устанавім сувязь паміж лікам адзінак пераносу і сярэдняй рухальнай сілай:

$$n_{0y} = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{\text{сяр}}}; \quad (3.61)$$

$$n_{0x} = \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{\text{сяр}}}. \quad (3.62)$$

Такім чынам з (3.61), (3.62) бачна, што лік адзінак пераносу зваротна прапарцыянальны сярэдняй рухальнай сіле і характарызуе змяненне рабочай канцэнтрацыі, якое прыходзіцца на адзінку рухальнай сілы. Адну адзінку пераносу можна разглядаць як участак апарата, на якім змяненне канцэнтрацыі адной з фаз роўнае сярэдняй рухальнай сіле.

Трэба адзначыць, што вышэйпрыведзеныя залежнасці для разліку ліку адзінак пераносу і сярэдняй рухальнай сілы выведзены пры дапушчэнні, што рабочая лінія з'яўляецца прамой. Пры крывой рабочай лініі разлік сярэдняй рухальнай сілы і ліку адзінак пераносу ўскладняецца.

Агульны лік адзінак пераносу  $n_{0y}$  і  $n_{0x}$ , як паказана [7], можна выразіць праз лік адзінак пераносу ў фазах, паміж якімі ажыццяўляецца масаперадача. Для гэтага замест ўраўненняў масаперадачы

трэба прыняць ураўненні масааддачы. Напрыклад, апошняе можна запісаць

$$-Gdy = \beta_y (y - y_m) dF.$$

Пасля інтэгравання па усёй паверхні масапераносу атрымаем лік адзінак пераносу для фазы  $\Phi_y$ :

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_m} = \frac{\beta_y F}{G} = n_y. \quad (3.63)$$

Аналагічна лік адзінак пераносу для фазы  $\Phi_x$

$$\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_m - x} = \frac{\beta_x F}{L} = n_x. \quad (3.64)$$

Запішам ураўненне масаперадачы  $-Gdy = K_y (y - y^*) dF$  і таксама праінтэгруем:

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = n_{0y} = \frac{K_y F}{G}. \quad (3.65)$$

Але  $\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}$ . Падставіўшы гэты выраз у (3.65), а замест  $\beta_y$ ,

$\beta_x$  іх значэнні з ураўненняў (3.63) і (3.64), атрымаем

$$\frac{1}{n_{0y}} = \frac{1}{n_y} + \frac{mG}{n_x L} = \frac{1}{n_y} + \frac{1}{n_x A}. \quad (3.66)$$

Велічыню  $A = L / (mG)$  называюць фактарам працэсу масаперадачы.

Па аналогіі можна вывесці залежнасць па фазе  $\Phi_x$ .

$$\frac{1}{n_{0x}} = \frac{1}{n_x} + \frac{A}{n_y}. \quad (3.67)$$

**Вызначэнне ліку адзінак пераносу.** Для практычных разлікаў колькасць адзінак пераносу можна вызначыць метадам графічнага інтэгравання, калі від функцыі  $y^* = f(x)$  або  $x^* = f(y)$  невядомы і немагчыма аналітычна зрабіць разлік, а таксама простым графічным метадам.

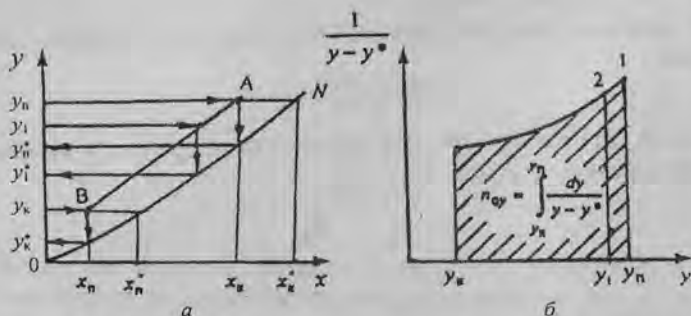


Рис. 3.7. Визначення ліку адзінак пераносу графічным інтэграваннем:  
*AB* – рабочая лінія; *ON* – раўнаважная лінія

Метадам графічнага інтэгравання лік адзінак пераносу вызначаюць наступным чынам (напрыклад, для разліку  $n_{0y}$ ). Будуюць кривую залежнасці  $1/(y - y^*)$  ад  $y$ . Для пабудовы трэба ўзяць шэраг значэнняў  $y_i$  ад  $y_n$  да  $y_k$  (чым больш прынята значэнняў, тым дакладней будзе разлік) і для кожнага  $y_i$  знайсці  $y_i^*$  і суадносіны  $1/(y_i - y_i^*)$ . Напрыклад, для  $y_n$  можна па графіку на рыс. 3.7, *a* знайсці  $y_n^*$  і адзначыць пункт 1 на рыс. 3.7, *б*, які адпавядае каардынатам  $1/(y_n - y_n^*) - y_n$ . Затым прыняць  $y_1$ , на рыс. 3.7, *a* знайсці  $y_1^*$  і адзначыць пункт 2 на рыс. 3.7, *б* з каардынатамі  $1/(y_1 - y_1^*) - y_1$  і г. д. Пасля пабудовы знаходзяць плошчу  $S$  (на рыс. 3.7, *б* яна заштрыхавана), якая з улікам маштабаў  $M_1$  і  $M_2$  па восях будзе адпавядаць інтэгралу

$$n_{0y} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = S \cdot M_1 \cdot M_2. \quad (3.68)$$

Аналагічна можна знайсці  $n_{0x}$ .

У выпадку, калі раўнаважная лінія на ўсіх участках, адпаведных адной адзінцы пераносу, з'яўляецца прамой або мае малую крывізну, а рабочая лінія прмая, тады можна лік адзінак пераносу знайсці простым графічным метадам. Для графічнага вызначэння ліку пераносу на  $x$ -дыяграме (рыс. 3.8) праводзяць лінію  $mn$ , якая дзеліць папалам адрэзкі ардынат паміж рабочай лініяй і раўнаважнай. Затым праз пункт  $B$  на рабочай лініі праводзяць гарызонталь, прычым адрэзкі  $Be$  і  $ed$  павінны

быць аднолькавыя ( $Be = ed$ ). З пункта  $d$  праводзяць вертыкаль  $df$  да перасячэння з рабочей лініяй. З падабенства трохвугольнікаў  $Bdf$  і  $Bek$ , з улікам, што  $Bd = 2Be$  і  $ke = kl/2$ , вынікае  $df = kl$ . Ступенька  $Bdf$  адпавядае некатораму ўчастку апарата, у якім змяненне рабочых канцэнтрацый у фазе  $\Phi_y$  роўная  $df$ , а ў фазе  $\Phi_x$  –  $Bd$ . Адрэзак  $kl$  з'яўляецца сярэдняй рухальнай сілай на гэтым участку. Паколькі  $kl = df$ , то ступенька  $Bdf$  адпавядае адной адзінцы пераносу. Такім чынам будуць ступенькі да пункта  $A$  і знаходзяць лік адзінак пераносу. Калі паміж пунктамі не ўлічваецца цэлы лік ступенек, г. зн. лік адзінак пераносу не цэлы лік, тады велічыню долі поўнай ступенькі (апошняй) вызначаюць па суадносінах адрэзкаў  $Ap$  і  $st$  ( $Ap/st$ ). Апошні праводзяць паміж рабочей лініяй і раўнаважнай праз сярэдзіну адрэзка  $rp$ .

Пры размяшчэнні рабочей лініі ніжэй за раўнаважную пабудову ступенек праводзяць не з пункта  $B$ , як вышэй апісана, а з пункта  $A$ .

Пры выкарыстанні графічнага метаду дасягаюцца даволі дакладныя вынікі пры ўмове, што адносіны рухальных сіл на канцах апарата не перавышаюць 2.

**Вышыня адзінкі пераносу.** Вышыня адзінкі пераносу з'яўляецца кінетычнай характарыстыкай для апаратаў з безупынным кантактам фаз. Каб вызначыць вышыню адзінкі пераносу, запішам матэрыяльны баланс пры масаперадачы з газавай фазы ў вадкасную ( $\Phi_y \rightarrow \Phi_x$ ). Колькасць рэчыва складзе

$$M = G(y_n - y_k).$$

Велічыня  $M$  можа быць вызначана і праз аб'ёмны каэфіцыент масаперадачы, г. зн.

$$M = K_y \cdot a \cdot V \cdot \Delta y_{\text{ср}} = K_y \cdot a \cdot S \cdot H \cdot \Delta y_{\text{ср}}$$

дзе  $H$  – рабочая вышыня апарата;  $S$  – плошча папярочнага сячэння апарата.

Прыраўняўшы правыя часткі выказаў, знойдзем  $H$ :

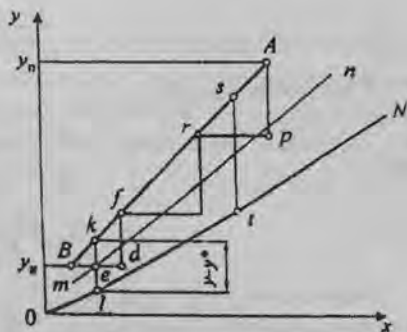


Рис. 3.8. Графічнае вызначэнне ліку адзінак пераносу.  
 $AB$  – рабочая лінія;  $ON$  – раўнаважная лінія

$$H = \frac{G}{K_y \cdot a \cdot S} \cdot \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{\text{сяр}}} \quad (3.69)$$

З улікам формулы (3.61)

$$H = h_{0y} \cdot n_{0y}, \quad (3.70)$$

дзе

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y \cdot a \cdot S}. \quad (3.71)$$

Велічыня  $h_{0y}$  мае размернасць, якая выражаецца ў метрах і называецца вышынёй адзінкі пераносу (ВАП).

Аналагічна можна атрымаць і вышыню адзінкі пераносу, выражаную праз канцэнтрацыі вадкаснай фазы:

$$h_{0x} = \frac{L}{K_y \cdot a \cdot S} \quad (3.72)$$

і

$$H = h_{0x} \cdot n_{0x}. \quad (3.73)$$

Вышыня адзінкі пераносу (ВАП) адпавядае вышыні апарата, эквівалентнай адной адзінцы пераносу. Як бачна з (3.71) і (3.72), ВАП зваротна прапарцыянальная аб'ёмнаму каэфіцыенту масаперадачы. Г. зн., што чым вышэйшая інтэнсіўнасць масаперадачы, тым меншая велічыня  $h_{0y}$  ( $h_{0x}$ ).

Значэнні вышыні адзінак пераносу звычайна знаходзяць па эмпірычных залежнасцях, атрыманых на падставе эксперыментальных даных.

Такім чынам, прыведзеныя велічыні, якія характарызуюць кінетыку масаперадчы, – паверхневы каэфіцыент масаперадачы, аб'ёмны каэфіцыент масаперадачы і вышыня адзінак пераносу злучаны паміж сабой і выражаюць толькі розную колькасную меру інтэнсіўнасці масаперадчы. Таму ўсе метады разліку вышыні масаабменных апаратаў з дапамогай гэтых кінетычных велічынь можна лічыць раўнацэннымі.

**Каэфіцыент выбірання (абагачэння).** Эфектыўнасць работы масаабменнага апарата можна ахарактарызаваць ступенню выбірання размеркаванага кампанента з газавай сумесі або з вадкаснага раствору. Г. зн., калі паглынаецца, напрыклад, вадкаснай фазай колькасць рэчыва з газавай фазы  $M = G(y_n - y_k)$ , а максімальная магчымая коль-

касць складае  $M_{\max} = G(y_n - y_k^*)$  ( $y_k^*$  – канцэнтрацыя кампанента ў газавай фазе, раўнаважная з канцэнтрацыяй  $x_n$  вадкасці, якая паступае ў апарат). Адносіны сапраўднай масы кампанента, які перайшоў з газавай фазы ў вадкасную, да максімальна магчымай называюць каэфіцыентам выбірання (або абагачэння).

$$\varphi_y = \frac{y_n - y_k^*}{y_n - y_k^*}, \quad (3.74)$$

або ў канцэнтрацыях вадкаснай фазы

$$\varphi_x = \frac{x_k - x_n}{x_k - x_n}, \quad (3.75)$$

дзе  $y_k^*$ ,  $x_k^*$  – канцэнтрацыі кампанента ў газавай і вадкаснай фазах, раўнаважныя з канцэнтрацыяй на ўваходзе іх у апарат ( $x_n$  і  $y_n$ ).

Паміж велічынёй  $\varphi$  і лікам адзінак пераносу, г. зн. і сярэдняй рухальнай сілай, існуе сувязь. У залежнасці ад рэжыму ўзаемадзеяння фаз пры адсутнасці рэцыркуляцыі гэта сувязь выражаецца наступным чынам [26, с. 175]:

для супрацьцёку

$$A \neq 1, n_{0y} = \frac{A}{A-1} \ln \frac{1 - \varphi_y / A}{1 - \varphi_y}, \quad (3.76)$$

$$A = 1, n_{0y} = \frac{\varphi}{1 - \varphi}; \quad (3.77)$$

для прамацёку

$$n_{0y} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[ \frac{A}{A(1 - \varphi) + \varphi} \right]; \quad (3.78)$$

для перакрываванага цёку

$$n_{0y} = -\ln \left[ 1 - A \ln \frac{A}{A - \varphi} \right]. \quad (3.79)$$

Пры аналізе выказаў (3.76)–(3.79) бачна, што меншай велічынёй  $n_{0y}$  (г. зн. і меншымі размерамі апарата) пры аднолькавых велічынях  $A$

і ф з'яўляецца супрацьдэчны рэжым узаемадзеяння фаз, а прамадэчны – найбольшай велічыней  $n_{0y}$ . З гэтай прычыны ў большасці масаабменных апаратаў выкарыстоўваюць супрацьдэчны рэжым, хаця пры вялікіх значэннях  $A$  (г. зн. пры значных расходах паглынальніка і яго канцэнтрацыя мяняецца нязначна) узаемны накірунак руху фаз робіць невялікі ўплыў на рухальную сілу. У гэтым выпадку можа аказацца мэтазгодным выкарыстанне і прамадэчных апаратаў.

3.6.3. Уплыў розных фактараў на працэс масаабмену. На велічыні каэфіцыентаў масааддачы і масаперадачы ўплываюць розныя фактары: гідрадынамічныя, геаметрычныя і фізіка-хімічныя. У залежнасці ад тыпу апарата вялікі ўплыў робяць гідрадынамічныя фактары. Геаметрычныя фактары (размер насадкі ў насадках апаратах, размер элементаў талерак і г. д.) робяць меншы, але часта дастаткова значны ўплыў на велічыні каэфіцыентаў масааддачы. Да ліку фізіка-хімічных фактараў адносяцца тэмпература, ціск, фізічныя ўласцівасці фаз, канцэнтрацыі і г. д.

Гідрадынаміка плыней фаз злучана з такімі непажаданымі з'явамі, як падоўжнае і папярочнае перамешванне. Пры разглядзе сярэдняй рухальнай сілы мелася на ўвазе, што плыні фаз раўнамерна размеркаваны па папярочным сячэнні апарата, г. зн. усе часцінкі кожнай фазы рухаюцца з аднолькавымі хуткасцямі. Такое дапушчэнне характэрнае для мадэлі ідэальнага выціскання, градыент канцэнтрацыі пры гэтым найбольшы і рухальная сіла працэсу масаперадачы максімальная. На самай справе структура плыней у апаратах адрозніваецца ад структуры, якая адпавядае ідэальнаму выцісканню, па розных прычынах: перамешванне часцінак вадкасці ўздоўж восі апарата (напрыклад, пырскавынасам, рознай хуткасцю плыні па папярочным сячэнні, утварэнне застойных зон, рознай шчыльнасці і г. д.). Масаабменным апаратам, якія выкарыстоўваюцца ў прамысловасці, часцей за ўсё адпавядае прамежкавая мадэль, г. зн. неідэальнага выціскання і неідэальнага змешвання. На рыс. 3.9 схематычна паказаны ўплыў падоўжнага перамешвання пры супрацьдэчным рэжыме ўзаемадзеяння плыней на змяненне канцэнтрацый па вышыні апарата. З рыс. 3.9 бачна, што рухальная сіла працэсу пры наяўнасці падоўжнага перамешвання (суцэльных ліній) памяншаецца, прычым канцэнтрацыі фаз рэзка мяняюцца пры ўваходзе ў апарат.



Папярочнае перамяшванне ўзнікае як у выніку першапачатковай нераўнамернасці пры ўваходзе плыней у апарат, так і з прычыны тых ці іншых парушэнняў пры руху плыней праз апарат. Як правіла, з павелічэннем маштабу апарата ўплыў папярочнай нераўнамернасці павялічваецца, што прыводзіць да пагаршэння работы масаабменнага апарата.

Трэба адзначыць, што ўплыў розных фактараў можа адрознівацца для розных апаратаў і розных гідрадынамічных рэжымаў узаемадзеяння фаз. Больш падрабязную інфармацыю можна знайсці ў літаратуры [26].

### 3.7. Метады разліку асноўных размераў масаабменных апаратаў

Асноўныя размеры, якія трэба вызначыць пры тэхналагічным разліку масаабменных апаратаў, – гэта дыяметр апарата і яго рабочая вышыня.

Разлік дыяметра апарата праводзяць па аб'ёмным расходзе і сярэдняй фіктыўнай (аднесенай да плошчы апарата) хуткасці  $w_0$  газу (пары) для сістэм газ – вадкасць або вадкасці для сістэм вадкасць – вадкасць. Для цыліндрычных апаратаў дыяметр знаходзяць па формуле

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_0}} \quad (3.80)$$

Звычайна расход  $V$  – велічыня вядомая. Сярэдняя хуткасць  $w_0$  залежыць ад шмат якіх фактараў, таму пры яе выбары трэба кіравацца наступным: пры павелічэнні хуткасці павялічваюцца каэфіцыенты масаперадачы за кошт турбулізацыі плыні, а таксама наверхні кантакту. Але пры гэтым узрастаюць гідраўлічнае супраціўленне апарата (адпаведна растуць энергасатраты) і вынас кропель вадкасці, які ад-

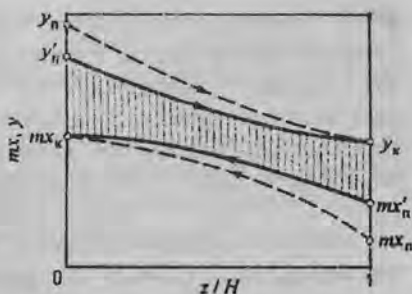
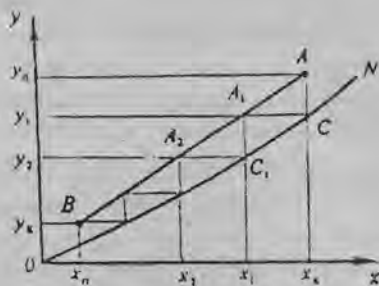


Рис. 3.9. Змяненне канцэнтрацыі газу і вадкасці па вышыні апарата пры наяўнасці (суцэльнай лініі) і адсутнасці (пункцірнай лініі) падоўжнага перамяшвання

моўна ўплывае на эфектыўнасць масаабмену. Выбраць аптымальную хуткасць можна шляхам тэхніка-эканамічнага разліку. На практыцы для разліку фіктыўнай хуткасці часта выкарыстоўваюць максімальную хуткасць (напрыклад, хуткасць, пры якой адбываецца «захлынанне» апарата, або празмерны вынас). У гэтым выпадку прымаюць фіктыўную хуткасць меншай за максімальную прыблізна на 10–20%.

Рабочую вышыню апарата  $H$  можна знайсці рознымі метадамі. Для безупыннага кантакту фаз рабочую вышыню апарата знаходзяць на падставе разліку кінетычных велічынь  $K$ ,  $K_V$  або  $h$ . Калі магчыма вызначыць удзельную паверхню кантакту фаз  $a = F/V$ , тады можна выкарыстоўваць ураўненні масаперадачы (3.38), (3.39), у якіх каэфіцыент масаперадачы  $K$  аднесены да адзінкі паверхні  $F$ . Па велічыні  $a$  разлічваюць аб'ём апарата і яго вышыню  $H$ . Вышыню апарата можна вызначыць і праз аб'ёмны каэфіцыент масаперадачы  $K_V$ , а таксама па ліку адзінак пераносу і іх вышыні.

Для разліку масаабменных апаратаў са ступеньчатым кантактам фаз (талеркавых калон) іншы раз выкарыстоўваюць разлік праз аб'ёмны каэфіцыент масаперадачы  $K_V$ , прычым ён вызначаецца на адзінку аб'ёму пены або эмульсіі, дзе адбываецца масаабмен, а таксама праз каэфіцыент масаперадачы, аднесены да адзінкі рабочай плошчы талерак. У інжынернай практыцы распаўсюджаны метад разліку рабочай вышыні апарата па так званым ліку тэрэтычных талерак, пад якімі разумеюць (аднафазавы) кантакт узаемадзеючых плыней, пры якім дасягаецца фазавая раўнавага. Метад разліку тэрэтычных талерак паказаны на рыс. 3.10 для супрацьдзейнага ўзаемадзеяння фаз. Як бачна з рыс. 3.10, узаемадзеянне адбываецца на  $n$  ступенях кантакту (талерак).



Рыс. 3.10. Разлік тэрэтычных талерак:  $AB$  — рабочая лінія;  $ON$  — раўнаважная лінія

На першай знізу талерцы мяняецца канцэнтрацыя ў газавай фазе ад  $y_n$  да  $y_1 = y_n^*$  — раўнаважнай канцэнтрацыі з вадкасцю, якая пакідае талерку (на рыс. 3.10 адрэзак  $AC$ ). Пры гэтым у вадкай канцэнтрацыя паглынаемага кампанента мяняецца (павялічваецца) ад канцэнтрацыі  $x_1$  да  $x_k$  (адрэзак  $A_1C_1$ ). На другой талерцы канцэнтрацыя кампанента ў газавай фазе памяншаецца ад  $y_1$  да  $y_2$

(таксама да раўнаважнай канцэнтрацыі, адрэзак  $A_1C_1$ ), а ў вадкаснай фазе павялічваецца ад  $x_2$  да  $x_1$  ( $A_2C_1$ ) і г. д. Такім чынам, можна правесці ступенькі ў межах ад  $y_n$  да  $y_k$  і падлічыць іх колькасць (на рыс. 3.10 тэарэтычных талерак 4).

У рэальных умовах на талераках раўнавага не дасягаецца і колькасць сапраўдных талерак  $n_c$  заўсёды большая за тэарэтычную  $n_t$ . Адносіны  $n_t/n_c = \eta$  называюць сярэднім каэфіцыентам карыснага дзеяння калоны.

Рабочую вышыню апарата пры вядомай колькасці талерак  $n_c$  вызначаюць па формуле

$$H = n_c \cdot h_t, \quad (3.81)$$

дзе  $h_t$  — адлегласць паміж талеракамі (рыс. 3.11).

Велічыня  $h_t$  залежыць ад канструкцыі талерак, ад гідрадынамічнага рэжыму ўзаемадзеяння фаз, ад фізічных уласцівасцей плыней. Разлічыць колькасць сапраўдных талерак можна графічным метадам з дапамогай кінетычнай крывой. Для гэтага ўводзяць паняцце эфектыўнасці ступені (паводле Мэрфры). Для  $i$ -й талеркі (рыс. 3.11) эфектыўнасць ступені (пры  $\Phi_y \rightarrow \Phi_x$ ) запішацца

$$E_y = \frac{y_i - y_{i+1}}{y_i - y_i^*}, \quad (3.82)$$

дзе  $y_i^*$  — канцэнтрацыя кампанента ў газавай фазе, раўнаважная з вадкасцю, якая пакідае талерку.

Эфектыўнасць ступені, запісаная ў канцэнтрацыях вадкаснай фазы, мае выгляд

$$E_x = \frac{x_{i+1} - x_i}{x_i^* - x_i}, \quad (3.83)$$

дзе  $x_i^*$  — канцэнтрацыя кампанента ў вадкаснай фазе, раўнаважная з газам, які пакідае талерку.

Пры вызначэнні ліку талерак з дапамогай кінетычнай крывой на дыяграме  $y/x$  (рыс. 3.12) праводзяць адвольна вертыкальныя адрэзкі паміж раўнаважнай і рабочай лініямі (напрыклад, адрэзкі  $a_1b_1$ ,  $a_2b_2$  і г. д.), якія дзеляць на адрэзкі ў адносінах, роўных эфектыўнасці талерак  $E_y$ ,

г. зн.  $E_y = \frac{y_i - y_{i+1}}{y_i - y_i^*} = \frac{a_1c_i}{a_1b_1}$ , дзе  $a_1c_i = y_i - y_{i+1}$  і



Рис. 3.11. Схема для разліку эфектыўнасці талеркі

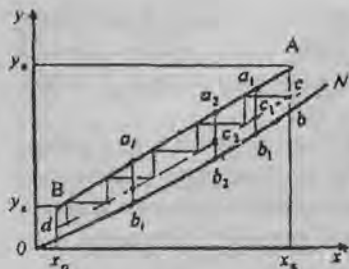


Рис. 3.12. Разлік талерак з дапамогай кінетычнай крывой:  $AB$  – рабочая лінія;  $dc$  – кінетычная крывая;  $ON$  – раўнаважная крывая

$a_i b_i = y_i - y^*$ . Падзяліўшы правядзеныя вертыкальныя адрэзкі і атрымаўшы пункты  $c_1, c_2, \dots, c_n, \dots, c_n$ , праводзяць праз апошнія крывую (кінетычную)  $dc$ . Далей паміж рабочай лініяй і кінетычнай упісваюць ступенькі па аналогіі з рис. 3.10.

Пры выражэнні рухальнай сілы ў канцэнтрацыях вадкаснай фазы пабудова кінетычнай крывой і разлік ліку сапраўдных талерак ажыццяўляецца такім самым спосабам, толькі праводзяць шэраг гарызантальных адрэзкаў паміж рабочай і раўнаважнай крывымі і дзеляць іх у суадносінах, роўных эфектыўнасці талеркі  $E_x$  (гл. формулу (3.83)).

Пры  $E_y = 1$  кінетычная крывая супадае з раўнаважнай і  $n_c = n_r$ .

Велічыні  $E_y, E_x$  залежаць ад шмат якіх фактараў (ад рэжыму ўзаемадзеяння, канструкцыйных параметраў, фізічных уласцівасцей фаз і г. д.), і іх разлік праводзіцца на падставе доследных даных для кожнага масаабменнага працэсу.

Да недахопаў разліку колькасці талерак металам тэарэтычных талерак з'яўляецца тое, што не ўлічваецца змяненне эфектыўнасці талерак па вышыні апарата. Але гэты метад выкарыстоўваюць пры адсутнасці даных аб рэальнай кінетыцы масаабменнага працэсу або калі існуюць доследныя даныя па  $E_y (E_x)$ , атрыманыя ў прамысловых умовах.

Што датычыцца тэарэтычнага разліку колькасці ступеней канцэнтрацыі  $n_c$ , то ўстаноўлена [7, с. 427] сувязь паміж эфектыўнасцю  $E_y$  і каэфіцыентам  $\phi$  для выпадку, калі раўнаважная лінія з'яўляецца прамой ( $m = \text{const}$ ). Атрыманыя выразы для разліку  $n_c$  маюць выгляд

$$n_c = \frac{\ln \frac{A(1-\phi)}{A-\phi}}{\ln \left[ 1 - E_y \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \right]}, \quad (3.84)$$

дзе  $A = L / mG$ .

Пры  $A = 1$  пасля раскрыцця невызначальнасці

$$n_c = \frac{\phi}{E_y(1-\phi)}. \quad (3.85)$$

Ураўненні для разліку колькасці тэарэтычных ступеней кантакту: пры  $E_p = 1$

$$n_T = \frac{\ln \frac{A(1-\varphi)}{A-\varphi}}{\ln \left[ 1 - \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \right]}; \quad (3.86)$$

пры  $A = 1$

$$n_T = \frac{\varphi}{1-\varphi}. \quad (3.87)$$

### 3.8. Масаабмен у сістэмах вадкасць (газ) – цвёрдае цела

Масаабмен паміж вадкасцю (газам) і цвёрдым целам складаецца з двух працэсаў: перамяшчэнне размеркаванага рэчыва ўнутры пор цвёрдага цела да паверхні раздзелу фаз (або наадварот) і пераносу таго ж рэчыва ў вадкасць (газ або пара). Такім чынам, масаперадача з'яўляецца вынікам унутранай і вонкавай дыфузіі. Асаблівасцю гэтых працэсаў (да іх можна аднесці крышталізацыю, экстракцыю з цвёрдых порыстых матэрыялаў, сушку, адсорбцыю) з'яўляецца тое, што ў адрозненне ад безупынных працэсаў яны адбываюцца ў нестацыянарным рэжыме з прычыны змянення канцэнтрацыі  $c$  выдаляемага рэчыва ў цвёрдай фазе як у прасторы, так і ў часе, г. зн.  $c = f(x, y, z, \tau)$ . Як паказана на рыс. 3.13, дзе прыведзена схема масапераносу для аднамернай плыні рэчыва з цвёрдага цела праз плоскую паверхню, у моманты часу  $\tau_1, \tau_2, \dots, \tau_n$  канцэнтрацыя ў цвёрдай фазе мяняецца адпаведна ад  $c_{n0}, c_{10}, c_{20}, \dots, c_{n0}$  у ядры фазы да  $c_{1m}, c_{2m}, \dots, c_{nm}$  на мяжы раздзелу. Такім чынам, паміж пунктамі на паверхні цвёрдага цела і ў яго цэнтры ўзнікае рознасць канцэнтрацый. Гэта рознасць з часам памяншаецца і дасягае нуля пры роўнасці канцэнтрацыі размеркаванага рэчыва ва ўсіх пунктах цвёрдага цела і вадкаснай (газавай) фазы, якая амывае цвёрдае цела. У гэты момант ( $\tau = \infty$ ) масаабмен спыняецца.



Рыс. 3.13. Размеркаванне канцэнтрацый у фазах

Дыфузія кампанента ў цвёрдай фазе адбываецца аналагічна малекулярнай дыфузіі, і ўраўненне масаправоднасці запісваецца аналагічна вядомаму ўраўненню Фіка:

$$dM = -D_m \frac{\partial c}{\partial n} dF dt, \quad (3.88)$$

дзе  $D_m$  – каэфіцыент прапарцыянальнасці, які называюць каэфіцыентам масаправоднасці (аналогічны каэфіцыенту малекулярнай дыфузіі), вызначаецца на падставе эксперыментальных даных.

Ураўненне (3.88) паказвае, якая колькасць (маса) рэчыва  $dM$  пераносіцца шляхам масаправоднасці пры градыенце канцэнтрацыі  $\frac{dc}{dn}$  праз паверхню  $dF$  за час  $dt$ .

Дыферэнцыяльнае ўраўненне масаправоднасці можна атрымаць аналагічна вываду ўраўнення (3.20):

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_m \left( \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) = D_m \Delta c \quad (3.89)$$

( $\Delta$  – аператар Лапласа).

Колькасць рэчыва, якое пераходзіць у ядро плыні вадкасці (газу) ад мяжы раздзелу, роўная

$$dM = \beta dF dt (c_m - c^*), \quad (3.90)$$

дзе  $c_m$ ,  $c^*$  – канцэнтрацыя рэчыва на мяжы раздзелу і раўнаважная канцэнтрацыя.

Пры выкарыстанні прыведзеных залежнасцей (3.88), (3.89), (3.90) атрыманы крытэрыі падабенства (ывад праводзіцца аналагічна вываду вядомых крытэрыяў ( $Nu_d$ ,  $Fo_d$ ,  $Pe_d$ ). Так, калі прыраўняць масу рэчыва, якое падводзіцца да мяжы раздзелу шляхам масаправоднасці адпаведна ўраўненню (3.88) і ўраўненню масааддачы (3.90), атрымаем безразмерны комплекс велічынь, або крытэрыі падабенства, які называюць крытэрыем Біо ( $Bi_d$ ):

$$Bi_d = \frac{\beta l}{D_m}. \quad (3.91)$$

З ураўнення (3.89) пераўтворым метадам падабенства дыфузіійны крытэрыі Фур'е:

$$Fo'_d = \frac{D_m \tau}{l^2}. \quad (3.92)$$

Пры падабенстве працэсаў масаабмену ў сістэмах вадкасць (газ) – цвёрдае цела павінна выконвацца геаметрычнае падабенства. Напрыклад, для аднамернай плыні рэчыва геаметрычнае падабенства выражаюць сімплексам  $x/\delta$  ( $x$  – каардыната дадзенага пункта ў цвёрдым целе;  $\delta$  – вызначальны геаметрычны размер цвёрдага цела, напрыклад, для пласціны – палова яе таўшчыні).

Для рашэння ўраўнення (3.89) неабходна задаць краявыя ўмовы: пачатковыя – размеркаванне канцэнтрацыі ўнутры цела ў пачатковы момант часу (пры  $\tau = 0$ ); межавыя ўмовы (закон узаемадзеяння паміж паверхняй порыстага цела і вадкасцю (газам)); форму і размеры порыстага цела. У выніку аналізу метадам падабенства выразу з улікам краявых умоў атрымана абагульняючае ўраўненне, якое апісвае кінетыку працэсу экстрагавання [43, с. 26]:

$$\frac{c - c_n}{c_0 - c_n} = f \left( Bi'_d, Fo'_d, \frac{x}{l_1}, \frac{y}{l_2}, \frac{z}{l_3}, \beta \right), \quad (3.93)$$

дзе  $c$ ,  $c_0$ ,  $c_n$  – канцэнтрацыя рэчыва ў дадзеным пункце, пачатковая канцэнтрацыя вадкасці ў порах і вадкасці ў апарце адпаведна;  $\frac{x}{l_1}$ ,  $\frac{y}{l_2}$ ,  $\frac{z}{l_3}$  – адносныя пераменныя, якія фіксуюць месцазнаходжанне пункта ў аб'ёме порыстага цела.

На практыцы звычайна вызначаюць час правядзення працэсу. У гэтым выпадку вызначальным параметрам з'яўляецца крытэры  $Fo'_d$ , у які ўваходзіць час  $\tau$ . Разлік па выразе (3.93) грунтуецца на падставе доследных даных (для некаторых працэсаў ураўненні прыведзены ў іншых главах).

## Глава 4. АБСОРБЦЫЯ

### 4.1. Асноўныя паняцці

Абсорбцыя – працэс паглынання газу вадкасцю (абсарбентам), у якой газ растваральны ў той ці іншай ступені. Пры абсорбцыі ўдзельнічаюць две фазы – вадкасная і газавая. Пры гэтым адбываецца пераход рэчыва з газавай фазы ў вадкасную пры абсорбцыі і з вадкаснай фазы ў газавую пры адваротным працэсе, які носіць назву дэсорбцыі.

У прамысловасці, як правіла, паглынаюцца кампаненты (адзін або некалькі) з газавай сумесі. Тыя газы, якія не паглынаюцца, называюць інертнымі. Інертны газ і абсарбент з'яўляюцца носьбітамі кампанента, які паглынаецца.

Адрозніваюць фізічную абсорбцыю і хемасорбцыю. Пры фізічнай абсорбцыі паглыннанне кампанента адбываецца да той пары, пакуль яго парцыяльны ціск у газавай фазе вышэйшы за раўнаважны ціск над растворам. Пры хемасорбцыі абсарбуемы кампанент звязваецца ў вадкаснай фазе ў выглядзе хімічнага злучэння. (Ніжэй разгледжаны ў асноўным пытанні па фізічнай абсорбцыі.)

Працэс абсорбцыі часта спалучаецца з працэсам дэсорбцыі, што дазваляе шматразова выкарыстоўваць паглынальнік і вылучаць абсарбуемы кампанент у чыстым выглядзе.

Абсорбцыя акрамя хімічнай прамысловасці выкарыстоўваецца ў шмат якіх іншых галінах для атрымання гатовых прадуктаў, раздзялення газавых сумесей для вылучэння аднаго або некалькіх каштоўных кампанентаў, ачысткі газу ад прымешкаў шкодных кампанентаў.

Працэсы абсорбцыі характарызуюцца статыкай і кінетыкай.

Статыка абсорбцыі разглядае пытанні раўнавагі паміж фазамі, якая вызначаецца тэрмадынамічнымі ўласцівасцямі кампанента і паглынальніка, іх складу і залежыць ад тэмпературы і ціску.

Кінетыка абсорбцыі, г. зн. хуткасць працэсу масаабмену, вызначаецца рухальнай сілай працэсу (ступенню адхілення сістэмы ад раўнаважнага стану), уласцівасцямі паглынальніка, інертнага газу, кампанента, які паглынаецца, а таксама спосабам кантакту фаз (гідрадынамічным рэжымам узаемадзеяння). Даныя па статыцы і кінетыцы патрэбныя, каб разлічыць асноўныя размеры апаратаў (аб-



(абсорбераў), у якіх праводзіцца працэс. Паколькі масаабмен пры працэсе абсорбцыі адбываецца на паверхні кантакту фаз, то канструкцыйна абсорберы павінны выконвацца так, каб забяспечыць развітую паверхню сутыкнення паміж фазамі (канструкцыі масаабменных апаратаў прыведзены ніжэй).

#### 4.2. Раўнавага паміж фазамі пры фізічнай абсорбцыі

Пры абсорбцыі раствор газу ў вадкасці існуе сумесна з газам, які знаходзіцца над вадкасцю. Пры гэтым колькасць газу ў вадкасці залежыць ад ціску, тэмпературы і складу газавай фазы. У стане раўнавагі для ідэальных раствораў, калі тэмпература раствору вышэйшая за крытычную тэмпературу газу, выкарыстоўваюць ураўненне (закон) Генры [26]:

$$f = H \cdot x, \quad (4.1)$$

дзе  $f$  – фугітыўнасць растваранага газу;  $H$  – канстанта Генры, Па;  $x$  – мольная доля кампанента ў вадкасці.

Пры ніжэйшым ціску велічыню  $f$  можна замяніць на раўнаважны парцыяльны ціск  $p^*$ . Тады ўраўненне (4.1) запішацца ў выглядзе

$$p^* = H \cdot x. \quad (4.2)$$

Канстанта Генры залежыць ад прыроды газу і паглынальніка, а таксама ад тэмпературы. Залежнасць  $H$  ад тэмпературы мае выгляд

$$\ln H = -q/(RT) + C, \quad (4.3)$$

дзе  $q$  – цеплыня растварэння газу, кДж/кмоль;  $R = 8,314$  кДж/(кмоль · град) – універсальная газавая пастаянная;  $T$  – тэмпература растварэння, К;  $C$  – пастаянная, якая залежыць ад прыроды газу і вадкасці і вызначаецца доследным шляхам.

Закон Генры выкарыстоўваецца і для моцнаразбаўленых раствораў, таму што апошнія прыбліжаюцца да ідэальных, а таксама дастаткова дакладна апісвае раўнавагу для дрэннарастваральных газаў. Для газаў з параўнальна высокай растваральнасцю яго можна выкарыстоўваць пры малых канцэнтрацыях.

Калі  $y$  – мольная доля абсарбуемага кампанента ў газавай фазе і  $P$  – агульны ціск, тады парцыяльны ціск гэтага кампанента  $p$  паводле закону Дальтона роўны

$$p = Py. \quad (4.4)$$

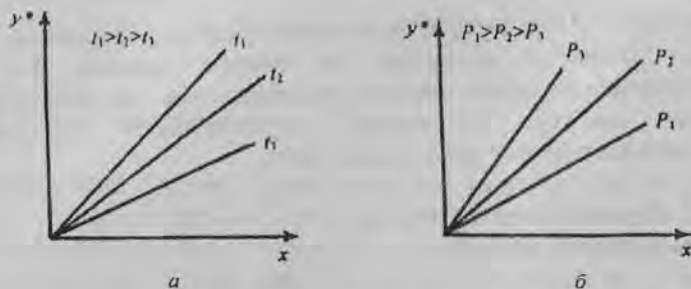


Рис. 4.1. Уплыў тэмпературы (а) і ціску (б) на раўнавагу

Пры раўнавазе з выказаў (4.2) і (4.4) атрымаем

$$y^* = \frac{H}{P} x, \quad (4.5)$$

або

$$y^* = mx, \quad (4.6)$$

дзе  $m_{y,x} = \frac{H}{P}$  – каэфіцыент размеркавання, або канстанта фазавай раўнавагі.

З (4.5), (4.6) бачна, што залежнасць паміж канцэнтрацыямі абсарбуемага кампанента ў газавай фазе і раўнаважнай з ёй вадкасцю выражаецца прамой лініяй, прычым з павелічэннем тэмпературы вугал нахілу (тангенс вугла роўны  $m$ ) узрастае з прычыны павелічэння  $H$ , а пры павелічэнні ціску  $P$ , наадварот, – памяншаецца (рыс. 4.1).

Такім чынам, растваральнасць газу ў вадкасці павялічваецца з павышэннем ціску і паніжэннем тэмпературы.

Канстанта фазавай раўнавагі  $m$  можа быць выражана не толькі праз канцэнтрацыі  $y^*$  і  $x$  (г. зн.  $m = \frac{y^*}{x}$ ), але і праз іншыя велічыні, напрыклад

адносныя канцэнтрацыі  $Y^*$  і  $X$  ( $m_{y,x} = \frac{Y^*}{X}$ ), праз аб'ёмныя  $C_r^*$ ,  $C_b$

$\left( m_c = \frac{C_r^*}{C_b} \right)$  і г. д. Пры выкарыстанні гэтых канцэнтрацый адпаведна будзе

іншы запіс і закону Генры. Каб запісаць закон Генры праз іншыя канцэнтрацыі, трэба выразіць  $y$  і  $x$  праз гэтыя канцэнтрацыі. Напрыклад, калі вы-

карыстоўваць адносныя канцэнтрацыі  $Y, X$ , тады  $y^* = \frac{Y^*}{1+Y^*}$ ,  $x = \frac{X}{1+X}$  (гл. табл. 3.1). Падставіўшы замест  $y^*$  і  $x$  значэнні, атрымаем

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = m \frac{X}{X+1},$$

адкуль

$$Y^* = \frac{mX}{1+(1-m)X}. \quad (4.7)$$

Адзначым, што прысутнасць у раствору дадатковага растваранага кампанента звычайна зніжае растваральнасць газу. У выпадку абсорбцыі шматкампанентных сумесей раўнаважныя залежнасці значна складанейшыя, таму яны ўстанаўліваюцца на падставе доследных даных. Пры абсорбцыі шматкампанентных сумесей на практыцы патрабуецца выбіральная абсорбцыя або аднаго з яе кампанентаў (напрыклад, мэтавага), або некалькіх. У гэтым выпадку для кампанента, які паглынаецца, трэба, каб канстанта фазавай раўнавагі была значна меншая (растваральнасць большая), чым для астатніх. Такія патрабаванні могуць быць дасягнуты шляхам падбору абсарбенту, ціску, тэмпературы, працягласці кантакту фаз.

Што датычыцца разліку раўнавагі пры высокім ціску (дзсяткаў атмасфер і вышэй), то ўраўненне (4.1) дае значныя адхіленні ад доследных даных нават пры невялікіх канцэнтрацыях  $x$ . Гэта тлумачыцца тым, што пры такіх цісках змяненне аб'ёму вадкасці з прычыны растварэння ў ёй газу становіцца сувымерным са змяненнем аб'ёму дадзенага газу. У гэтым выпадку замест ураўнення (4.1) можна выкарыстоўваць формулу

$$\ln \frac{f}{x} = \ln H + \frac{\bar{v}(p-p_0)}{RT}, \quad (4.8)$$

дзе  $\bar{v}$  – парцыянальны мольны аб'ём растваранага газу (разлік апісаны ў літаратуры [31]);  $p$  – ціск;  $p_0$  – ціск пары растваральніка.

### 4.3. Матэрыяльны і цеплавы балансы працэсу

*Матэрыяльны баланс* складаецца па патоках фаз і па абсарбуемых кампанентах. Для абсарбцыйных апаратаў, якія працуюць у рэжымах супрацьцёку або прамацёку, ураўненне матэрыяльнага балансу па патоках пры нелятучым абсарбенте можна запісаць

$$G_n + L_n = G_k + L_k. \quad (4.9)$$

Ураўненне матэрыяльнага балансу па абсарбуемым кампаненце складаецца з улікам таго, што колькасць кампанента  $W_A$ , які пераходзіць з адной фазы ў другую, роўная змянішэнню яго ў газавай фазе і прыросту кампанента ў вадкаснай, г. зн.

$$W_A = G_n y_n - G_k y_k = L_k x_k - L_n x_n, \quad (4.10)$$

дзе  $G_n, G_k$  – расход газавай сумесі на ўваходзе ў апарат і выхадзе з яго, кмоль/с;  $L_n, L_k$  – расход вадкасці на ўваходзе і выхадзе з апарата, кмоль/с;  $y_n, y_k, x_n, x_k$  – канцэнтрацыі кампанента ў газавай і вадкаснай фазах на ўваходзе ў апарат і выхадзе з яго адпаведна, кмоль/кмоль.

Ураўненні (4.9), (4.10) могуць выкарыстоўвацца пры розных спосабах вымярэння расходаў фаз і іх канцэнтрацый. Вышэй прыведзены расходы і канцэнтрацыі ў адзінках вымярэння кмоль/с і кмоль/кмоль, г. зн. у мольных долях.

Выраз (4.10) спрашчаецца, калі прыняць канцэнтрацыі ў адносных мольных долях, а расходы адпаведна выразіць праз колькасць носьбітаў (інертнага газу і абсарбенту). Апошнія не мяняюцца ў працэсе абсорбцыі (пры нелятучым абсарбенте), і таму  $G_n = G_k = G_0$ ,  $L_n = L_k = L_0$ . Тады ўраўненне (4.10) прыме выгляд

$$W_A = G_0 (Y_n - Y_k) = L_0 (X_k - X_n), \quad (4.11)$$

або

$$\pm \frac{L_0}{G_0} = l_0 = \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n} = \operatorname{tg} \alpha. \quad (4.12)$$

Адносіны  $l_0 = L_0 / G_0$  – удзельны расход вадкасці.

Для элемента паверхні кантакту  $dF$  ураўненне матэрыяльнага балансу (4.9), (4.10) запішацца як

$$-dG = dL; \quad (4.13)$$

$$dW_A = -d(Gy) = d(Lx), \quad (4.14)$$

пры  $G = \text{const}, L = \text{const}$

$$dW_A = -G_0 dY = L_0 dX. \quad (4.15)$$

У каардынатах  $YX$  змяненне канцэнтрацый адбываецца прамалінейна, і нахіл рабочай лініі адпавядае тангенсу вугла  $\operatorname{tg} \alpha = l_0 = L_0 / G_0$ .

Аднак выкарыстанне адносных канцэнтрацый у якасці рухальнай сілы іншы раз прыводзіць да значнай памылкі. Таму пабудова рабочай лініі як прамой дапушчальна пры змяшчэнні кампанента ў газавай і вадкаснай фазах не больш як 5–10%. Акрамя таго, трэба мець на ўвазе, што пры выкарыстанні закону Генры раўнаважная лінія прымае выгляд адпаведна ўраўненню (4.7) і тым самым уяўляе сабой крывую лінію.

Каб пабудаваць рабочую лінію ў каардынатах  $ux$ , разгледзім ніжнюю частку апарата (можна і верхнюю) паміж уваходам газавай сумесі ў апарат і адвольным сячэннем (рыс. 3.2, а). Запішам матэрыяльны баланс па абсарбуемым кампанентам для гэтай часткі (прыем супрацьдзейны рух вадкасці і газу, вадкасць нелятучая):

$$G_n y_n - Gy = L_k x_k - Lx, \quad (4.16)$$

$$G_n - G = G_n y_n - Gy, \quad (4.17)$$

$$L_k - L = L_k x_k - Lx. \quad (4.18)$$

З (4.17) і (4.18) выразім  $G$  і  $L$

$$G = G_n \frac{1 - y_n}{1 - y},$$

$$L = L_k \frac{1 - x_k}{1 - x}.$$

Падставіўшы  $G$  і  $L$  у выраз (4.16), знойдзем  $y$ :

$$y = \frac{(y_n - l_n x_k) - (y_n - l_n)x}{(1 - l_n x_k) - (1 - l_n)x}, \quad (4.19)$$

дзе  $l_n = L_k / G_n$  – удзельны расход абсарбенту на ўваходзе газу ў апарат.

Можна вызначыць таксама ўдзельны расход абсарбенту для павольнага сячэння, падзяліўшы выраз (4.17) на (4.18):

$$l = \frac{L}{G} = l_n \frac{(1 - x_k) \cdot (1 - y)}{(1 - y_n) \cdot (1 - x)}. \quad (4.20)$$

Аналагічна можна атрымаць залежнасць для рабочай лініі і для прамадэчнага руху фаз. Для гэтага запішам для верхняй часткі апарата (рыс. 3.2, б) матэрыяльныя балансы:

$$G_n y_n - Gy = Lx - L_n x_n, \quad (4.21)$$

$$G_n - G = G_n y_n - Gy, \quad (4.22)$$

$$L - L_n = Lx - L_n x_n. \quad (4.23)$$

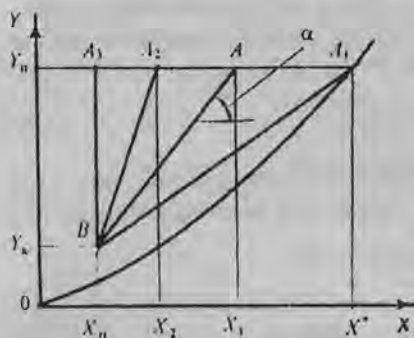
Калі выразіць з ураўненняў (4.22) і (4.23)  $G$  і  $L$  і падставіць іх значэнні ў выраз (4.21), атрымаем ураўненне рабочей лініі ў выглядзе

$$y = \frac{(y_n + l_n x_n) - (y_n + l_n)x}{(1 + l_n x_n) - (l_n + 1)x}. \quad (4.24)$$

Выразы (4.19), (4.24) уяўляюць сабой ураўненні рабочих ліній і выражаюць залежнасць паміж канцэнтрацыямі фаз  $y$  і  $x$  у адвольным сячэнні апарата. Рабочая лінія не павінна перасякаць раўнаважную або датыкацца да яе. Калі б яна перасякала або датыкалася да раўнаважнай лініі, гэта азначала б, што дасягаецца раўнавага паміж газам і вадкасцю, што магчыма пры бясконца вялікай паверхні кантакту.

Каб пабудаваць рабочую лінію па ўраўненні (4.19) або (4.24), трэба вызначыць каардынаты шэрагу пунктаў (задашы значэнні  $x_1, x_2, \dots$ ).

*Разлік расходу абсарбенту.* Звычайна вядомы расход газавай фазы з пачатковай і канчатковай канцэнтрацыямі абсарбуемага кампанента. Пры вядомых велічынях  $G_n, Y_n, Y_k$  (для прастаты будзем выкарыстоўваць адносныя канцэнтрацыі), пасля таго як выбраны абсарбент з пачатковай канцэнтрацыяй  $X_n$ , з матэрыяльнага балансу (4.11) бачна, што ўдзельны расход  $l_0 = L_0 / G_0$  будзе вызначаць тангенс вугла нахілу рабочей лініі (рыс. 4.2) і адпаведна рухальную сілу працэсу. Чым большая велічыня  $l_0$ , тым большая рухальная сіла і, адпаведна, будзе меншая велічыня апарата (лік талерак або вышыня насадкі меншшая). Размяшчэнне пункта  $A$  будзе паміж пунктамі  $A_3$  і  $A_1$ , якія вызначаюцца пры  $L = \infty$  і  $L = \min$  ( $\operatorname{tg} \alpha = \infty$  і  $\operatorname{tg} \alpha = \min$ ). Прыняць  $L = \infty$  немагчыма, хаця рухальная сіла працэсу будзе максімальная, таксама як і  $L = \min$  (рухальная сіла ў пункце дотыку роўная нулю). Такім чынам, абодва выпадкі з'яўляюцца лімітавымі.



Рыс. 4.2. Да разліку расходу абсарбенту

Для рэальнага працэсу раўнавага паміж фазамі не дасягаецца ( $X < X^*$ ) і  $l_0$  павінна заўсёды быць большая за  $l_{\min}$ , г. зн. пункт  $A$  павінен знаходзіцца левей за пункт  $A_1$ . Калі расход абсарбенту па тэхналагічных умовах не зададзены, разлічваюць  $l_{\min}$  па формуле

$$l_{\min} = \left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{Y_{\text{п}} - Y_{\text{к}}}{X^* - X_{\text{п}}}, \quad (4.25)$$

дзе  $X^*$  – канцэнтрацыя кампанента ў вадкасці, раўнаважная з газам, які ўваходзіць у апарат.

Вызначыўшы  $l_{\min}$ , разлічваюць сапраўдны расход абсарбенту, прыняўшы

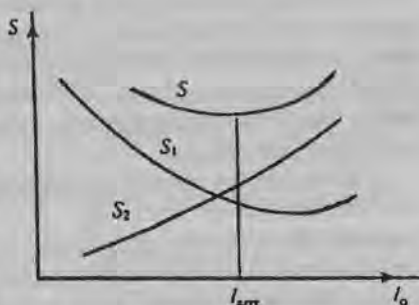
$$l_c = k \cdot l_{\min}, \quad (4.26)$$

дзе  $k$  – каэфіцыент, які прымаецца большым за 1,  $k \cong 1,2-1,4$ .

Выбар каэфіцыента  $k$  лепш рабіць з дапамогай аналізу на падставе тэхніка-эканамічнага разліку. Суму затрат на паглыннанне 1 кмоль газу, які абумоўлены  $l_0$ , можна ўявіць такім чынам:

$$S = S_1 + S_2, \quad (4.27)$$

дзе  $S_1$  – страты, якія залежаць ад размераў абсорбера (рамонт, вартасць энергіі, што ідзе на пераадоўванне гідраўлічнага супраціўлення, амартызацыю і інш.);  $S_2$  – страты, якія залежаць ад расхода абсарбенту (расходы на дэсорбцыю, перапампоўванне і г. д.). На рыс. 4.3 гэтыя страты схематычна можна паказаць у выглядзе крывых  $S_1$  і  $S_2$ . Крывая  $S_1$  мае мінімальнае значэнне па той прычыне, што з павелічэннем  $l_0$  рухальная сіла павялічваецца, вышыня апарата і гідраўлічнае супраціўленне памяншаюцца. Але адначасова павялічваецца дыяметр апарата. Пры некаторых значэннях  $l$  аб'ём апарата пачынае павялічвацца, што прыводзіць да росту  $S_1$ .



Рыс. 4.3. Да разліку аптымальнага расхода абсарбенту

Страты  $S_2$  з павелічэннем  $l_0$  будуць пастаянна расці. Такім чынам, калі гэтыя дзве крывыя скласці, атрымаем крывую  $S$ , якая будзе адлюстроўваць сумарныя затраты. Яна будзе таксама мець мінімум, які адпавядае аптымальнаму значэнню  $l_{\text{опт}}$ .

**Цеплавы баланс.** Вылучэнне цяпла пры абсорбцыі прыводзіць да змянення тэмпературы як абсарбенту, так і газу. Пры гэтым становіцца раўнаважнай лінія мяняецца з прычыны таго, што раўнаважная канцэнтра-

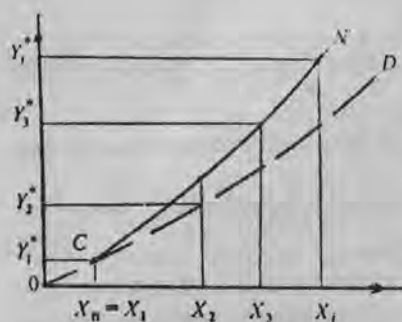


Рис. 4.4. Кривыя раўнавагі пры ізатэрмічнай (OCD) і неізатэрмічнай (OCN) абсорбцыі

розныя спосабы: рэцыркуляцыю вадкасці праз вынасныя халадзільнікі; ахалоджванне элементаў, якія размяшчаюцца ўнутры абсорбера (унутраны адвод) або паміж ступенямі пры шматступеневай абсорбцыі (прамежкавы). Таксама цяпло адводзіцца ў выніку страт цяпла ў навакольнае асяроддзе. Разгледзім працэсы абсорбцыі нелятучым паглынальнікам без адводу цяпла і з прамежкавым адводам, пры якім халадзільнікі размешчаны звонку абсорбера.

Каб прыблізна вызначыць становішча раўнаважнай лініі, прыем, што цеплаёмкасць вадкасці – велічыня пастаянная ( $c = \text{const}$ ) і награванне газавай фазы адсутнічае, а цяпло, якое вылучаецца пры абсорбцыі, ідзе толькі на нагрэў вадкасці. Запішам ўраўненне матэрыяльнага балансу для адвольнага сячэння апарата:

$$M = L_0(X - X_n). \quad (4.28)$$

Колькасць цяпла, якое вылучаецца, ідзе на нагрэў вадкасці адпаведна ўраўненню цеплавога балансу:

$$qM = L_0c(t - t_n), \quad (4.29)$$

дзе  $q$  – дыферэнцыяльная цеплата растварэння, кДж/кмоль (колькасць цяпла, якое вылучаецца пры растварэнні 1 кмоль газу ў бясконца вялікай колькасці вадкасці канцэнтрацыяй  $x$ );  $c$  – цеплаёмкасць вадкасці, кДж/(кг · град);  $t$ ,  $t_n$  – тэмпература вадкасці ў адвольным сячэнні апарата і пачатковая тэмпература, °С.

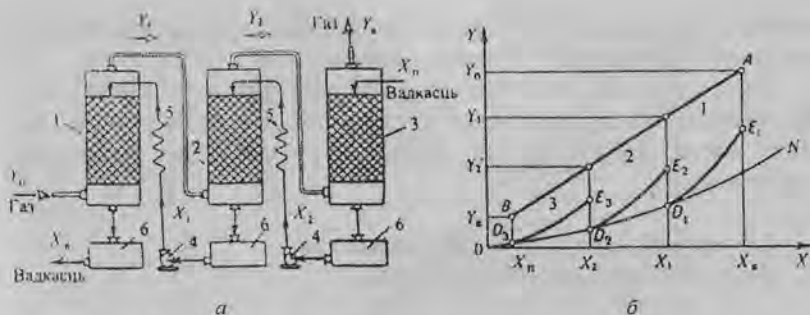
Пры падстаноўцы велічыні  $M$  з выразу (4.28) ва ўраўненне (4.29) знойдзем тэмпературу абсарбенту  $t$ :

$$t = t_n + \frac{q}{c}(X - X_n). \quad (4.30)$$

цыя газавай фазы залежыць і ад тэмпературы. Пры павышэнні тэмпературы раўнаважная лінія ссоўваецца ўверх (рыс. 4.4), і пры гэтым памяншаецца рухальная сіла. Відавочна, што калі раўнаважная лінія будзе адпавядаць крывой OD пры тэмпературы вадкасці на ўваходзе ў апарат, то потым яна змесціцца ўверх (напрыклад, крывая ON).

Абсорбцыя з вылучэннем цяпла можа праводзіцца як без адводу цяпла, так і з яго адводам. Для адводу цяпла выкарыстоўваюць





Рыс. 4.5. Схэма абсорбцыі з прамежкавым адводам цяпла:  
 а – схема ўстаноўкі; б – размяшчэнне рабочай і раўнаважных ліній;  
 1, 2, 3 – ступені; 4 – помпы; 5 – халадзільнікі; 6 – ёмістасць;  $AB$  – рабочая лінія;  
 $OC$  – раўнаважная лінія пры пачатковай тэмпературы вадкасці;  
 $D_1E_1, D_2E_2, D_3E_3$  – раўнаважныя лініі для 1, 2 і 3-й ступеней

Задаўшы шэраг значэнняў  $X_i$ , можна разлічыць тэмпературы  $t_i$  і па апошніх знайсці раўнаважныя значэнні  $Y_i^* = f(t_i)$ . Вызначыўшы  $Y_i^*$ , будуць раўнаважную крывую (на рыс. 4.4 крывая  $OCN$ ) і праводзяць далейшыя разлікі.

Апараты з прамежкавым адводам цяпла (рыс. 4.5, а) складаюцца з некалькіх ступеней, паслядоўна злучаных, па вадкасці і газе (звычайна супрацьцёкам). Кантакт фаз у кожнай ступені адбываецца ў адцягатычным рэжыме (без адводу цяпла). Пасля кантакту ў ступені вадкасць паступае ў халадзільнік, дзе ахалоджаецца. Іншы раз праз халадзільнік пасля кантакту ў кожнай ступені прапускаецца таксама і газ (на рыс. 4.5 халадзільнік для газу не паказаны).

Пры разліку апаратаў з прамежкавым адводам цяпла вызначаюць паверхню кантакту фаз у кожнай ступені або пры вядомых размерах ступені – лік ступеней. Акрамя таго, разлічваюць колькасць цяпла, якое патрэбна адвесці, і тэмпературу вадкасці на ўваходзе ў халадзільнік і выхадзе з яго. Папярэдне задаюцца лікам ступеней і размяркоўваюць паглынне газу па ступенях. Затым разлік пачынаюць з апошняй (па ходу газу) ступені: знаходзяць тэмпературу вадкасці пасля яе кантакту з газам у апошняй ступені; задаюцца тэмпературай вадкасці пасля халадзільніка і вызначаюць колькасць цяпла, якое патрэбна адвесці ў халадзільнік. Далей аналагічна разлічваюць наступныя ступені. Пры нелінейным паглынальніку можна выкарыстоўваць прыблізны метады

разліку тэмпературы вадкасці пасля ступені па формуле (4.30), паколькі на кожнай ступені працэс абсорбцыі адбываецца без адводу цяпла.

На рыс. 4.5, б паказана размяшчэнне рабочай лініі  $AB$  і раўнаважных ліній для кожнай ступені, прычым тэмпературы вадкасці пасля халадзільнікаў прыняты роўнымі яе пачатковай тэмпературы  $t_n$ .

#### 4.4. Абсорбцыя, якая суправаджаецца хімічнай рэакцыяй (хемасорбцыя)

У шмат якіх працэсах хімічнай тэхналогіі іншы раз, каб паскорыць працэс паглынання кампанентаў з газавай фазы, падбіраюць такі адсарбент, які ўступае ў хімічную рэакцыю з кампанентамі. У гэтым выпадку кінетыка абсорбцыі вызначаецца не толькі інтэнсіўнасцю масаабмену, але і хуткасцю хімічнай рэакцыі. У залежнасці ад таго, якая хуткасць вызначае агульную хуткасць працэсу пераносу масы, адрозніваюць кінетычную і дыфузійную вобласць хемасарбцыйных працэсаў.

У кінетычнай вобласці хуткасць паглынання кампанента толькі ў выніку хімічнай рэакцыі меншая за хуткасць масаперадачы і та-му лімітуе хуткасць усяго працэсу. У дыфузійнай вобласці хуткасць дыфузіі кампанентаў у зоне рэакцыі лімітуе хуткасць усяго працэсу. Апошняя залежыць ад гідрадынамікі і фізічных уласцівасцей фаз і вызначаецца па агульным ўраўненні масаперадачы. Пры прыблізна аднолькавай хуткасці рэакцыі і масаперадачы працэс абсорбцыі адносіць да змешанай або дыфузійна-кінетычнай вобласці.

Паскарэнне працэсу абсорбцыі пры наяўнасці хімічнай рэакцыі ў вадкаснай фазе можа ўлічвацца павелічэннем каэфіцыента масааддачы  $\beta_v$  у вадкаснай фазе (пры ўмове, што рухальная сіла такая самая, як і пры фізічнай абсорбцыі) або павелічэннем рухальнай сілы (пры такім жа каэфіцыенте масааддачы, як і пры фізічнай абсорбцыі).

Пры вызначэнні паверхні кантакту фаз для правядзення працэсу хемасорбцыі паскарэнне яго можна ўлічыць павелічэннем каэфіцыента  $\beta_v$  пры фізічнай абсорбцыі, калі ўвесці *фактар паскарэння масаабмену*  $\Phi$ . Тады каэфіцыент масааддачы ў вадкаснай фазе  $\beta'_v$  пры наяўнасці хімічнай рэакцыі можна разлічыць па формуле

$$\beta'_v = \beta_v \cdot \Phi. \quad (4.31)$$

Фактар паскарэння масаабмену  $\Phi$  паказвае, у колькі разоў павялічваецца хуткасць абсорбцыі дзякуючы хімічнай рэакцыі.

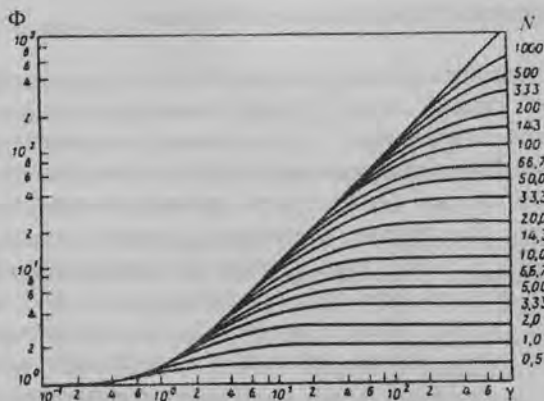


Рис. 4.6. Залежність фактору паскарэння ад комплексаў  $\gamma$  і  $N$

Велічыню  $\Phi$  для рэакцыі другога парадку можна вызначыць па графіку (рыс. 4.6) у залежнасці ад комплексаў  $\gamma$  і  $N$ , якія разлічваюцца па формулах [26, с. 118]:

$$\gamma = (k_2 x_B D_A)^{0.5} / \beta_B; \quad (4.32)$$

$$N = D_B x_B / (n D_A x_A^*), \quad (4.33)$$

дзе  $k_2$  – канстанта хуткасці рэакцыі другога парадку,  $\text{м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$ ;  $x_B$  – канцэнтрацыя абсарбенту,  $\text{кмоль}/\text{м}^3$ ;  $D_A$  – каэфіцыент дыфузіі паглынаемага кампанента  $A$  ў раствору,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $D_B$  – каэфіцыент дыфузіі іёнаў рэагенту (абсарбенту)  $B$  у раствору,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $x_A^*$  – канцэнтрацыя кампанента  $A$  на мяжы раздзелу фаз,  $\text{кмоль}/\text{м}^3$ ;  $n$  – стэхіяметрычны каэфіцыент.

Акрамя графіка, можна прыблізна разлічыць велічыню  $\Phi$  па формуле

$$\Phi = 2(N+1) / \left( 1 + \sqrt{1 + 4 \left( \frac{N}{\gamma} \right)^2} \right). \quad (4.34)$$

У кінетычнай і дыфузійнай абласцях разлік  $\Phi$  спрощваецца. Так, у кінетычнай вобласці  $\Phi = \gamma$  пры ўмове, што  $5 \leq 0,5(1+N)$ . У дыфузійнай – пры  $\gamma \geq 10(1+N)$  велічыня  $\Phi = 1+N$ .

## 4.5. Некаторыя схемы працэсу абсорбцыі

Акрамя вышэйпрыведзеных супрацьдэчнай і прамадэчнай схем ўзаемадзеяння фаз існуюць схемы з рэцыркуляцыйнай вадкасці (газу), з паслядоўным злучэннем абсорбераў, з паралельным падводам вадкасці і інш.

Схема абсорбцыі з *рэцыркуляцыйнай вадкасці* прыведзена на рыс. 4.7. Па гэтай схеме газ паступае ў апарат знізу і адводзіцца зверху; вадкасць падводзіцца зверху, дзе спачатку змешваецца з часткай вадкасці, якая ўжо ўзаемадзейнічала з газавай фазай, а потым паступае ў апарат. Дапушчальную колькасць вадкасці, якая ідзе на рэцыркуляцыю, можна вызначыць з матэрыяльнага балансу. Абзначым праз  $Y_n, Y_k$  — канцэнтрацыі газу на ўваходзе і выхадзе з апарата, пачатковую і канчатковую канцэнтрацыю вадкасці праз  $X_n, X_k$  канцэнтрацыю вадкасці пасля змешвання —  $X_c$ , а колькасць вадкасці, якая змешваецца, — праз  $L_1$ . Запішам матэрыяльныя балансы

$$L_c = L_1 + L_0;$$

$$L_c X_c = L_1 X_k + L_0 X_n$$

(дзе  $L_c, L_0$  — расходы сумесі і зыходнай вадкасці) і знойдзем  $X_c$ :

$$X_c = \frac{L_0 X_n + L_1 X_k}{L_1 + L_0}$$

Падзяліўшы ўсе члены правай часткі на  $L_0$ , атрымаем

$$X_c = \frac{X_n + n X_k}{n + 1}, \quad (4.35)$$

дзе  $n = \frac{L_1}{L_0}$  — кратнасць рэцыркуляцыі.

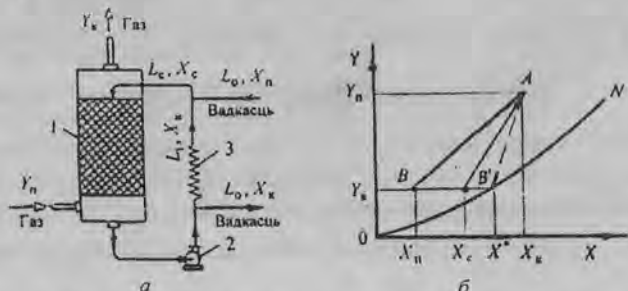


Рис. 4.7. Схема абсорбцыі з рэцыркуляцыйнай вадкасці (а) і размяшчэнне рабочей і раўнаважнай (б) ліній.

1 — абсорбер, 2 — помпа; 3 — халадзільнік

З (4.35) знойдзем  $n$ :

$$n = \frac{X_c - X_n}{X_k - X_c}$$

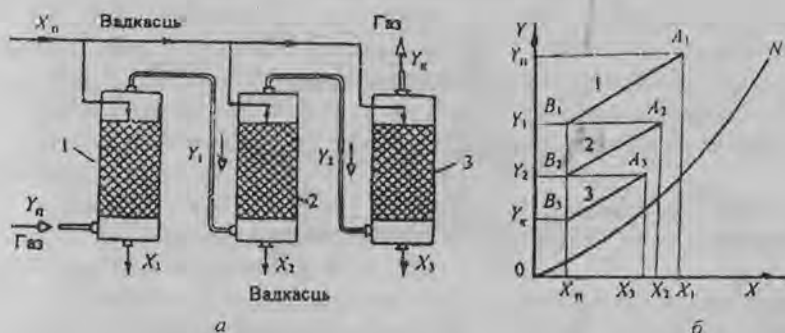
Відавочна, што  $X_k > X_c > X_n$  і пункт  $X_c$  павінен размяшчацца паміж  $X_k$  і  $X_n$ . Максімальнае значэнне  $n_{\max}$  будзе пры  $X_c = X^*$ . Прымаць  $X_c = X^*$  нельга, бо рухальная сіла ў гэтым выпадку (рабочая лінія  $AB'$  дакранаецца да раўнаважнай) на выхадзе газу з апарата будзе роўная нулю. Таму прымаюць кратнасць рэцыркуляцыі  $n$  некалькі меншай.

Пры рэцыркуляцыі вадкасці зніжаецца рухальная сіла працэсу ма-саабмену, але такая схема можа выкарыстоўвацца для павелічэння шчыльнасці арашэння, а таксама адводу цяпла ў вынасным халадзільніку пры неізатэрмічнай абсорбцы.

У тым выпадку, калі патрэбная вышыня апарата вялікая, уста-наўліваюць некалькі паслядоўна злучаных паміж сабой апаратаў (рыс. 4.5, а). Размяшчэнне рабочых і раўнаважнай ліній пры адсутнасці адбору газу або вадкасці паказана на рыс. 4.5, б (пры адсутнасці адбору цяпла раўнаважная лінія – крывая  $ON$ ).

Іншы раз з мэтай лепшага вылучэння кампанента з газавай фазы працэс абсорбцыі праводзяць у некалькіх паслядоўна злучаных па газавай фазе апаратах з *паралельным падводам вадкасці* (рыс. 4.8, а). Рабочыя лініі на  $YX$ -дыяграме могуць мець розны нахіл у залежнасці ад суадносін  $L/G$  для кожнага апарата. Пры аднолькавым расходзе абсарбенту рабочыя лініі паралельныя (рыс. 4.8, б).

Пра іншыя схемы можна даведацца з літаратуры [26].



Рыс. 4.8. Схема абсорбцыі з паралельным падводам вадкасці (а) і размяшчэнне рабочых і раўнаважнай (б) ліній; 1, 2, 3 – абсорберы

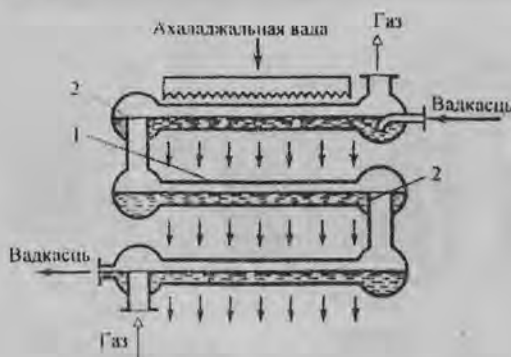
#### 4.6. Канструкцыі абсарбцыйных апаратаў

Канструкцыі апаратаў (абсорбераў), у якіх праводзіцца працэс абсорбцыі, павінны быць такімі, каб забяспечыць развітую паверхню кантакту фаз паміж вадкасцю і газам. Па спосабу ўтварэння такой паверхні абсарбцыйныя апараты дзеляцца на паверхневыя, барбатажныя і распыляльныя.

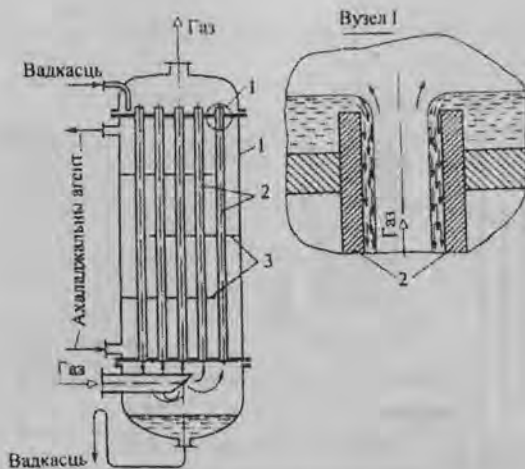
4.6.1. Паверхневыя абсорберы. Для паверхневых апаратаў характэрна тое, што паверхня кантакту вызначаецца ў асноўным геаметрычнай паверхняй элементаў абсорбера, хаця ў шмат якіх выпадках яна не роўная паверхні элементаў. Гэтыя апараты, у сваю чаргу, дзеляцца на паверхневыя абсорберы з гарызантальнай паверхняй вадкасці, плёкавыя абсорберы, насадкавыя і механічныя плёкавыя абсорберы.

На рыс. 4.9 паказаны паверхневы абсарбцыйны апарат з кантактам фаз на паверхні вадкасці. Абсорбер складаецца з шэрагу гарызантальных труб 1, у якія падаецца вадкасць і газ. Кантакт газу з вадкасцю адбываецца на паверхні, якая ўтвараецца вадкасцю пры яе руху праз трубу (вадкасць можа быць і нерухомай). Для падтрымання пэўнага ўзроўню вадкасці прадугледжаны парогі 2. Пры неабходнасці адводу цяпла абсорберы могуць ахаладжвацца вадой або іншым холадагентам з дапамогай змеевікоў, арашальных прыстасаванняў.

Паверхневыя абсорберы малаэфектыўныя, грувастыкія і выкарыстоўваюцца звычайна для абсорбцыі невялікіх колькасцей добра растваральных газаў.



Рыс. 4.9. Паверхневы арашальны абсорбер:  
1 — трубы; 2 — зліўныя парогі



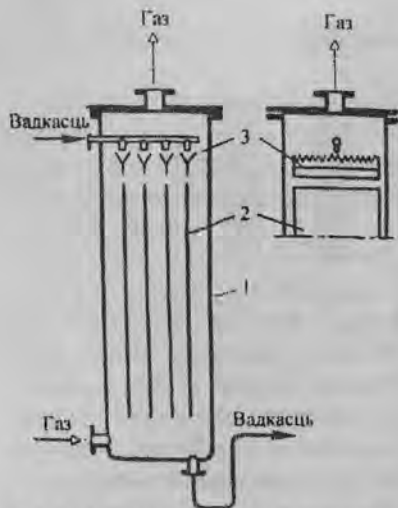
Рыс. 4.10. Трубчасты абсорбер:  
1 – корпус; 2 – трубы; 3 – перагародкі

**Плеўкавыя абсорберы.** У плеўкавых абсорберах кантакт газу з вадкасцю адбываецца на паверхні вадкаснай плеўкі, якая цячэ па вертыкальных трубах (рыс. 4.10) або пласцінах 2 (ліставой насадцы) (рыс. 4.11). Каб лепш размеркаваць абсарбент па трубах або насадцы (асабліва пры вялікіх дыяметрах апарата), выкарыстоўваюць спецыяльныя прыстасаванні 3 (размеркавальнікі). Газ, які рухаецца знізу ўверх насустрач вадкаснай плеўцы, кантактуе з вадкасцю, дзякуючы гэтаму адбываецца масаперанос. У выпадку неабходнасці адводу цяпла ў міжтрубную прастору падаюць ахаладжальны агент.

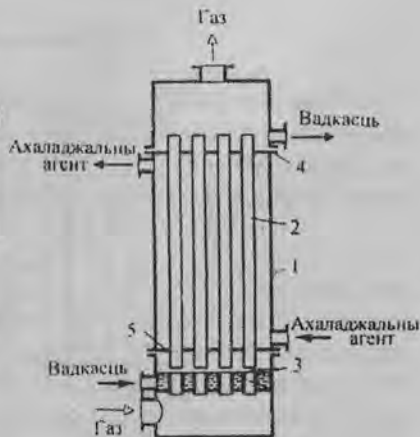
На рыс. 4.12 схематычна паказаны апарат з узыходным рухам плеўкі і газу. Газ і вадкасць падводзяцца ў апарат 1 знізу, прычым вадкасць уваходзіць у трубы 2 праз шчыліны 3, якія прадугледжаны паміж трубамаі, і захопліваецца газам. Вадкасць у выглядзе плеўкі цячэ па ўнутранай паверхні труб, кантактуе з газам і пападае на верхнюю трубную рашотку 4, адкуль выдзяляецца з апарата.

Іншы раз, каб павысіць інтэнсіўнасць масаабмену, выкарыстоўваюць закручаны газавы паток, для гэтага ўнізе труб размяшчаюцца вінтавыя завіхральнікі [26, с. 309].

Абсорберы з узыходным рухам плеўкі і газу лічацца высокаэфектыўнымі апаратамі (хуткасць газу звыш 15–20 м/с), але маюць высокае гідрадынамічнае супраціўленне.



Рыс. 4.11. Абсорбер з ліставой насадкай:  
1 – корпус; 2 – ліставая насадка;  
3 – размеркавальнае прыстасаванне

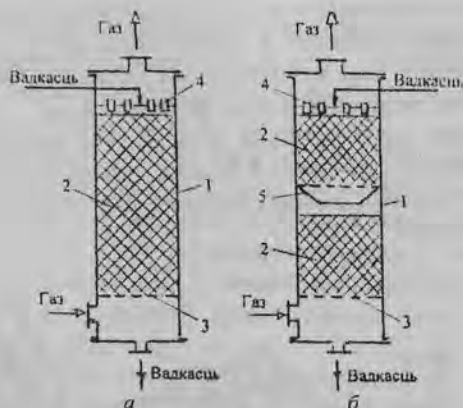


Рыс. 4.12. Абсорбер з узыходным рухам  
плеўкі вадкасці і газу:  
1 – корпус; 2 – трубы; 3 – шчыліны;  
4, 5 – трубныя рашоткі

У сучасны момант плеўкавыя абсорберы выкарыстоўваюцца параўнальна рэдка. З іх больш распаўсюджаны трубчастыя для паглынання добра растваральных газаў ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCl}$ ) пры адначасовым адводзе цяпла (ахладажальны агент пры гэтым падаецца ў міжтрубную прастору).

**Насадкавыя абсорберы** ўяўляюць сабой калоны (рыс. 4.13), унутры якіх засыпаецца насадка (цвёрдыя целы рознай формы). У корпусе апарата 1 насадка 2 укладваецца на апорныя рашоткі 3, у якіх маюцца шчыліны для праходу газу і адсмоктвання вадкасці. Вадкасць падаецца зверху апарата і дзякуючы размеркавальніку 4 раўнамерна арашае насадку. Размеркавальнікі могуць быць выкананы па-рознаму, напрыклад у выглядзе размеркавальных талерак (рыс. 4.14), якія ўяўляюць сабой гарызантальныя пліты 1 з патрубкімі 2. Пры гэтым талеркі могуць быць са сцёкам вадкасці па патрубках і адводах газу з міжтрубнай прасторы (рыс. 4.14, а, б) і з сустрэчным рухам вадкасці і газу праз усе патрубкі (рыс. 4.14, в). Акрамя прыведзеных на рыс. 4.14, існуюць і іншыя прыстасаванні (фарсункі, размеркавальныя жалабы, арашальнікі тыпу сегнерава кола і г. д.). Аднак раўнамернае размеркаванне вадкасці па сячэнні апарата ўсюды па вышыні насадкі не дасягаецца з прычыны прысненачнага эфекту (вадкасць расцякаецца





Рыс. 4.13. Насадкавыя абсорберы:

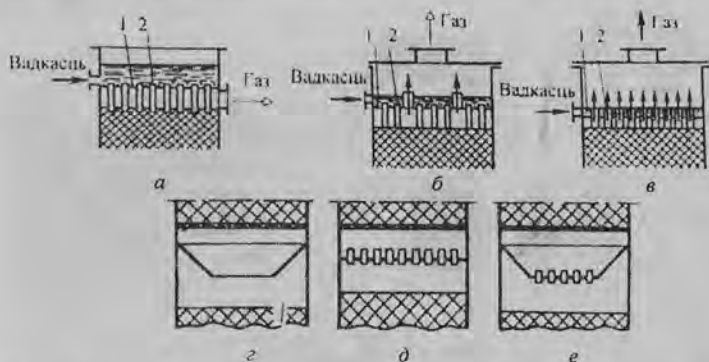
*a* – з сушальным пластом насадкі; *б* – з секцыйнай загрузкай насадкі;

1 – корпус; 2 – насадка; 3 – апорныя рашоткі;

4 – размеркавальнае прыстасаванне (размеркавальнік);

5 – канічны перамеркавальнік

ад цэнтральнай часткі калоны да яе сценкі). Таму для паляпшэння намочвання насадкі апошнюю ўкладваюць секцыямі (пластамі) вышынёй частыры-пяць дыяметраў апарата (але не больш за 3–4 метры ў кожнай секцыі). Паміж секцыямі ўстанаўліваюць перамеркавальныя прыстасаванні, якія дазваляюць палепшыць намочванне насадкі (рыс. 4.14, *з*, *д*, *е*).



Рыс. 4.14. Схемы размеркавальнікаў (*а*, *б*, *в*) і перамеркавальнікаў (*з*, *д*, *е*):

*а*, *б* – са сідкам вадкасці па патрубках і адводах газу з паміжтрубнай прасторы;

*в* – з сустрэчным рухам вадкасці і газу ў патрубках; *з* – канічны; *д* – патрубковы;

*е* – канічны з патрубкамі; 1 – пліта; 2 – патрубкі

Вадкасць цячэ па паверхні насадкі ў асноўным у выглядзе плёўкі. Аднак пры перацёку вадкасці з аднаго элемента насадкі на другі плёўка разбураецца і зноў утвараецца на элеменце, які размешчаны ніжэй. Пры гэтым некаторая частка вадкасці падае ў выглядзе кропель. Акрамя таго, існуе паверхня насадкі, якая змочана нерухомай (застойнай) вадкасцю (звычайна ў месцах сутыкнення элементаў насадкі). Гэтыя асаблівасці цячэння вадкасці адрозніваюць насадковыя апараты ад плёўкавых.

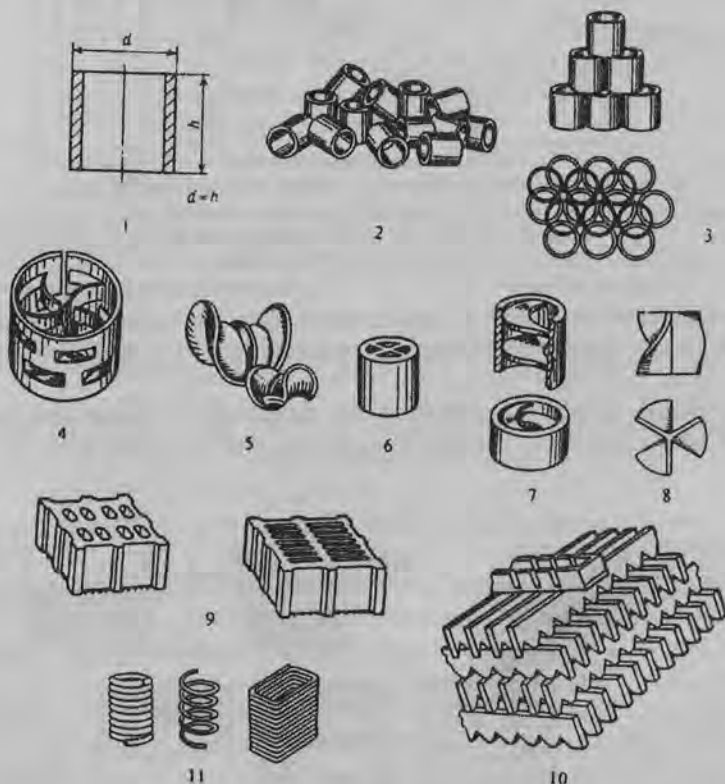


Рис. 4.15. Віды насадак:

- 1, 2, 3 – кольца Рашыга; асобнае кальцо, кольца ўнавал, рэгулярная насадка адпаведна;  
 4 – кольца Паля; 5 – сёдлападобная насадка Берля; 6, 7 – кольца з крыжападобнымі і спіральнымі перагародкамі; 8 – прапелерная насадка; 9 – блокавая насадка,  
 10 – хордавая насадка; 11 – драцяная насадка

Рух газу і вадкасці, як правіла, ажыццяўляецца ў рэжыме супраць-цёку. Аднак для павышэння хуткасці газу і інтэнсіфікацыі масаабмену іншы раз выкарыстоўваюць прамацёчныя насадкавыя абсорберы, у якіх хуткасць газу дасягае 10 м/с [26, с. 310].

Насадка павінна мець як мага большыя ўдзельную паверхню  $a$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^3$  (паверхня насадкі, аднесеная да аб'ёму пласта) і павольны аб'ём  $\epsilon$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^3$  (аб'ём прасторы паміж элементамі насадкі, аднесены да ўсяго аб'ёму, які займае насадка), высокую механічную трываласць, малую шчыльнасць і невысокую вартасць, аказваць малое супраціўленне руху газавай фазы, уладаць каразійнай стойкасцю, добра змочвацца вадкасцю.

У прамысловасці выкарыстоўваюць мноства разнастайных па форме і памерах насадак, якія могуць быць выраблены з розных матэрыялаў (керамікі, металу, пластмас і інш.). З прыведзеных на рыс. 4.15 некаторых тыпаў насадак найбольшае распаўсюджанне ў прамысловых апаратах знайшлі кольца Рашыга. Кольцы малога памеру прыблізна да  $50 \times 50$  мм засыпаюць унавал, а вялікія могуць укладвацца правільнымі радамі. Спосаб укладкі насадкі правільнымі радамі ў апарате называюць загрузкай ва ўкладку, а загрузаную такім спосабам насадку – рэгулярнай.

Да рэгулярных насадак адносяцца таксама блочныя насадкі, Sulzer-насадкі, хордавыя. Астатнія насадкі, прыведзеныя на рыс. 4.15, загрузаюцца ўнавал. Асноўныя характарыстыкі некаторых насадак прыведзены ў табл. 4.1.

Табліца 4.1

Характарыстыкі насадак

Насадка	Размеры элемента, мм	Удзельная паверхня, $\text{м}^2/\text{м}^3$	Вольны аб'ём, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Эквівалентны дыяметр, м
Рэгулярная насадка				
Драўляная хордавая (шаг $10 \times 100$ мм)	10	100	0,55	0,022
	20	65	0,68	0,042
Керамічныя кольца Рашыга	$50 \times 50 \times 50$	110	0,735	0,027
	$80 \times 80 \times 8$	80	0,720	0,036
	$100 \times 100 \times 100$	60	0,720	0,048
Загрузка ўнавал				
Керамічныя кольца Рашыга	$15 \times 15 \times 2$	330	0,700	0,009
	$25 \times 25 \times 3$	200	0,740	0,015
	$50 \times 50 \times 5$	90	0,785	0,035

Насадка	Размеры элемента, мм	Удзельная паверхня, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Вольны аб'ём, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Эквіва- лентны дыяметр, м
Стальныя кольца Рашыга	10 × 10 × 0,5	500	0,088	0,007
	15 × 15 × 0,5	350	0,920	0,009
	25 × 25 × 0,8	220	0,920	0,017
Керамічныя кольца Паля	25 × 25 × 3	220	0,740	0,014
	50 × 50 × 5	120	0,780	0,026
Стальныя кольца Паля	25 × 25 × 0,6	235	0,900	0,01
	50 × 50 × 1	108	0,900	0,033
Керамічная насадка Берля	12,5	460	0,680	0,006
	25	260	0,690	0,011
	38	165	0,700	0,017

Пры выбары размераў насадкі трэба ўлічваць, што чым большыя размеры яе элементаў, тым меншае гідраўлічнае супраціўленне насадкі і большая дапушчальная хуткасць газу.

Дробную насадку лепш выкарыстоўваць у працэсе абсорбцыі пры павышаным ціску, калі яе гідраўлічнае супраціўленне не мае істотнага значэння, а таксама пры раздзяленні газавай сумесі, якое патрабуе большага ліку адзінак пераносу.

**Гідрадынамічныя рэжымы ў насадках абсорберах.** Пры руху вадкасці і газу праз насадку на паверхні раздзелу фаз узнікаюць датычныя напружанні трэння і гідраўлічнае супраціўленне насадкі становіцца вышэйшае за супраціўленне насадкі без арашэння. Акрамя таго, памяншаецца павольны аб'ём. Пры супрацьцёжным рэжыме ўзаемадзеяння фаз назіраецца чатыры розныя гідрадынамічныя рэжымы: плёкавы, рэжым падвісання, рэжым захлывання (апошні таксама называюць рэжымам эмульгавання, барбатажным або затаплення) і рэжым вынасу.

Першы рэжым назіраецца пры невялікай шчыльнасці арашэння і малых хуткасцях газу. Газавая плынь практычна не робіць уплыву на хуткасць сцякання вадкасці па паверхні насадкі. Лініі, якія выражаюць залежнасці гідраўлічнага супраціўлення ад хуткасці газу (рыс. 4.16), практычна ідуць паралельна лініі без арашэння (лініі  $A_1B_1, A_2B_2, \dots$ ). У пунктах  $B$ , плёкавы рэжым заканчваецца і пачынаецца рэжым падвісання. Рэжым падвісання характарызуецца тым, што з павышэннем хуткасці газу адбываецца тармажэнне вадкасці газам, павелічэнне таўшчыні плёўкі, што прыводзіць да памяншэння

павольнай прасторы для праходжання газавай плыні і больш рэзкага павелічэння гідраўлічнага супраціўлення (крывыя  $B, C_1$  на рыс. 4.16). Пры гэтым павялічваецца інтэнсіўнасць масаперадачы з прычыны ўзрастання змочанай і актыўнай паверхні насадкі.

Рэжым захлынення з'яўляецца вынікам таго, што вадкасць пачынае накоплівацца ў насадцы да той пары, пакуль параўняюцца сіла цяжару, якая дзейнічае на вадкасць, і сіла трэння. Гэта накопліванне пачынаецца з ніжніх пластоў і распаўсюджваецца па ўсёй вышыні насадкі. На рыс. 4.16 участкі  $C, D$ , размяшчаюцца амаль вертыкальна. Пры гэтым рэжыме адбываецца інверсія фаз (вадкаць становіцца суцэльнай фазай, а газ дысперснай) і назіраецца максімальная эфектыўнасць масаабмену.

Пры далейшым узрастанні хуткасці газу вадкасць пачынае выносіцца з апарата і наступае чацвёрты рэжым – рэжым вынасу. На рыс. 4.16 пачатак вынасу характарызуецца пунктамі  $D_1$ .

Добрай якасцю насадковых калон з'яўляецца іх прастата канструкцыі і невысокае гідраўлічнае супраціўленне. Да недахопаў трэба аднесці цяжкасць адводу цяпла і дрэннае намочванне вадкасцю насадкі пры малой шчыльнасці арашэння. Для правядзення аднаго і таго ж працэсу патрабуюцца насадковыя калоны звычайна большага аб'ёму ў параўнанні з барбатажнымі.

Пры забруджаных вадкасці і газе мэтазгодна прымяняць плавальную насадку. У якасці апошняй звычайна выкарыстоўваюць поліямеры з пластмас, якія пры пэўнай хуткасці газавай плыні пераходзяць у завіслы стан. Пры гэтым хуткасць газу у такіх апаратах можа дасягаць 3,0–5,0 м/с пры нязначным узрастанні супраціўлення. Такая насадка з прычыны інтэнсіўнага ўзаемадзеяння амаль не забруджваецца.

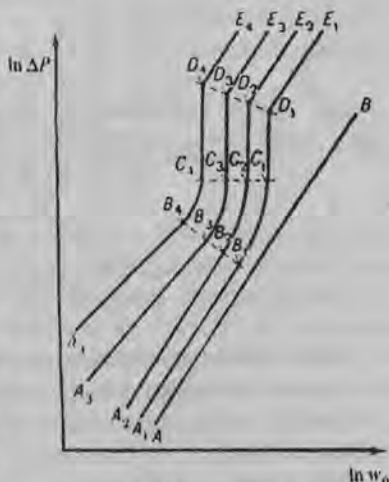


Рис. 4.16. Крывыя залежнасці гідраўлічнага супраціўлення  $\Delta P$  ад хуткасці газу  $w_0$ :  
 $AB$  – без арашэння; астатнія – пры рознай шчыльнасці арашэння

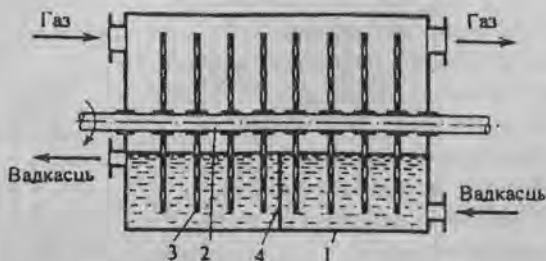


Рис. 4.17. Механічны плеўкавы абсорбер.  
1 – цыліндр; 2 – вал; 3 – дыск; 4 – перагародка

**Механічныя плеўкавыя абсорберы** адрозніваюцца ад прыведзеных вышэй абсорбераў тым, што ў гэтых апаратах плеўка вадкасці ўтвараецца механічным уздзеяннем (вярчэннем) перфараваных дыскаў або ротараў.

Механічны плеўкавы апарат, у якім вярчэнне дыскаў выкарыстоўваецца для ўтварэння плеўкі вадкасці, паказаны на рыс. 4.17. Абсорбер складаецца з гарызонтальнага цыліндра 1, вала 2 з замацаванымі на ім перфараванымі дыскамі 3. Унутры цыліндра праходзіць вадкасць, узровень якой падтрымліваецца такі, каб частка дыскаў знаходзілася ў вадкасці. Пры вярчэнні

дыскі намочваюцца ў вадкасці і працэс абсорбцы адбываецца пры кантакце газу з вадкасцю, якая сцякае па дысках у выглядзе плеўкі. Хуткасць вярчэння дыскаў 0,2–0,3 м/с. Гэтыя апараты па эфектыўнасці масаперадачы не лепшыя, чым насадковыя, але па канструкцыі больш складаныя і патрабуюць большых затрат энергіі для правядзення працэсу. З гэтай прычыны яны не знайшлі шырокага выкарыстання.

Больш эфектыўнымі з'яўляюцца механічныя плеўкавыя ратарныя апараты, у якіх выкарыстоўваецца вярчэнне ротара для перамяшвання фаз.

На рыс. 4.18 схематычна прыведзены апарат з ротарам, які ўяўляе

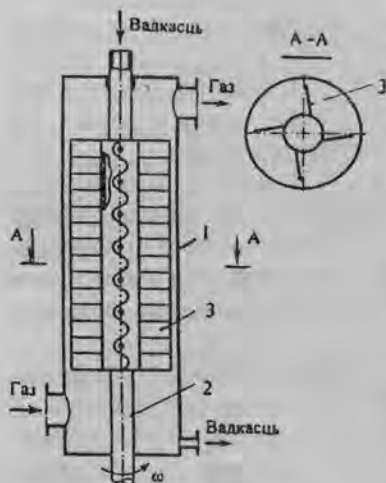


Рис. 4.18. Ратарны плеўкавы апарат.  
1 – корпус; 2 – вал; 3 – лопасці

сабой пусты вал 2 з лопасцямі 3. Вадкасць падаецца ў пусты вал, пад дзеяннем цэнтрабежных сіл выцякае з адтулін у вале, сцякае па паверхні лопасцей і распырскваецца на нерухомую сценку апарата.

Да недахопаў механічных плёкавых апаратаў трэба аднесці наяўнасць вярчальных элементаў, што прыводзіць да дадатковых затрат энергіі і складанасці канструкцыі.

4.6.2. Барбатажныя абсорберы. Найбольшае распаўсюджанне знайшлі талеркавыя абсорберы, якія ўяўляюць сабой вертыкальныя калоны з гарызантальнымі талеркамі. Талеркі размяшчаюцца на пэўнай адлегласці па вышыні адна ад другой і прызначаны для ўтварэння развітой паверхні кантакту і шматразовага ўзаемадзеяння газу з абсарбентам. Па спосабу пераліву вадкасці з талеркі на талерку абсорберы можна падзяліць на калоны: а) з талеркамі са зліўнымі прыстасаваннямі і б) з талеркамі без зліўных прыстасаванняў.

У адрозненне ад паверхневых, у талеркавых абсорбераў адбываецца не безупынны, а ступеневы кантакт газу і абсарбенту.

На эфектыўнасць работы любых канструкцый талерак робяць уплыў гідраўлічныя ўмовы. У залежнасці ад хуткасці газу пры ўзаемадзеянні фаз на барбатажных талерках адрозніваюць тры асноўныя гідрадынамічныя рэжымы: бурбалкавы (нераўнамерны), пенны (раўнамерны) і струменны (рэжым газавых стуменяў і пырскаў). Бурбалкавы ўзнікае пры невялікіх хуткасцях газу, пры гэтым газ у выглядзе бурбалак рухаецца праз пласт вадкасці.

Пры павелічэнні хуткасці газу ўзнікае пенны рэжым. Пенны рэжым характарызуецца тым, што бурбалкі зліваюцца ў струмені, якія з прычыны супраціўлення барбатажнага пласта разбураюцца на некаторай адлегласці ад адтулін талеркі і ўтвараюць вялікую колькасць дробных бурбалак. Такім чынам на талерцы ўтвараецца газавадкасная сістэма – пена. Пры спыненні падачы газу пена знікае. Паверхня кантакту пры пенным рэжыме найбольшая і складаецца з паверхні струменяў, бурбалак, кропель вадкасці над газавадкаснай сістэмай. Пры пенным рэжыме эфектыўнасць масаперадачы найбольшая.

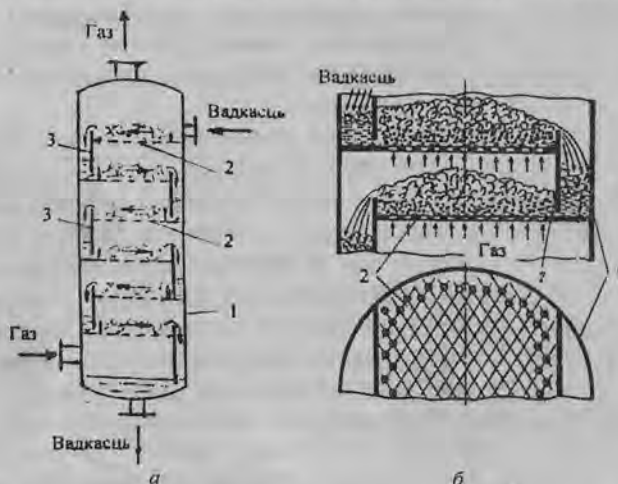
Струменны рэжым назіраецца пры далейшым павелічэнні хуткасці газу. Струмені перастаюць разбурацца, прычым утвараецца шмат пырскаў, кропель, якія могуць выносіцца на вышэйразмешчаную талерку або з апарата. У гэтым рэжыме паверхня кантакту значна паніжаецца і тым самым памяншаецца эфектыўнасць масаперадачы.

Пераход ад аднаго рэжыму да другога залежыць ад гідрадынамічных фактараў (хуткасці газу і вадкасці), уласцівасцей фаз і канструкцыі талеркі.

Трэба адзначыць, што для талеркавых калон з пераліўнымі прыстасаваннямі характэрна гідрадынамічная нераўнамернасць па даўжыні талеркі, якая абумоўлена розным узроўнем вадкаснай фазы па даўжыні талеркі паміж пераліўнымі прыстасаваннямі.

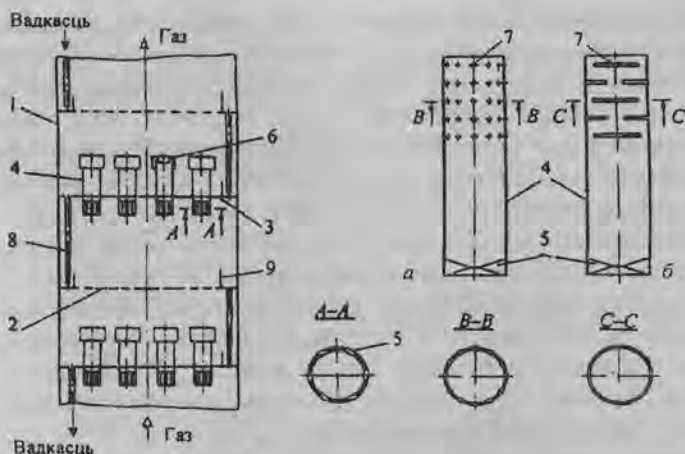
**Талеркавыя калоны са зліўнымі прыстасаваннямі.** У калонах гэтага тыпу пераліў вадкасці з талеркі на талерку ажыццяўляецца праз спецыяльныя прыстасаванні (зліўныя трубы, адводы і г. д.), прычым ніжнія канцы трубак апушчаны ў вадкасць на ніжэйразмешчаных талерках, каб забяспечыць гідразасаўку і не даць магчымасці праходзіць газу праз пераліўное прыстасаванне.

**Абсорбер з сітавымі талеркамі** схематычна паказаны на рыс. 4.19. Прынцып работы калоны, як і іншых абсорбераў са зліўнымі прыстасаваннямі, наступны. Вадкасць паступае на верхнюю талерку 2, праходзіць уздоўж талеркі да зліўнога прыстасавання 3, пераліваецца на ніжэйразмешчаную талерку, праходзіць уздоўж гэтай талеркі і г. д. Газ паступае знізу калоны на ніжнюю талерку і праходзіць праз адтуліны талеркі, паступае ў пласт вадкасці на талерцы і барбатуе праз яго. Затым газ паступае на вышэйразмешчаную талерку, зноў кантактуе з абсарбентам і г. д. Пасля кантакту на ўсіх талерках газ адводзіцца з калоны.



Рыс. 4.19. Абсорбер з сітавымі талеркамі (а); сітавая талеркі (б);  
1 – корпус; 2 – сітавая талерка; 3 – зліўное прыстасаванне





Рыс. 4.20. Апарат з барбатажнымі і кантактна-сепарацыйнымі талеркамі: 1 – корпус; 2 – барбатажная талерка; 3 – кантактна-сепарацыйная талерка; 4 – элементы (патрубкі); 5 – завіхральнік; 6 – адбойны каўпачок; 7 – адтуліны; 8 – пераліўное прыстасаванне; 9 – пераліўны парог; а, б – патрубкі з круглымі адтулінамі і шчылінамі

Сітавыя талеркі маюць адтуліны дыяметрам 2–8 мм (іншы раз выкарыстоўваюць шчыліны шырынёй да 4 мм). Узровень вадкасці на талерцы падтрымліваецца пераліўным прыстасаваннем 3. Пры малой хуткасці газу вадкасць праходзіць праз адтуліны з прычыны таго, што ціск газу знізу талеркі недастатковы, каб утрымаць пласт вадкасці, і таму талерка працуе ў правальным рэжыме, што зніжае рухальную сілу працэсу. Каб пераадолець ціск пласта вадкасці, газ павінен мець вызначаную хуткасць і ціск.

Да добрых якасцей сітавых талерак адносіцца іх прастата, лёгкасць мантажу і рамонту, параўнальна невялікае супраціўленне, высокая эфектыўнасць масаперадачы. Да недахопаў – немагчымасць выкарыстоўваць іх пры забруджаных вадкасці ці газе, ад прымешкаў якіх забіваюцца адтуліны. Пры спыненні падачы газу ўся вадкасць зліваецца з талерак у ніз апарата і для аднаўлення нармальнай работы неабходна зноў запусціць калону.

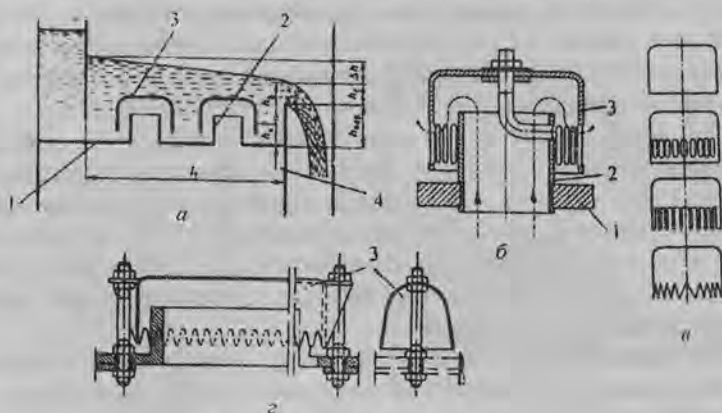
Каб павысіць дыяпазон устойлівай работы сітавых талерак у бок павышэння хуткасці газу (прыблізна да 4–5 м/с на поўнае сячэнне апарата пры атмасферным ціску) над сітавымі талеркамі 2 (рыс. 4.20) устаўляюцца талеркі 3 з кантактна-сепарацыйнымі элементамі 4. Пры нізкіх хуткасцях газу на талерках 2 назіраецца звычайны барбатаж. Пры павелічэнні хуткасці газу вадкасць дыспергуецца газам і ў выглядзе кропель пападае

Ў кантактна-сепарацыйныя элементы 4, дзе газавадкасная плынь закручваецца з дапамогай завіхральніка 5. Вадкасць адкідваецца на сценку і ў выглядзе плёкі падымаецца па патрубку ўверх, дзе аддзяляецца ад газу дзякуючы адбойным каўпачкам 6, або праз адтуліны 7. Хаця спалучэнне барбатажнай талеркі з кантактна-сепарацыйнай прыводзіць да дастатковага гідраўлічнага супраціўлення, але для некаторых працэсаў яны знайшлі шырокае выкарыстанне (напрыклад, пры асушцы прыроднага газу).

*Каўпачковыя талеркі* (рыс. 4.21) уяўляюць сабой талерку 1 з патрубкімі 2, закрытымі зверху каўпачкамі 3. Вадкасць, як і ў сітавых талерках, пераліваецца праз пераліўныя прыстасаванні. Каб вадкасць не пералівалася праз патрубкі 2, апошнія выконваюцца вышынёй большай за вышыню пласта вадкасці. Газ паступае праз патрубкі, пападае ў прастору пад каўпачком, а затым праходзіць праз проразі і барбатуе праз пласт вадкасці.

Каўпачковыя талеркі адрозніваюцца паміж сабой у асноўным канструкцыяй каўпачкоў, якія па форме могуць быць круглымі і прамавугольнымі або тунэльнымі (рыс. 4.21, з) (каўпачкі іншай формы прымяняюцца рэдка). Часцей за ўсё ў прамысловасці выкарыстоўваюць талеркі з каўпачкамі дыяметрам 80–150 мм.

У параўнанні з сітавымі талеркамі каўпачковыя больш складаныя па канструкцыі, яны адрозніваюцца большым гідраўлічным супраціўленнем і малой межава дапушчальнай хуткасцю газу.



Рыс. 4.21. Каўпачковыя талеркі:

- а – талеркі з каўпачкамі і зліўным прыстасаваннем;  
 б – каўпачкі; в – формы капсульных каўпачкоў; з – тунэльны каўпачок;  
 1 – палатна талеркі, 2 – патрубак, 3 – каўпачок, 4 – зліўнае прыстасаванне

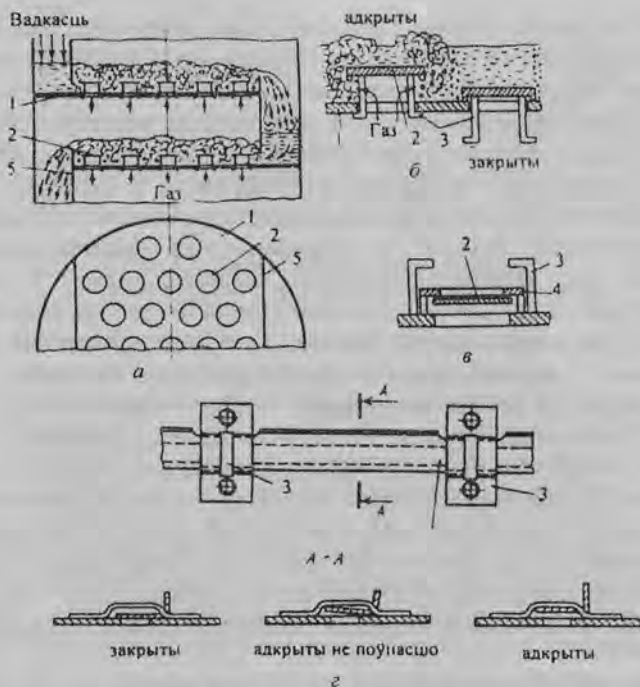


Рис. 4.22. Клапанні талеркі:

*а* – агульная схема талерак; *б* – прынып дзеяння клапана; *в* – клапан з баластам; *г* – прававугольны клапан; 1 – палатно талеркі; 2 – клапан; 3 – абмежавальнік; 4 – баласт

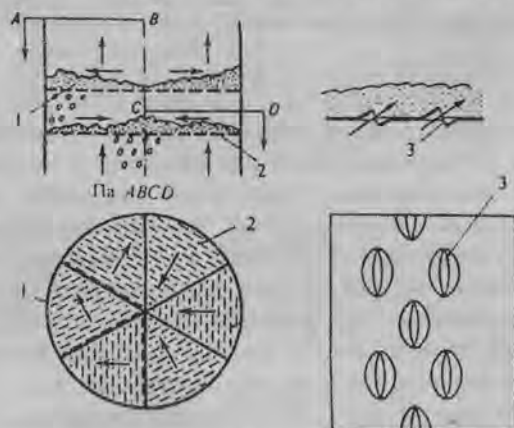
*Клапанныя талеркі* (рис. 4.22) – талеркі 1, на якіх размешчаны клапаны 2. Прынып дзеяння клапаных талерак заключаецца ў тым, што клапан 2, які вольна ляжыць над адтулінай у талерцы, пры падчы газу прыпадываецца, і пры гэтым утвараецца зазор паміж клапанам і талеркай для праходу газу. Чым большы расход газу, тым большы зазор, пры гэтым гідраўлічнае супраціўленне павялічваецца нязначна. Вышыня пад’ёму клапана вызначаецца вышынёй абмежавальніка 3 і звычайна не перавышае 6–8 мм. Дыяметр адтулін у талерцы 35–40 мм, а дыяметр самога клапана 45–50 мм. Клапаны могуць быць не толькі круглыя, але і прававугольныя (рис. 4.22, *г*).

*Баластныя талеркі* (рис. 4.22, *в*) адрозніваюцца ад клапаных тым, што ў іх паміж клапанам 2 і абмежавальнікам 3 устаноўлены больш цяжкі, чым клапан, баласт 4. Пры невялікіх хуткасцях газу

пачынае падымацца клапан. Пры павелічэнні нагрузак па газе клапан упіраецца ў баласт і ў далейшым падымаецца сумесна з баластам.

Да добрай якасці клапаных і баластных талерак адносіцца даволі высокая прапускная здольнасць па газе, высокая эфектыўнасць масаабмену ў шырокім дыяпазоне змянення газавай нагрузкі. Да недахопаў – павышанае гідраўлічнае супраціўленне, абумоўленае вагой саміх клапанаў і баласту, а таксама ўскладненне канструкцыі талеркі.

*Пласціністыя талеркі* ў адрозненне ад вышэйпрыведзеных працуюць пры аднаакіраваным руху вадкасці і газу. З мноства талерак гэтага тыпу можна адзначыць талеркі Кітэля, прыведзеныя на рыс. 4.23. На гэтай талерцы адтуліны зроблены ў выглядзе дзвюх паралельных проразей, прычым палоска паміж імі выгінаецца такім чынам, каб адзін яе бок ляжаў ніжэй, а другі – вышэй за плоскасць талеркі. Газ ідзе праз адтуліны і прымушае вадкасць рухацца ў тым жа накірунку. Накірунак руху вадкасці вызначаецца размяшчэннем адтулін (на рыс. 4.23 паказаны стрэлкі). Звычайна талеркі Кітэля ўстанаўліваюць парамі з адлегласцю паміж імі 200 мм. На адной з іх накірунак руху радыяльны, на другой – кругавы. Над кожнай парай гэтых талерак размяшчаюць талерку такой жа канструкцыі, але з большымі шчылінамі. Гэта талерка служыць улоўнікам кропель, пырскаў. На талерках Кітэля ўтвараецца тонкі пласт вадкасці, які добра размеркаваны па ўсім сячэнні талеркі, што становіцца адбываецца на эфектыўнасці. Акрамя таго, талеркі маюць нізкае гідраўлічнае супраціўленне.



Рыс. 4.23. Талеркі Кітэля:

1 – талерка з кругавым рухам вадкасці; 2 – талерка з радыяльным рухам вадкасці; 3 – адтуліны

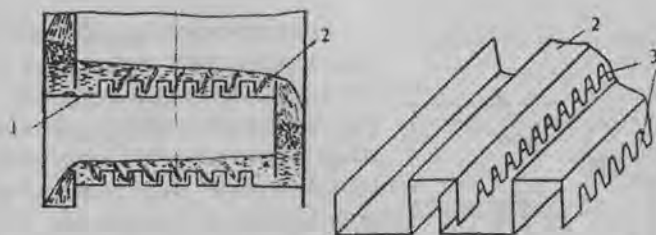


Рис. 4.24. Талеркі з S-падобнымі элементамі:  
1 – палатно талеркі; 2 – S-падобныя элементы; 3 – проразы

Аднанакіраваны рух фаз адбываецца таксама і на талерках з S-падобнымі элементамі (талерка «Юніфлак»). На талерцы 1 (рыс. 4.24) замацоўваюцца штампаваныя S-падобныя элементы 2, якія ўтвараюць патрубкі (каўпачкі) для праходу газу. З аднаго боку кожнага каўпачка маюцца проразы 3 ў выглядзе трапецый, праз якія праходзіць газ. Існуюць і іншыя тыпы талерак з аднанакіраваным рухам вадкасці і газу (лускаватыя, пласціністыя з адбойнікамі і інш.).

**Талеркі без пераліўных прыстасаванняў.** Для гэтых тарелак характэрна тое, што газ і вадкасць праходзяць праз адны і тыя ж шчыліны або адтуліны. Пры вельмі малой хуткасці газу вадкасць без затрымкі сцякае праз адтуліны. Пры павышэнні хуткасці газу вадкасць пачынае затрымлівацца на талерцы і газ барбатуе праз вадкасць, прычым барбатаж адбываецца нераўнамерна: праз некаторыя адтуліны працякае вадкасць, а праз некаторыя праходзіць газ. Велічыня пласта вадкасці на талерцы залежыць ад хуткасці газу. Пры павышэнні хуткасці правал вадкасці спачатку спыняецца да той пары, пакуль на талерцы ўстаноўлена больш высокі пласт вадкасці, а затым пачынаецца зноў правал вадкасці.

**Талеркі правальнага тыпу** (на рыс. 4.25 паказаны перфараваныя, рашоткавыя) могуць працаваць, як і сітавыя, у параўнальна вузкім дыяпазоне нагузаў па газе.

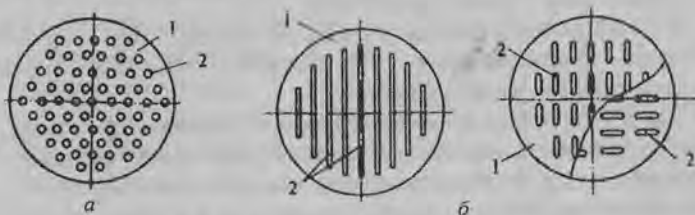


Рис. 4.25. Тыпы правальных талерак:  
а – перфараваная (дзіркавая); б – рашоткавая; 1 – палатно талеркі; 2 – адтуліны

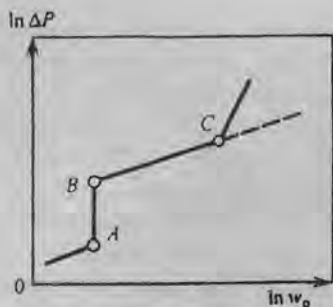


Рис. 4.26. Залежність гідраулічнаго супраціўлення правальнай талеркі ад хуткасці газу ў калоне;  $L = \text{const}$

лічыцца ў межах ад пункта  $B$  да пункта  $C$ . Пры павелічэнні хуткасці газу пасля пункта  $C$  можа рэзка павялічыцца супраціўленне з прычыны захлывання талеркі. Дыяметр адтулін у гэтых талерак звычайна 4–10 мм, а іншы раз да 15–20 мм, шырыня шчылін – 3–6 мм.

Работа правальных талерак мае некаторыя асаблівасці. Так, пры малой шчыльнасці арашэння або вялікім жывым сячэнні талеркі пераломы на рис. 4.26 адсутнічаюць і вышыня светлай вадкасці  $h_0$  нязначна павялічваецца з павышэннем хуткасці газу, а рост гідраулічнага супраціўлення пры павелічэнні хуткасці газу абумоўлены ў асноўным павышэннем супраціўлення сухой талеркі.

Пры вялікай шчыльнасці арашэння або малым жывым сячэнні пераломы таксама адсутнічаюць і вышыня светлай вадкасці  $h_0$  рэзка і безупынна расце з павышэннем хуткасці газу. Гідраулічнае супраціўленне з гэтай прычыны таксама безупынна павялічваецца.

На правальных талераках адбываецца поўнае перамешванне вадкасці, і па эфектыўнасці яны некалькі ўступаюць талеракам з перакрываваемым рухам вадкасці і газу.

4.6.3. Распыляльныя абсорберы. Да іх адносяцца механічныя распыляльныя з рухомай насадкай, ротарныя цэнтрабежныя і іншыя абсорберы.

Полю распыляльны абсорбер (рис. 4.27) складаецца з корпуса 1, у якім устаноўлены фарсункі 2. Апарат можа быць вертыкальным або гарызантальным. Вадкасць у яго падаецца праз фарсункі 2, распырскваецца на дробныя кроплі і кантактуе з газам. Па канструкцыі гэта простыя апараты, валодаюць нізкім гідраулічным супраціўленнем, іх можна выкарыстоўваць для ачысткі забруджаных газаў.

Гідрадынамічныя рэжымы правальных талерак пры пастаяннай шчыльнасці арашэння можна назіраць на графіку залежнасці гідраулічнага супраціўлення талеркі ад хуткасці газу (рис. 4.26). Малой хуткасці газу, калі вадкасць не затрымліваецца, адпавядае лінія да пункта  $A$ , таму што сіла трэння на паверхні кантакту вадкасці і газу нязначная. Пры хуткасці газу, роўнай хуткасці газу ў пункце  $A$ , адбываецца рэзкі скачок  $\Delta P$ , таму што на паверхні талеркі ўзнікае пласт вадкасці і барбатаж газу (да пункта  $C$ ). Рабочы рэжым



Рис. 4.27. Полю распыляльны абсорбер:  
1 – корпус; 2 – фарсункі

Аднак эфектыўнасць масаперадачы ў іх невысокая з прычыны перамешвання газу ў апарате. Для забеспячэння высокай паверхні кантакту патрабуецца павышаны расход абсарбенту і значны расход энергіі на распыскванне вадкасці. Акрамя таго, дапушчальная хуткасць газу па апарате невысокая (прыблізна да 1 м/с), абмежаваная вынасам кропель з апарата. Для забруджаных вадкасцей распыскванне з дапамогай фарсунак, як правіла, не выкарыстоўваецца.

Больш эфектыўнымі з'яўляюцца прамацёжныя распыляльныя абсорберы Вентуры (рис. 4.28). Абсорбер уяўляе сабой корпус 1, у якім размешчана на талерцы 2 труба Вентуры 3. Апошняя мае канфузар 4 і дыфузар 5. Вадкасць паступае ў канфузар і плеўкай цячэ да дыфузара, дзе газавай плыню распыльваецца. Хуткасць газу ў дыфузары паніжаецца, і кінетычная энергія пераходзіць у энергію ціску з нязначнымі стратамі. Аддзяленне кропель вадкасці ад газу адбываецца ў камеры 6. У адрозненне ад лага распыляльнага абсорбера, хуткасць газу ў абсорберы Вентуры значна вышэйшая (у трубах Вентуры да 20–30 м/с).

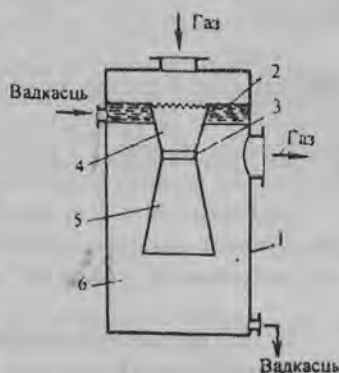


Рис. 4.28. Распыляльны абсорбер Вентуры:  
1 – корпус; 2 – талерка;  
3 – труба Вентуры; 4 – канфузар;  
5 – дыфузар; 6 – камера

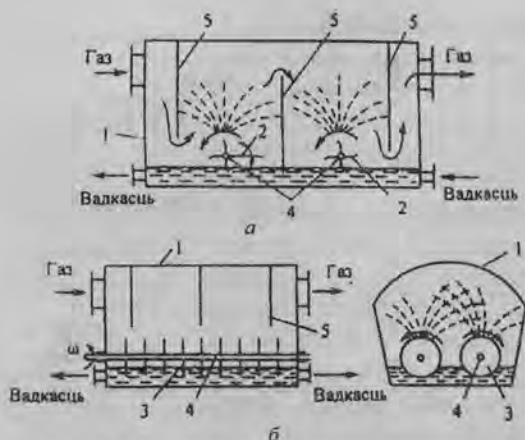


Рис. 4.29. Механічныя распыляльныя абсорберы:  
*а* – лопасцевы; *б* – дыскавы;  
 1 – корпус; 2 – лопасці; 3 – дыскі; 4 – вал; 5 – перагародкі

У механічных распыляльных абсорберах распыскванне вадкасці праводзяць з дапамогай вярчальных прыстасаванняў, а для гэтага неабходны дадатковыя затраты энергіі. Распыскванне вадкасці можа ажыццяўляцца лопасцямі 2 (рыс. 4.29, *а*) або дыскамі 3 (рыс. 4.29, *б*), якія замацаваны на вале 4. Прынцып дзеяння гэтых абсорбераў просты: газ праходзіць праз апарат і кантактуе з кроплямі вадкасці. Кантакт фаз адбываецца таксама з паверхняй вадкасці на перагародках, сценках апарата, лопасцях.

Механічныя распыляльныя абсорберы ў параўнанні з прыведзенымі вышэй распыляльнымі абсорберамі больш эфектыўныя, але складанейшая па канструкцыі і патрабуюць большых затрат энергіі на правядзенне працэсу. З канструкцыямі іншых тыпаў абсорбераў, іх прынцыпам дзеяння можна азнаёміцца з літаратуры [10, 26].

Адзначым, што большасць разгледжаных абсорбераў можа выкарыстоўвацца для правядзення іншых масаабменных працэсаў, напрыклад рэктыфікацыі, вадкаснай экстракцыі.

#### 4.7. Разлік асноўных параметраў абсарбцыйных апаратаў

Да асноўных параметраў, якія неабходна разлічыць, адносяцца дыяметр, вышыня апарата і яго гідраўлічнае супраціўленне. Ніжэй прыведзены некаторыя залежнасці для разліку плёўкавых (насававых)



і барбатажных абсорбераў (апаратаў, якія найбольш распаўсюджаны ў прамысловасці).

*Разлік дыяметра апарата* ажыццяўляецца па формуле (3.80):

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi \cdot w_0}}, \quad (4.36)$$

дзе  $V$  – расход газу;  $w_0$  – хуткасць газу, разлічаная на поўнае сячэнне апарата (фіктыўная хуткасць).

Разлік вышыні апарата звязаны з вызначэннем каэфіцыента масаперадачы і тым самым каэфіцыентамі масааддачы. Нагадаем, што апошнія характарызуюць хуткасць пераносу кампанента ў межах кожнай з фаз: у дадзеным выпадку ў вадкаснай і газавай. Для іх разліку выкарыстоўваюць эксперыментальныя даныя, якія даюць магчымасць вызначыць аб'ёмныя і паверхневыя каэфіцыенты масааддачы, а таксама вышыню адзінкі пераносу і тым самым разлічыць вышыню апарата.

*Насадкавыя калоны.* Для насадковых калон устойліваму рэжыму ўзаемадзеяння фаз адпавядаюць хуткасці газу, меншыя за хуткасці, пры якіх адбываецца захлынанне ( $w_1$ ). Разлічыць апошнія можна па выразе [17, с. 61]:

$$\lg\left\{[w_1^2 a / (g S_n^3)](\rho_r / \rho_v) \mu_v^{0,16}\right\} = A - 1,75(L' / G')^{0,25}(\rho_r / \rho_v)^{0,125}, \quad (4.37)$$

дзе  $a$  – удзельная паверхня насадкі,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $S_n$  – павольнае сячэнне насадкі,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $\mu_v$  – вязкасць вадкасці,  $\text{сПа} \cdot \text{с}$ ;  $L'$ ,  $G'$  – расходы вадкасці і газу,  $\text{кг}/\text{с}$ ;  $A = 0,079$  для сістэм газ – вадкасць.

Пры вызначэнні хуткасці газу і дыяметра апарата трэба ўлічваць такую характарыстыку, як намочванне насадкі абсарбентам. Сувязь паміж шчыльнасцю арашэння  $U$ ,  $\text{м}/\text{с}$ , ад якой залежыць паўната намочвання насадкі, і дыяметрам апарата выражаецца залежнасцю

$$U = L_0 / 0,785 D^2, \quad (4.38)$$

дзе  $L_0$  – аб'ёмны расход абсарбенту,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Пры вядомай велічыні  $U$  вызначаюць каэфіцыент намочвання  $\psi$  па выразе

$$\psi = 1 - A \cdot \exp(-m), \quad (4.39)$$

дзе  $m = b R e_B^c$ . Значэнні пастаянных  $A$ ,  $b$ ,  $c$  прыведзены ў табл. 4.2.

Значенні  $A, b, c$ 

Тип насадкі	Межі $W_{\text{в}}$ , кг/(м <sup>2</sup> ·с)	$A$	$b$	$C$
Кольцы Рашыга 15–35 мм (унавал)	0,028–8,3	1,02	0,16	0,4
Кольцы Рашыга 15 мм (унавал)	0,17–5,6	1,0	1,167	0,415
Сёдлы	0,17–5,6	1,0	0,089	0,7

$$\text{Заўвага. } W_{\text{в}} = U \cdot \rho_{\text{в}}; \quad Re_{\text{в}} = \frac{4W_{\text{в}}}{a\mu_{\text{в}}}.$$

Калі пры разліку  $\psi$  пры дадзеным арашэнні  $U$  велічыня  $\psi$  блізкая па значэнні да адзінкі, тады разлік дыяметра абсорбера можна лічыць закончаным. Пры значэнні  $\psi$  значна меншым за адзінку намочванне насадкі дрэннае. У гэтым выпадку неабходна або павысіць шчыльнасць арашэння  $U$  і зрабіць пераразлік хуткасці газу, або замяніць насадку на насадку большых размераў. Выкарыстанне апошняй дазваляе павялічыць хуткасць газавай фазы і паменшыць дыяметр апарата, што прыводзіць пры адным і тым жа расходзе абсарбенту да павышэння велічыні  $U$ . Адзначым, што акрамя прыведзенай формулы, для разліку  $\psi$  існуюць і іншыя [26].

**Разлік вышыні абсорбера.** Вышыню абсорбера можна вызначыць праз лік адзінак пераносу і вышыню адзінкі пераносу, г. зн. па формулах (3.70) і (3.73).

Для разліку вышыні адзінкі пераносу ў газавай фазе выкарыстоўваюць выразы [26, с. 386]:

для насадкі ўнавал

$$h_{\text{г}} = 0,615 d_{\text{экр}} Re_{\text{г}}^{0,345} (Pr'_{\text{г}})^{2/3}; \quad (4.40)$$

для рэгулярнай насадкі

$$h_{\text{г}} = 1,5 d_{\text{экр}} Re_{\text{г}}^{0,26} (Pr'_{\text{г}})^{2/3} \left( \frac{l}{d_{\text{экр}}} \right)^{0,47}, \quad (4.41)$$

дзе  $d_{\text{экр}}$  – эквівалентны дыяметр насадкі, м;  $Re_{\text{г}}$  – крытэры Рэйнальдса,

$$Re_{\text{г}} = \frac{4W_{\text{г}}}{a\mu_{\text{г}}} \quad (W_{\text{г}} – \text{масавая хуткасць газу, кг/(м}^2 \cdot \text{с); } a – \text{удзельная паверхня}$$

насадкі, м<sup>-1</sup>;  $\mu_{\text{г}}$  – вязкасць газу, Па·с;  $Pr'_{\text{г}}$  – крытэры Прандтля,  $Pr'_{\text{г}} = \frac{\mu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}} D_{\text{г}}}$

( $\rho_r$  – шчыльнасць газу,  $\text{кг/м}^3$ ;  $D$  – каэфіцыент дыфузіі кампанента ў газавай фазе,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $l$  – вышыня элемента насадкі, м).

Для разліку вышыні адзінкі пераносу ў вадкаснай фазе прапануецца наступная залежнасць [26, с. 400]:

$$h_v = 119 v_{\text{прыв}} Re_v^{0,25} (Pr'_v)^{0,5}, \quad (4.42)$$

дзе  $v_{\text{прыв}}$  – прыведзеная таўшчыня плёўкі вадкасці,  $v_{\text{прыв}} = \frac{\mu_v^2}{\rho_v^2 g}$  ( $\mu_v$ ,  $\rho_v$  – вязкасць і шчыльнасць вадкасці,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ ,  $\text{кг/м}^3$  адпаведна);  $Pr'_v$  – крытэры Прадтля,  $Pr'_v = \frac{\mu_v}{\rho_v D}$  ( $D$  – каэфіцыент дыфузіі кампанента ў вадкасці,  $\text{м}^2/\text{с}$ );  $Re_v = \frac{4W_v}{a\mu_v}$  ( $W_v$  – масавая хуткасць вадкасці,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ).

Разлік па выразе (4.42) можна праводзіць як для насадкі ўнавал, так і для рэгулярнай.

Даследаванні ўплыву матэрыялу насадкі паказалі [34], што для насадкі з пластычных мас значэнні актыўнай паверхні і каэфіцыентаў масааддачы ніжэйшыя, чым для насадак з керамічных кольцаў Рашыга, з металічнай (нержавеючай) сталі кольцаў Пала, сёдлаў «Інталокс».

**Разлік гідраўлічнага супраціўлення.** Для разліку гідраўлічнага супраціўлення *насадковых калон* існуе мноства залежнасцей, у тым ліку для сухой і арашаемай насадкі пры розных рэжымах узаемадзеяння фаз. Залежнасці атрыманы на падставе карэляцый эксперыментальных даных. Адною з найбольш агульных карэляцый для ўсіх гідрадынамічных рэжымаў з'яўляецца графічная залежнасць (рыс. 4.30), атрыманая Элуджы [33] у выглядзе суадносін

$$Y = c \frac{Fr_r}{Re_{ym}^{0,1}} \cdot \Phi_v^2 \cdot \Phi_r^{0,85} = f\left(\frac{U}{w_0}\right), \quad (4.43)$$

дзе  $Fr_r = w_0^2 / gd$  – крытэры Фруда для газу;  $w_0$  – хуткасць газу, аднесена да ўсяго сячэння калоны,  $\text{м/с}$ ;  $d$  – намінальны размер насадкі, м;  $Re_{ym} = w_0 d \rho_r / \mu_v$  – умоўны крытэры Рэйнальда для газу, разлічаны па размеру  $d$  і вязкасці вадкасці  $\mu_v$ ;  $\Phi_v = \rho_0 / \rho_v$ ,  $\Phi_r = \rho_r / \rho_v$ ,  $\rho_0$ ,  $\rho_v$  – шчыльнасць вады і абсарбенту адпаведна,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\rho_r$ ,  $\rho_v$  – шчыльнасць газу і паветра,  $\text{кг/м}^3$ ; значэнні каэфіцыента  $c$  прыведзены ў табл. 4.3.

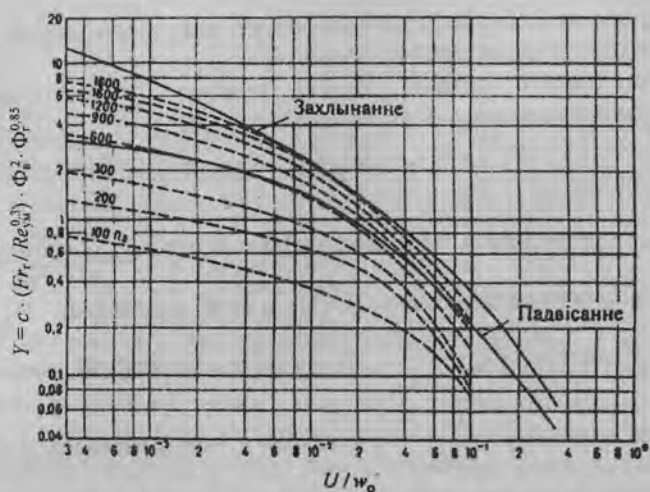


Рис. 4.30. Залежність комплексу  $Y = c \cdot (Fr_r / Re_{um}^{0.3}) \cdot \Phi_v^2 \cdot \Phi_r^{0.85}$  ад  $U/w_0$ .

Лінії роўных значэнняў  $\Delta P/H$  паказаны пункцірам

Пункцірам паказаны лініі роўных значэнняў  $\Delta p_{ap}/H$ , г. зн. супраціўленне арашаемай насадкі на 1 м яе вышыні  $H$ .

*Барбатажныя калоны.* Дыяметр апарата, як і для насадковых абсорбераў, разлічваецца па формуле (4.36).

Табліца 4.3

Значэнні пастаяннай  $c$

Насадка	Межы $d$ , мм	$c$
Кольцы Рашыга ва ўкладку	15–38	0,251
Металічныя кольцы Паля	25–38	0,261
Сёдлы «Інталокс»	13–38	0,370
Разеткі Телера	25	0,418
Драцяныя спіралі	13	0,447
Сёдлы Берля	13–38	0,471
Металічныя кольцы Рашыга ўнавал	25–51	0,610
Кольцы Рашыга ўнавал	9,5–51	1,0
Спіральныя кольцы ўнавал	76	1,10
Спіральныя кольцы ва ўкладку	76	1,33

Хуткасць газу ў талеркавых (барбатажных) калонах вызначаюць пасля разліку максімальнай хуткасці газу, м/с, аднесеная да ўсяго сячэння апарата [35, с. 179]:

$$w_{\max} = C_{\max} \sqrt{\rho_B / \rho_T} = [a / k_1 k_2 \sqrt{H} - k_3 (q - 35)] \sqrt{\rho_B / \rho_T}, \quad (4.44)$$

дзе  $H$  – адлегласць паміж талеркамі, м;  $q$  – лінейная шчыльнасць арашэння, м<sup>2</sup>/гадз ( $q = L / (\rho_B \cdot P_n)$ );  $L$  – расход вадкасці, кг/гадз;  $P$  – даўжыня зліўнога парога, м.

Казфіцыент  $k_1$  мае наступныя значэнні:

Талерка	$k_1$	Талерка	$k_1$
Каўпачковая		Сітавая ( $\omega = 0,04-0,08$ )	1,2
з круглымі каўпачкамі	1,0	Клапанная ( $\omega = 0,08-0,1$ )	1,15
з прававугольнымі каўпачкамі	0,8	Струменная	1,2
з S-падобных элементаў	1,0	Струменная з адбойнікамі	1,4

Казфіцыент  $k_2 = 1$  пры атмасферным і павышаным ціску;  $k_2 = 0,75$  – пры вакууме. Казфіцыент  $k_3 = 0,00034$  для ўсіх прыведзеных талерак, акрамя струменных, для якіх  $k_3 = 0,00042$ .

Пры  $q < 10$  м<sup>2</sup>/гадз або пры  $q > 65$  м<sup>2</sup>/гадз, у формулу (4.44) падстаўляюць  $q$ , роўныя 10 або 65 адпаведна.

Рабочую хуткасць рэкамендуецца прымаць на 20–25% ніжэйшай за  $w_{\max}$ .

Для нармальнай работы правальных талерак трэба вызначыць межавыя хуткасці ( $w_{кр}$ ) – найменшыя і найбольшыя. Разлік гэтых хуткасцей можна выконваць па формуле

$$w_{кр} = k (1 - \tau) \omega \sqrt{\rho_B / \rho_T}, \quad (4.45)$$

дзе  $k$  – казфіцыент, які мае значэнні: пры ніжняй мяжы работы  $k = 0,185$ ; пры верхняй –  $k = 0,416$ ;  $\omega$  – доля жывога сячэння (адносіны плошчы талеркі, занятай адтулінамі, да ўсёй плошчы).

Велічыня  $\tau$  вызначаецца па формуле

$$\tau = \frac{[(\bar{L} / \bar{G})^2 (\xi \alpha^2 \cdot \rho_T / \rho_B)]^2}{1 + [(\bar{L} / \bar{G})^2 (\xi \alpha^2 \cdot \rho_T / \rho_B)]^{1/3}}, \quad (4.46)$$

дзе  $\bar{L}$ ,  $\bar{G}$  – расходы вадкасці і газу, кг/с;  $\alpha = 0,62$  – казфіцыент расходу пры сцяканні вадкасці з адтуліны;  $\xi$  – казфіцыент супраціўлення сухой талеркі.

Разлік вышыні барбатажных абсорбераў праз паверхневыя каэфіцыенты масааддачы і масаперадачы ўскладняецца тым, што паверхню кантакту фаз вельмі цяжка вызначыць. Гэта абумоўлена тым, што апошняя значна мяняецца ў залежнасці ад хуткасці газу, нагузак па вадкасці, ад фізічных уласцівасцей газу і вадкасці і г. д. Таму акрамя каэфіцыентаў масаперадачы (масааддачы), аднесеныя да паверхні кантакту, выкарыстоўваюць аб'ёмныя каэфіцыенты масаперадачы (масааддачы), аднесеныя да адзінкі аб'ёму зоны кантакту, або паверхневыя, аднесеныя да адзінкі рабочай плошчы талеркі.

Для практычных разлікаў прапануюцца наступныя залежнасці [26, с. 497].

Для разліку каэфіцыента масааддачы  $\beta_r$ , аднесенага да адзінкі паверхні кантакту фаз па газавай фазе,

$$Nu_r' = A Re_r^m (Pr_r')^n. \quad (4.47)$$

У выразе (4.47) вызначальным размерам у крытэрыях  $Nu_r$  і  $Re_r$  з'яўляецца дыяметр бурбалак, а хуткасць у крытэрыі  $Re_r$  прымаецца з улікам газазмяшчэння  $\phi$  ( $Re_r = wd_0\rho_r/(\phi \cdot \mu_r)$ ,  $d_0$  – дыяметр бурбалак, м);  $A$ ,  $m$ ,  $n$  – каэфіцыенты, якія для сітавых і правальных талерак роўныя  $A = 1,2 \left( \frac{d_0}{d_{60}} \right)^{0,5}$ ,  $m = 0,7$ ,  $n = 0,5$ ,  $d_{60}$  – стандартны дыяметр бурбалкі,  $d_{60} = 4$  мм.

Для разліку каэфіцыента масааддачы  $\beta_{rn}$ , аднесенага да адзінкі плошчы талеркі, можна выкарыстоўваць выраз

$$Nu_r' = A Re_r^m (Pr_r)^n We^p. \quad (4.48)$$

У крытэрыі  $Nu_r'$  замест  $\beta_r$  трэба падстаўляць  $\beta_{rn}$ .  $We$  – крытэрыі Вебера,  $We = \frac{\sigma}{g\rho_0 h_0^2}$  ( $\sigma$  – паверхневае нацяжэнне, Н/м;  $h_0$  – вышыня светлай вадкасці, м. Вызначальным размерам у крытэрыях  $Re_r$  і  $Nu_r'$  таксама з'яўляецца  $h_0$ . Крытэрыі  $Re_r$  разлічваецца па прыведзенай (фіктыўнай) хуткасці.

Каэфіцыенты  $A$ ,  $m$ ,  $n$ ,  $p$  маюць наступныя значэнні:

Тып талеркі	$A$	$m$	$n$	$p$
каўпачковая	0,265	1,03	0,5	-0,28
сітавая	2,5	0,72	0,5	-0,39
правальная	1,53	0,72	0,5	-0,39

У вадкаснай фазе для разліку каэфіцыента  $\beta_{вв}$ , аднесенага да адзінкі паверхні, сярод іншых разліковых залежнасцей трэба выдзелиць формулу

$$Nu_{в} = A Re_{в}^m (Pr_{в}')^n. \quad (4.49)$$

Вызначальным параметрам у крытэрыях  $Nu_{в}'$  і  $Re_{в}$  з'яўляецца дыяметр бурбалак  $d_{б}$ .

$$Re_{в} = \frac{V_{в} d_{б} \rho_{в}}{S_{раб} (1 - \varphi) \mu_{в}} \quad (V_{в} - \text{расход вадкасці, м}^3/\text{с, } S_{раб} - \text{рабочая}$$

плошча талеркі, м<sup>2</sup>).

Каэфіцыенты: для сітавых талерак  $A = 1,2 \left( \frac{d_{б}}{d_{б0}} \right)^{0,5}$ ,  $m = 0,7$ ,  $n = 0,5$ ;

для правальных і клапаных  $A = 2,5$ ,  $m = 0,7$ ,  $n = 0,5$ .

Акрамя крытэрыяльнага ўраўнення (4.49) існуюць і іншыя залежнасці, сярод якіх эмпірычныя формулы для разліку каэфіцыента масааддачы  $\beta_{вв}$ , аднесенага да адзінкі плошчы талеркі, напрыклад

$$\beta_{вв} = A h_0^m \left( \frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^n, \quad (4.50)$$

дзе каэфіцыенты  $A$ ,  $m$ ,  $n$  маюць значэнні (пры  $h_0$ , м;  $\beta_{вв}$ , м/гадз):

Талерка	$A$	$m$	$n$
каўпачковая	4500	1,5	0,8
сітавая	3050	1,13	0,19
струменевая	4400	1,6	0,94

*Разлік гідраўлічнага супраціўлення талерак.* Пры разліку супраціўлення талерак прымаюць, што поўнае супраціўленне талеркі  $\Delta P$  роўнае суме супраціўлення сухой талеркі  $\Delta P_1$ , супраціўлення, абумоўленага сіламі паверхневага нацяжэння  $\Delta P_2$ , і супраціўлення газавадкаснага пласта на талерцы, г. зн.

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3. \quad (4.51)$$

Супраціўленне сухой талеркі можна разлічыць па формуле

$$\Delta P_1 = \xi \frac{\rho_r w_a^2}{2}, \quad (4.52)$$

дзе  $\xi$  – каэфіцыент мясцовага супраціўлення (для сітавых талерак  $\xi \cong 1,8$ ;  $w_a$  – хуткасць газу ў адтулінах, м/с.

Супраціўленне ад сіл паверхневага нацяжэння ўзнікае пры выхадзе газу з адтулін (проразей) у пласт вадкасці і разлічваецца па выразе

$$\Delta P_2 = \frac{\sigma \Pi}{S}, \quad (4.53)$$

дзе  $\sigma$  – паверхневае нацяжэнне;  $\Pi$ ,  $S$  – перыметр і плошча сячэння адтуліны.

Супраціўленне газавадкаснага пласта прымаюць роўным статычнаму ціску пласта

$$\Delta P_3 = \rho_b g h_0 = g \rho_n h_n, \quad (4.54)$$

дзе  $\rho_b$ ,  $\rho_n$  – шчыльнасць вадкасці і пены;  $h_0$ ,  $h_n$  – вышыня светлай вадкасці і пены.

Вышыню светлай вадкасці  $h_0$ , м, для сітавых талерак можна разлічыць па формуле

$$h_0 = 0,14 q^{0,21} h_{\text{пер}}^{0,56} w_a^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_b)] \left( \frac{\sigma_b}{\sigma_0} \right)^{0,09}, \quad (4.55)$$

дзе  $h_{\text{пер}}$  – вышыня зліўнога парога, м;  $\mu_b$  – вязкасць вадкасці, мПа · с;  $\sigma_b$ ,  $\sigma_0$  – паверхневае нацяжэнне абсарбенту і вады, мН/м.

Мінімальную хуткасць газу ў адтулінах сітавых талерак можна разлічыць па формуле [26, с. 458]

$$(w_0)_{\text{min}} = \left( 1 - \frac{U}{\alpha \sqrt{2gh_0}} \right) \sqrt{\frac{2(\rho_b g h_0 - \Delta P_2)}{(2\xi + 1)\rho_r}}, \quad (4.56)$$

дзе  $U$  – шчыльнасць арашэння, м/с;  $h_0 = h_{\text{пер}} + h_c$  – вышыня пласта вадкасці на талерцы, роўная суме вышыні зліўнога парога  $h_{\text{пер}}$  і вышыні ўзроўню вадкасці над пералівам (гл. рыс. 4.21, а);  $\alpha = 0,62$  – каэфіцыент расходу;  $\xi$  – каэфіцыент супраціўлення сухой талеркі;  $\Delta P_2$  разлічваецца па формуле (4.43).

Велічыню  $h_c$  можна вызначыць з выразу

$$h_c = 0,667 q^{2/3}, \quad (4.57)$$

дзе  $q$  – лінейная шчыльнасць арашэння, м<sup>2</sup>/с (аб'ёмны расход вадкасці аднесены да адзінкі перыметра зліўнога парога).



Супраціўленне каўпачковых талерак можна разлічыць па формуле [26, с. 457]

$$\Delta P = \Delta P'_1 + \Delta P_6, \quad (4.58)$$

дзе  $\Delta P'_1$  – супраціўленне, абумоўленае праходжаннем газу праз патрубак і пад каўпачком;  $\Delta P_6$  – супраціўленне барбатажу.

Супраціўленне  $\Delta P'_1$  разлічваюць па формуле (4.52), прычым за хуткасць  $w_a$  прымаюць хуткасць у патрубку, а каэфіцыент супраціўлення  $\xi$  у залежнасці ад канструкцыі і размераў каўпачка мае значэнні ад 2 да 5 для круглых каўпачкоў і для прамавугольных  $\xi = 4,4$ .

Супраціўленне барбатажу  $\Delta P_6$  можна вызначыць па формуле

$$\Delta P_6 = g\rho_a(h_6 + l), \quad (4.59)$$

дзе  $h_6 = h_{\text{пер}} + h_c - h_k$  ( $h_{\text{пер}}$  – вышыня пераліўнога парога (рыс. 4.21, а);  $h_c$  – узровень вадкасці над пераліўным парогам, разлічваецца па формуле (4.57);  $h_k$  – вышыня верхняга абрэзу проразі над плоскасцю талеркі);  $l$  – вышыня адкрытай часткі проразяў.

Для прыблізных разлікаў, калі замяніць  $l$  на вышыню проразі ў каўпачку, г. зн.  $l = h$ , і пачатковае адкрыццё проразі  $l_0 = 0$ , тады можна знайсці хуткасць газу, пры якой проразі поўнасцю будуць адкрытымі, па формуле

$$w_{\text{пр}} = 0,88 C \sqrt{\frac{2g\rho_a h}{\rho_r}}, \quad (4.60)$$

дзе  $C = 2/3$  – для прамавугольных проразяў;  $C = 8/15$  – для трохвугольных проразяў.

Разлік іншых канструкцый абсорбераў можна знайсці ў спецыяльнай літаратуры [26, 35].

#### 4.8. Дэсорбцыя (рэгенерацыя) абсарбенту

Працэс дэсорбцыі абсарбенту праводзяць з мэтай выдалення абсарбаванага кампанента з вадкасці і выкарыстання абсарбенту паўторна для абсорбцыі, а таксама для атрымання чыстага кампанента. Дэсорбцыя ажыццяўляецца шляхам узаемадзеяння абсарбенту з дэсарбуючым агентам або вадзяной парай (часцей вадзяной парай). Пры гэтым раўнаважны ціск кампанента над растварам павінен быць большы, чым у дэсарбуючым агенце. Таксама дэсорбцыю праводзяць шляхам награвання абсарбенту або зніжэння ціску. Пры гэтым узрастае рухальная сіла дэсорбцыі і працэс паскараецца. На практыцы шырока выкарыстоўваецца

камбінаваны спосаб, пры якім адначасова павышаюць тэмпературу абсарбенту і зніжаюць ціск. У многіх выпадках сумесь кампанента і дэсарбуючага агенту часткова кандэнсуюць і кандэнсат (флегму) вяртаюць у дэсорбер. Як правіла, пры дэсорбцыі выкарыстоўваюць супрацьцёжныя апараты калоннага тыпу (насадкавыя, талеркавыя).

**Дэсорбцыя ў цёку інертнага газу.** Прымем, што абсарбент нелетучы і флегма не падаецца ў апарат. Схема матэрыяльных плыней прыведзена на рыс. 4.31.

Калі на дэсорбцыю падаецца дэсарбуючы агент, у якім адсутнічае кампанент ( $y_n = 0$ ), тады матэрыяльны баланс па кампаненце можна запісаць у выглядзе

$$W = G_k y_k = L_k x_k - L_n x_n, \quad (4.61)$$

або пры адносных канцэнтрацыях

$$W = G_0 Y_k = L_0 (X_k - X_n). \quad (4.62)$$

(Пры дэсорбцыі пачатковая канцэнтрацыя кампанента ў вадкаснай фазе адпавядае канчатковай пры абсорбцыі,  $X_n = X_k$ , і наадварот, канчатковая – пачатковай пры абсорбцыі,  $X_k = X_n$ ).

З ураўнення (4.62) вынікае, што рабочая лінія  $AB$  (рыс. 4.32) з'яўляецца прамой, якая праходзіць праз пункты  $(X_k, Y_k)$  і  $(X_n, 0)$  з вуглавым каэфіцыентам  $l_0 = L_0/G_0$  ніжэй за раўнаважную. Пры дэсорбцыі ставіцца задача найбольш поўнага выдалення кампанента з вадкаснай фазы пры найменшым расходзе дэсарбуючага агенту. Г. зн., што ў адрозненне ад абсорбцыі, пры якой разлічваюць мінімальны расход абсарбенту, пры дэсорбцыі трэба разлічыць мінімальны расход дэсарбуючага агенту і прыняць велічыню сапраўднага расходу некалькі большай, чым мінімальная.

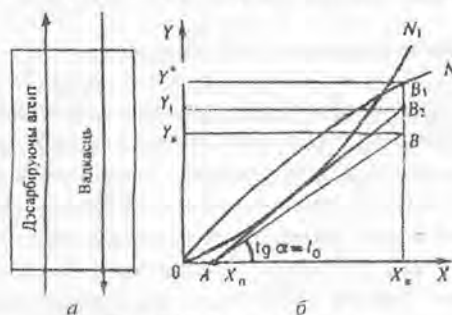
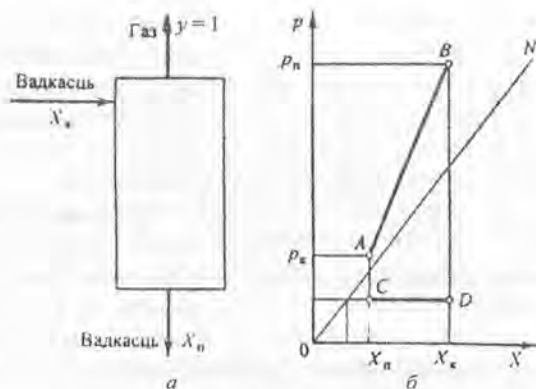


Рис. 4.31. Схема дэсорбцыі інертным газам (а) і разліковая схема (б)



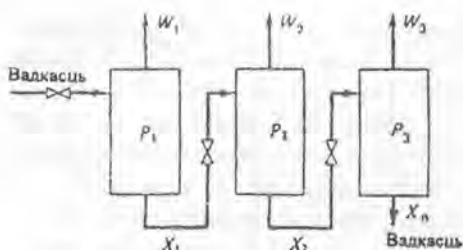
Рыс. 4.32. Схема дэсорбцыі пры зніжэнні ціску (а) і разліковая схема (б)

Для разліку мінімальнага расходу дэсарбуючага агента пры прамой раўнаважнай лініі або выпуклай уверх (на рыс. 4.31 лінія  $ON$ ) праводзяць з пункта  $X_k$  на восі абсцыс вертыкальную лінію да перасячэння з раўнаважнай (пункт  $B_1$ ). Пункту  $B_1$  адпавядае значэнне  $Y^*$ , якое падстаўляецца ў выраз (4.62), і таму мінімальны расход агента  $G_{\min}$  знаходзіцца пры вядомых велічынях  $L_0, X_k, X_n$ . У выпадку выпуклай уніз раўнаважнай лініі (на рыс. 4.31, б крывая  $ON_1$ ) да яе праводзяць датычную лінію  $AB_2$  і знаходзяць значэнне  $Y_1$ , якое адпавядае пункту перасячэння датычнай лініі і прамой:  $X_k = \text{const}$ . Падставім  $Y_1$  у выраз (4.62), разлічым мінімальны расход  $G_{\min}$  і затым – сапраўдны  $G_c$ , прыняўшы, як і пры абсорбцыі, адпаведны каэфіцыент.

**Дэсорбцыя пры зніжэнні ціску** з'яўляецца адным з простых спосабаў, асабліва ў тых выпадках, калі працэс абсорбцыі адбываецца пры павышаным ціску. Прынцыповая схема працэсу паказана на рыс. 4.32.

Заменім канцэнтрацыі  $y_n, y_k$  для працэсу абсорбцыі праз парцыяльны ціск  $p_n = P \cdot y_n, p_k = P \cdot y_k$  і пабудуем рабочую лінію для абсорбцыі (няхай гэта будзе лінія  $AB$ ). Пры абсорбцыі парцыяльны ціск кампанента зніжаецца ад  $p_n$  да  $p_k$ , пры дэсорбцыі ціск пастаянны і роўны ціску  $P_d$  у дэсорберы ( $p = P_d \cdot y = P_d$ , таму што пры нелятучым абсарбенце  $y = 1$ ). На рыс. 4.32 працэс дэсорбцыі ідзе па лініі  $DC$ .

Іншы раз дэсорбцыю праводзяць у некалькі ступеней (рыс. 4.33). Пры гэтым ціск у дэсорберах зніжаецца, г. н.  $P_1 > P_2 > P_3$ . Пры такой схеме ёсць магчымасць вылучыць некалькі кампанентаў, якія



Рыс. 4.33. Схема шматступеневай дэсорбцыі пры зніжэнні ціску  $P_1 > P_2 > P_3$

абсарбаваліся пры абсорбцыі. У першым дэсорберы будзе вылучацца найменш растваральны кампанент, у другім — больш растваральны і г. д.

*Дэсорбцыя з падводам цяпла* таксама шырока выкарыстоўваецца ў прамысловасці. У гэтым выпадку тэмпература пры дэсорбцыі

вышэйшая, чым пры абсорбцыі. Цяпло падводзіцца вострай парай, якая з'яўляецца дэсарбуючым кампанентам, або праз сценку (глухой парай). Паколькі тэмпературы ўзаемадзеяння фаз пры абсорбцыі і дэсорбцыі адрозніваюцца, то размяшчэнне раўнаважнай лініі на дыяграме  $y^*x$  будзе розным. Чым ніжэй размешчана лінія раўнавагі пры абсорбцыі і чым больш выпуклая яна ўніз, тым большая паглынальная здольнасць вадкасці пры абсорбцыі. І наадварот, чым вышэй размешчана раўнаважная лінія пры дэсорбцыі і чым больш яна выпуклая ўверх, тым большая рухальная сіла і лепш адбываецца працэс.

Пры дэсорбцыі вострай парай у якасці інертнага газу ў ніжнюю частку дэсорбера падаюць вадзяную пару. Але дадзены спосаб (схема дэсорбцыі такая самая, як і на рыс. 4.32) адрозніваецца ад дэсорбцыі інертным газам тым, што тэмпература пары вышэйшая за тэмпературу кіпення раствору. З гэтай прычыны, калі раствор мае тэмпературу ніжэйшую за тэмпературу кіпення, ён награвецца да тэмпературы кіпення, пры якой адбываецца дэсорбцыя, што прыводзіць да дадатковых страт цяпла, а значыць, да большага расхода пары. Самы лепшы выпадак — падача раствору пры тэмпературы кіпення (або блізкай да яе). Пры гэтым дэсорбцыя будзе адбывацца амаль у ізатэрмічных умовах, і таму расход пары вызначаецца як расход інертнага газу.

Схема дэсорбцыі пры падводзе цяпла праз сценку (глухой парай) паказана на рыс. 4.34. У якасці награвальнага агента выкарыстоўваецца часцей за ўсё вадзяная пара. Вадкасць паступае ў верхнюю частку дэсорбера і сцякае ўніз. Пры награванні кампанент з вадкаснай фазы пераходзіць у паравую фазу. Вадкасць з малым змяшчэннем кампанента паступае ў кіпяцільнік, да якога падводзіцца цяпло, і часткова выпарваецца, пры гэтым пара рухаецца знізу ўверх насустрач вадкасці. Такім чынам, працэс адбываецца аналагічна дэсорбцыі

вострой парай, але дэсарбуючы агент атрымліваецца з самой вадкасці, а не падводзіцца звонку.

Пасля выдалення кампанента з вадкасці трэба аддзяліць яго ад пары дэсарбуючага агента (вадзяной пары) і ад выдзеленага газападобнага кампанента самога адсарбенту. Аддзяленне кампанента ад пары праводзіць з мэтай атрымання чыстага кампанента, а таксама каб пазбегнуць страты пары абсарбенту.

Аддзяленне кампанента ад іншай пары праводзіцца шляхам ахалоджвання ў кандэнсатары (дэфлегматыры) да тэмпературы, пры якой большая частка пары абсарбенту скандэнсавалася. У залежнасці ад уласцівасцей кампанента дэфлегматыроў праводзяць наступнымі спосабамі [26].

1. Калі кампанент пры дадзеных ціску і тэмпературы кандэнсуецца ў дэфлегматыры і ў вадкасным выглядзе не раствараецца ў абсарбенте (флегме), то аддзяленне кампанента ад флегмы праводзяць адстойваннем за кошт рознасці шчыльнасцей.

2. Калі кампанент у вадкасным стане растваральны ў флегме, то ў дэфлегматыры ажыццяўляюць кандэнсаванне іншай пары і мінімальнай часткі пары кампанента. Асноўную колькасць пары кампанента кандэнсуюць у асобным кандэнсатары.

3. Калі кампанент пры ўмовах кандэнсацыі не пераходзіць у вадкасны стан, тады ў дэфлегматыры кандэнсуецца толькі іншая пара, якая існуе пры дэсорбцыі.

Паколькі флегма змяшчае якуюсьці колькасць растваранага кампанента, то каб пазбегнуць яго страты, флегму звычайна вяртаюць у працэс.

Разлік працэсу дэсорбцыі падрабязней прыведзены ў літаратуры [26].

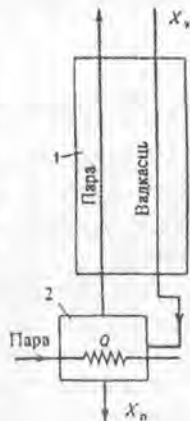


Рис. 4.34. Схема дэсорбцыі глухой парай:

- 1 – дэсорбер;
- 2 – кіпячільнік

## Глава 5. ДЫСТЫЛЯЦЫЯ І РЭКТЫФІКАЦЫЯ

### 5.1. Агульныя паняцці

Адным з распаўсюджаных метадаў раздзялення вадкасных аднародных сумесей на практычна чыстыя кампаненты або на фракцыі рознага складу ў розных галінах прамысловасці з'яўляюцца працэсы дыстыляцыі і рэктыфікацыі. Гэтыя працэсы заснаваны на тым, што кампаненты вадкасных сумесей (за рэдкім выключэннем) маюць пры аднолькавым ціску розныя тэмпературы кіпення. Дзякуючы гэтаму пры выпарванні вадкаснай сумесі яе кампаненты будуць пераходзіць у парападобны стан па-рознаму, г. зн. валодаць рознай лёгкасцю: больш лёгка той кампанент, які кіпіць пры меншай тэмпературы, а менш лёгка – пры большай тэмпературы. Першы будзем называць нізкакіпячым кампанентам (НКК), а менш лёгка – высокакіпячым кампанентам (ВКК). Пры выпарэнні вадкаснай сумесі канцэнтрацыя НКК у пары будзе большая, чым у вадкасці. Гэта дазваляе раздзяліць зыходную вадкасную сумесь з розным лікам кампанентаў на розны лік фракцый шляхам частковага выпарэння сумесі і кандэнсацыі пары, якая ўтвараецца пры кіпенні. Такі працэс называюць простаай дыстыляцыяй. Атрыманы кандэнсат называюць дыстылятам (пры рэктыфікацыі – рэктыфікатам), а сумесь, якая не выпарылася, – кубавым астаткам. Апісаны працэс не дазваляе, аднак, раздзяліць сумесь на дастаткова чыстыя кампаненты. Каб дасягнуць найбольш поўнага раздзялення кампанентаў, выкарыстоўваюць больш складаны працэс – рэктыфікацыю. Рэктыфікацыя – працэс шматкратнага выпарэння вадкасці і кандэнсацыі атрыманай пары.

Працэсы дыстыляцыі і рэктыфікацыі шырока распаўсюджаны як у хімічнай, так і ў іншых галінах прамысловасці (харчовай, нафтахімічнай і г. д.) для атрымання розных прадуктаў у чыстым стане, для раздзялення газавых сумесей пасля іх звадкавання. Перш чым разглядаць працэсы дыстыляцыі і рэктыфікацыі, азнаёмімся з некаторымі характарыстыкамі двухфазных сістэм вадкасць – пара.

### 5.2. Асноўныя ўласцівасці двухфазных сістэм вадкасць – пара

*Фазавая раўнавага ў сістэме вадкасць – пара.* Разгледзім простую бінарную сумесь, якая складаецца з двух кампанентаў  $A$  і  $B$ . Калі паміж кампанентамі не адбываецца хімічнай рэакцыі, тады пры

наяўнасці пары і вадкасці лік фаз роўны 2, г. зн.  $\Phi = 2$ . Адпаведна правілу фаз (гл. формулу 3.3),

$$\Phi + C = K + 2$$

атрымаем лік ступеней свабоды сумесі  $C = 2$ . Такім чынам, з трох незалежных параметраў (ціск  $P$ , тэмпература  $T$ ; канцэнтрацыі адной з фаз,  $c$ ) можна адвольна выбраць два, пры гэтым вызначыцца трэці параметр, які ўжо не будзе адвольным. Уласцівасці бінарных сумесей (ніжэй у асноўным будуць яны разглядацца) прасцей вывучаць графічным метадам з выкарыстаннем наступных залежнасцей (дыяграм): ціску пары  $P$  ад складу вадкасці  $x$  пры  $T = \text{const}$  (дыяграма  $Px$ ), тэмпературы  $t$  кіпення і кандэнсацыі ад складу вадкасці  $x$  і пары  $y$  пры  $P = \text{const}$  (дыяграма  $txy$ ) і раўнаважнай залежнасці паміж  $x$  і  $y$  пры  $P = \text{const}$  (дыяграма  $xy^*$ ). Выгляд гэтых дыяграм залежыць ад растваральнасці кампанентаў сумесі і іншых параметраў.

**Класіфікацыя бінарных сумесей.** У залежнасці ад узаемнай растваральнасці кампанентаў адрозніваюць наступныя тыпы двайных сумесей:

– сумесі ўзаемна растваральных вадкасцей пры любых суадносінах;

– сумесі з частковай растваральнасцю вадкасцей;

– сумесі з вадкасцямі, якія зусім не раствараюцца паміж сабой.

У сваю чаргу, сумесі ўзаемна растваральных вадкасцей пры любых суадносінах дзеляцца на ідэальныя і рэальныя (неідэальныя).

**Ідэальныя сумесі.** Пры нізкім ціску, калі можна лёткасьць кампанента замяніць на парцыяльны ціск кампанента ў газе, для кампанентаў бінарнай сумесі закон Раўля запішацца ў наступным выглядзе (індэкс  $A$  прыем для нізкакіпячага кампанента,  $B$  – для высокакіпячага кампанента):

для НКК

$$p_A = P_A \cdot x_A; \quad (5.1)$$

для ВКК

$$p_B = P_B \cdot x_B = P_B (1 - x_A), \quad (5.2)$$

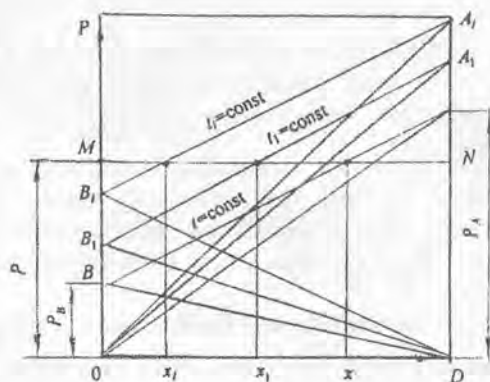
дзе  $P_A, P_B$  – ціск насычанай пары НКК і ВКК адпаведна пры дадзенай тэмпературы.

Поўны ціск пары над вадкасцю роўны суме парцыяльных ціскаў кампанентаў (закон Дальтона):

$$P = p_A + p_B = p_A \cdot x_A + p_B (1 - x_A). \quad (5.3)$$

З выказаў (5.1)–(5.3) бачна, што пры нязменнай тэмпературы поўны ціск і парцыяльны ціск кампанентаў знаходзяцца ў лінейнай залежнасці ад мольнай долі  $x_A$ . Гэтыя ўраўненні можна выразіць графічна на  $Px$ -дыяграме (рыс. 5.1), на якой на восі абсцыс паказаны склад вадкасці  $x$ , а на восі ардынаты – ціск пары  $P$ . Пры  $x = 0$  адрэзкі  $OB_i$  адпавядаюць ціску чыстага высокакіпячага кампанента пры рознай тэмпературы, пры  $x = 1$  адрэзкі  $DA_i$  – ціску чыстага нізкакіпячага кампанента. Змяненне поўнага ціску пры розных тэмпературах характарызуецца лініямі  $B_iA_i$ , змяненне парцыяльнага ціску ад складу вадкасці – лініямі  $DB_i$  для ВКК і лініямі  $OA_i$  для НКК. Паколькі пабудова ліній  $OA$ ,  $OA_1$ ,  $OA_2$ ,  $DB$ ,  $DB_1$ ,  $DB_2$  і адпаведных ім ліній поўнага ціску праводзіцца пры нязменнай тэмпературы, то яны з’яўляюцца ізатэрмамі, прычым  $t < t_1 < t_2$ .

Каб вызначыць тэмпературу кіпення сумесей любога складу, трэба правесці гарызонтальную лінію (напрыклад, лінію  $MN$ ) праз пункт ардынаты, які адпавядае знешняму ціску  $P$ . У пунктах перасячэння гэтай лініі з ізатэрмамі  $B_iA_i$  знешні ціск роўны поўнаму ціску пары над сумесямі складаў  $x_1, x_2, \dots, x_i$ . Такім чынам, сумесі складаў  $x_1, x_2, \dots, x_i$  будуць кіпець пры тэмпературах, адпаведных пунктам перасячэння ізатэрм  $B_iA_i$  з лініяй  $MN$ . З рыс. 5.1 бачна, што чым менш НКК у сумесі, тым тэмпература кіпення яе вышэйшая.



Рыс. 5.1. Ізатэрмы парцыяльных ціскаў і агульнага ціску для ідэальнай сумесі (дыяграма  $Px$ )



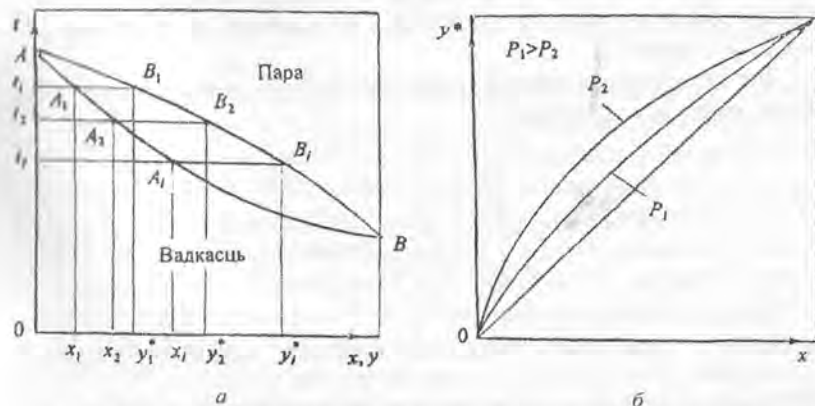
Такім чынам, можна атрымаць залежнасць тэмпературы кіпення сумесі ад яе складу. Пры ўмове, што да кожнага з кампанентаў пары дастасуецца ўраўненне Мендзялеева – Клапейрона і ў адпаведнасці з законам Дальтона: парцыяльны ціск  $p_A$  дадзенага кампанента  $A$  прапарцыянальны яго мольнай долі  $y_A$  у пары

$$p_A = P \cdot y_A \quad (5.4)$$

знайдзем выраз для складу пары  $y_A^*$ , раўнаважнага з сумессю дадзенага складу  $x_A$  (прыраўноўваем правыя часткі (5.1) і (5.4)):

$$y_A^* = \frac{p_A}{P} x_A \quad (5.5)$$

Для пабудовы дыяграм  $tx$  і  $y^*x$  пры знешнім нязменным ціску на восі абсцыс  $x$  (рыс. 5.2) прымаюць шэраг пунктаў  $x_1, x_2, \dots, x_i$  і для кожнага складу сумесей знаходзяць тэмпературы кіпення  $t_1, t_2, \dots, t_i$ , якія адпавядаюць складам  $x_1, x_2, x_3$ . На дыяграме  $tx$  па восі абсцыс адкладваюць склад сумесі  $x$ , а тэмпературы кіпення – па восі ардынат. Пункты перасячэння  $A, A_1, \dots, A_i$  злучаюць паміж сабой і, такім чынам, атрымліваюць крывую залежнасці тэмпературы кіпення вадкасці ад складу (лінію кіпення). Затым пры тэмпературах  $t_1, t_2, \dots, t_i$  (ціск той самы) па выразе (5.5) знаходзяць раўнаважны склад пары  $y_1^*, y_2^*, \dots, y_i^*$ , які адкладваюць на восі абсцыс. Праз атрыманыя пункты праводзяць прамыя да перасячэння з ізатэрмамі (пункты  $B_1, B_2, \dots, B_i$ ). Пункты  $B_1, B_2, \dots, B_i$  злучаюць паміж сабой.



Рыс. 5.2. Дыяграмы фазавай раўнавагі пара – вадкасць для бінарнай сумесі: а – дыяграма  $tx$ ; б – дыяграма  $y^*x$

Кривая  $AB_1B_2B_3\dots B$  характеризує залежність температури ад складу паравой фазы і называецца лініяй кандэнсацыі. Вобласць дыяграмы пад крывой  $AA_1A_2\dots B$  адпавядае вадкаснай фазе, тэмпература якой ніжэйшая за тэмпературу кіпення. Вобласць, вышэйшая за крывую кандэнсацыі  $AB_1B_2B_3\dots B$ , адпавядае перагрэтай пары. Любы пункт паміж крывымі характарызує двухфазную сістэму пара-вадкасць (рыс. 5.2, а).

Каб вызначыць склад пары для любой сумесі (напрыклад, сумесі складу  $x_0$ ), трэба з пункта  $x_0$  на восі абсцыс (рыс. 5.2, а) правесці вертыкаль да перасячэння з лініяй кіпення (пункт  $A_0$ ) і затым з пункта перасячэння правесці гарызантальную лінію да перасячэння з лініяй кандэнсацыі (пункт  $B_0$ ). Значэнне на восі абсцыс пункта  $B_0$  адпавядае складу пары.

З рыс. 5.2, а, бачна, што з павелічэннем НКК у сумесі тэмпература кіпення апошняй паніжаецца, а тэмпература кіпення сумесей вышэйшая за тэмпературу НКК. Пры нязменнай тэмпературы раўнаважная колькасць НКК у пары большая, чым у вадкасі.

Для пабудовы фазавай дыяграмы  $y^*x$  па нізкакіпячым кампаненце адкладваюць для кожнага складу вадкасі значэнне раўнаважнага складу пары  $y^*$  па восі ардынат,  $x_i$  – па восі абсцыс. Працэсы раздзялення сумесі праводзяць звычайна пры нязменным ціску ( $P = \text{const}$ ), г. зн. пры пераменных тэмпературах кіпення з прычыны змянення складу вадкасі. Выпукласць раўнаважнай крывой адносна дыяганалі ў агульным выпадку залежыць ад суадносін цяплынь выпарэння кампанентаў сумесі  $r_A/r_B$ . Пры  $r_A/r_B < 1$  з павелічэннем ціску крывая раўнавагі становіцца менш выпуклай і набліжаецца да дыяганалі (на рыс. 5.2, б крывая 1).

Для ідэальных раствораў ураўненне (5.5) з улікам выразу (5.3) можна запісаць у выглядзе

$$y_A^* = \frac{\frac{P_A}{P_B} x_A}{\frac{P_A}{P} x_A + 1 - x_A} = \frac{\alpha \cdot x_A}{1 + (\alpha - 1) \cdot x_A}, \quad (5.6)$$

дзе  $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$  – каэфіцыент адноснай лятучасці кампанентаў сумесі, роўны адносінам ціску пары чыстых кампанентаў пры нязменным ціску. Характарызує здольнасць дадзенага кампанента пераходзіць

у паравую фазу. Чым большая велічыня  $\alpha$ , тым лягчэй кампанент  $A$  пераходзіць у паравую фазу. Кэфіцыент  $\alpha$  залежыць ад знешняга ціску і тэмпературы. Звычайна кэфіцыент адноснай лягучасці ўзрастае з паніжэннем тэмпературы, таму для дадзенай раўнаважнай сістэмы большае значэнне  $\alpha$  будзе для сумесей з большым змяшчэннем НКК.

Пры вядомым значэнні  $\alpha$  можна пабудавашь раўнаважную крывую па выразе (5.6), для гэтага прымаюць сярэдняе геаметрычнае значэнне кэфіцыента  $\alpha_{\text{ср}}$ :

$$\alpha_{\text{ср}} = \sqrt{\alpha_n \cdot \alpha_b}, \quad (5.7)$$

дзе  $\alpha_n$ ,  $\alpha_b$  – кэфіцыенты адноснай лягучасці пры тэмпературы кіпення сумесей, якія змяшчаюць максімальную колькасць НКК (дыстылят) і мінімальную (кубавы астатак) адпаведна. Каб павысіць дакладнасць разліку, інтэрвал тэмператур разбіваецца на некалькі участкаў.

Узаемнае размяшчэнне крывых на дыяграмах  $t_x, u_x$  вызначаецца першым законам Канавалава, адпаведна якому пара абагачаецца тым кампанентам, пры дабаўленні якога да вадкасці павышаецца ціск пары або паніжаецца яе тэмпература кіпення.

Першы закон Канавалава дапаўняецца першым законам Врэўскага, які паказвае ўплыў тэмпературы (і адпаведна ціску) на раўнаважны склад фаз: пры павышэнні тэмпературы раствору дзвюх вадкасцей у пары ўзрастае адноснае змяшчэнне таго кампанента, пераход якога ў парападобную фазу патрабуе найбольшых затрат цяпла.

У рэчаіснасці ідэальных раствораў не існуе, але іншы раз прыходзіцца раздзяляць сумесі, якія блізкія да ідэальных (напрыклад, сістэма бензол – талуол).

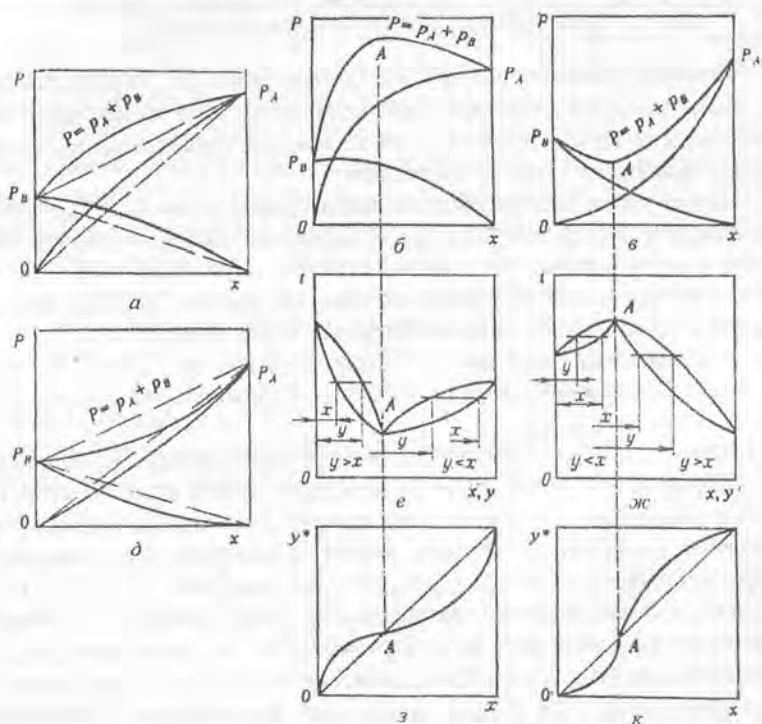
*Рэальныя сумесі з поўнай узаемастваральнасцю не падпарадкоўваюцца закону Рауля і могуць адхіляцца ад яго. Адрозніваюць сумесі са станоўчым і адмоўным адхіленнем ад закону Рауля (станоўчае адхіленне звычайна сустракаецца часцей за адмоўнае). Пры станоўчым адхіленні рознасць ціскаў  $P - P_{\text{ид}} > 0$ , пры адмоўным  $P - P_{\text{ид}} < 0$  ( $P$  – агульны ціск над рэальным растворам;  $P_{\text{ид}}$  – над ідэальным). Змяненне парціяльнага і агульнага ціску адбываецца не па прамой. На рыс. 5.3 паказаны крывыя для станючага і адмоўнага адхілення ад закону Рауля. Для прыведзеных на рыс. 5.3, а, б сістэм тэмпература кіпення вадкасці і тэмпература насычанай пары безупынна павялічваецца з паніжэннем канцэнтрацыі НКК у вадкасці і пары. Г. зн., што раўнаважная крывая з'яўляецца выпуклай крывой і не перасякае*

дыяганаль дыяграмы  $yx$ . Для такіх сумесей парцыяльны ціск кампанентаў можна разлічыць па ўраўненнях:

$$P_A = \gamma_A \cdot P_A^* \cdot x_A, \quad (5.8)$$

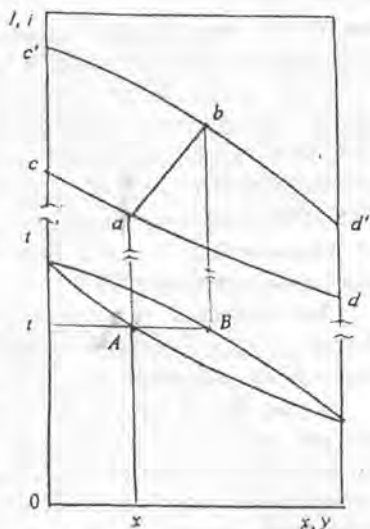
$$P_B = \gamma_B \cdot P_B^* (1 - x_A), \quad (5.9)$$

дзе  $\gamma_A, \gamma_B$  – каэфіцыенты актыўнасці, якія характарызуюць ступень адхілення сумесі ад ідэальнай. Для сумесей са станоўчым адхіленнем  $\gamma > 1$ , з адмоўным –  $\gamma < 1$ . Адхіленне ад закону Раўля звязана са змяненнем актыўнасці малекул у растворы, абумоўленай рознымі фактарамі (хімічным узаемадзеяннем, гідратацыяй і інш.). Каэфіцыенты актыўнасці залежаць ад складу вадкасці, яе уласцівасцей, ціску, тэмпературы і разлічваюцца звычайна на падставе эксперыментальных даных.



Рыс. 5.3. Дыяграмы  $P_x, P_y, yx$  для сумесі са станоўчым адхіленнем ад закону Раўля (а, б, в, з) і адмоўным адхіленнем (б, д, ж, к). Пункцірныя лініі на дыяграмах а і д адпавядаюць ідэальнай сумесі

Пры дастаткова вялікіх адхіленнях ад закону Рауля на крывых поўнага ціску дыяграмы  $px$  узнікаюць максімумы пры станоўчым адхіленні ад закону Рауля і мінімумы – пры адмоўным (рыс. 5.3, б, в). Пры гэтым, калі ўтвараецца сумесь з максімумам агульнага ціску, то ў адпаведнасці з другім законам Канавалава, тэмпература кіпення вадкасці пры  $P = \text{max}$  будзе мінімальнай, а пры мінімуме крывой агульнага ціску назіраецца максімум тэмпературы кіпення. Схематычна віды ізатэрмаў і ізобар паказаны на рыс. 5.3. З рыс. 5.3 бачна, што крывыя вадкасці і пары судакранаюцца ў экстрэмальных пунктах, г. зн. склад раўнаважнай пары над сумессю роўны складу вадкасці ( $y = x$ ). Такія сумесі называюць *азеатропнымі*. На дыяграме  $ux$  раўнаважныя крывыя перасякаюць дыяганаль у тых жа экстрэмальных пунктах, якія называюць *азеатропнымі*. Склады азеатропных сумесей з мінімумам і максімумам тэмпературы кіпення залежаць ад ціску (тэмпературы). Гэта залежнасць падпарадкоўваецца закону Врэўскага: пры павелічэнні ціску ў азеатропнай сумесі з мінімумам тэмпературы кіпення павялічваецца канцэнтрацыя кампанента з большай мольнай цеплынёй выпарвання, а для сумесі з максімумам тэмпературы кіпення – канцэнтрацыя кампанента з меншай мольнай цеплынёй выпарвання. З гэтага закону вынікае, што раздзяленне азеатропных сумесей магчыма шляхам змянення ціску пры правядзенні працэсу. Дыяграму раўнавагі бінарных сумесей з неабмежаванай узаемнай растваральнасцю кампанентаў можна пабудаваць і ў каардынатах энтальпія – склад пры нязменным ціску г. зн.  $lxy$ . Для пабудовы знаходзяць энтальпіі кіпячай вадкасці  $l$  і насычанай пары  $l'$  ў залежнасці ад іх складаў і адкладваюць значэнні. Крывая  $cd$  на рыс. 5.4 паказвае значэнне энтальпіі вадкасці, а крывая  $c'd'$  – энтальпіі насычанай пары пры  $P = \text{const}$ . Рознасць значэнняў ардынат крывых пры вызначаным



Рыс. 5.4. Дыяграмы  $lxy$  і  $l'xy$

складзе (вертыкальныя адрэзкі) адпавядае скрытай цеплыні выпарвання  $r$  ( $r = I - i$ , дзе  $I, i$  – энтальпіі пары і вадкасці). Раўнаважныя канцэнтрацыі пары і вадкасці можна знайсці проста, калі дыяграму  $ltx$  дапоўніць дыяграмай  $txu$ . Тады для любога складу вадкасці праводзяць на дыяграме  $txu$  пры  $t = \text{const}$  гарызантальную лінію да перасячэння з лініяй кандэнсацыі (лінія  $AB$ ) і знаходзяць на дыяграме  $ltx$  адпаведныя пункты, якія злучаюць паміж сабой (лінія  $ab$ ).

*Сумесі з частковай растваральнасцю вадкасцей.* Асабліва сцю гэтых сумесей з'яўляецца тое, што ў залежнасці ад складу яны могуць быць аднароднымі або ўтвараць два пласты, якія паміж сабой не раствараюцца. Напрыклад, пры дабаўленні адной вадкасці ў другую спачатку яны раствараюцца да вызначанага складу  $x_1$ . Затым пры далейшым разбаўленні вадкасці не раствараюцца і ўтвараюць два пласты. Пры далейшым разбаўленні другой вадкасці яны паводзяць сябе як нерастваральныя вадкасці, але пры некаторых суадносінах зноў пачынаюць растварацца адна ў другой (да такіх можна аднесці сумесі: вада – бутылавы спірт, вада – эфір, фенол – вада і інш.). На рыс. 5.5 паказаны дыяграмы фазай раўнавагі для сумесей з частковай растваральнасцю вадкасцей. Пры канцэнтрацыях  $x \leq x_1$  існуе насычаны раствор  $A$  у  $B$ , пры  $x \geq x_2$  – насычаны раствор  $B$  у  $A$ . У іншым выпадку, калі пара, якая знаходзіцца ў раўнавазе з двума вадкасцямі складаў  $x_1$  і  $x_2$  і мае раўнаважны склад  $x_1 < y < x_2$ , то пры некаторай канцэнтрацыі вадкасці  $x_A$  існуе азеатроп, які вызначае тэмпературу кіпення сумесі ў інтэрвале змянення канцэнтрацыі  $x_1 - x_2$ . З рыс. 5.5, *а*, бачна, што спачатку ідзе паніжэнне тэмпературы кіпення вадкасці пры павелічэнні канцэнтрацыі НКК, але ў інтэрвале ад  $x_1$  да  $x_2$ , калі ўтвараюцца два пласты, тэмпература кіпення застаецца нязменнай і роўнай  $t_A$ . Пры канцэнтрацыі НКК у сумесі большай за  $x_2$  ўтвараецца гамагенны раствор, і тэмпература кіпення пачне павялічвацца. У гэтай вобласці канцэнтрацый роля НКК пераходзіць да зыходнага ВКК.

Для вадкасцей, у якіх раўнаважны склад пары ў гетарагеннай вобласці  $y > x_1, x_2$ , змяненне тэмпературы і раўнаважнага складу пары паказаны на дыяграмах рыс. 5.5, *б*.

З рыс. 5.5, *б* бачна, што раўнаважная колькасці НКК у пары для дадзеных тэмператур усюды большая, чым у вадкасці. На рыс. 5.5, *а, б* прыведзены таксама дыяграмы  $y^*x$ , дзе паказаны раўнаважныя лініі для сумесей з частковай растваральнасцю вадкасцей.

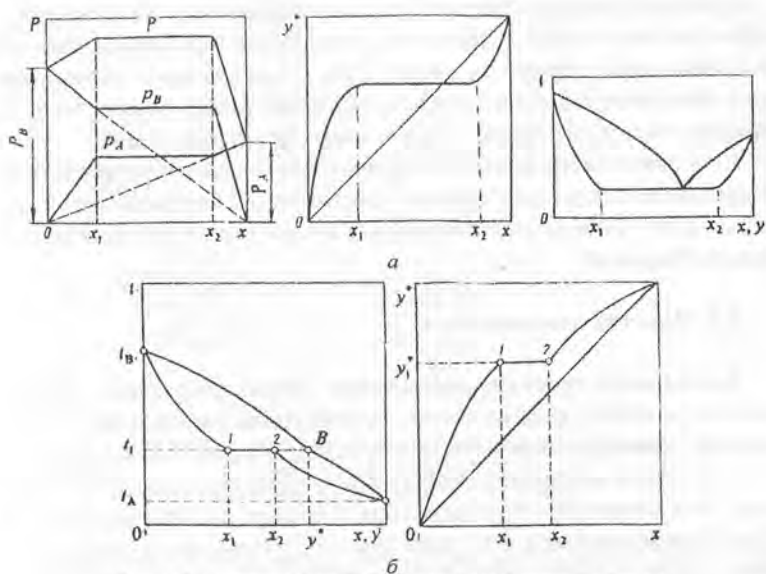


Рис. 5.5. Дияграма фазавай раўнавагі для бінарных сумесей з частковай растваральнасцю: а – сумесь з азеотропным пунктам; б – сумесь без азеотропнага пункта

Узаемна не растваральныя сумесі ўтвараюць два пласты. Адпаведна правілу фаз, лік ступеней свабоды роўны 1 (дзве фазы вадкасці і пары), г. зн. што кожнай тэмпературы сумесі адпавядае строга вызначаны ціск і кожны кампанент вядзе сябе незалежна ад другога. Таму парцыяльны ціск кожнага кампанента не залежыць ад яго змяшчэння ў сумесі і роўны ціску пары чыстага кампанента пры той жа тэмпературы ( $p_A = P_A, p_B = P_B$ ). Агульны ціск роўны  $P = p_A + p_B = P_A + P_B$ . На рыс. 5.6 паказаны фазавыя дияграмы для такіх сумесей.

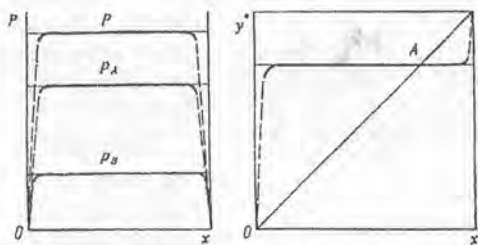


Рис. 5.6. Дияграма фазавай раўнавагі для ўзаемна не растваральнай бінарнай сумесі

Сумесь кіпіць пры тэмпературы, калі ціск пары (г. зн. сума  $p_A + p_B$ ) роўны вонкаваму ціску. Пры гэтай тэмпературы парцыяльны ціск кожнага кампанента меншы за знешні ціск і тэмпература кіпення сумесі будзе ніжэйшая за тэмпературу кожнага кампанента. Акрамя таго, тэмпература кіпення такіх сумесей не залежыць ад складу сумесі.

Гэту акалічнасць выкарыстоўваюць для раздзялення сумесей, якія не раствараюцца ў вадзе метадам дыстыляцыі з вадзяной парай. Адназначым, што ўзаемна нерастваральныя сумесі раздзяліць можна таксама адстойваннем.

### 5.3. Простая дыстыляцыя

Ажыццявіць простую дыстыляцыю можна па-рознаму: паступовым выпарэннем (кандэнсацыяй), аднакратным выпарэннем (кандэнсацыяй) і шматкратным выпарэннем (кандэнсацыяй) пары. Для працэсу паступовага выпарэння (кандэнсацыі) характэрна тое, што паравая фаза, якая ўтвараецца пры выпарэнні (або вадкасці пры кандэнсацыі), безупынна выдаляецца з сістэмы (рыс. 5.7). Пры гэтым лічыцца, што пара і вадкасць знаходзяцца ў стане раўнавагі. Працэс можа быць перыядычным або безупынным. Пры перыядычным працэсе можна атрымаць некалькі дыстылятаў з розным змяшчэннем НКК (фракцыйная дыстыляцыя). Пры безупынным працэсе ў апарат, дзе адбываецца вы-



Рыс. 5.7. Схема паступовага выпарэння:  
1 - выпарнік; 2 - кандэнсатар;  
3 - зборнікі

парэнне (іх называюць дыстыляцыйнымі кубамі), зыходная вадкасць паступае безупынна, таксама як адвод пары з куба. Пры аднакратнай простай дыстыляцыі раздзяленне паравой фазы ад вадкаснай праводзіць пасля таго, як будзе дасягнута раўнавага паміж парай і вадкасцю, прычым раздзяленне адбываецца ў адзін прыём пры дасягненні канчатковай тэмпературы.

Шматкратнае выпарэнне (кандэнсацыя) пары ўяўляе сабой злучэнне двух або некалькіх паслядоўных актаў аднакратнай дыстыляцыі (рыс. 5.8).



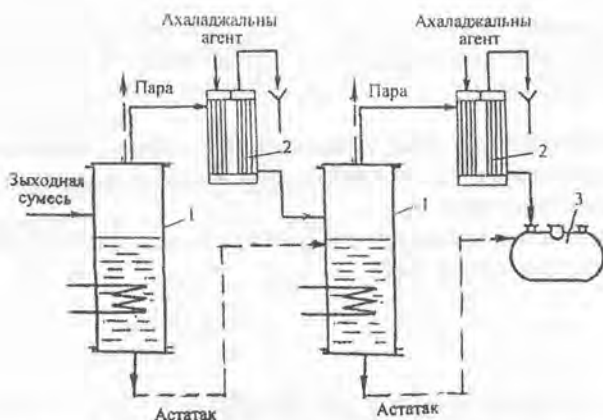


Рис. 5.8. Схема шматкратнага выпарэння (пункцірныя лініі) і кандэнсацыі (суцэльныя лініі):  
1 – выпарнікі; 2 – кандэнсатары; 3 – зборнік

**Паступовая дыстыляцыя.** Разгледзім матэрыяльны баланс пры паступовым выпарэнні бінарнай сумесі. Няхай у некаторы момант часу  $t$  колькасць вадкасці ў кубе роўная  $L$ , а яе склад –  $x$ . За бясконца малы прамежак часу  $dt$  адбылося выпарэнне вадкасці і яе колькасць паменшылася на велічыню  $dL$ , а склад – на велічыню  $x-dx$ . Колькасць пары пры выпарэнні за гэты прамежак атрымалася таксама  $dL$ , а колькасць НКК у пары  $dL \cdot y^*$  (лічым, што пара знаходзіцца ў раўнавазе з вадкасцю). Тады матэрыяльны баланс па НКК можна запісаць у выглядзе

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + y^*dL. \quad (5.10)$$

Пасля раздзялення пераменных, грэбуючы здабыткам  $dL \cdot dx$ , атрымаем

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x}. \quad (5.11)$$

Калі ў пачатковы момант у кубе была колькасць зыходнай сумесі  $F$  складу  $x_F$ , а ў канчатковы колькасць  $W$  складу  $x_W$ , то межы інтэгравання для левай і правай частак выразу (5.11) будучы

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}, \quad (5.12)$$

або

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (5.13)$$

Каб прайнтэграваць правую частку, трэба ведаць залежнасць  $y^* = f(x)$ , таму інтэграл правай часткі звычайна вызначаюць графічным метадам, прыведзеным вышэй (гл. 3).

Сярэдні склад дыстыляту  $(x_d)_{\text{сяр}}$  можна вызначыць з ураўнення матэрыяльнага балансу па НКК:

$$F \cdot x_F = W \cdot x_W + (F - W)(x_d)_{\text{сяр}},$$

адкуль

$$(x_d)_{\text{сяр}} = \frac{F \cdot x_F - W \cdot x_W}{F - W}. \quad (5.14)$$

Пры разліку паступовага выпарэння звычайна вызначаюць колькасць вадкасці, якую трэба выпарыць, для таго, каб атрымаць дыстылят і кубавы астатак зададзенага складу.

У прамысловых устаноўках працэсы выпарэння праводзяць звычайна пры атмасферным ціску або пад вакуумам. Працэс пад вакуумам дазваляе раздзяляць тэрмічна маластойкія вадкасці.

**Аднакратная простая дыстыляцыя.** Запішам матэрыяльныя балансы для бінарнай сумесі па агульных патоках

$$F = G + W \quad (5.15)$$

і па НКК

$$F \cdot x_F = G y + W x. \quad (5.16)$$

З улікам (5.15)

$$x_F = \frac{G}{F} y - \frac{F - G}{F} x = e y + (1 - e)x, \quad (5.17)$$

дзе  $e = \frac{G}{F}$  – адносіны колькасці пары да колькасці зыходнай сумесі, якія называюцца доляй адгону (мольнай або масавай).

З (5.17) можна знайсці  $e$ :

$$e = \frac{x_F - x}{y - x}. \quad (5.18)$$

Цеплавы баланс працэсу заключаецца ў тым, што колькасць цяпла, якое змяшчаецца ў паравой фазе і вадкасці ў выніку (без уліку страт), роўная колькасці цяпла з зыходным растворам  $Q_F$  і цяпла  $Q_1$ , якое падводзіцца для выпарэння:

$$Q_F + Q_1 = G \cdot I_1 + W \cdot i_0 \quad (5.19)$$

дзе  $I_1, i_0$  – энтальпія пары і вадкасці.

З улікам, што  $W = F - G$ , атрымаем

$$G(I_1 - i_1) = F \left[ \left( i_{1F} + \frac{Q_1}{F} \right) - i_1 \right] \quad (5.20)$$

( $i_{1F}$  – энтальпія зыходнай сумесі).

Велічыня  $i_{1F} + \frac{Q_1}{F} = \theta$  характарызуе колькасць цяпла, якое падводзіцца, аднесенае да адзінкі колькасці зыходнай сумесі. З (5.20) знойдзем  $e$ :

$$e = \frac{G}{F} = \frac{\theta - i_1}{I_1 - i_1} = \frac{x_F - x}{y - x} \quad (5.21)$$

На энтальпійнай дыяграме (рыс. 5.9) ураўненне (5.21) уяўляе сабой прамую, якая праходзіць праз пункты  $c(x_F, \theta)$ ,  $a(x, i_1)$  і  $b(y, I_1)$ .

З дапамогай дыяграм  $txy$  і  $ixy$  можна прааналізаваць працэс. Калі зыходная сумесь складу  $x_F$  нагрэта да тэмпературы  $t_F$ , тады на  $txy$  каардынаты  $x_F, t_F$  адпавядаюць пункту  $F$ , а на энтальпійнай дыяграме  $x_F, i_{1F}$  – пункту  $F'$ . Нагрэванне зыходнай сумесі ад тэмпературы  $t_F$  да тэмпературы кіпення  $t_1$  будзе адбывацца на лініі ад пунктаў  $F$  і  $F'$  да пунктаў  $A_1$  і  $a_1$  на дыяграмах  $txy$  і  $ixy$  (склад зыходнай сумесі не мяняецца). Для пункта  $A_1$   $e = 0$ , а раўнаважны склад пары будзе  $y_1$  (пункты  $B_1$  і  $b_1$ ). Пры далейшым нагрэванні сумесі да тэмпературы  $t$

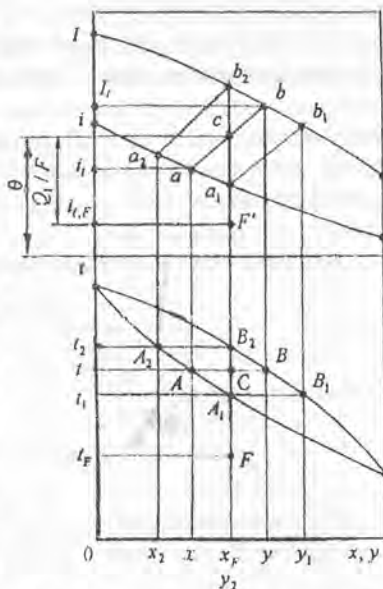


Рис. 5.9. Працэс аднакратнай прастай дыстыляцыі на дыяграмах  $txy$  і  $ixy$

і яе кіпенні пункт  $A_1$  змесціцца да пункта  $A$  (на энталпійнай дыяграме да пункта  $a$ ). Паколькі падведзена цяпло, то на энталпійнай дыяграме пункт  $c$  будзе мець каардынаты  $\theta$ ,  $x_F$ , а пункт  $C$  на дыяграме  $tx$  мае каардынаты  $t$ ,  $x_F$ . У гэтых пунктах сістэма будзе складацца з паравой фазы і вадкаснай, а склады іх адпавядаць пунктам  $A$  (або  $a$ ) і  $B$  ( $b$ ). З рыс. 5.9 і выразу (5.21) бачна, што

$$e = \frac{AC}{AB} = \frac{ac}{ab}, \quad (5.22)$$

г. зн., што адрэзак  $AC$  (або  $ac$ ) прапарцыянальны колькасці  $G$ , а адрэзак  $CB$  ( $cb$ ) – колькасці вадкаснага астатку. Даўжыня хорды  $AB$  (або  $ab$ ) прапарцыянальная колькасці зыходнай сумесі  $F$ . Далейшае награванне да тэмпературы  $t_2$  (пункты  $A_2$ ,  $a_2$  і адпаведныя ім пункты  $B_2$  і  $b_2$ ) прыводзіць да таго, што вадкасць пяройдзе ў парападобны стан ( $e = 1$ ). Такім чынам, велічыня  $x_2$  паказвае склад вадкасці пасля працэсу аднакратнай дыстыляцыі, а тэмпература  $t_2$  – канца працэсу. Акрамя таго, бачна, што раздзяленне сумесі на кампаненты адбываецца абмежаваным, г. зн. сумесь раздзяліць на чыстыя кампаненты немагчыма.

У выпадку шматкратнага выпарэння сумесь, якая засталася пасля першага выпарэння, ідзе ў другі выпарнік, дзе адбываецца далейшае выпарэнне, затым з гэтага выпарніка астатак падаецца на выпарэнне ў наступны выпарнік і г. д. Пакажам на прыкладзе двухкратнага выпарэння, які ўплыў робіць павелічэнне колькасці ліку ступеней аднакратнага выпарэння на выхад дастаткова чыстага высокакіпячага кампанента (гл. таксама рыс. 5.10).

Адносная колькасць сумесі (астатак) пасля першага выпарэння роўная

$$r_1 = 1 - e_1 = 1 - \frac{x_F - x_1}{y_1 - x_1} = \frac{y_1 - x_F}{y_1 - x_1} = \frac{c_1 B_1}{A_1 B_1}, \quad (5.23)$$

а колькасць астатку

$$W_1 = F \cdot r_1 = F \cdot \frac{y_1 - x_F}{y_1 - x_1} = F \cdot \frac{c_1 B_1}{A_1 B_1}. \quad (5.24)$$

Гэты астатак паступае ў другую ступень і выпарваецца пры тэмпературы  $t_2$ . Доля адгону ў другой ступені складзе

$$e_2 = \frac{x_1 - x_2}{y_2 - x_2} = \frac{A_2 c_2}{A_2 B_2}, \quad (5.25)$$

а доля вадкасці, якая не выпарылася,

$$r_2 = 1 - e_2 = \frac{y_2 - x_1}{y_2 - x_2} = \frac{c_2 B_2}{A_2 B_2}, \quad (5.26)$$

г. зн. колькасць астатку роўная

$$W_2 = W_1 \cdot r_2 = W_1 \cdot \frac{y_2 - x_1}{y_2 - x_2} = W_1 \cdot \frac{c_2 B_2}{A_2 B_2}, \quad (5.27)$$

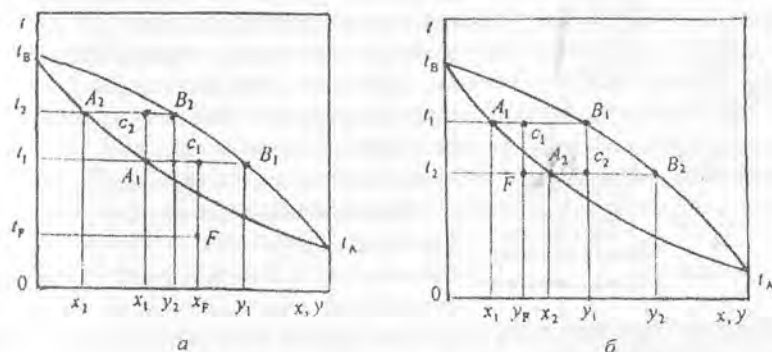
або з улікам (5.24), (5.26)

$$W_2 = F \cdot r_1 \cdot r_2 = F(1 - e_1)(1 - e_2). \quad (5.28)$$

З рыс. 5.10, а і выразу (5.28) бачна, што павелічэнне колькасці ступеней прыводзіць да памяншэння НКК у вадкасці, але пры гэтым памяншаецца колькасць астатку ў кожнай наступнай ступені, таму што  $1 - e_i < 1$ .

Можна паказаць, што пры шматкратнай кандэнсацыі пары ў параўнанні з аднакратнай кандэнсацыяй пры аднолькавай канчатковай тэмпературы ахалоджвання колькасць атрыманага кандэнсату пры шматкратным працэсе меншая, чым пры аднакратным. Калі доля адгону  $e_1$ , то пры тэмпературы  $t_1$  колькасць пары роўная (рыс. 5.10, б)

$$G_1 = F \cdot e_1 = F \cdot \frac{y_F - x_1}{y_1 - x_1} = F \cdot \frac{A_1 c_1}{A_1 B_1}. \quad (5.29)$$



Рыс. 5.10. Працэс шматкратнага выпарэння (а) і кандэнсацыі (б) на дыяграме  $txy$

У другой ступені паравы астатак ахалоджваецца да тэмпературы  $t_2$  і колькасць пары роўная

$$G_2 = G_1 \cdot \frac{y_1 - x_2}{y_2 - x_2} = G_1 \cdot \frac{A_2 c_2}{A_2 B_2} = F \cdot \frac{A_1 C_1}{A_1 B_1} \cdot \frac{A_2 c_2}{A_2 B_2} = F \cdot e_1 \cdot e_2, \quad (5.30)$$

дзе  $e_2$  – доля адгону ў другой ступені.

Такім чынам, з апошняга выразу бачна, што  $G_1 > G_2$ .

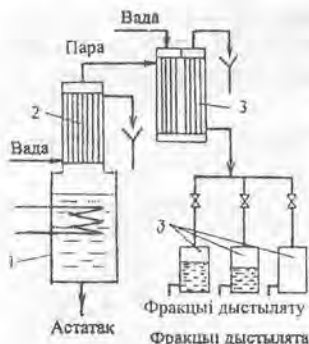
Па аналогіі можна запісаць працэс выпарвання (кандэнсацыі) і для  $n$  ступеней.

**Простая дыстыляцыя з дэфлегмацыяй.** Гэты працэс выкарыстоўваецца з мэтай павышэння ступені раздзялення сумесей. У адрозненне ад простага дыстыляцыі пара, якая пакідае куб (выпарнік) 1, паступае ў дэфлегматар 2 (рыс. 5.11), дзе кандэнсуецца толькі часткова. Пры частковай кандэнсацыі кандэнсуецца ў асноўным высокакіпячы кампанент і тым самым пара абагачаецца нізкакіпячым. Кандэнсат, які ўтварыўся ў дэфлегматары, вяртаецца ў куб (гэта вадкасць называецца флегмай), а пара, якая не скандэнсавалася ў дэфлегматары, кандэнсуецца ў кандэнсатары-халадзільніку і адтуль адводзіцца як дыстылят. Па змяненню тэмпературы ў кубе можна кантраляваць тэмпературу кіпення і склад кубавога астатку.

#### Дыстыляцыя з вадзяной парай.

Працэс дыстыляцыі з вадзяной парай выкарыстоўваюць для выдалення з сумесей высокакіпячых кампанентаў, якія не раствараюцца ў вадзе (напрыклад, аніліну, шкіпінару і інш.), а таксама для раздзялення тэрмалабільных сумесей. Можна працэс праводзіць пад вакуумам, але іншы раз гэта эканамічна нявыгадна.

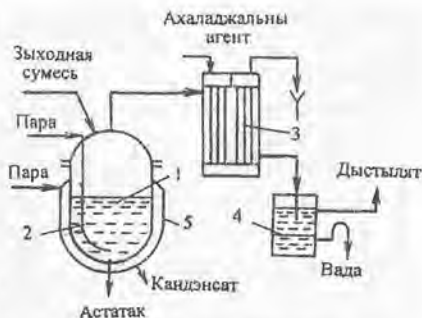
Вадзяная пара падаецца ў куб звычайна ў выглядзе вострай пары як трэці дадатковы кампанент (для бінарнай сумесі). Тэмпература кіпення вадкасці, як было вышэй адзначана, павінна быць ніжэйшая за тэмпературу кіпення вадзі пры дадзеным ціску (пры атмасферным ціску  $< 100^\circ\text{C}$ ). Таму



Рыс. 5.11. Схема дыстыляцыі з дэфлегмацыяй;

1 – выпарнік; 2 – дэфлегматар; 3 – кандэнсатар; 4 – зборнікі

калі кампаненты зыходнай сумесі кіпяць пры тэмпературы вышэйшай за  $100^{\circ}\text{C}$ , тады вострая вадзяная пара, а таксама гэты спосаб выкарыстоўваюцца для раздзялення такой сумесі. Схема ўстаноўкі правядзення працэсу паказана на рыс. 5.12. Устаноўка складаецца з куба 1, барбацёра 2, кандэнсатара-халадзільніка 3, зборніка 4. Куб абаграваецца праз кажух 5. Зыходная сумесь падаецца ў куб, а вострая вадзяная пара праз барбацёр 2 у вадкасць. Пара, якая ўтвараецца пры кіпенні, паступае ў кандэнсатар-халадзільнік 3, кандэнсуецца і далей ідзе на раздзяленне ў зборнік 4. Знізу зборніка выдаляецца больш цяжкая вадкасць, а зверху – нерастваральны ў вадзе адзін з кампанентаў зыходнай сумесі.



Рыс. 5.12. Схема дыстыляцыі з вадзяной парай:

- 1 – куб; 2 – барбацёр; 3 – кандэнсатар;  
4 – халадзільнік; 5 – кажух

Раздзяленне кандэнсату можна праводзіць і іншымі метадамі, напрыклад цэнтрыфугаваннем.

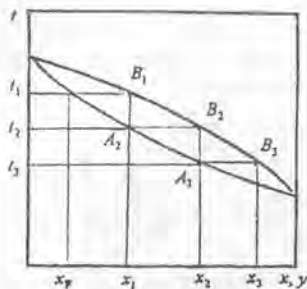
Трэба адзначыць, што вадзяная пара не толькі паніжае тэмпературу кіпення сумесі, але і з’яўляецца цепланосьбітам.

Агульны расход цяпла пры дыстыляцыі з вадзяной парай большы за расход цяпла пры простае дыстыляцыі, таму што частка цяпла выдаецца з вадзяной парай.

Іншы раз замест вадзяной пары выкарыстоўваюць інертны газ (азот,  $\text{CO}_2$  і інш.), які не кандэнсуецца і ў параўнанні з вадзяной парай дазваляе больш панізіць тэмпературу кіпення зыходнай сумесі. Але да недахопаў дыстыляцыі з інертным газам трэба аднесці тое, што павялічваецца паверхня цеплаабмену кандэнсатара-халадзільніка з прычыны прысутнасці інертнага газу ў пары. Акрамя таго, іншы раз пры кандэнсацыі парагавай сумесі адбываецца туманаўтварэнне, што абцяжарвае раздзяленне сумесей і з’яўляецца прычынай вынасу кампанента з інертным газам.

#### 5.4. Рэктыфікацыя

Вышэй паказана, што атрымаць амаль чыстыя кампанеты шляхам дыстыляцыі немагчыма. Каб павысіць (прычым значна) ступень раздзялення, выкарыстоўваюць працэс рэктыфікацыі – шматкратнае



Рыс. 5.13. Адлюстраванне працэсу раздзялення бинарнай сумесі на  $t$ - $x$ - $y$  дыяграме

частковае выпарэнне і кандэнсацыю атрыманай пары, прычым вадкасць і пара рухаюцца ў супрацьлеглых накірунках. Гэты працэс у найпрасцейшым выглядзе можна паказаць на дыяграме  $t$ - $x$ - $y$  (рыс. 5.13). Калі зыходная сумесь мае склад, напрыклад,  $x_f$ , нагрэваецца да тэмпературы кіпення  $t_1$ , тады атрымліваецца раўнаважная пара (пункт  $B_1$ ), у якой НКК больш, чым у зыходнай вадкасці. Пры кандэнсацыі гэтай пары атрымаем вадкасць складу  $x_1$ , пры кіпенні апошняй – раўнаважную пару (пункт  $B_2$ ),

у працэсе кандэнсацыі якой утвараецца вадкасць складу  $x_2$  і г. д. У рэшце рэшт можна атрымаць такім чынам вадкасць з высокім змяшчэннем НКК. Працэс шматкратнага выпарэння, як паказана вышэй, можна ажыццявіць метадам простага дыстыляцыі. Для гэтага дыстыляты, які атрымліваюць простага дыстыляцыяй, можна падаць на паўторную простую дыстыляцыю, затым пасля гэтай дыстыляцыі зноў на наступную апрацоўку і г. д. Пасля некаторага ліку такіх аперацый можна атрымаць даволі чысты кампанент, але колькасць яго будзе невялікая. Акрамя малога выхаду чыстых кампанентаў такі працэс патрабуе значных страт цяпла і холаду на выпарэнне і кандэнсацыю пары, а таксама на абсталяванне для правядзення працэсу.

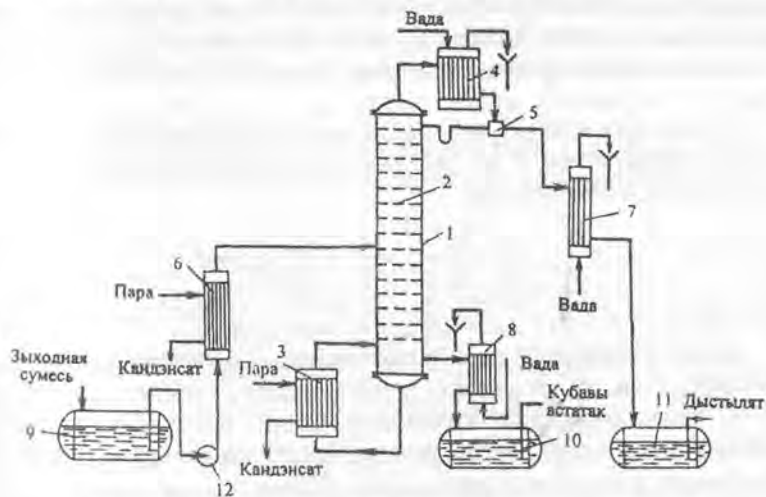
Каб правесці раздзяленне сумесі на практычна чыстыя кампаненты пры значна меншых стратах, выкарыстоўваюць працэс рэктыфікацыі, які ажыццяўляецца ў апаратах, называемых рэктыфікацыйнымі. Канструкцыйна рэктыфікацыйныя апараты выконваюцца такімі ж, як і абсарбцыйныя, але першыя забяспечваюцца ўнутранымі або вынаснымі дыстыляцыйнымі кубамі.

Працэсы рэктыфікацыі могуць быць перыядычнымі, безупыннымі, могуць праводзіцца пры атмасферным ціску, пад вакуумам, а таксама пад дадатковым ціскам.

На рыс. 5.14 паказана схема рэктыфікацыйнай устаноўкі безупыннага дзеяння з вынесеным дыстыляцыйным кубам. Устаноўка складаецца з апарата (калона) 1, у якім размешчаны кантактныя талеркі (або насадка) 2, кіпяцільніка 3, дэфлегматара 4, дзялільніка 5, падагравальніка зыходнай сумесі 6, халадзільнікаў дыстыляту 7 і кубавага астатку 8, зборнікаў 9–11 і помпы 12. Зыходная сумесь праходзіць праз



падагравальнік 6, падаграваецца і паступае на прамежавую талерку калоны. З кіпяцільніка 3, у якім кіпіць раствор, пара падымаецца на першую знізу талерку. Тэмпература пары большая за тэмпературу вадкасці на гэтай талерцы, таму яна будзе часткова кандэнсавацца, прычым кандэнсавацца ў першую чаргу будзе кампанент з большай тэмпературай кіпення (г. зн. ВКК). Цяпло ад пары, у якой ВКК большы за раўнаважны са складам вадкасці на талерцы, ідзе на выпарэнне часткі вадкасці на талерцы і ўтварэнне пары. У пару пераходзіць пераважна нізкакіпячы кампанент (НКК). Калі абазначыць склад вадкасці па НКК на талерцы праз  $x_1$ , то склад пары пры выпарэнні на першай талерцы вадкасці будзе  $y_1$ , прычым  $y_1 > x_1$ . На другой знізу талерцы ў вадкасці НКК большы, чым на першай, таму і кіпець яна будзе пры меншай тэмпературы. Пры ўзаемадзеянні з парай тут таксама адбываецца частковая кандэнсацыя ВКК, а за кошт цяпла кандэнсацыі – выпарэнне. Склад пары пасля выпарэння  $y_2 > x_2$  (па НКК). Аналагічны працэс выпарэння і кандэнсацыі адбываецца і на наступных вышэйразмешчаных талерках. Такім чынам, пара абагачаецца НКК, а вадкасць – ВКК, і самую верхнюю талерку пакідае амаль чысты НКК, а знізу адводзіцца вадкасць, насычаная ВКК.



Рыс. 5.14. Схема рэктыфікацыйнай устаноўкі безупыннага дзеяння:  
 1 – калона; 2 – талеркі; 3 – кіпяцільнік; 4 – дэфлегматар; 5 – дзялільнік;  
 6 – падагравальнік зыходнай сумесі; 7, 8 – халадзільнікі дыстыляту і кубавога астатку;  
 9–11 – зборнікі; 12 – помпа

Пры роўнасці цяплінь выпарэння кампанентаў бінарнай сумесі пры кандэнсацыі 1 кмоль ВКК выпарваецца 1 кмоль НКК.

З калоны пара паступае ў дэфлегматар 4, кандэнсуецца, і частка кандэнсату ідзе ў калону (флегма), а частка, як гатовы прадукт, ахаладжваецца ў халадзільніку дыстыляту 7 і адводзіцца ў зборнік 11. Частка кубавага астатку праз халадзільнік 8 паступае ў зборнік 10, а другая частка – у кіпяцільнік 3.

Талерку, на якую падаецца зыходная сумесь, называюць сілкавальнай. Гэта талерка як бы дзеліць калону на дзве часткі. У верхняй частцы пара кантактуе з вадкасцю (флегмай), насычанай НКК, і тут адбываецца як мага большае абагачэнне пары з мэтай атрымання амаль чыстага НКК, і таму верхнюю частку называюць умацавальнай. У частцы калоны ніжэйшай за сілкавальную талерку, якую называюць вычарпальнай, адбываецца выдаленне як мага больш НКК, каб вадкасць была па складу блізкай да чыстага ВКК.

5.4.1. Матэрыяльны і цеплавы балансы безупыннай рэктыфікацыі бінарных сумесей. Перш чым разглядаць працэс рэктыфікацыі, адзначым, што мольныя цяпліні выпарэння кампанентаў бінарнай вадкаснай сумесі мала адрозніваюцца, таму пры разліках і аналізе працэсу зручней склад вадкасці і пары выражаць у мольных долях. Прымаюць таксама дапушчэнні, якія нязначна скажаюць умовы працэсу, але спрашчаюць разлік асноўных параметраў:

а) адносіны мольнай цяпліні выпарэння (кандэнсацыі)  $r$  да абсалютнай тэмпературы  $T$  для ўсіх вадкасцей велічыня нязменная, г. зн. для сумесі з  $n$  кампанентаў

$$\frac{r_1}{T_1} = \frac{r_2}{T_2} = \dots = \frac{r_n}{T_n} = \frac{r_{\text{см}}}{T_{\text{см}}} \equiv \text{const},$$

або пры  $T_{\text{см}} = T_1 = T_2 = \dots = T_n$ ,  $r_{\text{см}} = r_1 = r_2 = \dots = r_n$ ;

б) пры кандэнсацыі пары ў дэфлегматары не адбываецца змянення па складу, г. зн. што склад пары  $y_p$  роўны складу дыстыляту  $x_p$  ( $y_p = x_p$ );

в) склад пары, якая атрымліваецца пры выпарэнні вадкасці ў кіпяцільніку (ніжняй частцы калоны)  $u_w$ , роўны складу вадкасці  $x_w$ , якая сцякае ў кіпяцільнік з ніжняй часткі калоны, г. зн.  $u_w = x_w$ ;

г) цяпліня змяшэння кампанентаў сумесі роўная нулю.

(Пры кандэнсацыі пары ў дэфлегматары і пры выпарэнні вадкасці ў кіпяцільніку ўмацавальным дзеяннем дэфлегматара і вычарпальным дзеяннем кіпяцільніка грэбуем.)

З прынятых дапушчэнняў вынікае, што пры кандэнсацыі 1 кмоль ВКК выпарваецца 1 кмоль НКК, г. зн. колькасць пары (кмоль), якая праходзіць праз калону, – велічыня нязменная.

**Матэрыяльны баланс.** Абазначым праз  $F$ ,  $W$ ,  $P$  колькасці зыходнай сумесі, кубавага астатку і дыстыляту адпаведна, а праз  $x_F$ ,  $x_W$ ,  $x_P$  – іх канцэнтрацыі па НКК. Колькасць пары, якая праходзіць праз калону, абазначым праз  $G$ , а флегмы – праз  $\Phi$ . Тады ўраўненне матэрыяльнага балансу па асноўных плынях можна запісаць як

$$F + \Phi = W + G,$$

або з улікам таго, што  $G = F + P$ ,

$$F = W + P. \quad (5.31)$$

Ураўненне матэрыяльнага балансу па НКК запішацца ў выглядзе

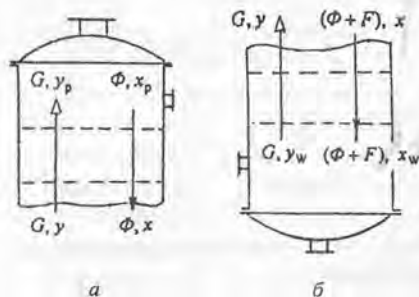
$$F \cdot x_F = W \cdot x_W + P \cdot x_P. \quad (5.32)$$

З ураўненняў (5.31) і (5.32) можна знайсці два невядомыя параметры пры іх сумесным рашэнні.

**Рабочыя лініі.** Ураўненні рабочых ліній для ніжняй і верхняй частак калоны будуць рознымі па той прычыне, што на грузкі па вадкаснай фазе адрозніваюцца. Разгледзім спачатку верхнюю частку калоны (рыс. 5.15, а) і запішам матэрыяльны баланс па НКК. Для адвольнага сячэння канцэнтрацыі НКК па паравой фазе і вадкасці абазначым праз  $y$  і  $x$ :

$$G \cdot y + \Phi \cdot x_p = G \cdot y_p + \Phi \cdot x. \quad (5.33)$$

Колькасць флегмы, якая падаецца ў калону, выразім як  $\Phi = R \cdot P$ , дзе  $R = \Phi/P$  – флегмавы лік (адносіны колькасці флегмы да колькасці дыстыляту).



Рыс. 5.15. Да вываду рабочых ліній:  
а – для верхняй (умацавальнай) часткі калоны;  
б – для ніжняй (вычарпальнай) часткі калоны

З улікам таго, што  $G = \Phi + P = P(R + 1)$  з выразу (5.33) знойдзем  $y$ :

$$y = \frac{R}{R+1}x + y_p - \frac{R}{R+1}x_p,$$

або

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{R \cdot y_p + y_p - R \cdot x_p}{R+1}.$$

Паколькі  $x_p = y_p$ , тады апошні выраз запішацца як

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1}. \quad (5.34)$$

Ураўненне (5.34) уяўляе сабой рабочую лінію для верхняй часткі калоны.

Каб атрымаць ураўненне рабочай лініі для ніжняй часткі калоны, запішам таксама ўраўненне матэрыяльнага балансу адпаведна рыс. 5.15, б.

Колькасць вадкасці, якая сцякае ў ніжнюю частку калоны, большая, чым для верхняй, і роўная  $\Phi + F = RP + fP = P(R + f)$  (праз  $f$  абзначаны адносіны  $F/P = f$ ).

Матэрыяльны баланс па НКК для ніжняй часткі

$$G \cdot y_w + (\Phi + F)x = G \cdot y + (\Phi + F)x_w$$

або

$$P(R + 1)y_w + P(R + f)x = P(R + 1)y + P(R + f)x_w.$$

Знойдзем  $y$ :

$$y = \frac{R+f}{R+1}x + \frac{R \cdot y_w + y_w - R \cdot x_w - f \cdot x_w}{R+1}.$$

Але  $x_w = y_w$ , тады

$$y = \frac{R+f}{R+1}x + \frac{1-f}{R+1}x_w. \quad (5.35)$$

Ураўненне (5.35) і ёсць ураўненне рабочай лініі для ніжняй (вычарпальнай) часткі калоны.

*Пабудова рабочих ліній на дыяграме  $yx$ .* Размяшчэнне рабочих ліній (або ліній рабочих канцэнтрацый) на дыяграме  $yx$  залежыць не толькі ад складаў  $x_w, x_p$  і ад  $R$ , але і ад цеплавых параметраў зыходнай

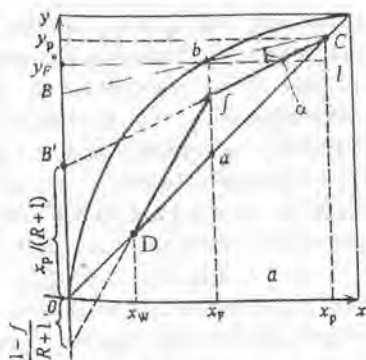
сумесі  $F$ . Зыходная сумесь  $u$  калону можа падавацца пры розных умовах: пры тэмпературы кіпення; пры тэмпературы ніжэйшай за тэмпературу кіпення; насычанай парай; перагрэтай парай; як сумесь насычанай пары і вадкасці. Разгледзім пабудову рабочых ліній пры падачы зыходнай сумесі, нагрэтай да тэмпературы кіпення. У гэтым выпадку пункты перасячэння рабочых ліній для верхняй і ніжняй частак калоны будуць размяшчацца на адрэзку  $ab$  на дыяграме  $ux$  (рыс. 5.16). Прынятыя дапушчэнні  $x_p = y_p$  і  $x_w = y_w$  дазваляюць адразу знайсці гэтыя пункты пры вядомых велічынях  $x_p$  і  $x_w$ . Пабудавач рабочыя лініі пры вядомым  $R$  можна па-рознаму: або адкласці на восі  $y$  адрэзак  $OB'$ , роўны  $x_p/(R+1)$ , і правесці прамую  $CB'$ , або з пункта  $C$  правесці прамую пад вуглом  $\text{tg}\alpha = R/(R+1)$  (гл. ураўненне (5.34)).

Рабочую лінію для ніжняй часткі пабудавач можна аналагічна, як і для верхняй, але толькі з пункта  $D$ . Такім чынам,  $Cf$  – рабочая лінія для верхняй часткі калоны, лінія  $fD$  – рабочая лінія для ніжняй часткі калоны.

Паколькі сілкавальную талерку можна аднесці і для верхняй, і для ніжняй часткі калоны, то пункт  $f$  перасячэння рабочых ліній будзе пры  $x = x_p$ .

*Вызначэнне мінімальнага і сярэдняга флегмавага ліку.* З ураўненняў рабочых ліній (5.34) і (5.35) бачна, што іх размяшчэнне залежыць ад флегмавага ліку  $R$ . Чым меншая велічыня  $R$ , тым адрэзак  $OB'$  будзе большым. З рыс. 5.16 вынікае, што мінімальнае велічыня  $R_{\min}$  будзе ў тым выпадку, калі рабочыя лініі правесці праз пункт  $b$ , а максімальная  $R_{\max}$  – праз пункт  $a$ . У першым выпадку адрэзак  $OB'$  будзе максімальны і роўны  $x_p/(R_{\min} + 1)$ , у другім адрэзкі на восі ардынаты як для верхняй часткі калоны, так і для ніжняй роўныя нулю, г. зн. рабочыя лініі праходзяць па дыяганалі  $y = x$ . З ураўненняў (5.34) і (5.35) вынікае, што рабочыя лініі могуць супадаць з дыяганаллю пры  $R_{\max} = \infty$ .

У прамысловых рэктыфікацыйных калонах працэс пры  $R_{\min}$  і  $R_{\max}$  не праводзіцца. Калі прыняць флегмавы лік  $R = R_{\min}$ , то ў пункце  $b$



Рыс. 5.16. Пабудова рабочых ліній і вызначэнне мінімальнага флегмавага ліку

рухальная сіла працэсу роўная нулю і патрэбная колькасць кантактных ступеней (талерак) роўная  $\infty$ . Пры  $R = R_{\max} = \infty$  рухальная сіла працэсу будзе максімальнай (напрыклад, па газавай фазе рознасці канцэнтрацый  $y^* - y$  адпавядае адрэзак  $ab$ ), а колькасць кантактных ступеней – мінімальнай. Але пры  $R_{\max} = \infty$  калона будзе працаваць без атрымання дыстыляту, г. зн. «сама на сябе».

Пры рэальным працэсе неабходна прыняць флегмавы лік  $R$  такі, каб перасячэнне рабочых ліній адбывалася паміж межавымі пунктамі  $a$  і  $b$ , г. зн. пры  $R_{\min} < R < R_{\max}$ . Для разліку сапраўднай велічыні  $R_c$  зыходную велічыню прымаюць  $R_{\min}$ . Мінімальны лік  $R_{\min}$  можна разлічыць наступным чынам: правесці праз пункты  $C$  і  $b$  лінію  $Cb$  і знайсці тангенс вугла гэтай лініі. З рыс. 5.16 вынікае

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{Cl}{Cb} = \frac{y_p - y_F^*}{x_p - x_F} = \frac{x_p - y_F^*}{x_p - x_F}, \quad (5.36)$$

Але з ураўнення (5.34)

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{R}{R+1} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1}, \quad (5.37)$$

Прыраўняўшы правыя часткі (5.36) і (5.37), знойдзем  $R_{\min}$ :

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{y_p - y_F^*}{y_F^* - x_F}. \quad (5.38)$$

Выбар сапраўднага (аптымальнага) флегмавага ліку з'яўляецца няпростай задачай. Гэта абумоўлена тым, што ад велічыні  $R$  залежаць размеры апарата, расходы цепланосьбітаў для абгарэву кіпяцільніка, кандэнсацыі пары і г. д. Усе гэта ўплывае на капітальныя і эксплуатацыйныя затраты. Эксплуатацыйныя затраты (расходы цепланосьбітаў і інш.) з павелічэннем  $R$  растуць (на рыс. 5.17,  $a$  крывая 1). Больш складаны характар змянення капітальных затрат ад велічыні флегмавага ліку. Пры павелічэнні  $R$  узрастае рухальная сіла, памяншаецца лік кантактных ступеней і тым самым вышыня апарата. Г. зн., чым меншы аб'ём апарата, тым меншыя капітальныя затраты. Але пры некаторых значэннях  $R$  пачне павялічвацца дыяметр апарата з прычыны неабходнасці павелічэння яго аб'ёму для пераліву вадкасці са ступені (талеркі) на ступень. Такім чынам, крывая залежнасці капітальных затрат будзе мець мінімум (на рыс. 5.17,  $a$  крывая 2). Пры складанні абедзвюх крывых атрымліваецца мінімум, які адпавядае аптымальнаму флегмаваму ліку.

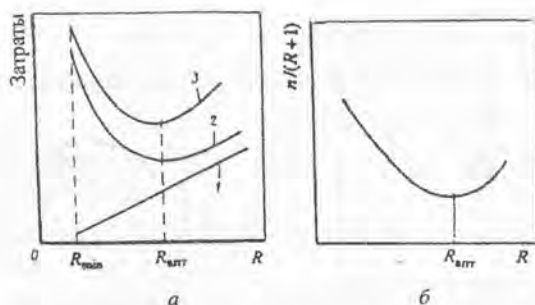


Рис. 5.17. Да разліку аптымальнага флегмавага ліку:  
 1, 2 – эксплуатацыйныя, капітальныя затраты адпаведна; 3 – агульныя затраты;  
 а – пры аналізе затрат, б – праз лік тэарэтычных талерак

Тэхніка-эканамічны разлік  $R_{\text{опт}}$  складаны, і яго не заўсёды можна правесці, таму на практыцы прымаюць прыблізнае значэнне флегмавага ліку

$$R_c = \beta R_{\text{мін}}, \quad (5.39)$$

дзе  $\beta$  – каэфіцыент лішку флегмы. Каэфіцыент  $\beta$  вагаецца ў межах  $\beta = 1,04-1,5$ .

Больш дакладнае значэнне  $R_c$  можна атрымаць наступным чынам. Спачатку разлічваюць  $R_{\text{мін}}$ . Затым прымаюць шэраг значэнняў  $R_i > R_{\text{мін}}$  (напрыклад,  $R_{\text{мін}} < R_1 < R_2 < R_3, \dots, R_n$ ), для кожнага  $R_i$  будуць рабочыя лініі і падлічваюць колькасць тэарэтычных талерак  $n_i$ . У каардынатах  $n(R+1) = f(R)$  будуць графік (рыс. 5.17, б). Мінімум на графіку будзе адпавядаць аптымальнаму флегмаваму ліку  $R_c = R_{\text{опт}}$ .

Для разліку мінімальнага флегмавага ліку (а таксама і ліку талерак) пры іншых умовах падачы зыходнай сумесі выкарыстоўваюць лінію сыравіны пры дадзенай ступені адгону  $e$ :

$$y_F^* = -\frac{1-e}{e} x_F^* + \frac{x_F}{e}. \quad (5.40)$$

Ураўненне (5.40) атрымана з (5.17) для аднакратнага выпарэння (кандэнсацыі) і паказвае сувязь паміж складамі вадкаснай  $x_F^*$  і паравой  $y_F^*$  плыней пры ўваходзе ў калону. Гэта лінія праходзіць праз пункт  $A$  на дыяганалі дыяграмы  $yx$  з абсцысай  $x_F$  і тангенсам вугла нахілу  $\frac{1-e}{e}$ . Размяшчэнне лініі пры розных умовах падачы зыходнай сумесі паказана на рыс. 5.18. Разлік  $R_{\text{мін}}$  праводзіцца па той жа залежнасці (5.38) з падстаноўкай адпаведных велічынь  $y^*$  і  $x^*$ .

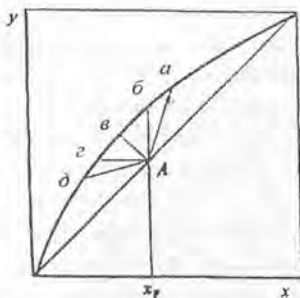


Рис. 5.18. Размяшчэнне лініі ў залежнасці ад умоў падачы зыходнай сумесі:  
*Aa* – пераахалоджаная вадкасць;  
*Ab* – пры тэмпературы кіпення;  
*Av* – паравадкасная сумесь; *Az* – насычаная пара; *Ad* – перагрэтая пара

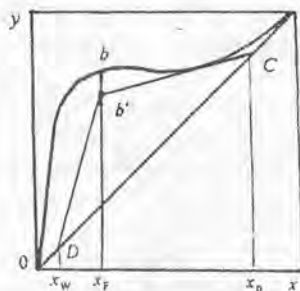


Рис. 5.19. Размяшчэнне  
 рабочых ліній  
 пры  $R = R_{\min}$

Напрыклад, пры падачы зыходнай сумесі пры тэмпературы кіпення  $y^*$  і  $x^*$  адпавядаюць пункту *b*, пры падачы зыходнай сумесі ў стане насычанай пары – пункту *z* і г. д. Пры  $R > R_{\min}$  пункты будуць змяшчацца па адпаведных лініях.

Адзначым, што пры разліку  $R_{\min}$  для раўнаважных крывых, якія маюць выгляд адпаведна рис. 5.19 трэба рабочую лінію праводзіць не праз пункт *b*, а як датычную *Cb'* да раўнаважнай крывой (адмоўная рухальная сіла не павінна быць).

Падрабязней з пабудовай рабочых ліній і разлікамі пры розных умовах падачы зыходнай сумесі можна азнаёміцца ў кнігах [24, 35].

**Цеплавы баланс рэктыфікацыйнай калоны** для безупыннага раздзялення бінарнай сумесі з улікам страт цяпла ў навакольнае асяроддзе складаецца:

прыход цяпла:

з цепланосьбітам у кіпяцільніку –  $Q_{\text{кіп}}$ ,

з зыходным растварам –  $Q_F = F \cdot i_F$ ,

з флегмай –  $Q_{\Phi} = \Phi \cdot i_{\Phi}$ ;

расход цяпла:

з парай, якая выходзіць з калоны, –  $Q_G = G \cdot I$ ,

з кубавым астаткам –  $Q_W = W \cdot i_W$ ,

страты цяпла ў навакольнае асяроддзе –  $Q_{\text{стр}}$ .

$i_F, i_{\Phi}, i_W, I$  – энтальпіі зыходнага раствору, флегмы, кубавога астатку і пары, кДж/кмоль, адпаведна.

Калі параўнаць прыход цяпла і яго расход, атрымаем



$$Q_{\text{кп}} + Q_F + Q_{\Phi} = Q_G + Q_W + Q_{\text{стр}}. \quad (5.41)$$

Знойдзем колькасць цяпла, якое трэба падводзіць у кіпяцільнік:

$$Q_{\text{кп}} = Q_G + Q_W - Q_F - Q_{\Phi} + Q_{\text{стр}}. \quad (5.42)$$

З улікам таго, што  $F = W + P$ ,  $G = P(1 + R)$  і  $\Phi = PR$  ураўненне (5.42) можна запісаць як

$$Q_{\text{кп}} = P(1 + R)I + W \cdot i_W - (W + P) \cdot i_F - \Phi \cdot i_{\Phi} + Q_{\text{стр}} \quad (5.43)$$

або

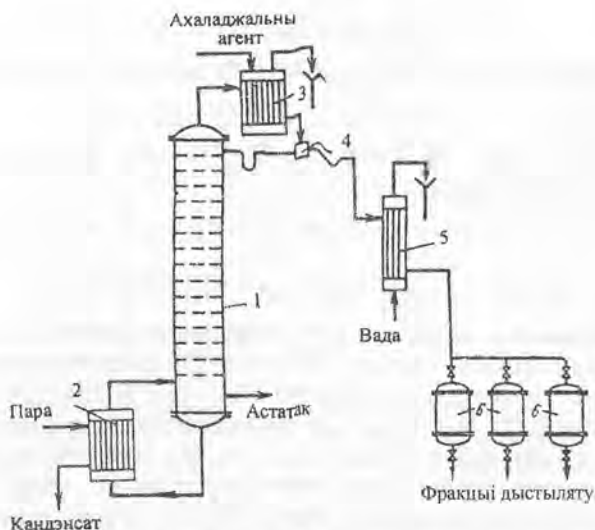
$$Q_{\text{кп}} = P(I - i_F) + PR(I - i_{\Phi}) + W(i_W - i_F) + Q_{\text{стр}}. \quad (5.44)$$

З ураўнення (5.44) бачна, што расход цяпла ў кіпяцільніку ідзе на выпарэнне дыстыляту  $P(I - i_F)$  і флегмы  $PR(I - i_{\Phi})$ , на награванне кубавыа астатку да тэмпературы кіпення  $W(i_W - i_F)$  і на страты ў навакольнае асяроддзе  $Q_{\text{стр}}$ . Звычайна пры добрай цеплаізаляцыі апарата страты цяпла прымаюць 3,0–5,0% ад  $Q_{\text{кп}}$ , г. зн.  $Q_{\text{стр}} = (0,03 - 0,05)Q_{\text{кп}}$ .

Пры аналізе выразу (5.44) можна адзначыць наступнае. З павелічэннем тэмпературы зыходнай сумесі ( $i_F$ ) пры  $Q_{\Phi} = \text{const}$  патрэбная колькасць цяпла  $Q_{\text{кп}}$  памяншаецца, і наадварот, калі паменшыць тэмпературу зыходнай сумесі,  $Q_{\text{кп}}$  узрастае. Пры ўмове  $Q_{\text{кп}} = \text{const}$  з ростам  $i_F$  павінен павялічвацца складнік  $PR(I - i_{\Phi})$  выразу (5.44), а г. зн. павялічваецца колькасць флегмы. Такім чынам, агульны расход цяпла будзе ўзрастаць пры павелічэнні доли пары ў зыходным раствору і флегмавага ліку  $R$ . Эксплуатацыйныя расходы, абумоўленыя расходам цепланосьбітаў, можна знізіць за кошт рэкуперацыі цяпла прадуктаў, якія атрымліваюцца ў працэсе рэктыфікацыі (напрыклад, цяпла кубавыа астатку, дыстыляту).

5.4.2. Перыядычны працэс рэктыфікацыі. Перыядычны працэс рэктыфікацыі можа праводзіцца ў рэктыфікацыйных устаноўках, якія працуюць пры пастаянным флегмавым ліку  $R$  або пры пастаянным складзе дыстыляту  $x_p$ .

Схема ўстаноўкі для правядзення працэсу перыядычнай рэктыфікацыі прыведзена на рыс. 5.20. Устаноўка складаецца з калоны 1, куба 2, дэфлегматара 3, раздзяляльніка 4, халадзільніка 5 і зборнікаў 6. Зыходная сумесь падаецца ў куб 2, дзе награвецца да тэмпературы кіпення і выпарваецца. Пры гэтым колькасць НКК у кубе будзе памяншацца ў залежнасці ад часу і прымаць значэнні  $x_F, x_1, x_2, \dots, x_W$ . Пры пастаянным флегмавым ліку дыстылят таксама будзе абдыняцца НКК —  $x_p, x_{p1}$  і г. д., але нахіл рабочай лініі пры  $R = \text{const}$  застаецца нязменным (рыс. 5.21, а). У канцы працэсу будзе атрыманы дыстылят сярэдняга складу  $(x_p)_{\text{ср}}$  у межах  $x_p - x_1$  і кубавы астатак складу  $x_W$ .



Рыс. 5.20. Схема рэктыфікацыйнай устаноўкі перыядычнага дзеяння:  
 1 – калона; 2 – куб; 3 – дэфлегматар; 4 – раздзяляльнік;  
 5 – халадзільнік; 6 – зборнікі

Для кожнага канкрэтнага выпадку рэктыфікацыі сярэдні склад дыстыляду можна разлічыць пры вядомай залежнасці паміж складам кубавага астатаку і дыстыляту  $x_p = f(x_w)$  як

$$(x_p)_{\text{ср}} = \frac{1}{x_w - x_w'} \int_{x_w'}^{x_F} f(x) dx. \quad (5.45)$$

Інтэграл з правай часткі (5.45) можна вызначыць метадам графічнага інтэгравання. Каб атрымаць больш дакладнае раздзяленне гэтым спосабам, выкарыстоўваюць фракцыйную рэктыфікацыю, сутнасць якой зводзіцца да таго, што спачатку зыходная сумесь складу  $x_F$  раздзяляецца на дыстылят  $x_{p1}$  і кубавы астатак складу  $x_{w1}$  (першая фракцыя). Далей астатак зноў падае на рэктыфікацыю і атрымліваюць дыстылят складу  $x_{p2}$  і кубавы астатак неабходнага канчатковага складу  $x_w$ . Дыстылят першай фракцыі складу  $x_{p1}$  зноў падае у куб і атрымліваюць кубавы астатак і дыстылят канчатковага складу  $x_p$ .

Прыведзеная схема з'яўляецца толькі прыкладам магчымасці больш дасканаллага раздзялення сумесі на кампаненты і гарантуе прынцып фракцыйнай рэктыфікацыі. Зразумела, што для кожнага канкрэтнага выпадку схема можа быць іншай.

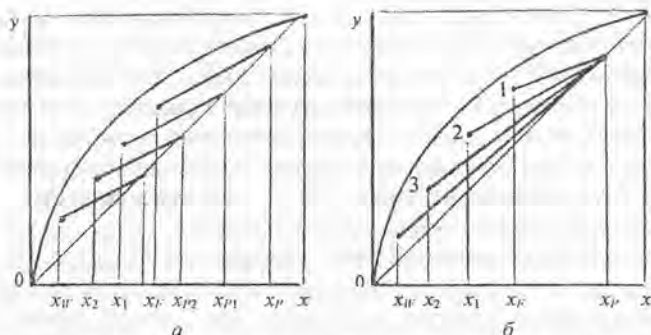


Рис. 5.21. Размещение рабочих линий процесса перыядычнай рэктыфікацыі: а – пры  $R = \text{const}$ ; б – пры  $x_r = \text{const}$

Працэс рэктыфікацыі пры пастаянным складзе дыстыляту ( $x_r = \text{const}$ ) неабходна праводзіць пры безупынным змяненні флегмавага ліку, прычым колькасць флегмы на арашэнне павялічваецца ў часе. У пачатковы момант пры кандэнсацыі зыходнай сумесі  $x_F$  і дыстыляту  $x_r$  рабочая лінія размяшчаецца таксама, як паказана вышэй на рыс. 5.21, а.

Але затым з працягам часу пры  $x_r = \text{const}$  склад кубавага астатку па НКК будзе памяншацца, г. зн. прымаць значэнні  $x_1, x_2, \dots$  і г. д. да складу  $x_W$ . Размяшчэнне пунктаў 1, 2, 3, ... павінна адпавядаць роўнасці лікаў адзінак пераносу для межаў канцэнтрацый  $x_r - x_F, x_r - x_1, x_r - x_2, \dots, x_r - x_W$ , а для гэтага патрэбна павялічваць флегмавы лік (рыс. 5.21, б).

У параўнанні з вышэйразгледжаным (пры  $R = \text{const}$ ) гэты працэс ажыццявіць складаней, таму што патрабуецца безупыннае павелічэнне колькасці флегмы на арашэнне і розны расход пары на выпарванне. З гэтай прычыны ў прамысловасці ён мала выкарыстоўваецца, а часцей за ўсё сустракаецца перыядычны працэс рэктыфікацыі пры  $R = \text{const}$ , асабліва ў малатанажных вытворчасях.

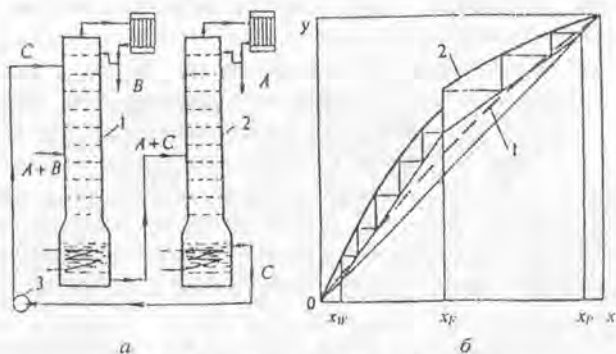
Калі параўнаць безупынны працэс рэктыфікацыі з перыядычным, то можна адзначыць такія перавагі першага, як адсутнасць дадатковых аперацый (загрузка зыходнай сумесі, выгрузка кубавага астатку і г. д.), меншы расход цяпла, нязменныя ўмовы работы ўстаноўкі, што дазваляе аўтаматызаваць працэс і спрасіць абслугоўванне.

5.4.3. Працэсы экстрактыўнай і азеатропнай рэктыфікацыі, іх асаблівасці. Працэсы экстрактыўнай і азеатропнай рэктыфікацыі выкарыстоўваюцца для раздзялення сумесей (будзем таксама разглядаць бінарныя сумесі), для якіх адносная

лятучасць  $\alpha$  бліжкая да адзінкі, і тым самым раўнаважная крывая размяшчаецца каля дыяганалі, а таксама сумесей, крывыя раўнавагі якіх перасякаюць дыяганаль. У пункце перасячэння склады вадкаснай фазы роўныя паравой фазе ( $y = x$ ). Гэтыя пункты называюць азеатропнымі, прычым калі існуе толькі адзін азеатропны пункт, тады сумесь з неабмежаванай растваральнасцю кампанентаў называюць гомаазеатропнай (для сумесі з частковай растваральнасцю – гетэраазеатропнай).

Разгледзім метады раздзялення такіх сумесей.

**Экстрактыўная рэктыфікацыя.** Выкарыстоўваецца для раздзялення блізкакіпячых сумесей ( $\alpha \leq 1,05$ ). Звычайнай рэктыфікацыяй такія сумесі цяжка раздзяліць, а іншы раз і немагчыма. Сутнасць метаду заключаецца ў тым, што да зыходнай сумесі дабаўляецца трэці кампанент (раздзяляльны агент), які раствараецца ў сумесі і павялічвае адносную лятучасць кампанентаў зыходнай сумесі. На дыяграме  $yx$  (рыс. 5.22, б) схематычна паказана размяшчэнне раўнаважных крывых без растваральнага агента і з растваральным агентам. Растваральны агент звычайна падбіраецца да кожнай канкрэтнай сумесі на падставе доследных даных, хаця ўстаноўлены некаторыя палажэнні, якія можна ўлічваць пры выбары растваральнага агента. Напрыклад, лічыцца, што адносная лятучасць павялічваецца з ростам тэмператур кіпення эквівалекулярных сумесей, якія ўтвараюцца раздзяляльнымі агентам з кожным з кампанентаў зыходнай сумесі. Раздзяляльны агент павялічвае адносную лятучасць таго кампанента, які мае найменшую ўзаемную растваральнасць з ім. Адносная лятучасць узрастае з павелічэннем канцэнтрацыі раздзяляльнага агента, але залежыць ад складу і ўласцівасцей раздзяляльнай сумесі.



Рыс. 5.22. Працэс экстрактыўнай рэктыфікацыі;  
а – схема ўстаноўкі; 1, 2 – калоны; 3 – помпа; б – да разліку талерак.

Устаноўка для правядзення экстрактыўнай рэктыфікацыі схематычна паказана на рыс. 5.22, а. Яна складаецца з дзвюх звычайных калон 1 і 2. Зыходная сумесь, напрыклад, з кампанентамі *A* і *B* падаецца ў першую калону на сілкавальную талерку, а раздзяляльны агент *C* на талерку ўмацавальнай часткі калоны, якая размешчана вышэй за сілкавальную. Раздзяляльны агент змешваецца з флегмай і павялічвае адносную лятучасць кампанентаў. У працэсе рэктыфікацыі адбываецца раздзяленне плыні на сумесь *A + C* і кампанент *B*. Сумесь *A + C* накіроўваецца ў другую калону, дзе адбываецца раздзяленне кампанентаў *A* і *C*. Затым кампанент *C* падаецца зноў у першую калону на паўторнае выкарыстанне.

Разлік ліку талерак у калонах праводзіцца аналагічна, як і для звычайных калон, з дапамогай *ух*-дыяграмы (рыс. 5.22, б). Рэзкае змяненне (скачок) раўнаважнай лініі тлумачыцца тым, што на сілкавальнай талерцы адбываецца змяшэнне зыходнай сумесі з сумессю флегмы і растваральнага агенту.

Да растваральнага агенту, акрамя павышэння адноснай лятучасці кампанентаў, прад'яўляецца шэраг іншых асноўных патрабаванняў: нізкі ціск пары (малая лятучасць), хімічная інертнасць да кампанентаў зыходнай сумесі і канструкцыйных матэрыялаў, лёгкасць рэгенерацыі, нізкая вартасць, тэрмаўстойлівасць, бяспечнасць выкарыстання; растваральны агент не павінен ўтвараць з кампанентамі азеатропных сумесей.

Прыкладам выкарыстання экстракцыйнай рэктыфікацыі з'яўляецца раздзяленне блізкакіпячых кампанентаў бензолу і цыклагексану з дапамогай растваральнага агенту фенолу, сумесі *n*-бутану і бутэну-2 з растваральнікам фурфуролу.

Іншы раз у якасці растваральніка выкарыстоўваюць мінеральныя солі, якія раствараюцца ў сумесі, але хімічна не ўзаемадзейнічаюць з кампанентамі (саявая рэктыфікацыя). Пры гэтым мяняюцца ўмовы фазавай раўнавагі сістэмы і павялічваецца адносная лятучасць блізкакіпячых кампанентаў. Акрамя таго, можа адбыцца зрух і нават поўнае знікненне азеатропага пункта на раўнаважнай крывой. Як правіла, адносная лятучасць кампанентаў бінарнай сумесі ўзрастае з павелічэннем канцэнтрацыі солі ў раствору. Пры гэтым памяншаецца лятучасць кампанента, у якім соль лепш раствараецца.

Працэс саявой рэктыфікацыі ажыццяўляецца ў звычайных рэктыфікацыйных калонах. Падача солі магчыма пасля яе папярэдняга растварэння ў плыні флегмы і зыходнай сумесі. Паколькі соль з'яўляецца нелітучым кампанентам, то яе рэгенерацыю можна правесці выпарваннем. Працэс саявой рэктыфікацыі, пры якой дабаўленне солі прыводзіць да знікнення азеатропага пункта, можна аднесці да экстрактыўна-азеатропнай рэктыфікацыі. Прыкладам саявой рэктыфікацыі можа служыць дабаўленне  $\text{CaCl}_2$  у раствор пры раздзяленні этылавы спірт – вада, у вініку чаго азеатропны пункт знікае.

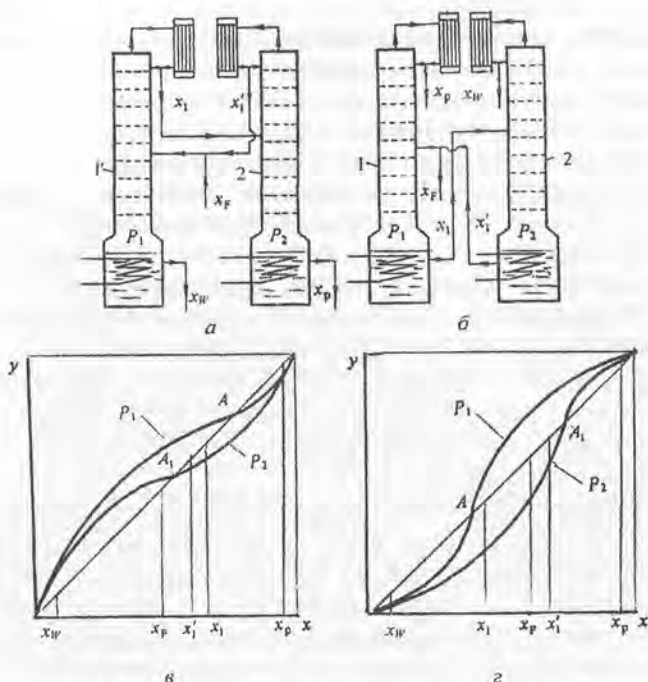


Рис. 5.23. Процес розділення гомоазетропних сумесей:  
 а – розділення сумесі са станоўчым адхіленнем ад закону Рауля і адпаведная ёй  $y$ - $x$ -дыяграма (в); б – розділення сумесі з адмоўным адхіленнем і  $y$ - $x$ -дыяграма (г); 1, 2 – калоны

**Азеатропная рэктыфікацыя.** Працэс азеатропнай рэктыфікацыі выкарыстоўваецца для раздзялення азеатропных сумесей, г. зн. раўнаважная крывая мае азеатропны пункт. Раней было паказана, што рэальныя сумесі могуць быць са станоўчым і адмоўным адхіленнем ад закону Рауля. Разгледзім, як можна раздзяліць такія азеатропныя сумесі. Паколькі склад і тэмпература кіпення гомоазэатропных сумесей (разглядаюцца гэтыя сумесі) залежаць ад ціску, то, адпаведна правілу Врэўсакага, з ростам ціску ў станоўчых гомоазэатропаў расце адносна канцэнтрацыя кампанента з большай цеплынёй выпарвання, а ў адмоўных – кампанента з меншай цеплынёй выпарвання.

У тым выпадку, калі змяненне ціску прыводзіць да значнага зрушэння азеатропнага пункта, то раздзяленне азеатропнай сумесі можна ажыццявіць у дзвюх калонах. Няхай сумесь будзе са станоўчым адхіленнем ад

закону Рауля і пры ціску  $P_1$  раўнаважная крывая мае азеатропны пункт  $A$  (рыс. 5.23, в). Пры ціску  $P_2$  (прымем  $P_1 > P_2$ ) азеатропны пункт для гэтай сумесі зрушыцца ў пункт  $A_1$ . Тады раздзяленне зыходнай сумесі на амаль чыстыя кампаненты складаў  $x_W$  і  $x_P$  праводзяць наступным чынам. У калону 1, дзе ціск  $P_1$  (рыс. 5.23, а), падаецца сумесь складу  $x_F$ . Паколькі азеатропны пункт абмяжоўвае патрэбнае раздзяленне, то ў першай калоне можна атрымаць амаль чысты кампанент складу  $x_W$  (кубавы астатак) і сумесь пасля кандэнсацыі пары ў дэфлегматыры складу  $x_1$  (блізкі да азеатропнага пункта). Апошняя сумесь накіроўваецца ў другую калону, якая працуе пры ціску  $P_2$ . Пры ціску  $P_2$  раўнаважная крывая мае азеатропны пункт ужо пры іншым складзе (пункт  $A_1$ ). Зыходнай вадкасцю для другой калоны з'яўляецца дыстылят ад першай калоны, склад якога  $x_1$ . У гэтай калоне сумесь можна раздзяліць ужо на кубавы астатак складу  $x_P$  і дыстылят  $x'_1$  (пара абагачаецца ВКК), склад якога блізкі да складу азеатропнага пункта. Апошняю вадкасць змешваюць з зыходнай сумессю  $F$  і падаюць у першую калону. Такім чынам, у выніку можна правесці працэс раздзялення і атрымаць амаль чыстыя кампаненты.

Для раздзялення сумесей з адмоўным адхіленнем ад закону Рауля працэс азеатропнай рэктыфікацыі праводзяць таксама ў дзвюх калонах (рыс. 5.23, б). На  $ux$ -дыяграме (рыс. 5.23, з) паказаны раўнаважныя крывыя пры ціску  $P_1$  і  $P_2$ . Зыходная сумесь  $F$  (напрыклад, складу  $x_F$ ) падаецца ў першую калону 1, у якой ціск  $P_1$ . У першай калоне адбываецца раздзяленне сумесі на дыстылят з амаль чыстым кампанентам  $A$  ( $x_P$ ) і кубавым астаткам складу  $x_1$ , блізкім да складу азеатропнага пункта. Апошні ў якасці зыходнай сумесі падаецца ў другую калону, дзе ціск  $P_2$ . У другой калоне адбудзецца раздзяленне гэтай сумесі на амаль чысты кампанент  $x_W$  і сумесь складу  $x'_1$ . Апошняя змешваецца з зыходным растворам і падаецца на раздзяленне ў першую калону.

Такім чынам, пры выкарыстанні прыведзеных схем можна «абысці» азеатропныя пункты і раздзяліць сумесь на амаль чыстыя кампаненты.

5.4.4. Малекулярная дыстыляцыя. Выкарыстоўваецца для раздзялення сумесі, кампаненты якіх кіпяць пры высокіх тэмпературах і могуць раскласіся. Да такіх рэчываў можна аднесці высокамалекулярныя рэчывы з малекулярнай вагой  $\geq 300$ . Акрамя таго, іншы раз для некаторых сумесей неабходна звесці да мінімуму працягласць працэсу раздзялення. Такія прымесьці раздзяляюць пад вакуумам пры астаткавым ціску  $\sim (15-1,5) \cdot 10^{-2}$  Па. Пры такім вакууме шчыльнасць газу значна памяншаецца, узрастае даўжыня павольнага руху малекул і

пры дастаткова малым вакууме малекулы могуць прайсці даўжыню, большую за адлегласць паміж паверхнямі выпарэння і кандэнсацыі.

На рыс. 5.24 паказаны схематычна найпрасцейшы апарат для прывядзення малекулярнай дыстыляцыі.

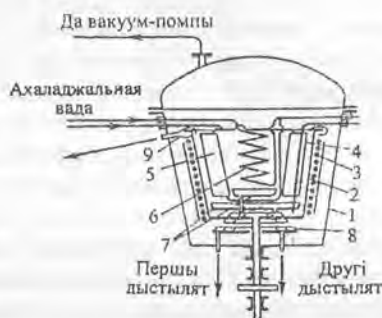
Апарат складаецца з цыліндра 1, унутры якога размешчаны электранагрэвальнік 2, і з цыліндра 3, вонкавая паверхня якога ахаладжваецца ахаладжальным агентам.

Прынцып работы наступны. Зыходная сумесь падаецца праз патрубак 6 і дзякуючы лейцы 5 раўнамерна размяркоўваецца ў выглядзе плёўкі па вонкавай паверхні цыліндра 1.

Пры цяжэнні плёўкі вадкасці адбываецца выпарэнне НКК пры адсутнасці кіпення вадкасці. Пара кандэнсуецца на ўнутранай паверхні халадзільніка 4 і кандэнсат (дыстылят) адводзіцца праз патрубак 7 знізу апарата. Астатак вадкасці, якая не выпарылася, таксама адводзіцца знізу праз патрубак 8. У адрозненне ад звычайнай рэктыфікацыі малекулярная дыстыляцыя не характарызуецца пастаяннымі тэмпературай і ціскам. Тут пара выдаляецца з паверхні выпарэння адразу ж пасля яе ўтварэння і раўнавага паміж фазамі не паслявае ўстанавіцца. Таму эфект раздзялення малекулярнай рэктыфікацыі вызначаецца адносінамі хуткасці выпарэння кампанентаў сумесі (каэфіцыентам раздзялення  $\alpha_m$ ), а не адноснай лятучасцю  $\alpha$  пры звычайнай рэктыфікацыі.



Рыс. 5.24. Найпрасцейшы апарат для малекулярнай дыстыляцыі:  
1, 3 – цыліндр;  
2 – электранагрэвальнік; 4 – кажух;  
5 – лейка; 6, 7, 8 – патрубкі



Рыс. 5.25. Цэнтрабежны апарат:  
1 – корпус; 2 – ратар-выпарнік;  
3 – электранагрэвальнік; 4 – труба;  
5, 6 – кандэнсатары; 7 – паддон;  
8, 9 – жалабы



На рыс. 5.25 паказаны прамысловы аднаступеньчаты цэнтрабежны апарат для малекулярнай дыстыляцыі. Складаецца з корпуса 1, у якім верціцца ротар-выпарнік 2 канічнай формы. Ротар абаграваецца звонку электранагравальнікам 3. Унутры ротара, які верціцца з хуткасцю ~400 аб./хвіл, знаходзіцца кандэнсатар 5, выкананы ў выглядзе веерападобных плоскіх полых элементаў. Адлегласць паміж унутранай паверхняй ротара 2 і паверхняй кандэнсатара 5 складае 20–30 мм.

Прынцып дзеяння канструкцыі наступны. Шматкампанентная вадкасць па трубе 4 паступае на дно ротара і пад дзеяннем цэнтрабежнай сілы плёўкай падымаецца ўверх па нагрэтай паверхні ротара і выпарваецца. Пара менш лятучых кампанентаў кандэнсуецца на паверхні кандэнсатара 5, а пара больш лятучых – на паверхні кандэнсатара 6. Апошні выкананы ў выглядзе змеевіка, які ахалоджваецца халоднай вадой. Вадкасць сцякае ў паддоны 7 і далей у кальцавыя жалабы 8. З жалабоў дзве фракцыі дыстыляту выдаляюцца па трубах. Астатак праз верхні край ротара пераліваецца ў жолаб 9 і адводзіцца з апарата.

Працэс малекулярнай дыстыляцыі з'яўляецца адносна дарагім. Выкарыстоўваецца ў вытворчасці пластымас, тлустых кіслот, эфіраў і інш.

Для раздзялення газавых сумесей выкарыстоўваюць нізкатэмпэратурную рэктыфікацыю, якая праводзіцца пры вельмі нізкіх тэмпературах і пад дадатковым ціскам. Напрыклад, метадам глыбокага ахалоджвання праводзяць рэктыфікацыю вадкаснага паветра, у выніку чаго атрымліваюць кісларод і азот.

Падрабязней аб метадах і разліках працэсу рэктыфікацыі бінарных і шматкампанентных сумесей можна знайсці ў выданнях [35, 37].

### **5.5. Разлік апаратаў для правядзення працэсаў рэктыфікацыі**

Методыка разлікаў асноўных параметраў (дыяметра, вышыні) маасаабменных апаратаў, да якіх адносяцца рэктыфікацыйныя калоны, прыведзена вышэй (гл. раздзел 4). Але працэс рэктыфікацыі ў параўнанні з абсорбцыяй мае свае асаблівасці пры разліках. Ніжэй прыведзены некаторыя залежнасці для разліку талеркавых рэктыфікацыйных калон, у прыватнасці разгледжаны графааналітычныя метады вызначэння тэрэтычнага і сапраўднага ліку талерак. Спачатку разгледзім, як можна знайсці колькасць тэрэтычных і сапраўдных талерак графічным метадам з дапамогай дыяграмы *у*<sub>x</sub>. Для гэтага пабудуем раўнаважную крывую і рабочыя лініі для верхняй часткі (*CD*) і ніжняй

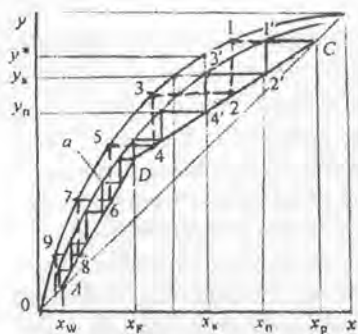


Рис. 5.26. Да разліку полькасці талерак на дыяграме  $yx$ :  
*a* – кінетычная лінія.  
 Пункцірная ламаная лінія  $C-1-2-3-...-9$  адпавядае разліку тэарэтычных талерак; суцэльная ламаная  $C-1'-2'-...-9$  – сапраўдных талерак

часткі ( $DA$ ) калоны. Каб знайсці колькасць тэарэтычных талерак, трэба, як і для працэсу абсорбцыі, упісаць ступенькі паміж рабочымі лініямі і раўнаважнай (на рыс. 5.26 паказаны пункцірнай ламанай лініяй  $C-1-2-...-9$ ). Колькасць ступенек адпавядае колькасці тэарэтычных талерак.

Разлік ліку сапраўдных талерак часта праводзяць з дапамогай кінетычнай лініі, для гэтага вызначаюць эфектыўнасць масаперадачы на талерцы (ККДз па Мэрфры). Эфектыўнасць талеркі па Мэрфры  $E_y$  з улікам такіх фактараў, як падоўжнае перамешванне, міжталеркавы вынас, байпас вадкасці, прыблізна можна разлічыць па ўраўненнях [22, 35]

$$E_y = \frac{E'_y}{1 + e\lambda E'_y / [m(1-\theta)]}; \quad (5.46)$$

$$E'_y = \frac{E''_y}{1 + \lambda\theta E''_y / (1-\theta)}; \quad (5.47)$$

$$E''_y = \frac{E_{yп}}{B} \left[ \left( 1 + \frac{B}{S} \right)^S - 1 \right]; \quad (5.48)$$

$$B = \frac{\lambda(E_{yл} + e/m)}{(1-\theta)(1 + e\lambda/m)}; \quad (5.49)$$

дзе  $\lambda = m(R+1)/R$  – фактар масаперадачы для ўмацавальнай часткі калоны;  $\lambda = m(R+1)/(R+f)$  – фактар масаперадачы для вычарпальнай часткі калоны;  $E_{yл}$  – лакальная эфектыўнасць па пары;  $e$  – міжталеркавы вынас вадкасці, кг вадкасці/кг пары;  $\theta$  – доля вадкасці, якая байпасуе;  $S$  – колькасць секцый (ячэек) поўнага перамешвання;  $m$  – каэфіцыент размеркавання кампанента па фазах пры ўмовах раўнавагі.

Лакальная ефектыўнасць  $E_{yл}$  злучана з агульным лікам пераносу  $n_{0y}$  выразам

$$E_{yл} = 1 - \exp(-n_{0y}), \quad (5.50)$$

дзе

$$n_{0y} = K_{ys} \cdot M' / (w_r \cdot \rho_y), \quad (5.51)$$

$K_{ys}$  – каэфіцыент масаперадачы, аднесены да адзінкі рабочай плошчы талеркі, кмоль/(м<sup>2</sup>·с) (каэфіцыент  $K_{ys}$  – прымаюць звычайна ў разліках з прычыны адсутнасці надзейных даных для вызначэння паверхні кантакту);  $M'$  – сярэдняя мольная маса пары, кг/кмоль; каэфіцыент  $K_{ys}$  разлічыць можна па формуле

$$K_{ys} = \frac{1}{1/\beta_{ys} + m/\beta_{xs}}, \quad (5.52)$$

дзе  $\beta_{ys}$ ,  $\beta_{xs}$  – каэфіцыенты масааддачы па паравой і вадкаснай фазах, аднесеныя да адзінкі рабочай плошчы талеркі, кмоль/(м<sup>2</sup>·с).

Пры разліку каэфіцыентаў  $\beta_{ys}$  і  $\beta_{xs}$  для талерак барбатажнага тыпу акрамя іншых залежнасцей выкарыстоўваюць выразы, па якіх атрымліваюць здавальняючыя вынікі для станоўчых бінарных сумесей:

$$\beta_{xs} = 6,24 \cdot 10^5 D_x^{0,5} \left( \frac{U}{1-\varepsilon} \right)^{0,5} h_0 \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}; \quad (5.53)$$

$$\beta_{ys} = 6,24 \cdot 10^5 F_c D_y^{0,5} \left( \frac{w_T}{\varepsilon} \right)^{0,5} h_0 \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}, \quad (5.54)$$

дзе  $D_x$ ,  $D_y$  – каэфіцыенты дыфузіі ў вадкасці і газе, м<sup>2</sup>/с;  $U = L / (\rho \cdot F_r)$  – шчыльнасць арашэння, м/с – адносіны колькасці вадкасці ( $L$ , м<sup>3</sup>/с) да рабочага сячэння талеркі  $F_r$ , м<sup>2</sup>, якую вызначаюць па каталогу [38]);  $\rho$  – шчыльнасць вадкасці, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_y$ ,  $\mu_x$  – вязкасць пары і вадкасці, Па·с;  $h_0$  – вышыня светлага пласта вадкасці (гл. выраз (4.55)).

Для разліку велічынь  $\varepsilon$  і  $\theta$  можна выкарыстоўваць графічныя залежнасці (рыс. 5.27 і рыс. 5.28) або іншыя разліковыя ўраўненні, прыведзеныя ў манаграфіях [22, 26, 35].

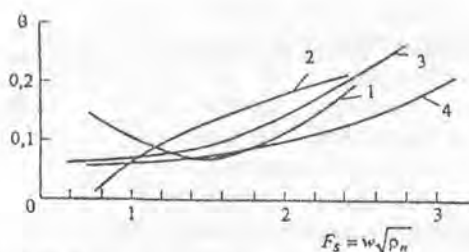


Рис. 5.27. Залежність долі байпасування пlynи вадкасі θ (система толуол – ортаксілол) ад фактору хуткасці  $F_S$  для талеркі дьяметрам 1200 мм:  
 1 – з круглымі каўпачкамі; 2 – з S-падобнымі элементамі;  
 3 – клапаных прамаццных; 4 – сітавых з адбойнікамі

Велічыню  $S$ , якая характарызуе ступень падоўжнага перамешвання вадкасі, у дыяпазоне ўстойлівай работы талеркі пры сярэдніх нагрузках па газе і вадкасі можна прымаць [35, с. 202]: лік секцый  $S$  для каўпачковых і клапаных талерак – на адзінку большы за лік радоў каўпачкоў або клапанаў; для S-падобных талерак – роўным ліку барбатажных зон (або ліку паравых патрубкоў); для сітавых і клапаных – з разліку, што адна секцыя прыблізна адпавядае даўжыні шляху вадкасі ~150–200 мм; для талерак правальнага тыпу можна прымаць  $S = 1$ .

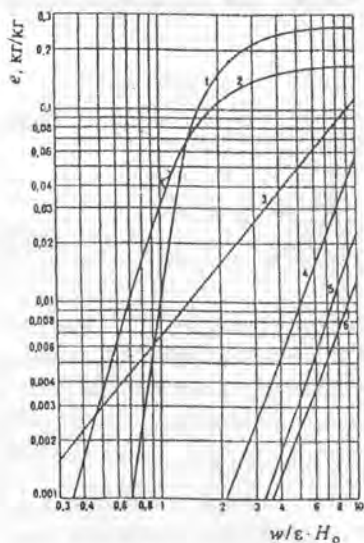


Рис. 5.28. Вынас вадкасі з талерак:  
 1 – каўпачковых; 2 – сітавых;  
 3 – з S-падобнымі элементамі;  
 4 – правальных (рашоткавых);  
 5 – струменных; 6 – клапаных баластных;  
 $\epsilon = S_p/S_T$  – адносная рабочая плошча (адносіны рабочей плошчы  $S_p$  да агульнай плошчы  $S_T$ );  $H_0$  – вышыня сепарацыйнай прасторы;  
 $w$  – фіктыўная хуткасць пары

Пасля вызначэння параметраў  $m$ ,  $E_{y_{пл}}$ ,  $\theta$ ,  $S$ ,  $e$  разлічваюць ККДз па Мэрфры  $E_y$  і знаходзяць канцэнтрацыю  $y_k$  НКК у пары на выхадзе з талеркі:

$$E_y = (y_k - y_{пл}) / (y^* - y_k), \quad (5.55)$$

дзе  $y_{пл}$  і  $y^*$  – канцэнтрацыі НКК у пары на ўваходзе ў талерку і раўнаважная з вадкасцю, якая пакідае талерку. Аналагічна разлічваюць  $E_{y_{пл}}$  і для розных складаў вадкасці. Па выніках разлікаў будуць кінетычную крывую (на рыс. 5.26 кривая  $a$ ) і ступені паміж рабочымі лініямі і кінетычнай у межах канцэнтрацый ад  $x_p$  да  $x_{p'}$  для верхняй (умацавальнай) і ад  $x_{p'}$  да  $x_{p''}$  – ніжняй (вычарпальнай) часткі калоны.

Лік тэрэтычных талерак у рэктыфікацыйнай калоне можа быць вызначаны і з дапамогай энтальпійнай дыяграмы [7, 24, 35]. Выкарыстанне апошняй дазваляе ўлічваць цеплавую ўласцівасць кампанентаў і тым самым змяненне масы флегмы і пары па вышнім рэктыфікацыйнай калоны. Паколькі разлік талерак на энтальпійнай дыяграме грунтуецца на ўраўненнях цеплага і матэрыяльнага балансу, нагадаем, што пры вагавых колькасцях пары  $G$ , флегмы  $G_{\Phi}$  і дыстыляту  $C_p$  для любога сячэння апарата колькасць пары для верхняй часткі калоны  $G = C_p + G_{\Phi}$ , або

$$G - G_{\Phi} = C_p = \text{const}. \quad (5.56)$$

З матэрыяльнага балансу па НКК

$$G \cdot y - G_{\Phi} \cdot x = C_p \cdot x_p = \text{const}. \quad (5.57)$$

З выказаў (5.56) і (5.57) знойдзем  $x_p$ :

$$x_p = \frac{G \cdot y - G_{\Phi} \cdot x}{G - G_{\Phi}} = \text{const}. \quad (5.58)$$

Ураўненне цеплага балансу для той жа верхняй часткі калоны запішацца як

$$G \cdot I - G_{\Phi} \cdot i_{\Phi} = C_p \cdot i_p + Q_d, \quad (5.59)$$

дзе  $I$ ,  $i_{\Phi}$ ,  $i_p$  – энтальпіі пары, флегмы і дыстыляту адпаведна;  $Q_d$  – колькасць цяпла, якое адводзіцца ў дэфлегматыры.

Калі падзяліць ураўненне (5.59) на (5.56), атрымаем

$$\frac{G \cdot I - G_{\Phi} \cdot i_{\Phi}}{G - G_{\Phi}} = \frac{G_p \cdot i_p + Q_d}{G_p} = i_p + q_d = I_{\Pi} = \text{const}, \quad (5.60)$$

дзе  $q_d = Q_d / G_p$  – цяпло, якое адводзіцца ў дэфлегматыры на 1 кг дыстыляту.

З ураўненняў (5.58) і (5.60) вынікае, што на дыяграме (рыс. 5.29) існуе пункт П з каардынатамі  $x_p$  і  $I_{\Pi} = i_p + q_d$ . Гэты пункт называецца верхнім полюсам. Пры злучэнні полюса П з пунктам, які адпавядае складу сумесі на лініі кіпення (напрыклад, з пунктам  $a$ ), атрымаюцца прамая лінія перасякаецца з крывой кандэнсацыі ў пункце  $b_1$ . Апошні адпавядае раўнаважнаму складу пары для таго ж сячэння калоны.

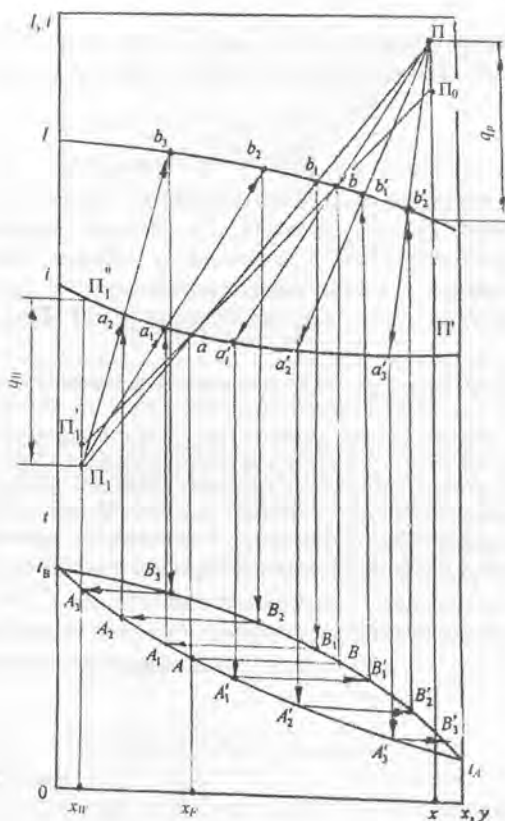


Рис. 5.29. Схема разліку колькасці тэарэтычных талерак з дапамогай энтальпійнай дыяграмы і дыяграмы  $xу$

Пры выкарыстанні матэрыяльнага і цеплага балансу для ніжняй часткі калоны па аналогіі можна паказаць, што і тут ёсць пастаянны пункт  $\Pi_1$  з каардынатамі  $x_P$  і  $i_P q_w$ , дзе  $i_w$  – энтальпія астатку;  $q_w$  – цяпло, якое падводзіцца ў кіпячільнік на 1 кг дыстыляту. Гэты полюс мае такую ж уласцівасць, як і верхні. Любая прамая, праведзеная з полюса, перасякае лініі кіпення і кандэнсацыі ў пунктах, якія паказваюць склад вадкасці і пары ў некаторым сячэнні ніжняй часткі рэктыфікацыйнай калоны. Пры ўмовах, што зыходная сумесь падаецца ў калону пры тэмпературах кіпення і мае склад  $x_F$ , будуць ізагермы на  $xу$ -дыяграме (пункты  $A$  і  $B$ , рис. 5.29), пераносяць іх на дыяграму  $Iу$  (пункты  $a$  і  $b$ ) і атрымліваюць каноду  $ab$ . Каноду  $ab$  прадаўжаюць да перасячэння з вертыкаллю пры  $x_P = \text{const}$  і знаходзяць полюс  $\Pi_0$ , які

адпавядае мінімальнаму флегмаваму ліку  $R_{\min}$  (адносіны  $R_{\min}$  да колькасці дыстыляту адпавядаюць адносінам адрэзкаў  $bP_1/ab$ ). Знаходзяць сапраўдны флегмавы лік, пры гэтым пункт  $P_1$  перамесціцца ў пункт  $P$ . З пункта  $P$  праводзяць лінію праз пункт  $a$  да перасячэння з вертыкаллю  $x_H = \text{const}$  і знаходзяць полюс  $P_1$  для ніжняй часткі калоны. Прамая  $PP_1$  з'яўляецца галоўнай прамой, і яна перасякае лінію кандэнсацыі ў пункце  $b_1$ . Гэты пункт пераносяць на  $t_H$ -дыяграму (пункт  $B_1$ ) і праз яе праводзяць ізатэрму  $B_1A_1$ . Затым праз пункт  $A_1$  праводзяць вертыкаль да лініі кіпення і атрымліваюць пункт  $a_1$ . Апошні злучаюць з полюсам  $P_1$  і на лініі кандэнсацыі (пры перасячэнні) знаходзяць пункт  $b_2$ , а па ім пункт  $B_2$ . Па ізатэрме, якая праходзіць праз пункт  $B_2$ , знаходзяць пункт  $A_2$ . Па  $A_2$  атрымліваюць  $a_2$ . Праз пункт  $a_2$  праводзяць лінію да полюса  $P_1$  ( $a_1P_1$ ) і г. д. Пабудову вядуць да тых значэнняў, пакуль не атрымаюць ізатэрму  $A_3B_3$  для самай ніжняй талеркі. Наступная ізатэрма ( $A_4B_4$ ) адпавядае працэсу ў кіпяцільніку, эквівалентнаму адной ступені. З улікам апошняй падлічваюць колькасць тэарэтычных талерак для ніжняй (вычарпальнай) часткі калоны.

Для верхняй часткі разлік пачынаюць з пункта  $b$ . З пункта  $P$  праводзяць прамую праз  $b$  і знаходзяць пункт  $a'_1$ , а затым праводзяць ізатэрму  $A'_1B'_1$ . Пасля вызначаюць пункты  $b'_1$ ,  $a'_2$  і г. д. Самая верхняя ступень калоны адпавядае ізатэрме  $A'_nB'_n$ , а працэс у дэфлегматыры – ізатэрме  $A'_nB'_n$ . Такім чынам, у верхняй частцы калоны (умацавальнай) без уліку дэфлегматыра патрэбны тры тэарэтычныя талеркі (ступені).

Расход цяпла ў кіпяцільніку вызначаецца па формуле  $G_H \cdot q_H$ , дзе ўдзельны расход цяпла  $q_H$  адпавядае адрэзку  $P_1P'_1$ . Колькасць цяпла, якое адводзіцца ў дэфлегматыры, роўная  $G_D \cdot q_D$ , дзе ўдзельны расход цяпла  $q_D$  адпавядае адрэзку  $PP'$ .

Колькасць сапраўдных талерак залежыць ад каэфіцыента карыснага дзеяння (ККДз) пры ўзаемадзеянні фаз. Каб падлічыць іх для верхняй часткі калоны, напрыклад, пры ККДз, роўным 0,5 для ўсіх талерак, трэба ізатэрму  $AB$  падзяліць на роўныя адрэзкі і праз пункт  $B_0$ , які паказвае сапраўдны склад пары на ступені, па аналогіі з разлікам тэарэтычных талерак знайсці адпаведныя пункты  $a_0$  і  $b_0$  на энталпійнай дыяграме. Далейшая пабудова праводзіцца такім жа чынам, як паказана вышэй, але з улікам ККДз.

Адзначым, што ўлік змянення масы плыней па вышыні калоны звычайна памяншае лік тэарэтычных талерак, таму на практыцы метадыка разліку талерак па энталпійнай дыяграме не знайшла шырокага выкарыстання.

Выбар ціску для правядзення працэсу рэктыфікацыі залежыць ад уласцівасцей раздзяляемых кампанентаў, а таксама ад магчымасці выкарыстання даступных і танных ахаладжальных агентаў (вады, паветра) і цепланосьбітаў (вадзяной пары). Калі кампаненты, якія

патрэбна раздзяліць, маюць нізкую тэмпературу кіпення пры атмасферным ціску, працэс праводзяць звычайна пры ціску вышэйшым за атмасферны па той прычыне, што для ахалоджвання і кандэнсацыі патрабуюцца спецыяльныя холадагенты. Павышэнне ціску дае магчымасць выкарыстоўваць звычайныя цепланосьбіты.

Раздзяленне высокакіпячых рэчываў (мазут, масляныя фракцыі і інш.) па магчымасці праводзяць пры меншым ціску.

Трэба адзначыць, што пры павышэнні ціску ў калоне, як правіла, паніжаюцца адносныя лятучасці кампанентаў і тым самым павялічваецца колькасць талерак у калоне, або расход вадкасці на арашэнне. У агульным выпадку пры выбары ціску неабходна ўлічваць як эксплуатацыйныя, так і капітальныя затраты. Пры адсутнасці розных абмежаванняў лепш праводзіць працэс пры атмасферным ціску.

### **5.6. Асаблівасці раздзялення шматкампанентных сумесей**

Рэктыфікацыя шматкампанентных сумесей значна часцей сустракаецца ў розных галінах прамысловасці (хімічнай, нафтахімічнай, харчовай і г. д.). Агульныя заканамернасці і метады рэктыфікацыі бінарных сумесей распаўсюджваюцца і на працэс рэктыфікацыі шматкампанентных сумесей. Бінарная сумесь раздзяляецца на амаль чыстыя кампаненты ў адной рэктыфікацыйнай калоне. Пры раздзяленні шматкампанентнай сумесі патрабуецца дакладнае раздзяленне некалькіх кампанентаў. Апошняе дасягаецца пры безупыльнай рэктыфікацыі, якая прыводзіцца з дапамогай некалькіх калон. Паколькі ў кожнай калоне сумесь раздзяляецца на два прадукты, таму каб раздзяліць сумесь з  $n$  кампанентаў, патрэбна  $n - 1$  звычайных калон. Кожная калона раздзяляе сумесь на дыстылят і кубавы астатак, прычым паслядоўнасць выдзялення кампанентаў з сумесі залежыць ад таго, як яны злучаны паміж сабой. Чым больш кампанентаў у сумесі, тым больш магчымых варыянтаў злучэння калон паміж сабой. На рыс. 5.30 прыведзены толькі два асноўныя варыянты схем злучэння звычайных трох калон, хаця пры раздзяленні чатырохкампанентнай сумесі магчымы і іншыя. З рыс. 5.30 бачна, што першы варыянт – гэта паслядоўнае, другі – паслядоўна-паралельнае злучэнне. Выбар канкрэтнага варыянта вызначаецца тэхналагічнымі ўмовамі раздзялення і вынікамі эканамічнага разліку з улікам страт энергіі і вартасці рэктыфікацыйнай устаноўкі.



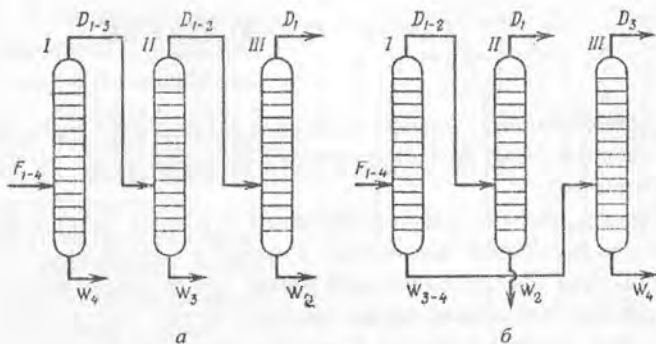


Рис. 5.30. Два основных варианта схем злучэння калон:  
*a* – паслядоўнае; *б* – паслядоўна-паралельнае

З аналітычных метадаў разліку працэсу рэктыфікацыі шматкампанентных сумесей у звычайных (простых) калонах найбольш зручнымі з'яўляюцца метады ключавых кампанентаў, характарыстычнай тэмпературы і тэмпературнай мяжы дзялення сумесі [35].

Больш падрабязную інфармацыю пра гэтыя метады і іх выкарыстанні пры разліках працэсу рэктыфікацыі на канкрэтных прыкладах можна атрымаць з [35, 37].

## Глава 6. ЭКСТРАГАВАННЕ

*Экстрагаванне* – працэс выбірання кампанентаў з адной вадкасці (або цвёрдай фазы) другой вадкасцю (растваральнікам, які называюць экстрагентам).

Працэс шырока выкарыстоўваецца ў розных галінах прамысловасці для выбірання каштоўных рэчываў з разбаўленых раствораў, пры ачыстцы маслаў, дызельнага паліва, для атрымання нафтапрадуктаў, раздзялення вадкасных аднародных сістэм. Экстрагаванне можа паспяхова выкарыстоўвацца ў тых выпадках, калі раздзяленне рэактыфікацыяй цяжка правесці або наогул немагчыма (напрыклад, пры раздзяленні азэатропных сумесей, сумесей з блізкакіпячымі кампанентамі). Акрамя таго, часам лепш праводзіць працэс экстрагавання (з пункту гледжання энергызатрат), чым іншыя працэсы для выдалення кампанентаў з вельмі разбаўленых раствораў, для раздзялення сумесей з тэрмалабільнымі рэчывамі, сумесей з неарганічнымі рэчывамі, для раздзялення складаных сумесей на класы злучэнняў аднолькавага хімічнага складу, тэмпературы кіпення якіх перакрываюць адна адну.

Экстрагаванне з цвёрдай фазы распаўсюджана ў харчовай, лесахімічнай прамысловасцях. Працэсы экстрагавання ў сістэмах вадкасць – вадкасць значна адрозніваюцца ад працэсаў для сістэм вадкасць – цвёрдае цела, таму разгледзім іх паасобку.

### 6.1. Працэсы экстрагавання ў сістэмах вадкасць – вадкасць

6.1.1. Агульныя паняцці і азначэнні. Працэс экстрагавання ў сістэмах вадкасць – вадкасць уяўляе сабой масаабменны працэс, у якім удзельнічаюць дзве ўзаемна нерастваральныя або часткова растваральныя вадкасныя фазы і ў якіх добра раствараюцца толькі выдаляемыя кампаненты, а астатнія часткова або зусім не раствараюцца.

Схематычна працэс паказаны на рыс. 6.1. Вадкасць  $A$  з растваральным у ім рэчывам  $M$  паступае на экстрагаванне ў апарат (экстрактар) 1. Каб выдаліць з раствору рэчыва  $M$  (мэталы кампанент), падбіраюць растваральнік  $B$  і падаюць яго таксама ў апарат. Пасля ўзаемадзеяння раствору  $A + M$  з экстрагентам  $B$  рэчыва  $M$  пераходзіць у экстрагент  $B$ , і тым самым атрымліваюць канцэнтраваны раствор рэчыва  $M$  у экст-

трагенце  $B$ . Апошні раствор  $B + M$  называюць экстрактам, а ачышчаны ад рэчыва  $M$  раствор  $A$  – рафінатам. Далей праводзяць рэгенерацыю раствору  $B + M$  і выдаляюць рэчыва  $M$  ад экстрагенту  $B$  з мэтай далейшага выкарыстання апошняга. Раздзяленне сумесі  $B + M$  ажыццяўляюць рознымі метадамі (рэактыфікацыяй, адстойваннем, выпарваннем, часам і экстрагаваннем).

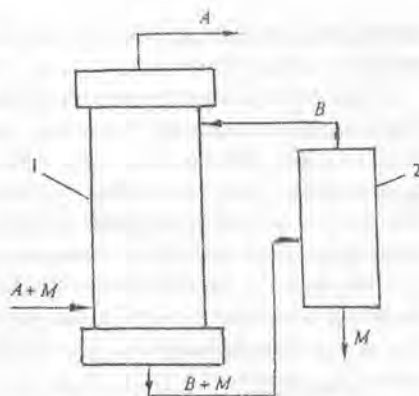
Адзначым, што пры экстрагаванні можа выдаляцца з зыходнага раствору экстрагентам не адзін кампанент, а некалькі.

6.1.2. Раўнавага пры экстрагаванні. Матэрыяльны баланс. Раздзяленне сумесей метадам экстрагавання магчыма пры ўмове рознага адноснага змяшчэння кампанентаў у раўнаважных вадкасных фазах. Фазавая раўнавага, стан якой вызначаецца роўнасцю хімічных патэнцыялаў размяркоўваемага кампанента ў абедзвюх фазах, характарызуецца лімітнымі канцэнтрацыямі экстракту і рафіната. Пры нязменнай тэмпературы раўнавагу паміж фазамі выражаюць з дапамогай каэфіцыента размеркавання  $m$ :

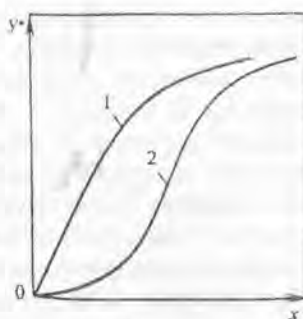
$$k_p = \frac{y^*}{x}, \quad (6.1)$$

дзе  $y^*$ ,  $x$  – раўнаважныя канцэнтрацыі размяркоўваемага кампанента ў экстракце і рафінаце. Каэфіцыент  $k_p$  залежыць ад прыроды сістэмы, яе складу, тэмпературы і, як правіла, вызначаецца доследным шляхам.

На рыс. 6.2 прыведзены раўнаважныя лініі на дыграме  $y^*x$  пры пастаяннай тэмпературы (ізатэрмы экстракцыі). Пры вядомых ізатэрмах для розных



Рыс. 6.1. Схема правядзення працэсу экстракцыі: 1 – экстрактар; 2 – апарат для выдалення экстрагенту



Рыс. 6.2. Тыповыя ізатэрмы экстракцыі: 1 – неэлектралітаў; 2 – электралітаў

тэмператур можна зрабіць выбар аптымальнай тэмпературы правядзення працэсу экстракцыі.

Пры выбары экстрагенту трэба ўлічваць яго выбіральнасць і растваральную здольнасць. Чым большая яго выбіральнасць, тым лепш раздзяляюцца кампаненты пры кантакце з экстрагентам (каэфіцыент  $k_p$  большы). Чым вышэйшая растваральная здольнасць экстрагенту, тым больш можна растварыць у ім выдаляемых з зыходнага раствору кампанентаў пры меншым расходзе.

Звычайна з павышэннем тэмпературы растваральнасць у абедзвюх фазах узрастае і вобласць існавання гетэрагенных двухфазных сістэм памяншаецца (рыс. 6.3, а), таксама памяншаецца і выбіральнасць экстракту. *Мітраліна*

Пры зніжэнні тэмпературы назіраецца адваротная карціна. Таму неабходна праводзіць працэс пры такой тэмпературы, якая б забяспечыла дастаткова высокую выбіральнасць і растваральную здольнасць.

Каб павялічыць тэмпературу растварэння, знізіць растваральную і павялічыць выбіральную здольнасць экстрагенту, іншы раз у сістэму дабаўляюць дадатковыя кампаненты (напрыклад, пры ачыстцы маслаў фенолам дабаўляюць ваду, якая паніжае ўзаемную растваральнасць масла і фенолу).

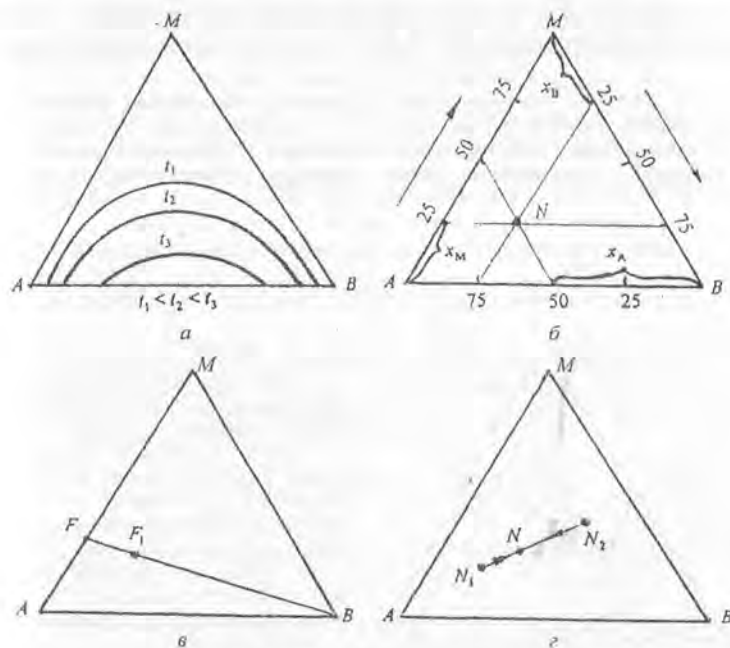
Што датычыцца ўплыву ціску на раўнавагу, то змяненне растваральнасці пры змяненні ціску невялікае, і ў большасці выпадкаў ім грэбуюць.

Пры частковай узаемнай растваральнасці экстрагенту і зыходнага раствору кожная з фаз будзе ўяўляць сабой трохкампанентны раствор, склады якіх зручна паказваць на трохвугольнай дыяграме (рыс. 6.3). Вяршыні роўнабаковага трохвугольніка характарызуюць якія-небудзь адытыўныя ўласцівасці чыстых (або абагульненых) кампанентаў (канцэнтрацыю, вязкасць і інш.), а кожны пункт унутры трохвугольніка адпавядае трохкампанентнай сістэме. Так, на дыяграме (рыс. 6.3, б) вяршыні  $A$ ,  $M$ ,  $B$  абазначаюць чыстыя кампаненты (зыходнага раствору  $A$ , рэчыва, якое размеркавана і ад якога трэба ачысціць раствор  $M$ ) і экстрагент  $B$ . Кожны пункт на баках  $AM$ ,  $MB$ ,  $BA$  адпавядае складу двухкампанентных раствораў, а пункт  $N$  – трохкампанентнага. Для адлічвання змяшчэння кожнага кампанента ў раствору на баках дыяграмы нанесены шкалы, прычым даўжыня кожнага бока прынята за 100% (масавых, аб'ёмных, мольных) або за адзінку (магчымасць прыняць аб'ёмныя канцэнтрацыі рэчыва тлумачыцца тым, што ціск пры экстракцыі практычна не ўплывае на аб'ём вадкасці, і правіла адытыўнасці звычайна дастаткова добра выконваецца

пры змешванні). Пры вызначэнні канцэнтрацыі, напрыклад, кампанента  $A$  на трохвугольнай дыяграме бінарнай сумесі  $A$  і  $M$  (рыс. 6.3, *а*) адрэзак  $FM$  парпарцыянальна канцэнтрацыі кампанента  $A$  у раствору, а адрэзак  $AF$  – канцэнтрацыі кампанента  $M$ . Таксама можна знайсці канцэнтрацыі кампанентаў бінарнай сумесі на баках  $MB$  і  $BA$ .

Для вызначэння складу раствору ў пункце  $N$  праводзяць прамыя, паралельныя бакам трохвугольніка, да іх перасячэння і па даўжыні адрэзкаў знаходзяць канцэнтрацыі кампанентаў. (На рыс. 6.3, *б* пункт  $N$  характарызуе сумесь, у якой 50% кампанента  $A$ , 25% –  $M$  і 25% –  $B$ .)

На трохвугольнай дыяграме можна паказаць, як мяняецца склад трохкампанентнай сумесі. Няхай у нас ёсць бінарная сумесь з  $A + M$  кампанентаў (пункт  $F$  на лініі  $AM$ , рыс. 6.3, *в*). Калі дабавіць кампанент  $B$ , то пункт  $F$  перамесціцца ў пункт  $F_1$ , прычым гэта перамяшчэнне адбудзецца па прамой лініі  $BF$ , паколькі адносіны кампанентаў  $A$  і  $M$  не мяняюцца.



Рыс. 6.3. Трохвугольная дыяграма:

*а* – уплыў тэмпературы на размяшчэнне бінадальных крывых  $t_1 < t_2 < t_3$ ;

*б* – вызначэнне канцэнтрацый кампанентаў у сумесі;

*в, з* – змешванне кампанентаў

Пры змешванні двух трохкампанентных раствораў  $N_1$  і  $N_2$  атрымліваецца сумесь, склад якой характарызуецца пунктам  $N$  на прамой  $N_1N_2$  (рыс. 6.3, з). Становішча пункта  $N$  знаходзяць па правілу рычага (пры ўмовах, што вядомы колькасці ўзятых раствораў  $N_1$  і  $N_2$ ).

$$\frac{\text{колькасць } N_1}{\text{колькасць } N_2} = \frac{NN_2}{NN_1} \quad (6.2)$$

Таксама можна напісаць выразы

$$\frac{\text{колькасць } N_1}{\text{колькасць } N} = \frac{N_2N}{N_1N_2} \quad (6.3)$$

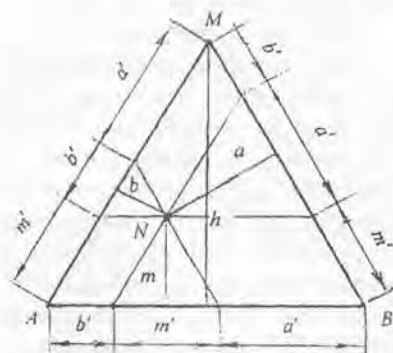
$$\frac{\text{колькасць } N_2}{\text{колькасць } N} = \frac{N_1N}{N_1N_2} \quad (6.4)$$

У выпадку, калі сумесь  $N$  яким-небудзь чынам раскладзі на дзве фракцыі  $N_1$  і  $N_2$ , то пункты  $N_1$ ,  $N$  і  $N_2$  будуць знаходзіцца на адной прамой.

Вышэйпрыведзеныя выразы і палажэнні атрымліваюцца, калі разгледзець роўнабаковы трохвугольнік. У роўнабаковым трохвугольніку сума даўжынь перпендыкуляраў, апушчаных з адвольнага пункта  $N$  унутры трохвугольніка, роўная вышыні трохвугольніка, г. зн.  $a + b + m = h$  (рыс. 6.4). Калі абазначыць праз  $G_A$ ,  $G_M$ ,  $G_B$  плыні адпаведна кампанентаў  $A$ ,  $M$ ,  $B$ , то канцэнтрацыі іх будуць роўныя:

$$x_A = \frac{G_A}{G_A + G_M + G_B}; \quad x_M = \frac{G_M}{G_A + G_M + G_B}; \quad x_B = \frac{G_B}{G_A + G_M + G_B}$$

$$x_A + x_M + x_B = 1. \quad (6.5)$$

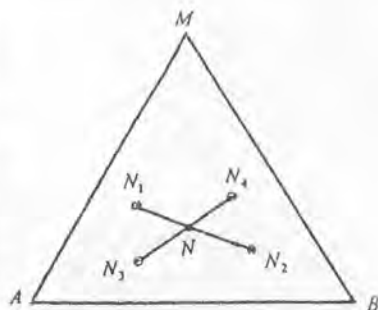


Рыс. 6.4. Графічнае адлюстраванне вызначэння канцэнтрацый кампанентаў

Калі прыняць вышыню трохвугольніка за адзінку (або 100%), то даўжыні адрэзкаў  $a$ ,  $b$ ,  $m$  будуць адпавядаць складу сумесі ў частках адзінкі або ў працэнтах. У пунктах  $A$ ,  $M$ ,  $B$  дыяграмы перпендыкуляр можна правесці толькі на лініях  $MB$ ,  $AB$  і  $AM$  адпаведна. Даўжыні іх роўныя  $h$ , і г. зн. вяршыні  $A$ ,  $M$ ,  $B$  адпавядаюць канцэнтрацыям чыстых кампанентаў.

З пунктаў на бакавых лініях, напрыклад з пункта  $F$ , можна правесці перпендыкуляр на бакавыя лініі  $AB$  і  $MB$ . Даўжыня перпендыкуляра да лініі  $AM$  роўная

нулю, г. зн. што кампанент  $B$  у сумесі адсутнічае. Вызначыць канцэнтрацыі можна прасцей, калі правесці з пункта  $N$  лінію, паралельную бакавым. З падабенства трохвугольнікаў бачна, што лініі  $a, m, b$  можна замяніць на  $a', m', b'$ , якія роўныя канцэнтрацыям кампанентаў у сумесі, і  $x_A = a', x_M = m'$  і  $x_B = b'$ . Іншы раз, каб спрасціць карыстанне даяграмай, на кожным баку адкладваюць канцэнтрацыю толькі аднаго кампанента, абыходзячы трохвугольнік па гадзіннікавай стрэлцы (рыс. 6.3, б).



Рыс. 6.5. Змешванне сістэм  $N_1-N_2$  і  $N_3-N_4$

Змешванне раствораў  $N_1$  і  $N_2$ , як было адзначана вышэй, адбываецца на прамой лініі, прычым пунктам  $N$  лінія  $N_1N_2$  дзеліцца на часткі, адваротна прапарцыянальныя колькасцям кампанентаў у зыходных сумесях (рыс. 6.3, в).

Пакажам, што гэта адбываецца сапраўды так.

Няхай канцэнтрацыі кампанентаў у пунктах  $N_1$  і  $N_2$  роўныя  $x_{A1}, x_{M1}, x_{B1}$  і  $x_{A2}, x_{M2}, x_{B2}$  адпаведна, і масы (аб'ёмы) раствораў для пунктаў  $N_1$  і  $N_2 - G_1$  і  $G_2$ . Запішым ураўненні матэрыяльнага балансу.

$$G = G_1 + G_2; \quad (6.6)$$

$$G x_A = G_1 x_{A1} + G_2 x_{A2};$$

$$G x_M = G_1 x_{M1} + G_2 x_{M2}; \quad (6.7)$$

$$G x_B = G_1 x_{B1} + G_2 x_{B2}.$$

Падставіўшы з (6.6) агульную масу (аб'ём)  $G$  у выраз (6.7), атрымаем

$$\frac{G_1}{G_2} = \frac{x_A - x_{A2}}{x_{A1} - x_A} = \frac{x_M - x_{M2}}{x_{M1} - x_M} = \frac{x_B - x_{B2}}{x_{B1} - x_B} = \frac{NN_2}{N_1N}. \quad (6.8)$$

Ураўненне (6.8) ёсць ураўненне прамой лініі, якая праходзіць праз пункты  $N_1$  і  $N_2$ , а пункт  $N$  дзеліць прамую на часткі, адваротна прапарцыянальныя масам (аб'ёмам) зыходных сістэм.

Па аналогіі можна атрымаць суадносіны

$$\frac{G_1}{G} = \frac{x_A - x_{A2}}{x_{A1} - x_{A2}} = \frac{x_B - x_{B2}}{x_{B1} - x_{B2}} = \frac{x_M - x_{M2}}{x_{M1} - x_{M2}} = \frac{NN_2}{N_1N_2}; \quad (6.9)$$

$$\frac{G_2}{G} = \frac{x_A - x_{A1}}{x_{A2} - x_{A1}} = \frac{x_B - x_{B1}}{x_{B2} - x_{B1}} = \frac{x_M - x_{M1}}{x_{M2} - x_{M1}} = \frac{N_1N}{N_1N_2}. \quad (6.10)$$

Калі пры папарным змешванні некальніх сістэм атрымліваецца адна і тая ж сістэма, якая характарызуецца пунктам  $N$  (напрыклад,  $N_1-N_2$  і  $N_3-N_4$ ), то тады прамыя, якія злучаюць пункты папарных змешаных сістэм, перасякаюцца ў пункце  $N$  (рыс. 6.5). Пры гэтым справядлівая роўнасць

$$G_{N1} + G_{N2} = G_{N3} + G_{N4} = G_N. \quad (6.11)$$

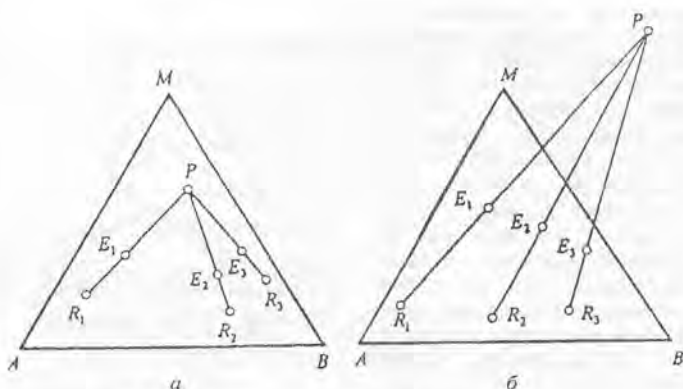


Рис. 6.6. Адлюстраванне на дыяграме прамых пры аднолькавай рознасці фаз адной сістэмы: *a* – пункт *P* у межах трохвугольнай дыяграмы; *б* – па-за дыяграмай

Адзначым, што калі рознасць колькасцей любых дзвюх фаз велічыня нязменная, то на дыяграме прамых, якія праходзяць праз адпаведныя пары пунктаў зыходных фаз, перасякуцца ў адным пункце (поліусе). Няхай маюцца фазы  $R_1$ ,  $R_2$  і  $R_3$ , якія пры выдаленні з фаз  $E_1$ ,  $E_2$ ,  $E_3$  утвараюць адну і тую ж сістэму *P* (рис. 6.6, *a*). Можна запісаць (гл. вышэй)

$$G_{R1} + G_P = G_{E1}; G_{R2} + G_P = G_{E2}; G_{R3} + G_P = G_{E3}. \quad (6.12)$$

Адкуль

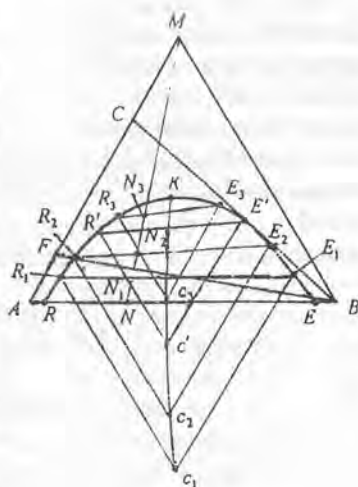
$$G_{E1} - G_{R1} = G_{E2} - G_{R2} = G_{E3} - G_{R3} = G_P. \quad (6.13)$$

Пункт перасячэння можа аказацца і па-за трохвугольнай дыяграмай (рис. 6.6, *б*). У гэтым выпадку вышэйпрыведзеныя адносіны застаюцца тымі ж, але склад, адпаведны пункту *P*, будзе ўмоўны.

Раўнаважную лінію на трохвугольнай дыяграме для трайных сістэм можна атрымаць наступным чынам. Разгледзім працэс дабаўлення ў сумесь часткова растваральных паміж сабой кампанентаў *A* і *B*, прычым паміж сабой гэтыя кампаненты раствараюцца ў межах *AR* і *EB* (рис. 6.7). На адрэзку *RE* яны не раствараюцца, і таму паміж імі адбываецца распластанне. Кампанент *M* раствараецца неабмежавана як у растваральніку *A*, так і ў растваральніку *B*. Мы ведаем, што пры дабаўленні кампанента *M* пункт *N* змесціцца (у залежнасці ад колькасці кампанента *M*) да пункта  $N_1$  па прамой *NM*. Трайная сумесь, склад якой характарызуецца пунктам  $N_1$ , распластуецца на дзве фазы з раўнаважнымі складамі  $R_1$  і  $E_1$ , г. зн. на фазу растваральніка *A* (пункт  $R_1$ ) і растваральніка *B* (пункт  $E_1$ ) у колькасных суадносінах  $E_1N_1/R_1N_1$ .



Пры дабаўленні наступных порцій кампанента  $M$  пункт  $N_1$  змесціцца ў пункт  $N_2$ , сумесь распластуецца на фазы з раўнаважнымі складамі  $R_2$  і  $E_2$  і г. д. У рэшце рэшт пры дабаўленні порцій кампанента  $M$  можа здарыцца, што сумесь не распластуецца і застаецца аднароднай (пункт  $K$ ). Пры далейшым дабаўленні сумесь таксама аднародная. Калі злучыць пункты  $R_1$  з  $E_1$ ,  $R_2$  з  $E_2$  і г. д., то атрымаем хорды з раўнаважнымі складамі. Хорды раўнавагі памяншаюцца і сыходзяцца ў пункце  $K$ , называемым крытычным. Злучыўшы пункты  $R, R_1, R_2 \dots K \dots E_2, E_1, E$  плаўнай крывой, атрымаем кривую раўнавагі (бінадальную кривую). Пры гэтым кривая  $RK$  характарызуе раўнаважны склад фазы растваральніка  $A$ , кривая  $KE$  – раўнаважны склад фазы  $B$ . Для працэсу экстракцыі цікаваць уяўляе толькі вобласць двухфазных сумесей (дзе адбываецца распластаванне). Для любой пары  $p$  раўнаважных раствораў можна знайсці каэфіцыент размеркавання як суадносіны



Рыс. 6.7. Пабудова бінадальнай крывой і хордаў раўнавагі

растваральніка  $A$ , кривая  $KE$  – раўнаважны склад фазы  $B$ . Для працэсу экстракцыі цікаваць уяўляе толькі вобласць двухфазных сумесей (дзе адбываецца распластаванне). Для любой пары  $p$  раўнаважных раствораў можна знайсці каэфіцыент размеркавання як суадносіны

$$K_p = \frac{\text{канцэнтрацыя } M \text{ у фазе } E}{\text{канцэнтрацыя } M \text{ у фазе } R}. \quad (6.14)$$

Паколькі нахіл хордаў для розных раўнаважных складаў  $RE_i$  можа быць розным, то адпаведна  $K_p$  можа быць большы за адзінку, роўны і меншы за адзінку (на рыс. 6.7  $K_p < 1$  ( $K_p = 1$  у пункце  $K$ )).

Пры разліках іншы раз трэба ведаць, як праходзяць хорды праз пункты  $E_i$  і  $R_i$ , якіх няма на дыяграме. Для пабудовы дадатковых хорд праз існуючыя на дыяграме пункты  $R, R_1, R_2 \dots$  і  $E, E_1, E_2 \dots$  паралельна бакам  $AM$  і  $BM$  праводзяць прамыя лініі да іх перасячэння. У выніку атрымліваюць пункты  $c_1, c_2 \dots$ . Затым злучаюць гэтыя пункты і пункт  $K$  плаўнай крывой (рыс. 6.7). Для знаходжання любой хорды (напрыклад, у пункце  $R'$ ) праводзяць праз пункт  $R'$  паралельную лінію адносна боку  $MB$  да перасячэння з лініяй  $c_1, c_2, \dots$  і праз атрыманы пункт  $c'$  паралельна боку  $AM$  праводзяць лінію да перасячэння яе з бінадальнай крывой. Пункт  $E'$  злучаюць з пунктам  $R'$  і тым самым атрымліваюць дадатковую хорду  $R'E'$ .

На трохвугольнай дыяграме па бінадальнай крывой можна меркаваць аб селектыўнасці экстрагенту. Нагадаем, што пад селектыўнасцю разумеюць здольнасць экстрагенту раствараць адзін або некалькі кампанентаў зыходнага раствору. Селектыўнасць экстрагенту  $B$  у дачыненні да экстрагуемага кампанента  $M$  вызначае паўнату выбірання пры экстрагаванні і характарызуецца каэфіцыентам селектыўнасці або каэфіцыентам раздзялення  $\beta_{BM}$ . Апошні вызначаецца як адносіны канцэнтрацый кампанентаў  $A$  і  $M$  у фазе экстракту (свабоднай ад  $B$ ), падзеленай на адносіны канцэнтрацый тых жа кампанентаў у свабоднай ад  $B$  фазе рафінату:

$$\frac{\bar{y}_M}{\bar{y}_A + y_M} / \frac{\bar{y}_A}{\bar{y}_A + y_M} = \beta_{BM} \left( \frac{\bar{x}_M}{\bar{x}_A + \bar{x}_M} / \frac{\bar{x}_A}{\bar{x}_A + \bar{x}_M} \right),$$

або

$$\beta_{BM} = \frac{\bar{y}_M / \bar{x}_M}{\bar{y}_A / \bar{x}_A} = \frac{\bar{y}_M \cdot \bar{x}_A}{\bar{y}_A \cdot \bar{x}_M}, \quad (6.15)$$

дзе  $\bar{y}$ ,  $\bar{x}$  – канцэнтрацыі кампанентаў у экстракце і рафінаце; індэксы  $A$  і  $M$  адносяцца адпаведна да кампанентаў  $A$  і  $M$ .

Чым большая велічыня  $\beta_{BM}$ , тым меншы расход экстрагенту і меншыя затраты на правядзенне працэсу.

На дыяграме (рыс. 6.7), калі правесці прамыя з пункта  $B$  праз пункты  $R$  і  $E$  (напрыклад, праз  $R_2$  і  $E_2$ ) да перасячэння з лініяй  $AM$ , атрымаем пункты  $F$  і  $C$ . Пункт  $F$  адпавядае рафінаце без экстрагенту, а пункт  $C$  – экстракту таксама без экстрагенту. Такім чынам, пасля рэгенерцыі экстрагенту з абедзвюх фаз атрымліваюць экстракт, максімальна абагачаны, а рафінат – абеднены выдзяляемым кампанентам. Чым большая адлегласць паміж пунктамі  $C$  і  $F$ , тым селектыўней экстрагент адносна кампанента  $M$ .

Выраз (6.15) можна запісаць праз каэфіцыенты размеркавання  $\beta_{BM} = K_M / K_A$ .

Пры  $\beta_{BM} = 1$  селектыўнасць роўная нулю і экстракцыя немагчыма. Чым больш  $\beta_{BM}$  перавышае адзінку ( $\beta_{BM} > 1$ ), тым меншыя патрэбны габарытныя размеры экстракцыйнай устаноўкі, меншыя расходы экстрагенту і адпаведна меншыя капітальныя і эксплуатацыйныя затраты на правядзенне працэсу.

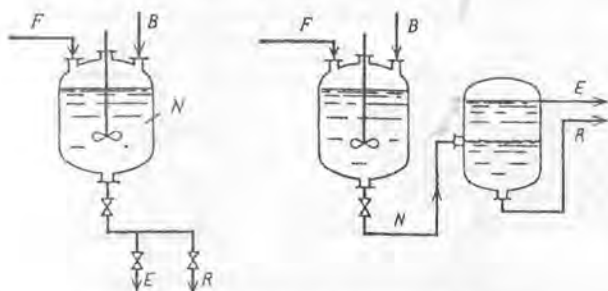
**6.1.3. Асноўныя метады экстракцыі.** У залежнасці ад патрабаванняў, прад'яўляемых да якасці рафінату і экстракту, а таксама ад хіміка-фізічных уласцівасцей рэчываў, паміж якімі адбываецца

масаабмен, існуюць розныя схемы правядзення экстракцыі. Найбольш распаўсюджаны: аднаразовая экстракцыя, шматкратная з перакрываваемым цёкам растваральніка, шматкратная экстракцыя з супрацьцёкам растваральніка, безупынная супрацьцёчная экстракцыя, ступеневая супрацьцёчная экстракцыя. Акрамя аднаго экстрагенту пры раздзяленні сумесей можа выкарыстоўвацца і два экстрагенты (фракцыйная экстракцыя). Разгледзім некаторыя з іх.

**Аднакратная экстракцыя.** Раздзяленне сумесей гэтым метадам можна правесці перыядычным або безупынным спосабамі. У першым выпадку зыходны раствор  $F$  з канцэнтрацыяй  $x_F$  кампанента, які трэба выдаліць, падаецца ў апарат (рыс. 6.8, а). Да яго дабаўляецца экстрагент  $B$  з канцэнтрацыяй  $y_B$ , і вадкасці перамешваюцца. Пасля дасягнення раўнавагі вадкасці распластоўваюцца (пры адсутнасці перамешвання) у тым жа апарате на пласт экстракту і пласт рафінату з канцэнтрацыямі  $x_E$  і  $x_R$ . У залежнасці ад шчыльнасці атрыманых пластоў спачатку зліваецца больш цяжкі ніжні пласт, потым – верхні.

На рыс. 6.8, б паказана, як можна правесці безупынна дадзены працэс. Для гэтага патрэбны асобны адстойнік, дзе адбываецца распластоўванне раствораў.

Пры частковай растваральнасці фазы  $A$  і экстрагенту  $B$  працэс аднакратнай экстракцыі можна паказаць на трохвугольнай дыяграме. Зыходны раствор  $F$  з экстрагентам  $B$  змешваецца, і ў выніку ўтвараецца трайна сумесь, характарызуемая пунктам  $N$  (рыс. 6.9). Як было вышэй адзначана, месцазнаходжанне пункта  $N$  залежыць ад колькасцей змешваемых зыходнага раствора  $F$  і экстрагенту  $B$  ( $F/B = BN/ FN$ ). Сумесь  $N$  потым распластоўваецца па хордзе на рафінат складу, які адпавядае пункту  $R$ , і экстракт (пункт  $E$ ).



Рыс. 6.8. Схема правядзення аднакратнай экстракцыі перыядычным (а) і безупынным (б) спосабамі

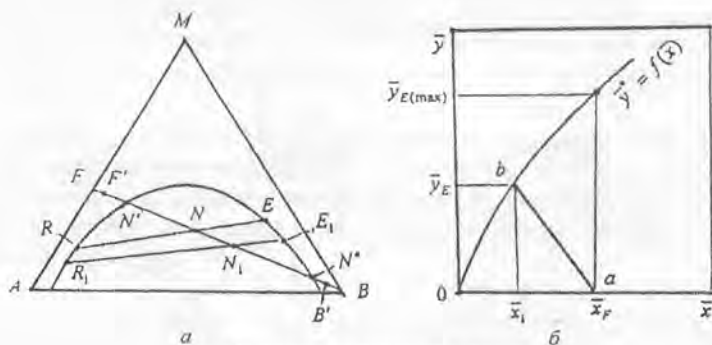
Згодна з правілаў рычага, адносіны  $R/E = EN/RN$ . Адзначым, што зыходны раствор  $F$  можа змяшчаць некаторую колькасць экстракту, а экстракт, які дабаўляюць, – некаторую колькасць рэчыва  $M$  (напрыклад, рэшткі пасля рэгенерацыі). Г. зн., што пункт  $F$  будзе зрушаны ў пункт  $F'$ , пункт  $B$  – у  $B'$ . Але сутнасць працэсу ад гэтага не зменіцца.

З дыяграмы бачна, што чым большая колькасць экстрагенту дабаўляецца ў фазу  $F$ , тым бліжэй пункт  $N$  будзе зрушвацца да пункта  $B$ . І наадварот, чым менш узяць экстрагенту, тым бліжэй пункт  $N$  да пункта  $F$ . А гэта значыць, што можна знайсці мінімальную і максімальную колькасці экстрагенту, пры якіх працэс экстракцыі адбывацца не будзе. Мінімальную колькасць экстрагенту будзе ў тым выпадку, калі пункт  $N$  зрушыцца ў пункт  $N'$ . Тады мінімальнае колькасць экстрагенту роўнае (згодна з правілаў рычага)

$$B_{\min} = F \cdot \frac{FN'}{BN'} \quad (6.16)$$

Максімальнай колькасці экстрагенту  $B_{\max}$  будзе адпавядаць пункт  $N''$  і  $B_{\max} = F \cdot \frac{FN''}{BN''}$ .

З рыс. 6.9 бачна, што чым больш узята на працэс экстракту, тым менш атрымліваецца рафінаці, але апошні больш чысты (менш рэчыва  $M$  у рафінаце). З другога боку, з павелічэннем колькасці экстракту канцэнтрацыя экстрагаванага рэчыва  $M$  у экстрагенте памяншаецца.



Рыс. 6.9. Працэс аднакратнай экстракцыі на трохвугольнай дыяграме (а) і  $\bar{y}\bar{x}$ -дыяграме (б)

$$\frac{R}{E} = \frac{NE}{NR}; \quad \frac{R_1}{E_1} = \frac{N_1 E_1}{N_1 R_1}. \quad (6.17)$$

Для випадку, калі фазы  $A$  і  $B$  узаємна нерастваральныя паміж сабой, працэс можна адлюстраваць на дыяграме  $ux$  прамой  $ab$ , тангенс нахілу якой роўны адносінам вагавай колькасці зыходнага раствору  $F$  і экстрагенту  $B$ :

$$F(\bar{x}_F - \bar{x}_1) = B\bar{y}_E; \quad \frac{F}{B} = \frac{\bar{y}_E}{\bar{x}_F - \bar{x}_1} = \operatorname{tg}\alpha. \quad (6.18)$$

З рис. 6.9, б вынікае, што максімальнае значэнне канцэнтрацыі рэчыва  $M$  у экстрагенте адпавядае пункту  $\bar{y}_{E\max}$  пры  $B = \infty$ .

Працэс аднаразовай экстракцыі ў прамысловасці не знайшоў шырокага выкарыстання з-за яго невялікай эфектыўнасці. Больш дасканалы працэс *шматкратнай экстракцыі з перакрываваным цёкам растваральніка*. Схематычна гэты працэс з трыма ступенямі паказаны на рис. 6.10.

Няхай растваральнікі  $A$  і  $B$  часткова растваральныя паміж сабой.

У першую ступень падводзяцца зыходная сумесь  $F$  канцэнтрацыяй  $\bar{x}_F$  і экстрагент  $B_1$ . Пасля ўзаемадзеяння і расшпастання атрымліваецца рафінат складу  $\bar{x}_1$  у колькасці  $R_1$ , які падаецца ў другую ступень. У гэтую ж ступень падаецца новая порцыя экстракту  $B_2$  і атрымліваецца рафінат  $R_2$  складу  $\bar{x}_2$  і г. д. Працэс можна адлюстраваць на трохвугольнай дыяграме.

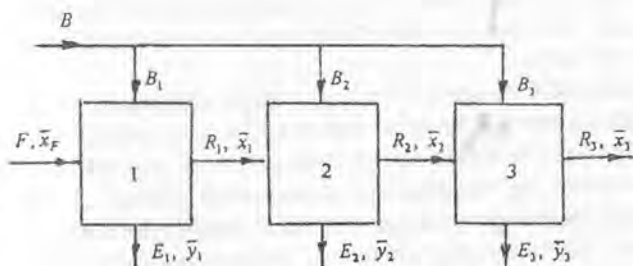


Рис. 6.10. Схема шматкратнай экстракцыі з перакрываваным цёкам растваральніка (1, 2, 3 – ступені кантакту)

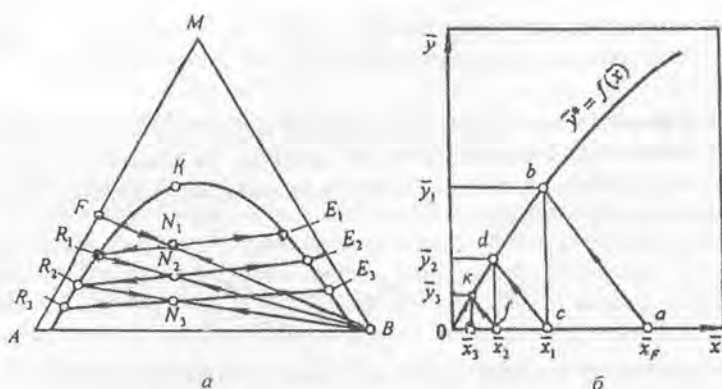


Рис. 6.11. Процес шматкратной екстракції з перакриваним цѣкам растваральніка на трохвугольной дияграме (а) і  $\bar{y}\bar{x}$ -дияграме (б)

Рис. 6.11, а сведчыць, што падборам колькасці ступеней, а таксама расходам экстрагенту можна выдаліць рэчыва  $M$  з зыходнага раствору да неабходнай канцэнтрацыі.

Пры поўнай узаемнай нерастваральнасці фаз  $A$  і  $B$  гэты працэс можна паказаць на дияграме  $\bar{y}\bar{x}$  (рис. 6.11, б) як шэраг працэсаў аднакратнай екстракцыі, дзе рафінат  $R_1$  складу  $\bar{x}_1$  з'яўляецца зыходным растворам для другой ступені, а рафінат  $R_2$  складу  $\bar{x}_2$  – трэцяй ступені

і г. д. Пры аднолькавых адносінах расходаў  $\frac{B_1}{F} = \frac{B_2}{R_1} = \frac{B_3}{R_2}$  нахіл рабо-

чых ліній будзе аднолькавы, у адваротным выпадку яны могуць мець розны нахіл. На рис. 6.11, б прыведзены рабочыя лініі  $ab, cd, fk$  для першага выпадку.

Да недахопаў працэсу шматступеневай екстракцыі з перакриваным цѣкам растваральніка адносіцца вялікі расход экстрагенту (агульны расход, як бачна, роўны суме расходаў на кожных ступенях), што прыводзіць да падаражання правядзення працэсу, а таксама недастатковага насычэння экстрагенту на кожнай ступені паглынальным рэчывам  $M$ . На практыцы такі працэс выкарыстоўваюць у тым выпадку, калі неабходна атрымаць у даволі чыстым выглядзе кампанент  $A$  і калі для гэтай мэты можна выкарыстоўваць танны экстрагент, які не трэба рэгенераваць (напрыклад, ваду).

Адзначаныя недахопы можна ліквідаваць пры выкарыстанні *шматступеневай супрацьцёчнай безупынной экстракцыі* (рыс. 6.12). Разгледзім працэс пры частковай растваральнасці фаз  $A$  і  $B$ . Зыходны раствор і экстрагент уводзяцца ў апарат знізу і зверху (напрыклад, экстрагент знізу, а зыходны раствор зверху). Прычым пачатковую канцэнтрацыю кампанента  $M$  у экстрагенте роўнай нулю ( $\bar{y}_n = 0$ ). На верхняй (першай) ступені пасля кантакту зыходнага раствору  $F$  канцэнтрацыі  $x_F$  з экстрактам  $E_2$  канцэнтрацыі  $\bar{y}_2$  атрымліваецца рафінат  $R_1$  ( $\bar{x}_1$ ) і экстракт  $E_1$  ( $\bar{y}_1$ ). На другой ступені адбываецца кантакт паміж экстрактам  $E_3$  ( $\bar{y}_3$ ) і рафінатам  $R_1$  ( $\bar{x}_1$ ). У выніку кантакту атрымліваецца экстракт  $E_2$  ( $\bar{y}_2$ ) і рафінат  $R_2$  ( $\bar{x}_2$ ) і на ніжняй пры ўзаемадзеянні экстракту  $B$  ( $\bar{y}_n = 0$ ) з рафінатам  $R_3$  ( $\bar{x}_3$ ) —  $R_4$  ( $\bar{x}_4$ ) і  $E_4$  ( $\bar{y}_4$ ).



Рыс. 6.12. Схема шматступеневай супрацьцёчнай безупынной экстракцыі

Запішам ураўненні матэрыяльнага балансу для кожнай ступені:

$$\begin{aligned}
 E_2 + F &= R_1 + E_1; \\
 E_3 + R_1 &= R_2 + E_2; \\
 E_4 + R_2 &= E_3 + R_3; \\
 B + R_3 &= E_4 + R_4.
 \end{aligned}
 \tag{6.19}$$

Гэтыя ўраўненні можна запісаць у іншым выглядзе:

$$\begin{aligned}
 F - E_1 &= R_1 - E_2; \\
 R_1 - E_2 &= R_2 - E_3; \\
 R_2 - E_3 &= R_3 - E_4; \\
 R_3 - E_4 &= R_4 - B,
 \end{aligned}
 \tag{6.20}$$

або

$$F - E_1 = R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = R_3 - E_4 = R_4 - B = \text{const} = P. \tag{6.21}$$

З прыведзеных ураўненняў вынікае, што фазавыя плыні мяняюцца па вышыні апарата, але рознасць іх на ўсіх ступенях застаецца пастаяннай. Як вышэй было адзначана (гл. рыс. 6.6, б), на трохвугольнай дыяграме пры пастаяннай рознасці прамыя, якія злучаюць пункты, адпаведныя

складу гэтых сумесей, перасякаюцца ў адным пункце  $P$  (поллюсе). Гэта ўласцівасць трохвугольнай дыяграмы дае магчымасць вызначыць лік тэарэтычных ступеней кантакту. Прымем, што зыходная сумесь  $F$  не змяшчае экстрагент. Ён падаецца чыстым без кампанентаў  $M$  і  $A$  (у агульным выпадку зыходны раствор і экстрагент могуць змяшчаць кампаненты  $A$ ,  $B$  і  $M$ , а іх склад выражаецца пунктамі  $F'$  і  $B'$  на трохвугольнай дыяграме (гл. рыс. 6.9, *a*). Таксама прымем склад канчатковых экстракту  $E_1$  і рафінату  $R_4$  зададзеным (пункты на трохвугольнай дыяграме  $E_1$  і  $R_4$ ). Праз пункты  $B$  і  $R_4$  і  $E_1$  і  $F$  праводзім лініі да іх перасячэння і знаходзім полюс  $P$  (рыс. 6.13, *a*). На хордзе раўнавагі, якая праходзіць праз пункт  $E_1$  і перасякае бінавальную крывую (злева), знаходзім пункт  $R_1$  (склад рафінату, атрыманы ў выніку кантакту на ступені экстракту складу  $E_2$  і раствору складу  $F$ ). Такім чынам, хорда  $E_1R_1$  адпавядае адной тэарэтычнай ступені кантакту. Праз пункт  $R_1$  праходзіць лінія, праведзеная з полюса  $P$ .

Злучыўшы пункты  $P$  і  $R_1$ , атрымаем пункт  $E_2$ , праз які таксама праходзіць хорда  $E_2R_2$ . Прамая  $E_2R_2$  адпавядае другой тэарэтычнай ступені кантакту. Затым праз пункты  $R_2$  і  $P$  праводзім прамую, знаходзім  $E_3$  і г. д.

Лік хорды раўнавагі, падлічаны паміж крайнімі лініямі  $PB$  і  $PE_1$ , вызначае колькасць тэарэтычных ступеней кантакту (на рыс. 6.13 іх 4).

Удзельны расход экстрагенту  $B/F$  (расход аднесены да 1 кг зыходнага раствору) можна знайсці, калі вызначыць пункт  $N$ , для гэтага трэба правесці лінію змешвання  $FB$  зыходнага раствору і экстрагенту і лінію праз пункты  $E_1$ ,  $R_4$  (на рыс. 6.13 пункт  $N$  не паказаны). Паводле правіла рычага,

$$\frac{B}{F} = \frac{FN}{NB} = I_E. \quad (6.22)$$

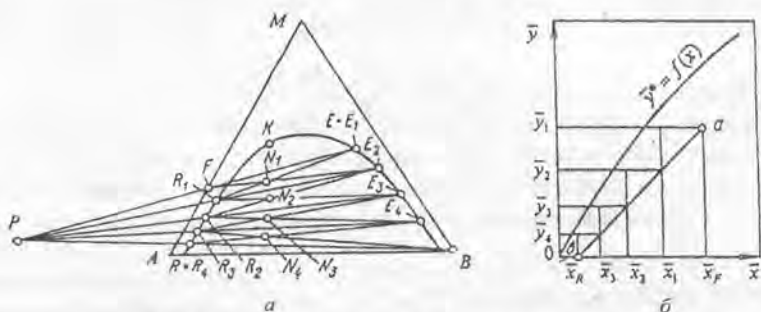


Рис. 6.13. Да разліку ступеней кантакту з дапамогай трохвугольнай дыяграмы (*a*) і  $yx$ -дыяграмы (*b*)



Выход рафінату дадзенага складу залежыць ад удзельнага расходу экстрагенту  $I_E$ . З памяншэннем расходу экстрагенту павялічваецца выход рафінату, але патрэбна больш ступеней кантакту для ажыццяўлення працэсу. Пры мінімальным адносінах  $FN/NB$  расход экстрагенту будзе мінімальны і хорда  $E_1R_1$  пры яе прадаўжэнні супадзе з прамой  $PF$ . У гэтым выпадку лік ступеней будзе бясконца вялікім (як і пры мінімальным флегмавым ліку ў працэсе рэктыфікацыі). Працэс экстрагавання немагчыма правесці і пры занадта вялікім расходзе экстрагенту, калі апошні ўтварае гамагенную сумесь з зыходным растворам.

Ад расходу экстрагенту залежыць таксама і размяшчэнне полюса  $P$ . Ён можа быць як злева ад трохвугольнай дыяграмы, так і справа. Але прыведзены метады графічнага разліку ступеней кантакту захоўваецца ў абодвух выпадках. Калі прамыя  $FE$  і  $BR$  паралельныя, полюс  $P$  будзе знаходзіцца ў бясконца аддаленым пункце (пры роўнасці плыней абедзвюх фаз ва ўсіх ступенях кантакту), тады пры вызначэнні ліку ступеней усе прамыя, якія выходзяць з канцоў канодаў, размешчаных на левым баку бінадальнай крывой, будуць паралельныя прамой  $FE$ .

Аптымальны расход экстрагенту вызначаюць эканамічнымі разлікамі, і ён павінен адпавядаць мінімальным затратам на ажыццяўленне працэсу.

Пры ўзаемнай нерастваральнасці фаз  $A$  і  $B$  працэс можна прывесці на дыяграме  $xu$  у выглядзе рабочай лініі  $av$  (рыс. 6.13, б).

**Шматступеневая супраціўчэнная экстракцыя з флегмай.** У вышэйразгледжаным метады без выкарыстання флегмы канцэнтрацыя экстракту на выхадзе з апарата вызначаецца ўмовамі раўнавагі з зыходным растворам. Каб павялічыць ступень раздзялення, утвараюць зваротную плынь экстракту ў выглядзе флегмы  $E_1$  (рыс. 6.14), прычым гэты экстракт атрымліваюць пасля раздзялення ў раздзяляльніку 2 «сырога» экстракту ( $E$ ), які выходзіць з верхняй часткі калоны 1, на больш чысты экстракт  $E_1$  і экстрагент  $S_1$ . Частка гэтага экстракту адводзіцца як гатовы прадукт, а частка вяртаецца ў выглядзе флегмы ў калону 1 і рухаецца насустрач сырому экстрагенту. Экстрагент  $S_1$  з растваральніка 2 змешваецца з экстрагентам  $S_2$ , выдаленым з рафінату, і паступае на паўторны кантакт. Плынь флегмы, якая паступае ў апарат, выдаляе з экстрактнага раствору часткова або поўнасьцю раствораную ў ім некаторую колькасць растваральніка, які пераходзіць у рафінат. У выніку павялічваецца ступень раздзялення і выход рафінату. Але пры гэтым расце расход экстрагенту, што прыводзіць да павелічэння размераў і кошту экстракцыйнай

устаноўкі. Выбар колькасці экстракту, вяртаемага ў апарат, павінен праводзіцца на падставе тэхніка-эканамічных разлікаў. Пры гэтым патрэбна, каб склад экстракту і рафінату ў плыні флегмы адпавядаў двухфазнай вобласці на трохвугольнай дыяграме, г. зн. не павінна быць поўнай узамнай растваральнасці фаз  $A$  і  $B$ .

Шматступеневая супрацьдзейная экстракцыя з флегмай выгадная пры малых канцэнтрацыях размеркавальнага кампанента ў зыходнай сумесі і невялікіх каэфіцыентах размеркавання. Праводзіць працэс з выкарыстаннем флегмы на баку выхаду рафінату (на рыс. 6.14 паказана штрывавай лініяй) часцей за ўсё неэтакгодна.

**Шматступеневая супрацьдзейная экстракцыя з двума экстрагентамі** (фракцыійная экстракцыя). Гэты працэс, пры якім выкарыстоўвацца два экстрагенты з абмежаванай паміж сабой растваральнасцю, дазваляе павысіць выбіральнасць працэсу, а таксама змяніць некаторыя ўласцівасці сумесі, якія ўплываюць на працэс масаперадачы (паменшыць вязкасць, міжфазовае паверхневае нацяжэнне і г. д.). Для правядзення працэсу выбіраюць адзін экстрагент, які добра растварае кампанент, напрыклад  $A$ , а другі – кампанент  $M$ . Працэс праводзяць пры ступеневым або безупынным кантакце фаз. Схематычна шматступеневая экстракцыя двума экстрагентамі паказана на рыс. 6.15.

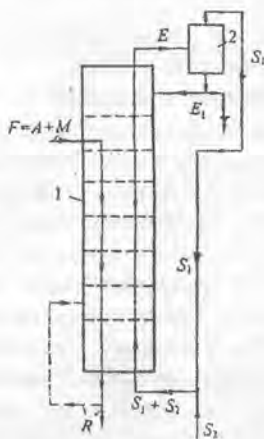


Рис. 6.14. Схема шматступеневай супрацьдзейнай экстракцыі з флегмай:  
1 – калона (экстракту);  
2 – раздзяляльнік

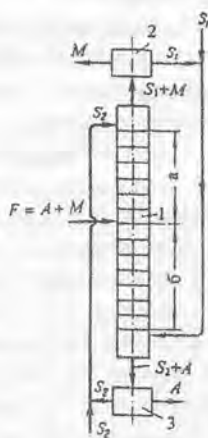
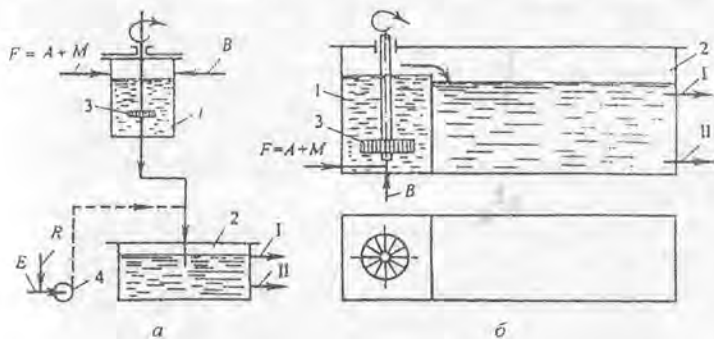


Рис. 6.15. Схема шматступеневай супрацьдзейнай экстракцыі двума экстрагентамі:  
1 – калона; 2, 3 – раздзяляльнікі

Зыходная сумесь  $F$  паступае на прамежжавую ступень калоны I, экстрагент  $S_2$  – у верхнюю частку, экстрагент  $S_1$  – у ніжнюю частку калоны. Пасля ўзаемадзеяння фаз экстрагент  $S_1 + M$  і рафінат  $S_2 + A$  адводзяцца на рэгенерацыю ва ўстаноўкі 2 і 3 адпаведна. Відавочна, што шчыльнасць экстрагенту  $S_2$  павінна быць большая за шчыльнасць сумесі  $F$ , а шчыльнасць экстрагенту  $S_1$  – меншая. Экстракцыя двума экстрагентамі выкарыстоўваецца для раздзялення рэчываў з блізкай растваральнасцю. Гэты метад патрабуе значных расходаў экстрагентаў і з'яўляецца адносна дарагім.

6.1.4. Апараты для правядзення працэсу вадкаснай экстракцыі (экстрактары). Эфектыўнасць экстрактараў, як і іншых масаабменных апаратаў, залежыць у першую чаргу ад дасканаласці канструкцый устройстваў і апаратаў, якія павінны забяспечваць дакладнае раздзяленне пры найменшых затратах на правядзенне працэсу. У цяперашні час распрацавана мноства апаратаў, сярод якіх трэба адзначыць **апараты змяшальна-адстойнага тыпу, калонныя, цэнтрабежныя** [39, 40].

**Апараты змяшальна-адстойнага тыпу.** На рыс. 6.16, а паказаны аднаступеневы экстрактар змяшальна-адстойнага тыпу. Складаецца з цыліндрычнага апарата 1 з механічным перамешвальным устравым 3 (мяшалкай). У апарат загрузаюцца зыходны раствор і экстрагент. Пасля перамешвання сумесі адключаюць мяшалку і даюць магчымасць вадкасці распластавання на экстракт і рафінат у адстойнай ёмістасці 2. Пасля распластавання экстракт і рафінат выпружаюць і паўтараюць зноў такую ж аперацыю.



Рыс. 6.16. Аднаступеневы экстрактары змяшальна-адстойнага тыпу:  
 а – перыядычнага дзеяння; б – безупыннага дзеяння; 1 – цыліндрычны апарат;  
 2 – адстойная ёмістасць; 3 – мяшалка; 4 – помпа;  
 I – лёгкая вадкасць; II – цяжкая вадкасць.

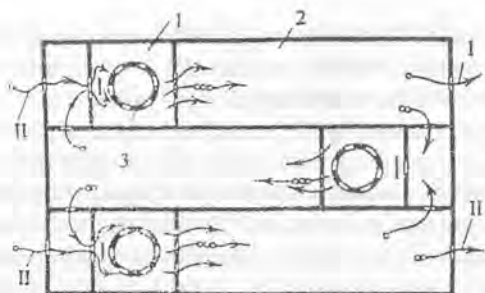


Рис. 6.17. Трохступеневы скрыневы экстрактар:  
 1 – камера змешвання; 2 – камера адстойвання;  
 3 – прыстасаванне для змешвання;  
 I – лёгкая вадкасць; II – цяжкая вадкасць

Аднаступеневыя экстрактары могуць быць безупыннага дзеяння (рыс. 6.16, б). Пры гэтым камера для змешвання вадкасцей і адстойная камера могуць быць адасобленыя або знаходзіцца ў адным корпусе. Каб дасягнуць больш канцэнтраванага экстракту і лепшага выдалення з зыходнага раствору кампанента выкарыстоўваюць *шматступеневыя скрыневыя экстрактары* (рыс. 6.17). Гэтыя экстрактары складаюцца з аднаступеневых апаратаў, размешчаных у агульным корпусе. Зыходны раствор і экстрагент рухаюцца супрацьцёкам, паслядоўна перамешваюцца ў кожнай секцыі і распластоўваюцца перад паступленнем у змяшальную камеру наступнай секцыі. Для змешвання зыходнага раствору з экстрагентам выкарыстоўваюць не толькі мяшалкі, але і іншыя прыстасаванні (інжэктарныя, дыяфрагмавыя, трубковыя змяшальнікі). Да пераваг шматступеневых экстрактараў у параўнанні з аднаступеневымі адносяцца высокая эфектыўнасць, магчымасць работы з рознымі суадносінамі расходаў зыходнай сумесі і экстрагенту, малая адчувальнасць да прысутнасці ў растворах узвешаных цвёрдых часцінак. Асноўныя недахопы – грувасткасць, наяўнасць вялікай колькасці прывадаў.

Экстрактар, у якім адначасова ажыццяўляецца і змешванне, і раздзяленне фаз, паказаны на рыс. 6.18. Зыходны раствор і экстрагент паступаюць па трубах 1 і 2 у зону змешвання 3. Сумесь падымаецца ўверх і праз кольцападобную прастору 5 пападае ў зону распластання 8. Больш цяжкая вадкасць выдзяляецца праз трубу 9, а лёгкая – праз патрубак 10. Труба 6 устаноўлена для рэцыркуляцыі вадкасці.

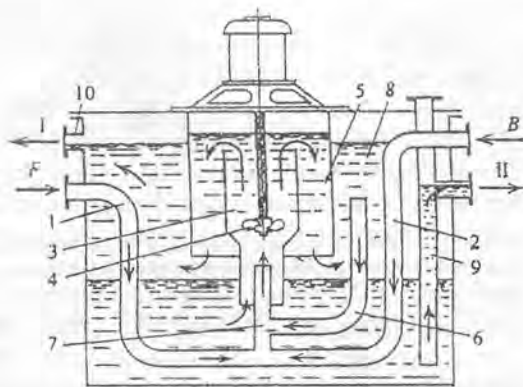


Рис. 6.18. Змяшальна-адстойны экстрактар:

- 1, 2 – трубы для падводу зыходнага раствору і растваральніка;  
 3 – зона змешвання; 4 – мяшалка; 5 – кольцападобная прастора;  
 6 – шыркульцыйная труба; 7 – змешвальная труба; 8 – зона распластавання;  
 9 – труба (сіфон); 10 – пераліў; I – лёгкая вадкасць; II – цяжкая вадкасць

Пры вялікіх расходах фаз ( $>100 \text{ м}^3/\text{гадз}$ ) экстрактары могуць мець асобныя ўстройства для перамешвання і транспартавання вадкасцей.

На рис. 6.19 паказаны змяшальна-адстойны экстрактар з раздзельнымі перамешвальнымі і транспаравальнымі ўстройствамі на адным вале. Экстрактар складаецца з цыліндрычнага корпуса 1 (змяшальніка) з адбівальнымі перагародкамі, у якім знаходзіцца прапелерная мяшалка 2. Вадкасць паступае знізу ў прастору (актыўную зону) над мяшалкай. Дзякуючы мяшалцы адна фаза дыспергуецца ў другой і накіроўваецца ўверх. Эмульсія перапампоўваецца восевай помпай 3, устаноўленай у дыфузоры 4 паміж нерухомымі лапаткамі 5. Помпа ўтварае як мага меншую ўзбураную плынь вадкасці, якая з малой хуткасцю паступае па прамавугольнаму латаку 6 у адстойнік 7 з супакойлівымі перагародкамі 8. Непасрэдна каля мяшалкі адбываюцца тонкае дыспергаванне і інтэнсіўная масаперадача. У астатнім аб'ёме змяшальніка інтэнсіўнасць масаперадачы зніжаецца. Паколькі актыўная зона адносна малая і час узаемадзеяння фаз таксама малы, раўнавага паміж вадкасцямі не дасягаецца за адзін праход, таму гэты экстрактар выкарыстоўваецца для сістэм, сярэдні час знаходжання якіх у змяшальніку  $\sim 2$  хвіл.

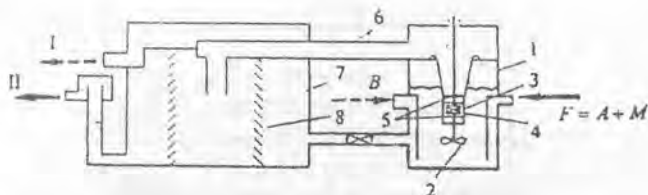


Рис. 6.19. Зм'яшально-адстойны екстрактар з роздільними перемшувальними і транспартавальними пристроями на адным валу:

1 – корпус; 2 – мяшалка; 3 – помпа; 4 – дыфузар; 5 – лопаткі; 6 – лотак;  
7 – адстойнік; 8 – перагародкі; I – лёгкая вадкась; II – цяжкая вадкась

Вышэйадзначаных недахопаў у некаторай ступені можна пазбегнуць пры выкарыстанні калонных екстрактараў.

**Калонныя екстрактары.** Найбольш простымі екстрактарамі калоннага тыпу з'яўляюцца *насадковыя* (рис. 6.20, а). Па канструкцыі і прынцыпу работы гэтыя екстрактары не адрозніваюцца ад насадковых калон, у якіх праводзіцца працэс абсорбцыі ці рэктыфікацыі.

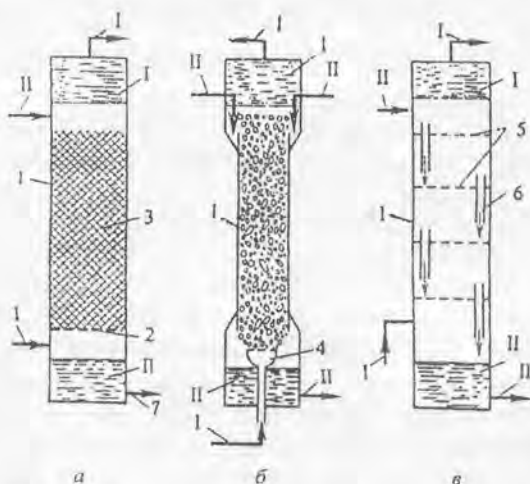


Рис. 6.20. Экстрактары калоннага тыпу (гравітацыйныя):  
а – насадковы; б – распыляльны; в – з сітавымі талеркамі;

1 – калона; 2 – размеркавальная рашотка; 3 – насадка;  
4 – распыляльнік; 5 – сітавыя талеркі; 6 – пераліўныя ўстройства;  
I – лёгкая вадкась; II – цяжкая вадкась

У ніжняю частку падаецца больш лёгкая фаза, у верхнюю — больш цяжкая. Лёгкая вадкасць, дзякуючы размеркавальнай рашотцы 2, дыспергуецца і ў выглядзе кропель (дысперсная фаза) рухаецца ўверх. Пасля ўзаемадзеяння на выхадзе з насадкі кроплі зліваюцца і лёгкая вадкасць адводзіцца з верхняй сепарацыйнай зоны з апарата. Для забеспячэння большай паверхні кантакту насадка павінна лепш змочвацца суцэльнай фазай, чым дысперснай, інакш кроплі будуць злівацца ў плёнку на паверхні насадкі, і паверхня кантакту паміж фазамі паменшыцца. Насадка кладзецца на апорныя рашоткі (часцей выкарыстоўваюцца каласніковага тыпу) з вышыняй пласта ад 2 да 10 дыяметраў калоны. Размеркавальнік дысперснай фазы рэкамендуецца апускаць у пласт не менш як на 25–50 мм ад плоскасці апорнай рашоткі.

Насадкавыя экстрактары з-за нізкай эфектыўнасці выкарыстоўваюцца ў тых выпадках, калі для ажыццяўлення працэсу патрэбны невялікі лік ступеней кантакту, а таксама пры апрацоўцы вадкасцей, якія запеньваюцца.

*Распыляльныя экстрактары* (рыс. 6.20, б) складаюцца з калоны 1 і распыляльніка 4. Лёгкая вадкасць падаецца знізу калоны і распыляльнікам дыспергуецца на кроплі ў суцэльным патоку больш цяжкай вадкасці. У верхняй частцы калоны кроплі зліваюцца ў суцэльны паток і адводзяцца з апарата. Больш цяжкая вадкасць выдаляецца з ніжняй часткі апарата. Пры ўзаемадзеянні вадкасцей хуткасці руху ўздоўж калоны павінны быць такімі, каб не адбылося «захлынанне» калоны. Гэтая з'ява абумоўлена тым, што з павелічэннем хуткасці лёгкай фазы расце лік кропель у адзінцы аб'ёму апарата і іх рух усё больш і больш адбываецца ў спіснутых умовах. У выніку памяншаецца частка папярочнага сячэння для праходу суцэльнай фазы. Гэта, у сваю чаргу, выклікае ўзрастанне лакальных хуткасцей суцэльнай фазы. Апошняя пачынае выносіць з сабой кроплі. Пры гэтым узнікаюць цыркуляцыйныя цёкі (назіраецца зваротнае перамешванне), якія прыводзяць да зніжэння рухальнай сілы і інтэнсіўнасці масаперадачы.

Узрастанне вынасу ў рэшце рэшт прыводзіць да ўтварэння другой паверхні раздзелу ў ніжняй адстойнай зоне і парушэння супрацьцёку.

Доля папярочнага сячэння памяншаецца і за кошт распыляльніка, таму распыляльнік устанаўліваюць у ніжняй расшыранай частцы апарата.

Распыляльныя экстрактары адрозніваюцца высокай прадукцыйнасцю і выкарыстоўваюцца пры экстракцыі лёгкараздзяляемых сумесей, асабліва мэтазгодна іх прымяняць пры вадкасцях, якія змяшчаюць цвёрдыя часцінкі.

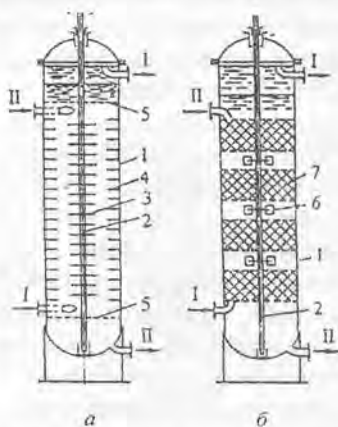
Сярод апаратаў калоннага тыпу, у якіх узаемадзеянне фаз адбываецца ў полі гравітацыйных сіл, больш эфектыўнымі з'яўляюцца *апараты з талеркамі*. У прамысловасці часта выкарыстоўваюць экстрактары з сітавымі талеркамі (рыс. 6.20, в). Суцэльная фаза працякае з адной міжталеркавай прасторы ў другую праз пераліўныя ўстройства. Супрацьцякам увадзіцца дысперсная фаза, якая збіраецца ў выглядзе пласта над кожнай талеркай і дыспергуецца з гэтага пласта адтулінамі талеркі ў суцэльную фазу. Кроплі праходзяць пласт суцэльнай фазы, збіраюцца над наступнай талеркай і зноў дыспергуюцца. У выніку адбываецца шматкратнае ступеневае ўзаемадзеянне фаз. Лёгкая фаза увадзіцца зверху апарата, цяжкая – знізу.

У прамысловасці пераважна выкарыстоўваюць экстрактары са звычайнымі сітавымі талеркамі з круглымі адтулінамі дыяметрам 2–6 мм (для вадкасцей з павышанай вязкасцю – дыяметрам 6–10 мм). Дыяметр калон дасягае ~2 м, вышыня – 12 м і больш.

Адзначым, што прыведзеныя вышэй экстрактары адрозніваюцца прастай канструкцыяй. Кошт гэтых апаратаў і затраты на іх эксплуатацыю невялікія, але ў гэтых апаратах не дасягаецца тонкае дыспергаванне адной

вадкаснай фазы ў другой, таму інтэнсіўнасць масаабмену невялікая. Акрамя таго, гэтыя экстрактары мала прыгодныя для работы з вялікімі суадносінамі расходаў фаз, а таксама для апрацоўкі вадкасцей з малой рознасцю шчыльнасцей ( $\leq 50 \text{ кг/м}^3$ ), якія змяшчаюць цвёрдыя прымешкі ў колькасцях  $\geq 0,1\%$  мас.

*Калонныя экстрактары з механічным перамяшваннем фаз.* Сярод экстрактараў гэтага тыпу адным з распаўсюджаных апаратаў з'яўляецца ротарна-дыскавы (рыс. 6.21, а). Экстрактар складаецца з корпуса 1, у якім размешчаны ротар-вал 2 з плоскімі дыскамі 3. Калона дзеліцца на секцыі кольцавымі перагародкамі 4, замацаванымі на сценцы корпуса 1. Дыскі ротара вертыяцца ў сярэдзіне кожнай секцыі. Адна з фаз



Рыс. 6.21. Ротарна-дыскавы калонны экстрактар (а) і экстрактар з мяшалкамі (б):

- 1 – калона; 2 – ротар-вал; 3 – дыскі;
- 4 – кольцавыя перагародкі;
- 5 – перфараваныя перагародкі;
- 6 – турбінныя мяшалкі; 7 – насадка;
- I – лёгкая вадкасць; II – цяжкая вадкасць.



(наприклад, лёгкая) падаецца знізу апарата, змешваецца ў кожнай секцыі дзякуючы дыскам з другой фазай і затым часткова распластоўваецца каля нерухомых кольцавых перагародак. Лёгкая фаза адводзіцца зверху, больш цяжкая – знізу. Каб адбылося лепшае распластанне вадкасцей, прадугледжаны перфараваныя перагародкі 5.

Разнавіднасцю такога тыпу экстрактараў з'яўляецца экстрактар, прыведзены на рыс. 6.21, б. Для лепшага распластання фаз у корпусе 1 калоны паслядоўна размешчаны на вале 2 турбінныя мяшалкі 6 і пласты насадкі 7 (кольцавая або пакет металічнай сеткі), якія ўтвараюць секцыі з зоны перамешвання і распластання. Зыходны раствор і экстрагент шматкратна перамешваюцца, а насадка садзейнічае іх распластанню. Эфектыўнасць і ўдзельная прадукцыянасьць экстрактараў па рыс. 6.21, а і рыс. 6.21, б прыблізна аднолькавыя.

Для прыведзеных экстрактараў характэрны добрае дыспергаванне адной фазы ў другую, параўнальна высокая інтэнсіўнасць масаперадачы, надзейнасць у рабоце. Да недахопаў трэба аднесці тое, што дапушчальныя нагрукі па фазах абмежаваны, прычым яны зніжаюцца з памяншэннем рознасці шчыльнасці вадкасцей. Пры вялікім ліку ступеней ускладнення канструкцыя ротара і ўзрастае вышыня апарата.

Павышэнне эфектыўнасці экстракцыйных калон магчыма пры ўводзе дадатковай энергіі ў двухфазную плынь шляхам надання ім падоўжных ваганняў (пульсацый). Пры дастатковай частаце і амплітудзе ваганняў дасягаецца тонкае драбненне, інтэнсіўнае перамешванне абедзвюх фаз і тым самым высокая эфектыўнасць масаперадачы. На рыс. 6.22 паказаны экстрактар, у якім пульсацыя плыней вадкасці дасягаецца дзякуючы вібрацыйні ўнутры апарата перфараваных талерак 2 (магчымы і іншыя канструкцыі талерак), замацаваных на штоку 3, якому надаецца зваротна-паступальны рух. У сітавага экстрактара (рыс. 6.22, б) пульсацыю плыней забяспечвае спецыяльны механізм 4 (пульсатар), які

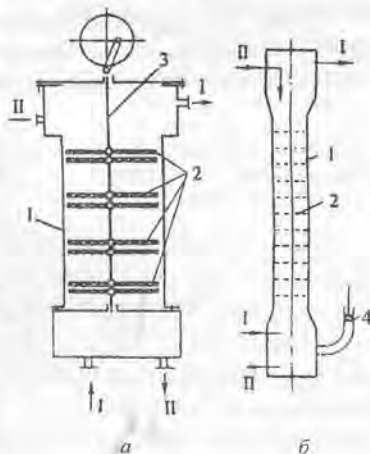


Рис. 6.22. Пульсацыйныя экстрактары:  
 а – з вібрацыйнымі талеракмі;  
 б – з пульсацыйнай плыню вадкасці.  
 1 – корпус; 2 – талеркі; 3 – вал (шток);  
 4 – поршневы пульсатар;  
 I – лёгкая вадкасць;  
 II – цяжкая вадкасць

размешчаны па-за апаратам. Экстрактар уяўляе сабой звычайную калону 1 з сітавымі талеркамі 2. Пульсатар, па аналогіі з помпамі, можа быць выкананы поршневым, мембранным, сільфонным, пнеўматычным.

Асноўны недахоп пульсацыйных калон – невялікія іх дыяметры ( $\leq 800$  мм) і таму невысокая прадукцыйнасць. Павелічэнне дыяметра прыводзіць да рэзкага павелічэння расходу энергіі, а таксама да нераўнамернасці ступені перамешвання.

У экстрактараў з вібрацый унутры апарата талерак дасягаюцца значныя расходы вадкасцей і высокая ступень выдалення размеркаваных кампанентаў.

**Цэнтрабежныя экстрактары** выкарыстоўваюцца пры малой рознасці шчыльнасцей фаз. Дзякуючы цэнтрабежным сілам дасягаецца павелічэнне хуткасці кропель, інтэнсіўнае змешванне і раздзяленне фаз. Найбольш распаўсюджаны экстрактар з перфараванай спіральнай стужкай паказаны на рыс. 6.23. Экстрактар уяўляе сабой цыліндрычны барабан (ротар) 2, замацаваны на вале 3. Унутры ротар выкананы ў выглядзе доўгай перфараванай спіральнай стужкі (або набору сувосевых перфараваных цыліндраў). Вадкасныя фазы падаюцца з дапамогай помпаў праз вал па асобных каналах: больш цяжкая вадкасць паступае ў барабан па яго восі, лёгкая – да перыферыі барабана. У ротары вадкасці рухаюцца супрацьцёкам, шматкратна перамешваюцца і раздзяляюцца пад дзеяннем цэнтрабежных сіл. Рафінат і экстракт выдзяляюцца таксама праз асобныя каналы.

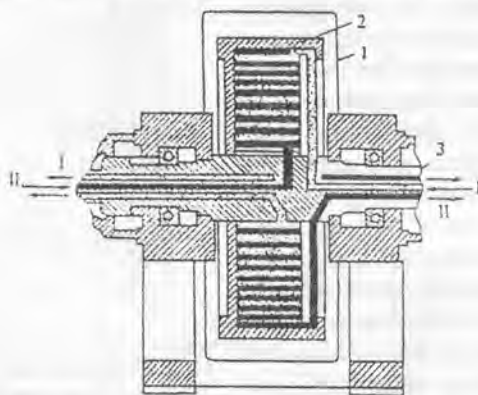


Рис. 6.23. Цэнтрабежныя экстрактары з перфараванай спіральнай стужкай:

1 – корпус; 2 – ротар; 3 – вал;

I – лёгкая вадкасць; II – цяжкая вадкасць

Цэнтрабежныя экстрактары адрозніваюцца высокай інтэнсіўнасцю масаперадачы і ўдзельнай прадукцыйнасцю, хаця канструкцыйна яны з'яўляюцца больш складанымі.

На рыс. 6.24 схематычна паказаны аднаступеневы цэнтрабежна-талеркавы экстрактар (ЦЭТ) з перамешваннем вадкасцей і танкапластавым раздзяленнем эмульсіі [39, с. 344]. Растворы падаюцца ў змяшальную камеру 1 праз патрубкі 2. Пасля перамешвання вадкасцей з дапамогай мяшалкі 3 эмульсія падаецца лопасцевым транспартавальным прыстасаваннем 5 у ротар 6. Пад дзеяннем цэнтрабежных сіл эмульсія раздзяляецца пры яе руху ў прасторы паміж талеркамі 7. Праз патрубак 10 цяжкая фаза адводзіцца з прасторы 9, а лёгкая – з прасторы 8.

Экстрактары могуць аб'ядноўвацца ў каскад з патрэбным лікам ступеней.

Цэнтрабежныя экстрактары такой канструкцыі адрозніваюцца герметычнасцю, высокімі прадукцыйнасцю і эфектыўнасцю пры невялікіх размерах, могуць выкарыстоўвацца для сістэм, схільных да ўтварэння стойкіх эмульсій, для раздзялення вадкасцей з невялікай рознасцю шчыльнасцей. Да недахопаў трэба аднесці складанасць канструкцыі, неспрыгоднасць выкарыстання іх для працэсу экстракцыі, які суправаджаецца хімічнай рэакцыяй, калі патрэбны працяглы час кантакту фаз. У прамысловых цэнтрабежных экстрактарах лік абаротаў ротара вагаецца ў межах 1200–5000 у хвіліну, што абмяжоўвае размеры ротара (барабана) і тым самым прадукцыйнасць.

6.1.5. Разлік экстрактараў. Разлік экстрактараў зводзіцца да вызначэння асноўных іх параметраў – вышыні апарата, дыяметра, тэргазатратаў на правядзенне працэсу. Размеры апарата неабходна разлічваць на падставе асноўных ураўненняў масаперадачы,

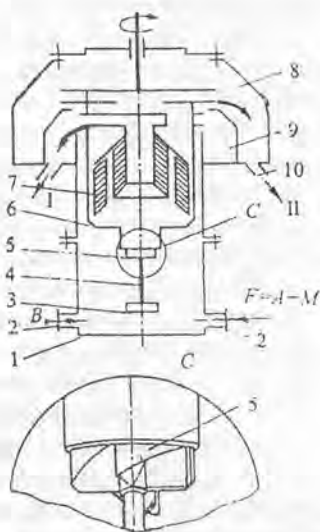


Рис. 6.24. Цэнтрабежна-талеркавы экстрактар (ЦЭТ):  
1 – змяшальная камера; 2 – патрубкі;  
3 – мяшалка; 4 – вал;  
5 – лопасцевае прыстасаванне;  
6 – ротар; 7 – талерка;  
8, 9 – прыёмная прастора;  
10 – патрубак; I – лёгкая вадкасць;  
II – цяжкая вадкасць

приведеных вышэй. У адпаведнасці з агульным ураўненнем масаперадачы (3.38), (3.39), колькасць рэчыва, якое пераходзіць з адной фазы ў другую, вызначаецца па формулах  $M = K_y F \Delta u_{\text{ср}} = K_x F \Delta x_{\text{ср}}$ . На велічыню  $M$  уплывае шмат фактараў (прымешкі паверхнева-актыўных рэчываў, падоўжнае перамешванне, нераўнамернасць размеркавання экстрагумага рэчыва па вышыні або даўжыні апарата і інш.). Відавочна, што пры павелічэнні лікавых значэнняў параметраў асноўнага ўраўнення масаперадачы расце хуткасць працэсу і памяншаюцца размеры экстрактараў.

Як і для ўсіх масаабменных апаратаў, паверхня кантакту фаз пры экстракцыі павінна быць як мага большай. Для павелічэння міжфазнай паверхні адну з фаз дыспергуюць на кроплі ў другой (суцэльнай), прычым выгадна дыспергаваць тую вадкасць, на якую прыходзіцца большая аб'ёмная доля. Дысперсная фаза складаецца з кропель рознага дыяметра, якія пры перамешванні шматразова каалесцыруюць і зноў здрабняюцца. Звычайна ў экстракцыйных апаратах (асабліва ў апаратах са ступеневым кантактам фаз) каалесценцыя суправаджаецца наступным рэдыспергаваннем. Такія з'явы робяць уплыў на працэс масапераносу, паляпшаючы яго з прычыны абнаўлення паверхні кантакту фаз. Удзельная паверхня кантакту фаз  $a = F/V (V - \text{рабочы аб'ём апарата})$  залежыць ад долі дысперснай фазы ў рабочым аб'ёме апарата або ад яе затрымкі  $x_3$  (гэту велічыню называюць таксама ўтрымальнай здольнасцю) і сярэдняга дыяметра кропель  $d_{\text{ср}}$ . Велічыня  $d_{\text{ср}}$  залежыць, у сваю чаргу, ад фізічных уласцівасцей перамешваемых вадкасцей (шчыльнасці, вязкасці, паверхневага нацяжэння, ад канструкцыйных параметраў апарата і мяшалкі, ад удзельнага расходу энергіі на перамешванне). Звычайна дыяметр кропель характарызуецца сярэднім аб'ёмна-паверхневым дыяметрам кропель  $d_{VT} (d_{VT} = \sum nd_i^3 / \sum nd_i^2, \text{ дзе } d_i - \text{дыяметр вузкай фракцыі полідысперснай сістэмы кропель})$ . Удзельная паверхня кантакту злучана з  $x_3$  і  $d_{\text{ср}}$  залежнасцю  $a = 6x_3 / d_{\text{ср}}$ .

Для вызначэння  $d_{\text{ср}}$  прапанавана шмат эмпірычных формул. Але вынікі разлікаў, як правіла, адрозніваюцца паміж сабой. Існуюць формулы для вызначэння непасрэдна велічыні ўдзельнай паверхні кантакту. Так, пры дыспергаванні арганічных вадкасцей у вадзе для разліку  $a$  рэкамендуецца залежнасць [11, с. 592]:  $a = c (We_M^{0,5} Re_M^{0,1} x_3^{0,84} / d_M)$ , дзе

$We_M = \rho_c n^2 d_M^3 / \sigma$  – прыведзены крытэрыў Вебера;  $n$  – частата вярчэння, 1/с;  $d_M$  – дыяметр мяшалкі, м;  $\rho_c$  – шчыльнасць суцэльнай фазы, кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – паверхневае нацяжэнне, Н/м;  $Re_M = nd_M^3 / \nu_c$  – крытэрыі Рэйнальда пры перамешванні;  $\nu_c$  – кінематычны каэфіцыент вязкасці,  $m^2/s$ . Каэфіцыент  $c$  залежыць ад канструкцыі мяшалкі: для шасцілопасцевай турбіннай мяшалкі  $c = 29,5$ , для мяшалкі з дзвюма вертыкальнымі лопасцямі  $c = 18,65$ , для прапелернай  $c = 13,7$ .

Разам з інтэнсіўнай масаперадачай экстрактары павінны валодаць высокай удзельнай прадукцыйнасцю ( $m^3/(m^2 \cdot c)$ ). Пры дадзеных тэхналагічных умовах і суадносінах расходаў фаз прадукцыйнасць апарата залежыць ад дысперснасці адной з фаз і плошчы павольнага сячэння для праходу вадкасцей. Прадукцыйнасць будзе зніжацца пры памяншэнні дыяметра кропель з прычыны памяншэння хуткасці руху кропель, але пры гэтым узрасце паверхня кантакту фаз. З ростам павольнага сячэння апарата прадукцыйнасць узрасце, але адначасова можа павялічвацца падоўжнае перамешванне і пагаршаць масаперадачу.

У супрацьцёжных экстрактарах максімальная ўдзельная прадукцыйнасць вызначаецца пунктам захлынення, пры якім парушаецца супрацьцёжны рух фаз і тым самым нармальна работа апарата. Такім чынам, пры выбары канструкцыйных і рэжымных параметраў неабходна па магчымасці ўлічваць уплыў усіх фактараў і прымаць іх аптымальнымі.

Разгледзім разлік некаторых параметраў для асобных канструкцый экстрактараў.

**Распыляльныя экстрактары.** Звычайна гэтыя экстрактары працуюць пры масавым павольным руху кропель і затрымках (утрымальнай здольнасці, ці УЗ) дысперснай фазы не больш як  $x_3 = 30\%$  (часцей за ўсё пры  $x_3 = 10\text{--}20\%$ ). Разлік УЗ праводзіцца па прыблізнай залежнасці [39, с. 263]

$$\frac{w_d}{x_3} + \frac{w_c}{1-x_3} = \epsilon_n w_0 (1-x_3), \quad (6.23)$$

дзе  $w_d$ ,  $w_c$  – фіктыўныя (аднесены да ўсяго сячэння калоны) хуткасці адпаведна дысперснай і суцэльнай фаз,  $m^3/(m^2 \cdot c)$ , або  $m/c$ ;  $x_3$  – аб'ёмная доля дысперснай фазы (затрымка);  $w_0$  – максімальная хуткасць кропель пры нерухомай суцэльнай фазе,  $m/c$ ;  $\epsilon_n$  – удзельны павольны аб'ём насадкі калоны (для распыляльных калон  $\epsilon_n = 1$ ).

У першым прыбліжэнні  $w_0$  прымаецца роўнай хуткасці павольнага асаджэння адзінкавай кроплі ў нерухомым асяроддзі. Максімальная фіктыўная хуткасці  $w_{d,3}$  і  $w_{c,3}$ , адпаведныя падыходу захлынення, вызначаюцца па формулах [11, с. 593]:

$$w_{д,з} = 2w_0 \times x_{3,м}^2 (1 - x_{3,м}); \quad (6.24)$$

$$w_{с,з} = w_0 \cdot (1 - 2x_{3,м}) \cdot (1 - x_{3,м})^2, \quad (6.25)$$

дзе  $x_{3,м}$  – межавая (максимальная) УЗ.

Прымаючы рабочыя хуткасці фаз арыенціравачна роўнымі 0,6–0,8 ад максімальных, вызначаюць плошчу папярочнага сячэння і па ёй дыяметр апарата. Велічыню  $x_{3,м}$  знаходзяць з ураўненняў (6.24) і (6.25):

$$x_{3,м} = \left[ (L^2 + 8L)^{0,5} - 3L \right] / [4(1 - L)], \quad (6.26)$$

дзе  $L = w_{д,з} / w_{с,з}$ .

Такім чынам  $x_{3,м}$  з'яўляецца функцыяй аб'ёмных суадносін фаз пры захлынанні незалежна ад іх фізічных уласцівасцей.

Вышыню калоны вызначаюць праз каэфіцыенты масаперадачы, атрыманыя доследным шляхам. Для разліку каэфіцыента масааддачы ў суцэльнай фазе можа быць выкарыстана формула [11, с. 594]

$$\beta_c = 0,725 \left( \frac{d_k w_s \rho_c}{\mu_c} \right)^{-0,43} \left( \frac{\mu_c \rho_c}{D_c} \right)^{-0,58} w_s (1 - x_3), \quad (6.27)$$

дзе  $w_s$  – адносная хуткасць фаз пры супрацьцёку,  $w_s = \frac{w_d}{x_3} + \frac{w_c}{1 - x_3}$ ;

$\rho_c, \mu_c$  – шчыльнасць і вязкасць суцэльнай фазы, кг/м<sup>3</sup>, Па · с;  $D_c$  – каэфіцыент малекулярнай дыфузіі ў суцэльнай фазе, м<sup>2</sup>/с.

Каэфіцыент масааддачы ў дысперснай фазе залежыць ад размераў кропель. Для кропель пры  $d_k > 7,25 \left[ \sigma^{0,55} \mu_c^{0,6} / (g \Delta \rho)^{0,85} \rho_c^{0,5} \right]^{0,5}$  ( $\Delta \rho$  – рознасць шчыльнасцей фаз) рэкамендуецца ўраўненне [40]

$$\beta_d = \frac{3,75 \cdot 10^{-3} w_s}{1 + \mu_d / \mu_c}, \quad (6.28)$$

дзе  $\mu_d$  – вязкасць дысперснай фазы, Па · с.

Для кропель меншых размераў

$$\beta_d = 17,9 D_d / d_k, \quad (6.29)$$

дзе  $D_d$  – каэфіцыент малекулярнай дыфузіі ў дысперснай фазе, м<sup>2</sup>/с.

У формулах (6.28) і (6.29) каэфіцыенты масааддачы выражаны ў кмоль/[м<sup>2</sup> · с · (кмоль/м<sup>3</sup>)].

**Насадкавыя экстрактары.** У насадкавых экстрактарах, у адрозненне ад распыляльных, канструкцыйныя размеры размеркавальніка не робяць значнага ўплыву на работу апарата. Сярэдні дыяметр кропель прыблізна аднолькавы, як пасля размеркавальніка, так і тых, якія пакідаюць насадку. Аднак трэба ўлічваць, што размеры элементаў насадкі робяць уплыў на размер сярэдняга дыяметра кропель. Пры размерах кольцаў Рашыга меншых за некаторае крытычнае, назіраецца каалесцэнцыя кропель, прычым пры павышэнні хуткасці суцэльнай фазы яна павялічваецца. Таму разлічваюць крытычны размер насадкі  $d_{н.кр}$  і прымаюць размер насадкі  $d_n > d_{н.кр}$ , каб кроплі павольна рухаліся ў пустотах насадкі. Велічыня  $d_{н.кр}$  з'яўляецца функцыяй фізічных уласцівасцей сістэмы вадкасць – вадкасць і можа быць вызначана па формуле [39, с. 277]

$$d_{н.кр} = 2,42(\sigma / \Delta\rho g)^{1/2}. \quad (6.30)$$

Для разліку сярэдняга дыяметра (паверхнева-аб'ёмнага) кропель рэкамендуецца выраз [41]

$$d_{сяр} = 0,92 \left( \frac{\sigma}{\Delta\rho g} \right)^{0,5} \left( \frac{w_0 \varepsilon x_3}{V_d} \right), \quad (6.31)$$

дзе  $\varepsilon$  – павольны аб'ём (поразнасць) насадкі.

Для разліку межавай утрымальнай здольнасці  $x_{3,м}$  прапануецца прыблізная залежнасць

$$x_{3,м} = A \left[ (w_d^2 \cdot a / \varepsilon^3 g) (\rho_d / \Delta\rho) \right]^{0,11}, \quad (6.32)$$

дзе каэфіцыент  $A = 0,62 - 0,753$ ;  $a = \frac{6\varepsilon \cdot x_3}{d_{кр}}$ .

Для вызначэння дыяметра калоны знаходзяць спачатку хуткасць захлынання суцэльнай фазы  $w_{с.з}$ . Для разліку  $w_{с.з}$  у выпадку, калі адна вадкасць з'яўляецца водным растворам, а другая – арганічным, выкарыстоўваюць эмпірычную формулу [11, с. 595]:

$$w_{с.з} = c \Delta\rho^{0,625} \sqrt{\left[ \rho_{арг}^{0,275} \mu_{арг}^{0,1} (\rho_v \mu_v)^{0,125} (\sigma / \sigma_1)^{0,625} (a / \varepsilon^{0,12})^{0,838} \right]}, \quad (6.33)$$

дзе  $\rho_{арг}$ ,  $\mu_{арг}$ ,  $\rho_v$ ,  $\mu_v$  – шчыльнасці і вязкасці арганічнай і воднай фаз;  $\sigma$ ,  $\sigma_1$  – паверхневае нацяжэнне паміжфазнае і на мяжы з паветрам;  $a$  – удзельная паверхня насадкі,  $m^2/m^3$ ;  $c$  – каэфіцыент,

пры  $w_n/w_{\text{appr}} < 1,4$   $c = 7,35 \cdot 10^{-2} (w_n/w_{\text{appr}})^{0,564}$  і пры  $w_n/w_{\text{appr}} = 1,4-100$   $c = 9,74 \cdot 10^{-2} (w_n/w_{\text{appr}})^{0,295}$ .

Пры праектаванні насадкавых калон прымаюць  $w_c = (0,5-0,6)w_{c,3}$ .

Рабочую вышыню калоны (пласта насадки) вызначаюць па ўраўненнях масаадачы. Аднак з прычыны складанасці механізму масаабмену ў працэсах экстракцыі абагульниць карэляцыі па масаадачы цяжка. Здавальняючая карэляцыя доследных даных для аб'ёмнага каэфіцыента масаперадачы  $K_c a$  ( $\text{с}^{-1}$ ) для шмат якіх насадак дасягаецца пры выкарыстанні прыблізнага ўраўнення [39, с. 280]

$$K_c a = A_1 x_3 (1 - x_3) \left[ \frac{a \rho_c}{\epsilon^3 g \Delta \rho} \cdot \frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right]^{1/2}, \quad (6.34)$$

дзе  $A_1$  — каэфіцыент прапарцыянальнасці, які залежыць ад уласцівасцей вадкасцей.

**Сітавыя экстрактары.** Для вызначэння дыяметра калоны трэба выбраць (разлічыць) дыяметр адтулін, шаг паміж імі і сумарнае павольнае сячэнне адтулін. Вышэй было адзначана, якой велічыні звычайна прымаюць дыяметр адтулін і шаг паміж імі. У першым прыбліжэнні для працэсу дыспергавання за аптымальны дыяметр адтулін прымаюць  $d_a = 3-4$  мм, а шаг паміж імі  $t = (3-4)d_a$ . Частка павольнага сячэння  $\phi$  адтулін разлічваецца па формуле  $\phi = 0,908(d_a/t)^2$ .

Хуткасць дысперснай фазы ў адтулінах прымаюць звычайна для струменнага рэжыму сцякання, які адпавядае добраму распаду струменяў і атрымання большай паверхні кантакту фаз. Для работы апарата ва ўстойлівым струменным рэжыме хуткасць дысперснай фазы прымаюць прыблізна на 20% большай за крытычную  $w_{\text{кр}}$ , адпаведную пачатку сцякання вадкасці пры струменным рэжыме. Абагульненых залежнасцей для разліку хуткасці сцякання пакуль няма, але для некаторых сістэм вадкасць — вадкасць прыводзяцца разліковыя залежнасці. Напрыклад, пры дыспергаванні арганічных вадкасцей у вадзе аптымальную хуткасць сцякання  $w_{\text{ст}}$  можна разлічыць па формуле [11, с. 596]

$$w_{\text{ст}} = 2,69(d_{\text{ст}}/d_a)^2 \left[ (\sigma/d_{\text{ст}}) / (0,5137\rho_d + 0,472\rho_c) \right]^{0,5}, \quad (6.35)$$

дзе  $d_{\text{ст}}$  — дыяметр струменя ў месцы яго сцякання з адтуліны.

Адносіны  $d_a/d_{\text{ст}}$  вызначаюць па эмпірычных залежнасцях:  $d_a/d_{\text{ст}} = 0,485B^2 + 1$  пры  $B < 0,785$ ;  $d_a/d_{\text{ст}} = 1,51B + 0,12$  пры  $B > 0,785$ , дзе  $B = d_a/(\sigma/g\Delta\rho)^{0,5}$ .



Сярэдні дыяметр кропель  $d_{ср} \approx 2d_{ст}$ . У прамысловых сітавых калонах  $w_{сц} = 0,15-0,3$  м/с.

Па аб'ёмным расходзе дысперснай фазы  $V_d$  і велічыні  $w_{сц}$  вызначаюць плошчу сячэння  $S_1$  перфараванай часткі талеркі  $S_1 = V_d / (\varphi w_{сц})$ . З улікам плошчы для пераліву вадкасці і прыстасаваннем для замацавання талеркі (10%) плошча сячэння калоны будзе роўная

$$S_k = (S_1 + 2S_2) / 0,9, \quad (6.36)$$

дзе  $S_2 = V_c / w_{пер}$  ( $w_{пер} \approx 0,1$  м/с – хуткасць вадкасці ў пераліўным прыстасаванні).

Па велічыні  $S_k$  вызначаюць дыяметр калоны.

Доследныя даныя па масапераносе ў сітавых экстрактарах абагульнены недастаткова. Прапануецца [39] эмпірычнае ўраўненне для разліку эфектыўнасці (ККДз) ступені ( $E_0$ ):

$$E_0 = \frac{5,63 \cdot 10^{-3} H_T^{0,5}}{\sigma} \left( \frac{w_d}{w_c} \right)^{0,42}, \quad (6.37)$$

дзе  $H_T$  – адлегласць паміж талеркамі (звычайна  $H_T = 0,15-0,60$  м);  $w_d$ ,  $w_c$  – фіктыўныя хуткасці дысперснай і суцэльнай фаз.

Разлік ліку тэарэтычных ступеней кантакту (талерак) можна правесці, як паказана вышэй, з дапамогай трохвугольнай дыяграмы або дыяграмы ух.

Трэба адзначыць, што больш раўнамернае кроплеўтварэнне дасягаецца пры ўмовах, калі дысперсная фаза не намочвае талерку.

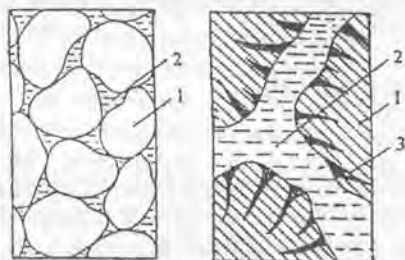
Разлік іншых канструкцый экстрактараў можна знайсці ў спецыяльнай літаратуры, напрыклад у [39, 40, 42].

## 6.2. Экстрагаванне і растварэнне ў сістэмах цвёрдае цела – вадкасць

6.2.1. Агульныя паняцці. Экстрагаваннем у сістэме цвёрдае цела – вадкасць называецца працэс выбірання аднаго або некалькіх кампанентаў з цвёрдага рэчыва шляхам выбіральнай растваральнасці. У якасці растваральніка падбіраюць такую вадкасць (экстрагент), у якой добра раствараецца кампанент і дрэнна – другія складальныя часткі цвёрдага цела. У хімічнай прамысловасці часта выкарыстоўваюць у якасці экстрагенту ваду або водныя растворы некаторых неарганічных кіслот і тады працэс экстрагавання называюць вышчалочваннем.

Працэс экстрагавання ў сістэме цвёрдае цела – вадкасць адрозніваецца ад працэсу ў сістэме вадкасць – вадкасць тым, што пры вадкаснай экстракцыі ствараюцца гідрадынамічныя ўмовы, спрыяльныя для развіцця паверхні кантакту, паколькі вадкасці добра дэфармуюцца. Акрамя таго, у кроплях адбываецца ўнутраны рух, які залежыць ад размераў кропель і хуткасці адноснага перамяшчэння фаз. У цвёрдых порыстых целах вадкасць у порах цела практычна нерухомая. Таму з пункту гледжання кінетыкі вадкасная экстракцыя працэс больш інтэнсіўны, чым экстракцыя ў сістэме цвёрдае цела – вадкасць.

Выбіральнае рэчыва з цвёрдай фазы можа знаходзіцца ў порах у выглядзе раствору або ў выглядзе цвёрдага раствараемага рэчыва. У першым выпадку экстрагаванне ідзе шляхам дыфузіі растваранага рэчыва з аб'ёму пор у навакольную вадкасць, у другім – спачатку адбываецца растварэнне выдаляемага рэчыва, а потым дыфузія. На рыс. 6.25 схематычна паказана будова порыстых цел. Такім чынам, працэс экстрагавання можа ўключаць стадыю растварэння. Але экстрагаванне і растварэнне – гэта розныя працэсы. Пры растварэнні рухальная вадкасць непасрэдна кантактуе з паверхняй растварэння на працягу ўсяго працэсу, і пры пераходзе цвёрдага рэчыва ў вадкасць яно дыфундуе праз межавы дыфузійны пласт, супраціўленне якога невялікае. Пры экстрагаванні працэс зводзіцца да выбірання растваранага рэчыва, якое дыфундуе з пор цвёрдага цела ў асноўную масу вадкасці. Гэты працэс адбываецца спачатку на паверхні порыстай часцінкі, дзякуючы гэтаму ўтвараецца перыферыіны пласт, які змяшчае ў порах нерухомую вадкасць і не змяшчае выбіральнага рэчыва ў



Рыс. 6.25. Схемы будовы порыстых матэрыялаў:

- a* – з інертным матэрыялам;
- б* – з растваральным матэрыялам;
- 1 – інертны матэрыял; 2 – вадкасць;
- 3 – цвёрдае рэчыва, якое раствараецца

цвёрдым выглядзе. Гэты пласт павялічваецца па таўшчыні і аддаляе экстрагент ад выбіраемага цвёрдага рэчыва. Дыфузійнае супраціўленне такога пласта значна большае за дыфузійнае супраціўленне межавага пласта пры растварэнні. З гэтай прычыны і хуткасць выбірання кампанентаў пры экстрагаванні меншая ў параўнанні з растварэннем. Як і іншыя працэсы, працэс экстракцыі з цвёрдых матэрыялаў ажыццяўляецца ў

перыядычным і безупынным рэжымах, прычым пры безупынным рэжыме ўзаемадзеянне фаз можа адбывацца ў прамацёку, супрацьцёку, блізкім да ідэальнага змяшэння фаз.

Працэс растварэння шырока выкарыстоўваецца пры аддзяленні растваральных рэчываў ад інертных прымесей (напрыклад, у вытворчасці мінеральных солей і ўгнаенняў), для атрымання неабходных раствораў, пры апрацоўцы растваральных матэрыялаў, каб надаць ім патрэбную форму і г. д. Працэс экстрагавання таксама распаўсюджаны ў розных галінах прамысловасці пры выбіранні розных рэчываў з прыроднай руды (солей, злучэнняў рэдкіх металаў, серы), арганічных рэчываў з расліннай сыравіны, з порыстых прадуктаў спякання (напрыклад, вытворчасць вокісу алюмінію (гліназёму) метадам спякання), утварэнні порыстых структур і г. д. Разгледзім асноўныя палажэнні і канструкцыі апаратаў для растварэння і экстрагавання.

**6.2.2. Растварэнне цвёрдых рэчываў.** Пры класіфікацыі працэсаў растварэння па фізіка-хімічнай прыродзе можна выдзеліць фізічнае, хімічнае і электрахімічнае растварэнне. Пры фізічным растварэнні лічыцца, што цвёрдае рэчыва не мяняе свайго хімічнага складу. Для хімічнага растварэння характэрна тое, што адбываецца хімічная рэакцыя паміж цвёрдым целам і вадкасцю. Пры гэтым зыходнае рэчыва ў цвёрдым выглядзе не можа быць адноўлена з раствору фізічнымі метадамі (пры фізічным растварэнні пасля растварэння цвёрдага рэчыва шляхам крышталізацыі або выпарвання яго можна аднавіць). Асаблівасцю электрахімічных працэсаў растварэння з'яўляецца пераход масы ад электраправоднага цвёрдага цела да вадкасці ў выглядзе зараджаных часцінак (іёнаў). У далейшым прыведзены толькі асновы фізічных працэсаў растварэння. З працэсамі хімічнага і электрахімічнага растварэння можна азнаёміцца ў спецыяльнай літаратуры [44–47].

**Раўнавага і кінетыка фізічнага растварэння.** З хімічнай тэрмадынамікі вядома, што раўнавага паміж цвёрдым целам, якое раствараецца, і растворам дасягаецца тады, калі хімічны патэнцыял ( $\mu_A$ ) рэчыва  $A$  ў раствору стане роўны хімічнаму патэнцыялу ў цвёрдым стане. У большасці выпадкаў растваральнасць цвёрдых рэчываў у вадкасці абмежавана, і пры пэўнай канцэнтрацыі насычэння (растваральнасці) устаўляецца раўнавага паміж цвёрдым целам і растворам. Растваральнасць цвёрдага цела ў раствору залежыць ад прыроды рэчыва і растваральніка, а таксама ад тэмпературы. Аднак на растваральнасць

робяць уплыў і іншыя фактары. Так, устаноўлена, што на растваральнасць уплываюць размеры крышталёў, полідысперснасць сумесі (большая растваральнасць дасягаецца пры растварэнні меншых па размерах крышталёў і меншая – пры ўзаемадзейні вадкасці з полідысперснай цвёрдай фазай). Доследныя даныя па канцэнтрацыях насычэння і раўнавагавых сістэмах прыведзены ў рознай літаратуры (напрыклад, у [48, 49]).

Растварэнне адносіцца да дыфузійных працэсаў. Пры фізічным растварэнні раствараемае цвёрдае цела непасрэдна кантактуе з навакольным растворам на працягу ўсяго часу, прычым у першую чаргу абагачаюцца рэчывам тыя пласты вадкасці, якія прымыкаюць да паверхні растварэння. Далейшае растварэнне злучана з адводам рэчыва ад вобласці паблізу паверхні растварэння ў асноўную масу раствору. Адвод ажыццяўляецца праз малекулярную або канвектыўную дыфузію.

Асноўны закон кінетыкі фізічнага растварэння вызначаецца ўраўненнем

$$dM = KF(c_n - c), \quad (6.38)$$

дзе  $c$  – канцэнтрацыя раствору;  $K$  – каэфіцыент масаперадачы (каэфіцыент хуткасці растварэння);  $F$  – паверхня кантакту;  $c_n$  – канцэнтрацыя насычэння.

Канцэнтрацыя раствору пры растварэнні цвёрдых рэчываў будзе павялічвацца, і гэтае павелічэнне будзе залежаць ад схемы працэсу растварэння. Кожнай схеме адпавядаюць свае ўраўненні матэрыяльнага балансу, якія сумесна з ураўненнямі кінетыкі дазваляюць вызначыць тыя ці іншыя параметры.

**Матэрыяльны баланс і некаторыя разліковыя залежнасці. Перыядычны працэс растварэння.** Няхай у апарат з мяшалкай адначасова загружаецца  $G_n$ , кг, цвёрдага рэчыва і  $V$ , м<sup>3</sup>, экстрагенту з пачатковай канцэнтрацыяй таго ж рэчыва  $c_n$ , кг/м<sup>3</sup>, аднесенай да 1 м<sup>3</sup> чыстага экстрагенту. У выніку перамешвання дасягаецца раўнамернае размеркаванне цвёрдай фазы па аб'ёму апарата. Велічыні  $G$  і  $c$  залежаць ад часу, а матэрыяльны баланс запішацца

$$G_n - G = V(c - c_n)$$

і

$$c - c_n = \frac{G_n - G}{V} = a(1 - b), \quad (6.39)$$

дзе

$$a = \frac{G_n}{V}; \quad b = \frac{G}{G_n},$$

калі сумесь часцінак монадысперсная, то  $b = \left(\frac{l}{l_0}\right)^3 = \varphi^3$ , дзе  $l_0$  і  $l$  – размер часцінак да растварэння і ў дадзены момант часу.

У канцы растварэння  $b = 0$  і канчатковая канцэнтрацыя раствору  $c_k = c_n + a$ . Такія ўмовы маюць месца пры  $c_k = c_n + a < c_n$  ( $c_k, c_n$  – канцэнтрацыі ў канцы працэсу і насычэння).

Пры  $c_n + a > c_n$  растварэнне не ідзе да канца і ствараецца раўнавага пры  $b_1 = 1 - \frac{c_n - c_n}{a}$  (атрыманыя выразы не ўлічваюць змянення аб'ёму раствору ў працэсе растварэння).

Адным з асноўных параметраў пры разліку апаратаў для растварэння з'яўляецца час. Для вызначэння часу растварэння  $\tau$  прыем, што яно адбываецца пры ўмовах аўтамадэльнага рэжыму і  $K = \text{const}$  на працягу ўсяго працэсу, а таксама ў працэсе растварэння часцінкі не мяняюць сваю форму. Тады ўраўненне масаперадачы (6.38) для перыядычнага працэсу, якое запісваецца ў выглядзе

$$-dG = KF(c_n - c)d\tau, \quad (6.40)$$

можна выразіць па-іншаму, калі замест  $G$  і  $F$  падставіць іх значэнні:  $G = n \cdot k_V \cdot \rho_c \cdot l^3$  і  $F = n \cdot k_F \cdot l^2$  ( $n$  – лік часцінак;  $k_V$  і  $k_F$  – каэфіцыенты прапарцыянальнасці, якія залежаць ад формы часцінак;  $l$  – размер часцінак). З улікам прыведзеных выказаў ураўненне (6.40) прыме выгляд

$$-\frac{dl}{d\tau} = k_\Phi \cdot K \frac{c_n - c}{\rho_c}, \quad (6.41)$$

дзе  $k_\Phi = \frac{k_F}{3k_V}$  – прыведзены каэфіцыент формы часцінак.

Для сферычных часцінак ( $l = d$ ) пасля падстаноўкі значэнняў  $G$  і  $F$  з улікам (6.38) і інтэгруючы ўраўненне ў межах  $\tau = 0$  пры  $d = d_1$  і  $\tau = \tau$  пры  $d = 0$ , атрымаем працягласць працэсу поўнага растварэння [11, с. 602]

$$\tau = \frac{\rho_c d_1}{2K(c_n - c_n)c_0^{1/3}(1 - c_0)^{2/3}} \cdot \Phi_1, \quad (6.42)$$

$$\text{дзе } \Phi_1 = \frac{1}{b} \ln \frac{(1+c_0)^2}{1-c_0+c_0^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \arctg \frac{c_0 \sqrt{3}}{2-c_0}; \quad c_0 = (c_k - c_n) / (c_n - c_n).$$

Для несферических часцінак трэба ўлічваць каэфіцыент формы, а пры полідысперснай сумесі разлік  $\tau$  трэба праводзіць для часцінак максімальнага памеру. Для вызначэння каэфіцыента масаперадачы сярод розных формул трэба адзначыць выраз [44, с. 23]

$$Nu_d = 2 + 0,569(Pr_d Ar)^{0,25} + 0,347(Re \sqrt{Pr_d})^{0,62}, \quad (6.43)$$

дзе  $Nu_d = Kd/D_d$ ;  $Re = wd/v$ ;  $Pr_d = \nu/D_d$ ;  $Pr_d \cdot Ar = [(\rho_n - \rho) / \rho] \times (gd^3 / (\nu D_d))$ ;  $D_d$  – каэфіцыент дыфузіі рэчыва ў вадкаснай фазе;  $w$  – хуткасць абцякання цвёрдых часцінак плыней вадкасці;  $\nu$  – кінематычная вязкасць вадкасці;  $\rho_n, \rho$  – шчыльнасць насычанага раствору і асноўнай масы раствору.

Рознасць шчыльнасцей вадкасці і цвёрдага рэчыва прыводзіць да ўзнікнення хуткасці адноснага руху, велічыня якога вызначаецца залежнасцю  $Re = f(Ar)$ , дзе  $Ar = \frac{\rho_n - \rho}{\rho} \cdot \frac{gd^3}{\nu^2}$  – крытэрыі Архімеда. Для практычна важнага дыяпазону лікаў Архімеда можна выкарыстоўваць формулу

$$Nu = 0,28 \sqrt[3]{Pr_d Ar}. \quad (6.44)$$

Прыведзеныя разліковыя залежнасці можна прымяняць для перыядычнага растварэння, а таксама прамацёку для монадысперсных сістэм.

Для працэсу безупыннага растварэння пры супрацьцёку насустрач плыні  $G_n$ , кг/с, поўнасцю раствараемага цвёрдага рэчыва рухаецца плынь экстрагенту  $V$ , м<sup>3</sup>/с, з канцэнтрацыяй  $c_n$ , кг/м<sup>3</sup>. Для прамержкавага с'ячэння апарата і на выхадзе можна запісаць ураўненне матэрыяльнага балансу

$$G_n - G = V(c_k - c), \quad \text{або } a(1 - b) = a[1 - (d/d_1)^3] = c_k - c.$$

Пасля падстаноўкі  $c$  з апошняга выразу ва ўраўненне масаперадачы і інтэгруючы ў тых жа межах, атрымаем працягласць часу поўнага растварэння.

$$\tau = \frac{\rho_n d_1}{2K(c_n - c_n)c_0^{1/3}} \left[ -\frac{1}{6} \ln \frac{(1+c_0)^2}{1-c_0+c_0^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \arctg \frac{c_0 \sqrt{3}}{2+c_0} \right]. \quad (6.45)$$

З аналізу виразу (6.42) і (6.45) бачна, што працягласць часу пры супрацьцёку меншы ў параўнанні з прамацёкам.

Пры адносінах  $\alpha = \frac{c_k}{c_n}$ , блізкіх да адзінкі, для монадысперсных часцінак (супрацьцёк) атрымана прыблізная формула для разліку  $\tau$ :

$$K_{\Phi} \frac{c_n - c_n}{\rho_n} \cdot \frac{K\tau}{l_0} = -\frac{1}{3} \ln(1 - \sqrt[3]{\alpha}) + 0,4854. \quad (6.46)$$

Разлік  $\tau$  прасцей можна правесці па графіку (рыс. 6.26), пабудаванаму ў безразмерных каардынатах. На прыкладзе [44, с. 61] пакажам, як гэта зрабіць.

Прыклад. Часцінкі хлорыстага натру раствараюцца ў вадзе пры ўмовах завіслага стану. Пачатковы размер часцінак  $l_0 = 0,003$  м. Форма часцінак кубічная (прыведзены каэфіцыент формы  $k_{\Phi} = 2$ ). Фізічныя канстанты пры тэмпературы растварэння  $t = 16^{\circ}\text{C}$  наступныя:  $D_d = 1,45 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с,  $c_n = 316$  кг/м<sup>3</sup>,  $\nu = 2,15 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с,  $\rho_n = 2170$  кг/м<sup>3</sup>,  $\rho = 1000$  кг/м<sup>3</sup>. Вызначыць час поўнага растварэння для ўмоў прамацёку і супрацьцёку ( $\alpha = c_k/c_n = 0,8$ ).

Рашэнне. Знайдзем каэфіцыент  $K$ , м/с, па формуле (6.44):

$$Nu = 0,28 \sqrt[3]{Pr_d Ar},$$

які прымае выгляд

$$K = 0,28 \sqrt[3]{\frac{\rho_n - \rho}{\rho} \cdot \frac{g D_d^2}{\nu}}$$

Падставім велічыні

$$K = 0,28 \sqrt[3]{\frac{2170 - 1000}{1000} \cdot \frac{9,81(1,45 \cdot 10^{-9})^2}{2,15 \cdot 10^{-6}}} = 6,3 \cdot 10^{-5}$$

Па крывых рыс. 6.26 вызначым безразмерны час  $\frac{k_{\Phi} c_n}{\rho_n} \cdot \frac{K\tau}{l_0}$  пры  $\alpha = 0,8$ . Для прамацёку атрымліваем 3,25 і супрацьцёку – 1,45. Такім чынам,

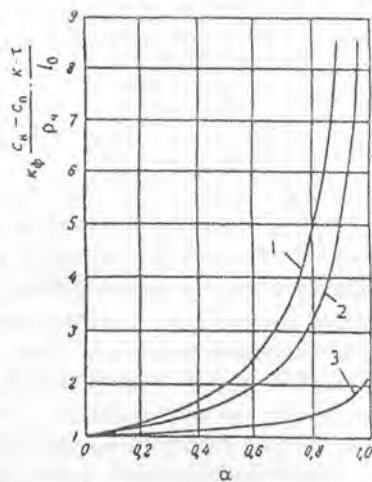


Рис. 6.26. Залежнасць часу поўнага растварэння ад параметра  $\alpha$ : 1 – ідэальнае змешчванне; 2 – прамацёк; 3 – супрацьцёк

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{\rho_{\text{ч}}}{k_{\text{ф}} c_{\text{н}}} \cdot \frac{I_{\text{н}}}{K} \cdot 3,25 = \frac{2170 \cdot 0,003 \cdot 3,25}{2 \cdot 316 \cdot 6,3 \cdot 10^{-5}} = 531 \text{ с};$$

$$\tau_{\text{супр}} = \frac{2170 \cdot 0,003 \cdot 1,45}{2 \cdot 316 \cdot 6,3 \cdot 10^{-5}} = 237 \text{ с}.$$

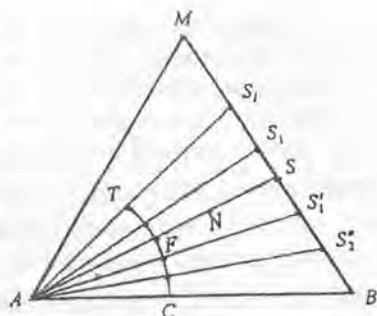
6.2.3. Экстрагаванне кампанентаў з цвёрдых рэчываў (вышчалочванне). *Раўнавага і кінетыка працэсу.* Раўнавага пры экстрагаванні наступае пры роўнасці хімічных патэнцыялаў растваранага ў растваральніку рэчыва і яго хімічнага патэнцыялу ў зыходным порыстым цвёрдым целе. Калі выдаляемае рэчыва ў порах знаходзіцца ў раствараным стане, то раўнавага наступае пры аднолькавых канцэнтрацыях яго ў порах і асноўнай масе растваральніка. Пры экстракцыі кампанентаў, якія знаходзяцца ў порах у цвёрдым стане, і пры растварэнні іх раўнавага наступае тады, калі канцэнтрацыя кампанента ў асноўнай масе вадкасці дасягае канцэнтрацыі насычэння. Устаноўлена, што павышэнне хуткасці абцякання цвёрдых часцінак павялічвае каэфіцыент масааддачы і тым самым садзейнічае інтэнсіфікацыі працэсу экстракцыі. Павышэнне тэмпературы паскарае працэс незалежна ад рэжыму, у якім ён адбываецца, таму што павялічваюцца каэфіцыенты дыфузіі і масааддачы. Хуткасць экстрагавання таксама павялічваецца з памяншэннем размераў часцінак. Аднак трэба ўлічваць, што здрабненне эканамічна мэтазгодна толькі для часцінак пэўных размераў, таму што ўзрастаюць энергызатраты.

Пры апісанні кінетыкі працэсу экстракцыі з цвёрдых матэрыялаў узнікаюць вялікія цяжкасці, таму для яе разліку звычайна выкарыстоўваюць матэматычныя мадэлі з рознымі дапушчэннямі, і вынікі разлікаў атрымліваюцца прыблізнымі. На практыцы часта ацэньваюць эфектыўнасць экстрактараў безупыннага дзеяння па ліку тэрэтычных ступеней кантакту, што дазваляе пры вызначаным каэфіцыенте карыснага дзеяння (ККДз) знайсці лік сапраўдных ступеней кантакту, або даўжыню зоны кантакту, эквівалентную адной тэрэтычнай ступені (па аналогіі як і пры экстракцыі ў сістэме вадкасць – вадкасць).

Разгледзім, як можна выкарыстоўваць трохвугольную дыяграму пры экстракцыі з цвёрдых матэрыялаў. Няхай патрэбна з цвёрдага цела выдаліць кампанент *M*. Адпаведна схеме будовы порыстага цела пры экстракцыі кантактуюць паміж сабой плынь раствору – экстрагент *B* і кампанент *M* і плынь цвёрдага цела, у порах якога ёсць экстрагент *B*, кампанент *M* і інертная (нерастваральная) частка *A* цвёрдага

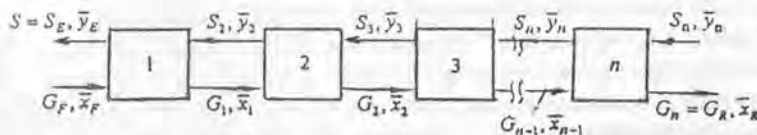


цела. На трохвугольнай дыяграме вяршыні  $A, M, B$  (рыс. 6.27) адпавядаюць індывідуальным рэчывам, бакі  $AM, MB, BA$  – бінарным сумесям гэтых рэчываў, а пункты ўнутры дыяграмы – трыным сумесям  $A + M + B$ . Пры экстрагаванні рэчыва  $M$  экстрагентам  $B$  паміж імі пры некаторай канцэнтрацыі дасягаецца раўнавага. Някай пункт  $S$  адпавядае насычанаму раствору (экстракту)  $M + B$  пры дадзенай тэмпературы. Тады ў вобласці  $ASB$  будуць размяшчацца ненасычаныя



Рыс. 6.27. Трохвугольная дыяграма пры экстракцыі з цвёрдых матэрыялаў

растворы. Сумесь для пункта  $N$  можа быць раскладзена на нерастваральнае рэчыва  $A$  і ненасычаны раствор  $D$  у колькасных суадносінах  $\overline{NS}/\overline{AN}$ . Але ў плыні  $A + B + M$  прысутнічае нерастваральнае рэчыва  $A$  з колькасцю, напрыклад,  $G_A$  і раствор  $B + M$ , колькасць якога  $G_p$  залежыць ад умоў працэсу, вязкасці, складу вадкаснай фазы. Суадносіны  $G_p/G_A$  вызначаюцца доследным шляхам і фіксуюцца на трохвугольнай дыяграме. Напрыклад, для раствору складу  $S$  праводзіцца прамая  $SA$  і вызначаецца пункт  $F$  праз суадносіны  $G_p/G_A = AF/FS$  (нагадаем, што калі да раствору складу  $S$  дабаўляць рэчыва  $A$ , тады змяненне складу ідзе па прамой  $AS$ ). Для іншых канцэнтрацый  $S_i$  можна знайсці пункты  $F_i$  пры адносінах  $G_{pi}/G_{Ai}$  і, злучыўшы іх паміж сабой, атрымаць крывую  $TC$  змянення гэтых складаў па даўжыні экстрактара або для асобных ступеней. У выпадку пры  $G_p = \text{const}$  (колькасць раствору з цвёрдым рэчывам  $A$  нязменная па даўжыні або ва ўсіх ступенях экстрактара) лінія  $TC$  будзе прамой, паралельнай лініі  $MB$ . З улікам цвёрдай нерастваральнай фазы змяненне складу будзе адбывацца па звязаных пунктах  $F_i$  і  $S_i$  лініях (эквівалентных канодам на дыяграме раўнавагі для сістэм вадкасць – вадкасць). Гэтая ўласцівасць дыяграмы дазваляе вызначыць патрэбную колькасць ступеней раўнавагі ў працэсах экстракцыі з цвёрдых матэрыялаў.



Рыс. 6.28. Схема шматступеневай экстракцыі

Разгледзім матэрыяльны баланс і разлік тэрэтычных ступеней кантакту для шматступеневай супрацьдэчнай экстракцыі.

Абзначым адпаведна схеме шматступеневай супрацьдэчнай экстракцыі (рыс. 6.28) для першай ступені  $n$ -ступеневага экстрактара праз  $G_F$ , кг/с, – расход цвёрдага рэчыва з канцэнтрацыяй  $\bar{x}_F$ , кг/кг, экстрагуемага кампанента  $M$ , які паступае на першую ступень, а праз  $G_n = G_R$ ,  $\bar{x}_R$ , кг/с, – расход і канцэнтрацыю рафінату на выхадзе з  $n$ -й ступені. Адпаведна і для экстрагенту – на ўваходзе  $S_n$ , кг/с, з канцэнтрацыяй  $\bar{y}_n$ , кг/кг, на выхадзе  $S_E = S_1$ , кг/с, экстракту з канцэнтрацыяй кампанента  $\bar{y}_E = \bar{y}_1$ , кг/кг.

Ураўненне матэрыяльнага балансу для ўсёй устаноўкі запішацца як

$$G_F + S_n = G_R + S_E, \quad (6.47)$$

а па кампаненце  $M$

$$G_F \cdot \bar{x}_F + S_n \cdot \bar{y}_n = G_R \cdot \bar{x}_R + S_E \cdot \bar{y}_E, \quad (6.48)$$

Запішам ураўненні матэрыяльнага балансу для асобных ступеней кантакту як

$$\begin{aligned} G_F + S_2 &= S_E + G_1; \\ G_1 + S_3 &= S_2 + G_2; \\ G_2 + S_4 &= S_3 + G_3; \\ &\dots\dots\dots \\ G_{n-1} + S_n &= S_n + G_R. \end{aligned} \quad (6.49)$$

Для напісання ўраўненняў па кампаненце  $M$  для ступеней кантакту трэба расходы памножыць на адпаведныя канцэнтрацыі.

З прыведзеных ураўненняў (6.49) вынікае

$$G_F - S_E = G_1 - S_2 = G_2 - S_3 = \dots = G_R - S_n = \text{const}. \quad (6.50)$$

Як і для вадкаснай экстракцыі, з (6.50) вынікае, што рознасці плыней застаюцца нязменнымі, таму прамыя, якія злучаюць пункты, адпаведныя складу гэтых сумесей, перасякаюцца ў адным пункце  $P$  (голюсе). Зыходнымі для разліку з'яўляюцца канцэнтрацыі ў пачатковым ( $\bar{x}_F, \bar{y}_E$ ) і канчатковым ( $\bar{x}_R, \bar{y}_n$ ) счэзненнях апарата. Каб знайсці полюс  $P$ , можна правесці праз гэтыя пункты прамыя (рыс. 6.29) да іх перасячэння (пры  $\bar{y}_n = 0$  прамая будзе выходзіць з вяршыні трохвугольніка  $B$ ). Вызначыўшы полюс  $P$  і ведаючы каноды, знаходзім вядомым графічным спосабам (як і для вадкаснай экстракцыі) лік тэрэтычных ступеней кантакту.

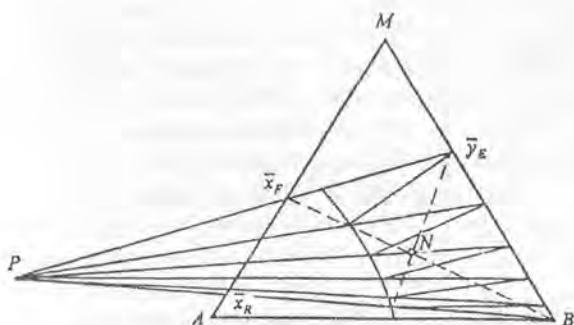


Рис. 6.29. Да разліку супрацыцённай экстракцыі

У рэальных умовах фазавая раўнавага не дасягаецца ў кожнай ступені кантакту, таму сапраўдны лік рабочых ступеней  $n_c$  заўсёды большы за тэарэтычныя  $n_t$  і залежыць ад ККДз ступені. Апошні вынічаецца доследным шляхам ва ўмовах, аналагічных вытворчым.

6.2.4. Асноўныя тыпы экстрактараў для сістэм вадкасць – цвёрдае цела. Апараты для правядзення экстрагавання і растварэння для сістэм вадкасць – цвёрдае рэчыва павінны адпавядаць такім жа патрабаванням, як і для іншых масаабменных апаратаў. У сувязі з вялікай разнастайнасцю фізічных уласцівасцей матэрыялаў, размераў і форм часцінак у цяперашні час існуе мноства розных апаратаў. Класіфікуюцца яны па розных прыкметах: па рэжыме работы (перыядычныя, паўбезупынныя, безупынныя); па ўзаемным накірунку руху экстрагенту і цвёрдых часцінак (прамацёчныя, супрацыцённыя, камбінаваныя); па гідрадынамічным характары працэсу (з нерухомым, «кіпячым», рухальным пластом); па канструкцыйнай прыкмеце (калонныя, ратацыйныя, шнэкавыя, арашальныя, камерныя, батарэйныя).

**Апараты перыядычнага дзеяння.** Да апаратаў перыядычнага дзеяння можна аднесці звычайныя апараты з механічным, пісуматычным, пнеўмамеханічным перамешваннем, з нерухомым пластом цвёрдых часцінак, з рэцыркуляцыяй (перкалятары) або без цыркуляцыі экстрагенту. На рис. 6.30 прыведзены найпрасцейшы апарат перыядычнага дзеяння (дыфузар), які складаецца з корпуса 1 цыліндрычна-канічнай формы, асноўнага сита (рашоткі) 2 і дадатковага сита 3, на якія загружаецца пласт цвёрдага матэрыялу, і адкіднога

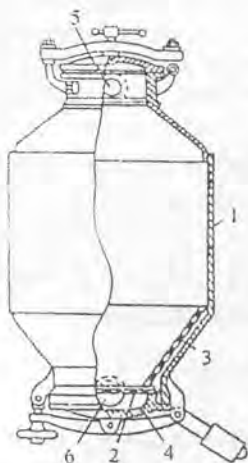


Рис. 6.30. Дыфузар:  
 1 - корпус; 2 - асноўнае сiта; 3 - дадатковае сiта; 4 - днiшча; 5, 6 - штупцэры

днiшча 4. Свежы растваральнiк падаецца зверху праз штупцэр 5, а канцэнтраваны выдаляецца знизу праз штупцэр 6. Выгрузка вышчалачанага цвёрдага астатку праводзiцца перыядычна часцей за ўсё гiдраўлiчным спосабам з дапамогай падачы вады, якая вымывае цвёрды матэрыял. Пры руху вадкасцi праз пласт цвёрдага матэрыялу невялікай таўшчыні не ўдаецца атрымаць раствор дастаткова высокай канцэнтрацыi. Выкарыстанне цыркуляцый вадкасцi немэтазгодна з прычыны зніжэння рухальнай сiлы працэсу, абумоўленага змешваннем раствораў. Каб павысiць эфектыўнасць працэсу, дыфузары злучаюць памiж сабой, пры гэтым групу паслядоўна злучаных апаратаў (рис. 6.31) называюць батарэяй. Для падтрымання неабходнага тэмпературнага рэжыму памiж дыфузарамі прадугледжаны цеплаабменнiкі.

колькасць дыфузараў у батарэi ў залежнасцi ад хуткасцi працэсу можа дасягаць 10–15 і больш.

Замкнутая сiстэма дазваляе перыядычна адключаць адзiн з апаратаў ад цыркуляцыйнай сiстэмы, вызваляць яго ад вычарпанага матэрыялу і замяняць яго свежым. Батарэя дыфузараў працуе па супрацьцёчным прынцыпе, г. зн. свежы растваральнiк узаемадзейнічае з больш-менш вычарпаным цвёрдым матэрыялам, а найбольш канцэнтраваны раствор – са свежым цвёрдым матэрыялам.

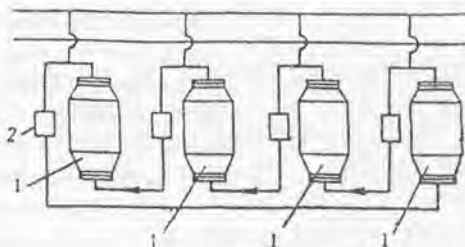


Рис. 6.31. Батарэя дыфузараў:  
 1 - дыфузары; 2 - цеплаабменнiкі

Нягледзячы на некаторыя добрыя якасці гэтых апаратаў (часцінкі нерухомага цвёрдага пласта не разбураюцца пры экстрагаванні, што іншы раз забяспечвае паляпшэнне гідрадинамічных умоў працэсу і больш высокую якасць экстракту), галоўнымі недахопамі гэтых апаратаў, якія яшчэ шырока выкарыстоўваюцца ў многіх галінах прамысловасці (ізіялозна-папяровай, лёгкай, фармацэўтычнай і інш.), з'яўляюцца вялікія затраты ручной працы, значныя страты экстрагенту, вялікая металаёмкасць і цяжкасць рэгулявання працэсу і яго аўтаматызацыі.

Таму гэтыя апараты паступова выціскаюцца апаратамі безупыннага дзеяння.

**Апараты безупыннага дзеяння.** Найбольш шырока распаўсюджаны апараты калоннага тыпу, якія па канструкцыйнай прыкмеце дзеляцца на адна- і шматкалонныя, вертыкальныя, гарызантальныя і нахіленыя з лопасцевым, шнэкавым або ланцуговым транспартным прыстасаваннем.

На рыс. 6.32, *а* паказаны аднакалонны апарат, які мае вал 2 з асобнымі віткамі. Апошнія з'яўляюцца транспартным органам для перамяшчэння цвёрдага матэрыялу. Паміж віткамі знаходзяцца контрплаці 3. Падача цвёрдых часцінак забяспечваецца

спецыяльнай помпай 4, а для гэтага ўтвараецца сумесь часцінак з экстрагентам. Экстрагент у калону падаецца зверху супраціёкам да цвёрдай фазы. Пры значнай розніцы шчыльнасцей цвёрдых часцінак і вадкасці (шчыльнасць першых меншая за шчыльнасць вадкасці) калонны апарат можа быць выкананы са шнэкам (рыс. 6.32, *б*), з дапамогай якога падаецца цвёрды матэрыял. Трэба адзначыць, што ў абодвух выпадках пры падачы цвёрдага матэрыялу адбываецца яго разбурэнне, што можа пагоршыць працэс масаабмену. Акрамя таго, у апаратах такога тыпу цяжка ажыццявіць падвод цяпла, іншы раз неабходнага ў працэсе экстрагавання. Да добрых якасцей адна-

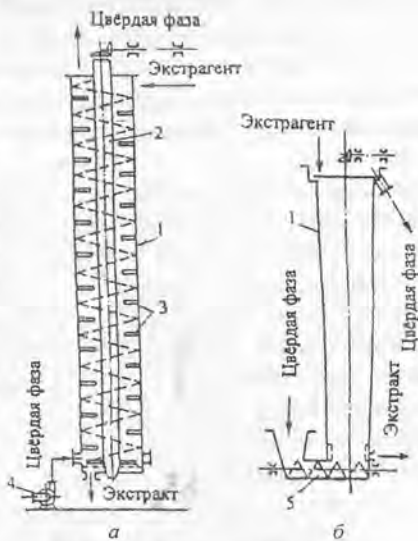
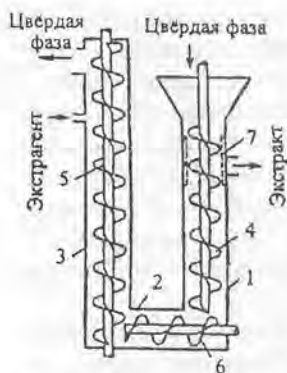


Рис. 6.32 Калонныя экстрактары:  
*а* – з вінтавым транспартным органам;  
*б* – без транспартнага органа.  
 1 – калона, 2 – вал з віткамі; 3 – контрплаці;  
 4 – помпа



Рыс. 6.33. Трохкалонны апарат са шнэкавым транспарэнтным органам:  
1, 2, 3 – загрузачная, гарызантальная, экстракцыйная калоны адпаведна;  
4, 5, 6 – шнэкі; 7 – сіта

калоннага апарата, як і для іншых калонных апаратаў, трэба аднесці тое, што працэс ідзе пры безупынным і супрацьцёчным рэжыме. Гэтыя апараты займаюць малыя плошчы і маюць малую металаёмкасць.

Сярод шматкалонных апаратаў у прамысловасці распаўсюджаны двухкалонныя і трохкалонныя апараты са шнэкавымі транспарэнтамі, вертыкальны апарат з ланцуговым транспарэнтам.

На рыс. 6.33 прыведзены трохкалонны вертыкальны шнэкавы экстрактар, які складаецца з загрузачнай 1, гарызантальнай 2 і экстракцыйнай 3 калон. Шнэк 4 першай калоны і шнэк 5 экстракцыйнай калоны падвешаны з дапамогай вала на упорных падшыпніках. У верхняй частцы загрузачнай калоны ўстаноўлена цыліндрычнае сіта 7 для выдалення экстракту ад цвёрдых часцінак. Цвёрды матэрыял перамяшчаецца шнэкамі насустрач плыні вадкасці. Добрымі якасцямі гэтай канструкцыі з'яўляюцца невялікія плошчы для яе размяшчэння, малая металаёмкасць, адносна простая канструкцыя і лёгкасць абслугоўвання. Да недахопаў трэба аднесці моцнае драбненне матэрыялу, магчымае закручванне цвёрдага матэрыялу сумесна са шнэкамі, незабяспечанне аднолькавай інтэнсіўнасці масаабмену ў калонах і раўнамернага абцякання ўсіх цвёрдых часцінак вадкасцю.

Двухшнэкавы нахілены апарат (рыс. 6.34) уяўляе сабой нахілены корпус 1 у выглядзе карыта з кажухамі 2 на вонкавай паверхні для абгрэву парай. Унутры корпуса размешчаны два шнэкі 3, якія круцяцца насустрач адзін аднаму. Цвёрды матэрыял дзякуючы шнэкам перамяшчаецца ўздоўж корпуса. На выхадзе з апарата (перад ніжняй тарцавай сценкай) размешчана сіта 4 для аддзялення экстракту. Сіта безупынна ачышчаецца скрабкамі. Для выдалення цвёрдага матэрыялу з апарата ў верхняй яго частцы знаходзіцца кола 5 з чарпакамі.

Гэты апарат з'яўляецца найбольш кампактным, мае адносна невялікую энерга- і металаёмкасць. Недахопы – наяўнасць рэцыркуляцыі абедзвюх фаз і значнае здрабненне матэрыялу.

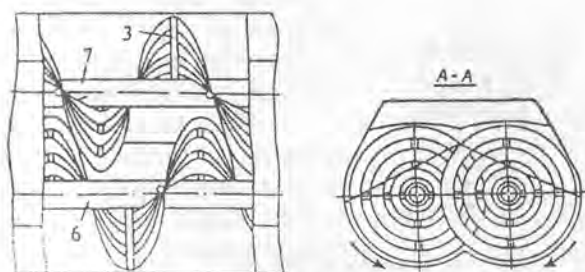
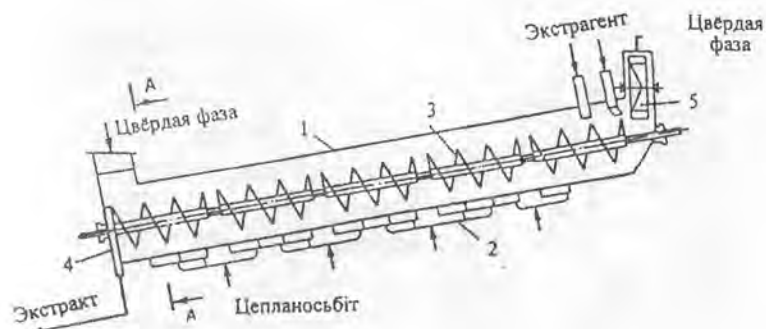


Рис. 6.34. Двухшнэкавы апарат:  
1 – корпус; 2 – кажух; 3 – шнэк; 4 – сіта; 5 – кола; 6, 7 – валы

Да безупынна дзеючых апаратаў адносіцца шнэкавы экстрактар (рыс. 6.35). Апарат складаецца з гарызантальнага корпуса (карыта або жолаба) 1, у якім верціцца вал 2 з замацаванымі на ім спіральнымі лопасцямі 3 і крыжавінамі 4. Растваральны цвёрды матэрыял паступае праз штуцэр 5, а вадкасць – праз штуцэр 6. Накірунак руху цвёрдага матэрыялу супадае з накірункам вадкасці, прычым цвёрды матэрыял перамяшчаецца ўздоўж карыта дзякуючы спіральным лопасцям. На апошніх замацаваны дадатковыя лопасці – скрабкі 7, якія падымаюць і скідваюць цвёрды матэрыял, ажыццяўляючы адначасова яго перамяшчэнне ўздоўж карыта. Каб палепшыць кантакт фаз, раствор шматразова накіроўваецца да нізу карыта перагародкамі 8. Канцэнтраваны раствор выдаляецца праз штуцэр на другім канцы апарата ў верхняй частцы карыта (на рыс. 6.35 не паказаны), а асадак цвёрдага матэрыялу – з дапамогай нахіленага элеватара 9, каўшы 10 якога маюць сітавыя сценкі для аддзялення вадкай фазы. Апошняя выдаляецца праз штуцэр 11. Для паскарэння працэсу вадкасць у карыце можа падагравацца вострай парай, якая паступае праз сопла 12, або глухой парай праз кажух.

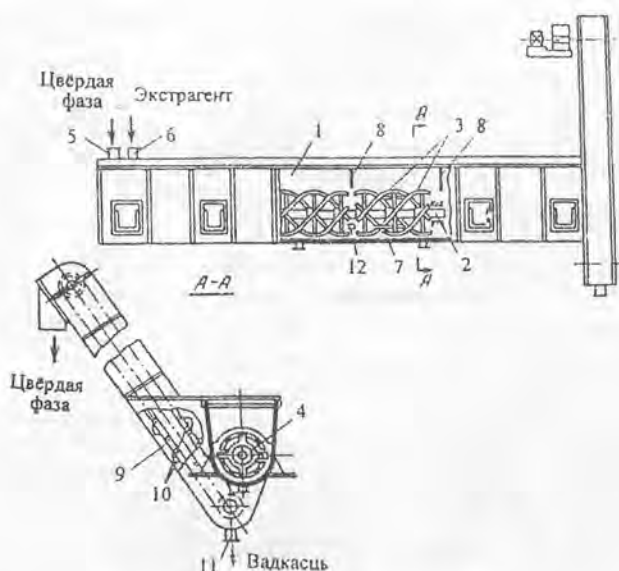


Рис. 6.35. Шнековыя экстрактары:

1 – корпус; 2 – вал; 3 – лопасці; 4 – крыжавіны; 5, 6, 11 – штуцеры,  
7 – скрабкі; 8 – перагародкі; 9 – элеватар; 10 – каўшы; 12 – соллы

Шнекавыя апараты могуць працаваць як у прамацёчным рэжыме руху фаз, так і ў супрацьцёчным (іншы раз і ў камбінаваным). Апараты такога тыпу надзейныя ў рабоце, але металаёмстыя, грувасткія і патрабуюць параўнальна высокіх затрат электраэнергіі. Удзельная прадукцыйнасць (на адзінку аб'ёму або вагі апарата) невялікая. Паколькі значная частка цвёрдага матэрыялу рухаецца ўздоўж ніжняй часткі карыта, а вадкасць – па верхняй, то кантакт фаз пагаршаецца.

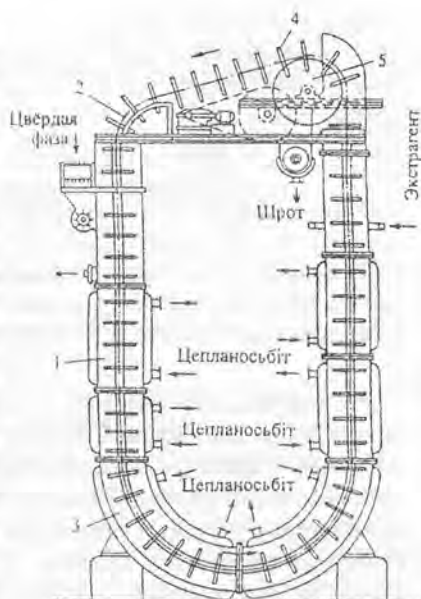
На рис. 6.36 паказаны двухкалонны апарат 1 з ланцуговым транспартным органам. Калоны злучаны паміж сабой акругленым участкам 3. Усе часткі корпуса маюць прамавугольнае сячэнне; унутры корпуса рухаюцца два ролікавыя ланцугі 2, да якіх прымацаваны на адлегласці 0,5–0,6 м прамавугольныя рамкі 4 з нацягнутымі на іх ланцугамі. Ланцугі рухаюцца дзякуючы прываду 5 з электрарухавіком. Часцінкі цвёрдага матэрыялу размяшчаюцца паміж ролікамі і таму пры руху не дэфармуюцца. Але пры праходжанні ніжняй часткі апарата матэрыял ссоўваецца на рамках і вадкасць цячэ там, дзе пласт меншы. Гэта прыводзіць да пагаршэння працэсу масаабмену.



Па эфектыўнасці масаабмену прыведзены двухкалонны апарат амаль аднолькавы з трохкалонным шнэкавым апаратам.

Для растварэння буйнакускавога матэрыялу выкарыстоўваюць барабанныя апараты (рыс. 6.37). Апарат уяўляе сабой гарызантальны цыліндрычны барабан 1, закрыты з тарцоў накрывкамі 2 і 3. Праз гарлавіну 4 у пярэдняй накрывцы паступае здробнены цвёрды матэрыял, які рухаецца пры вярчэнні барабана сумесна з плінным вадкасці ў восевым накірунку ў адносна пlynні — у папярочных сячэннях барабана. Для лепшага перамяшвання фаз у вертыкальнай плоскасці на ўнутранай сценцы барабана замацаваны лопасці 5. Канцэнтраваны раствор і цвёрды матэрыял выдаляюцца праз штуцэр 6 у задняй накрывцы барабана. Барабан устаноўлены на бандажах 7, якія апіраюцца на ролікі 8, і прыводзіцца ў вярчэнне электрарухавіком 9. Каб паменшыць страты цяпла, барабан звонку пакрыты цеплавой ізаляцыяй. Барабанныя апараты могуць працаваць і ў рэжыме супрацьцёку фаз. У гэтым выпадку цвёрды матэрыял перамяшчаецца лапаткамі, якія ўстаноўлены ўнутры барабана пад невялікім вуглом да ўтваральнай у накірунку руху матэрыялу.

У параўнанні са шнэкавымі экстрактарамі ў барабанных экстрактарах дасягаюцца большыя ўдзельныя прадукцыйнасці і каэфіцыенты масаадачы дзякуючы большай хуткасці абцякання часцінак і сістэматычнага абнаўлення паверхні кантакту фаз пры перасыпанні часцінак унутры барабана. У некаторых выпадках экстракцыю сумяшчаюць з мокрым здрабненнем цвёрдага матэрыялу і ажыццяўляюць у адным апарате. Такое спалучэнне садзейнічае ўтварэнню значнай і безупынна абнаўляемай паверхні кантакту фаз.



Рыс. 6.36. Двухкалонны экстрактар з ланцуговым транспартным органам:  
1 — калона; 2 — ролікавы ланцуг;  
3 — акругленая калона;  
4 — рамкі; 5 — прывадны барабан

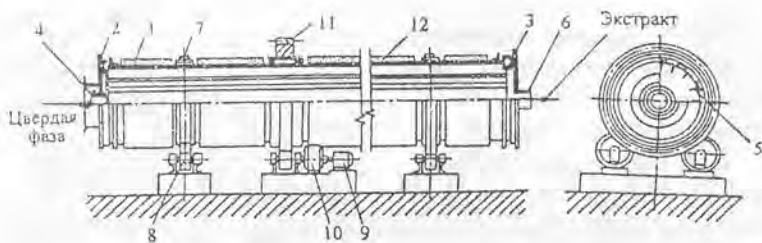


Рис. 6.37. Барабанны экстрактар:

1 – барабан, 2, 3 – накрыўкі; 4 – гарлавіна; 5 – лопасці; 6 – штуцэр; 7 – бандажы; 8 – ролікі; 9 – электрарухавік; 10 – рэдуктар; 11 – перадача; 12 – цеплавая ізаляцыя

У апаратах з падвіслым (псеўдазвядкаваным) пластом уся верхняя цвёрдых часцінак на працягу працэсу мяжуецца і ўзаемадзейнічае з плынню вадкасці, якая рухаецца турбулентна, што садзейнічае інтэнсіфікацыі працэсу экстракцыі. На рыс. 6.38 паказаны схематычна трубчасты экстрактар і на рыс. 6.39 калонны экстрактар з псеўдазвядкаваным пластом. Трубчасты экстрактар зроблены з шэрагу труб 1, праз якія помпай 2 перапампоўваецца вадкасць (экстрагент) з падвіслымі ў ёй цвёрдымі дробнымі часцінкамі. Пры прывядзенні працэсу з павышанай тэмпературай трубы забяспечваюцца кажухамі 3. Пры раптоўным прыпынку помпы праз штуцэр 4 падаецца прамыўная вада і выдаляецца цвёрды матэрыял з сістэмы, каб прадухіліць яго асаджэнне ў трубах.

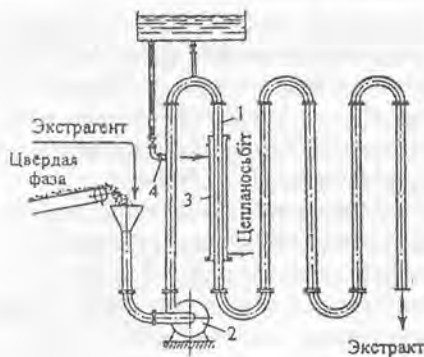


Рис. 6.38. Трубчасты экстрактар:

1 – трубы; 2 – помпа;  
3 – кажух; 4 – штуцэр

Калонны апарат з псеўдазвядкаваным пластом (рыс. 6.39) складаецца з цыліндрычнага корпуса 1, унутры якога замацавана размеркавальная рашотка 2. Экстрагент безупынна паступае знізу і праходзіць праз размеркавальную рашотку з хуткасцю, дастатковай для прывядзення пласта зярністага цвёрдага матэрыялу ў псеўдазвядкаваны стан. Пры вышыні псеўдазвядкаванага пласта, роўнай некалькі метраў, дасягаецца высокая

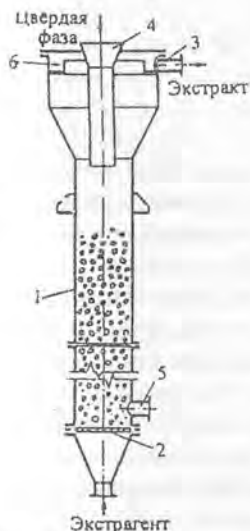


Рис. 6.39. Калонны экстрактар з псеўдазвядкаваным пластом:

- 1 – корпус;
- 2 – размеркавальная рашотка; 3, 5 – штуцэры;
- 4 – труба; 6 – жолаб

канцэнтрацыя раствору. Апошні паступае затым у расшыраную частку апарата (жолаб 6) і праз штуцэр 3 адводзіцца з апарата. Цвёрды матэрыял падаецца ў калону зверху праз загрузачную трубу 4, а асадок выдаляецца праз штуцэр 5.

Апараты такога тыпу простыя па канструкцыі, маюць невялікую металаёмкасць, у іх дасягаюцца дастаткова высокія хуткасць працэсу і ступень выдалення мэталічных кампанентаў з зыходнага цвёрдага матэрыялу.

Акрамя прыведзеных канструкцый, існуе мноства іншых апаратаў, у якіх для павелічэння інтэнсіўнасці масаабмену выкарыстоўваюць розныя спосабы ўзаемадзеяння фаз. Гэта апараты з нізкачастотнымі і высокачастотнымі ваганнямі або пульсаванымі суспензіямі, апараты з сумяшчэннем працэсаў здрабнення і растварэння і інш.

Адзначым, што вышэйпрыведзеныя разліковыя залежнасці могуць выкарыстоўвацца для вызначэння некаторых асноўных параметраў. Больш падрабязную інфармацыю пра метады разлікаў можна знайсці ў спецыяльнай літаратуры [44].

## Глава 7. АДСОРБЦЫЯ

### 7.1. Агульныя паняці

Адсорбцыя – працэс паглынання аднаго або некалькіх кампанентаў з газавай сумесі або раствору цвёрдым рэчывам, якое называюць адсарбентам. Рэчыва, якое адсарбуецца і знаходзіцца ў газе (растворы), называюць адсарбтывам, а пасля яго пераходу ў фазу адсарбенту – адсарбатам.

Паглынальная здольнасць паверхні адсарбенту тлумачыцца асобным станам малекул на мяжы раздзелу фаз. Калі ўнутры фазы на кожную малекулу дзейнічае практычна аднолькавая сіла прыцягнення іншых малекул, то на малекулы, якія размешчаны на мяжы раздзелу фаз, дзейнічаюць неаднолькавыя сілы прыцягнення малекул розных фаз. Таму паводзіны гэтых малекул будуць адрознівацца ад паводзін малекул унутры фазы. Калі выніковая сіла прыцягнення накіравана ўнутр дадзенай фазы, тады асобы стан яе паверхні праяўляецца ў здольнасці паверхневага пласта прыцягваць (паглынаць) малекулы з фазы, якая знаходзіцца ў кантакце з гэтым пластом.

Адрозніваюць два асноўныя віды адсорбцыі: хемасорбцыю і фізічную адсорбцыю.

Хімічная адсорбцыя характарызуецца хімічным узаемадзеяннем адсарбату і адсарбенту з утварэннем хімічнага злучэння на паверхні адсарбенту.

Фізічная адсорбцыя не суправаджаецца ўтварэннем хімічнага злучэння паміж адсарбентам і паглынальным рэчывам і абумоўлена сіламі ўзаемнага прыцягнення малекул. Гэтыя сілы часта называюць ван-дэр-ваальсавымі, а адсорбцыю таксама ван-дэр-ваальсавай.

Адсорбцыя – працэс экзатэрмічны. Цяпло, якое вылучаецца, называюць цеплынёй адсорбцыі. Пры гэтым адрозніваюць дыферэнцыяльную і інтэгральную цеплыню адсорбцыі. Першая паказвае колькасць вылучаемага цяпла пры паглыннанні вельмі малой колькасці рэчыва (~2 г/100 г адсарбенту), другая – пры паглыннанні рэчыва да поўнага насычэння адсарбенту. Цеплата фізічнай адсорбцыі параўнальна невялікая (ад некалькі кіладжоўляў да некалькіх дзесяткаў кіладжоўляў на моль паглынальнага рэчыва), цеплата ж хімічнай адсорбцыі можа дасягаць некалькі соцень кДж/моль.

Павышэнне тэмпературы працэсу залежыць ад цеплаты адсорбцыі, хуткасці газавай плыні, ад тэмператураправоднасці плыні і ад-

сарбенту, колькасці адсарбаванага рэчыва і яго канцэнтрацыі. Паколькі адсарбцыйная здольнасць адсарбенту залежыць ад тэмпературы і падае з яе ростам, то пры разліках гэты факт трэба ўлічваць.

Ва ўсіх працэсах адсорбцыі ўзаемадзеянне адсарбенту з рэчывам, якое паглынаецца, прыводзіць да памяншэння свабоднай энергіі. Таму гэтыя працэсы адбываюцца самаадвольна з выдзяленнем цяпла.

Працэсы адсорбцыі адрозніваюцца выбіральнасцю і абарачальнасцю. Г. зн., што магчыма паглынаць з газавых (паравых) сумесей (раствораў) адзін або некалькі кампанентаў, а потым пры іншых умовах выдаляць іх з цвёрдай фазы. Выбіральнасць залежыць ад прыроды адсарбенту і адсарбуемых рэчываў, а найбольшая ўдзельная колькасць паглынальнага рэчыва залежыць таксама ад яго канцэнтрацыі ў зыходнай сумесі і тэмпературы (для газаў) і ад ціску.

Адсорбцыя газу і пары знайшла шырокае выкарыстанне ў прамысловасці пры іх раздзяленні, гетэрагенным каталізе, ачыстцы паветра ў процывагазах і яго дэзадарацыі і г. д.

Дзякуючы вялікім удзельнай паверхні абсарбентаў і хуткасцям адсорбцыі рэчываў пры малых канцэнтрацыях у зыходных сумесях і магчымасці практычна поўна іх паглынаць (што цяжка ажыццявіць іншымі тэхналагічнымі метадамі, напрыклад абсорбцыяй, рэктывікацыяй) працэс выкарыстоўваюць для выдалення з сумесей кампанентаў з нізкай канцэнтрацыяй, а таксама для раздзялення сумесей з кампанентамі, блізкімі па сваіх фізічных і хімічных уласцівасцях (тонкая ачыстка газаў і вадкасных сумесей, ачыстка маслаў і г. д.).

Пры паглыннанні пары адсорбцыя іншы раз суправаджаецца капілярнай кандэнсацыяй, калі пара паглынаецца з прычыны яе кандэнсацыі ў порах адсарбенту (кандэнсацыя адбываецца з прычыны паніжэння ціску пары над увагнутым пад дзеяннем сіл паверхневага нацяжэння меніскам вадкасці ў капілярах).

## 7.2. Адсарбенты і іх характарыстыкі

У якасці адсарбентаў выкарыстоўваюць рэчывы, якія маюць вялікую ўдзельную паверхню (паверхня, аднесена да адзінкі аб'ёму,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ).

Па размеру пор (дыяметру капілярных каналаў) адрозніваюць адсарбенты мікрапорыстыя ( $\sim 2 \cdot 10^{-6}$ – $6 \cdot 10^{-6}$  мм), пераходныя ( $6 \cdot 10^{-6}$ – $2 \cdot 10^{-4}$  мм), макрапорыстыя (больш за  $2 \cdot 10^{-4}$  мм). Удзельная паверхня макрапор параўнальна невялікая ( $\sim 0,5$ – $2 \text{ м}^2/\text{г}$ ), таму на іх сценках ад-

сарбуецца вельмі малая колькасць рэчыва. На паверхні пераходных пор (удзельная паверхня звычайна 20–70 м<sup>2</sup>/г, хаця ў асобных выпадках можа дасягаць ~400–450 м<sup>2</sup>/г) у працэсе адсорбцыі ўтвараюцца слаі паглынаемага рэчыва. Пры гэтым магчыма ўтварэнне слаёў таўшчынёй з адну малекулу (монамалекулярная адсорбцыя) і ў некалькі малекул (полімалекулярная адсорбцыя). З прычыны аб'ёмнага запаўнення мікрапор у працэсе адсорбцыі ўяўленне аб іх удзельнай паверхні не мае фізічнага сэнсу. Звычайна мікрапоры перасякаюцца макра- і пераходнымі парамі, што прыводзіць да паскарэння працэсу адсорбцыі.

Адной з неабходных разліковых велічынь з'яўляецца шчыльнасць абсарбентаў. Адрозніваюць сапраўдную шчыльнасць, уяўную і насыпную. Пад сапраўднай шчыльнасцю разумеюць масу адзінкі аб'ёму порыстага адсарбенту без пор (г. зн. аб'ём складаецца з самога рэчыва без аб'ёму пор). Уяўная шчыльнасць – маса адзінкі аб'ёму порыстага адсарбенту з парамі. Насыпная шчыльнасць – маса адзінкі аб'ёму пласта, які ўключае, акрамя пор, прамежкі паміж часцінкамі адсарбенту. Відавочна, што сапраўдная шчыльнасць будзе большая за іншыя.

Адсарбенты характарызуюцца таксама сваёй паглынальнай, або адсарбцыйнай, здольнасцю (у літаратуры выкарыстоўваецца таксама тэрмін «актыўнасць») – колькасцю рэчыва, якое паглынаецца адзінкай масы (або аб'ёму) адсарбенту. Максімальная здольнасць, якая дасягаецца да моманту раўнавагі пры дадзенай тэмпературы і канцэнтрацыі паглынаемага рэчыва ў газавай (вадкаснай) фазе, называецца статычнай здольнасцю. Здольнасць пры паглыннанні да «праскоку» (да з'яўлення паглынаемага рэчыва за пластом, праз які яно праходзіць) называюць дынамічнай. Вельмі часта дынамічная здольнасць вымяраецца не колькасцю паглынаемага рэчыва, а прамежкам часу ад пачатку прапускання газавай сумесі з кампанентам, які паглынаецца пластом адсарбенту, да моманту «праскоку».

У прамысловасці найбольш распаўсюджаны актыўны вугаль і мінеральныя адсарбенты, сілікагель, цэаліты і інш.

**Актыўныя вугалі.** Актыўнымі называюць вугалі, якія спецыяльна апрацаваны так, каб вызваліць іх поры ад смалістых рэчываў і павялічыць паверхню адсорбцыі. Зыходнымі вугляродзмяшчальнымі рэчывамі для атрымання актыўных вугалёў з'яўляюцца такія рэчывы, як драўніна, драўняны вугаль, торф, косці, адыходы папяровых вытворчасцей і інш. Назва актыўных вугалёў часта звязана з назвай

зыходнага матэрыялу, напрыклад, драўняны вугаль, касцяны, цукровы вугаль.

Спачатку ў выніку сухой перагонкі (шляхам тэрмічнай апрацоўкі) атрымліваюць вугаль-сырэц, які не мае вялікай удзельнай паверхні (неактыўны) з прычыны таго, што яго поры закрыты смалой і іншымі прадуктамі сухой перагонкі. Ператварэнне неактыўнага вугалю ў актыўны называецца актываваннем. Нягледзячы на разнастайнасць прамысловых метадаў, сутнасць працэсу зводзіцца да выдалення з пор і з паверхні вугалю прадуктаў сухой перагонкі і павелічэння ўдзельнай паверхні за кошт пашырэння і ўтварэння новых пор.

Якасць актыўнага вугалю залежыць ад уласцівасцей зыходнага вугляродзмяшчальнага рэчыва і ад рэжыму актывізацыі. Характар ступені актывізацыі вугалю вызначае «абгар», г. зн. працэнт вугалю, які згарэў, у адносінах да зыходнай яго колькасці. Адрозніваюць два асноўныя структурныя тыпы вугалю: умерана праактывізаваныя і гранічна праактывізаваныя. Да першых адносяцца вугалі, абгар якіх складае не больш за 50%. Гэтыя вугалі адносна драбнапорыстыя, маюць пераважна вузкія мікрапоры з дыяметрам не вышэй за  $2 \cdot 10^{-6}$  мм. Для гранічна праактывізаваных – абгар больш за 75% і дыяметр пор ад  $2 \cdot 10^{-6}$  да  $6 \cdot 10^{-6}$  мм. Паміж гэтымі двума структурнымі тыпамі знаходзяцца вугалі з абгарам у межах ад 50% да 75% (вугалі змешанага тыпу), якія адносяцца да абодвух вышэйназваных тыпаў у розных суадносінах.

У залежнасці ад галіны выкарыстання актыўныя вугалі дзеляцца на наступныя групы: 1) вугалі для паглынання газу і пары (рэкупэратыўныя – для паглынання пары арганічных рэчываў з паветра або з іншых газаў; кантактныя, або каталізныя, – выкарыстоўваюцца ў якасці каталізатараў хімічных рэакцый); 2) вугалі для паглынання рэчываў з раствору (для ачысткі розных вадкасцей, для пазбаўлення колеру вадкасцей, медыцынскія).

У прамысловасці найбольш часта выкарыстоўваюць актыўныя вугалі маркі АР-А, АР-Б, АР-В, АР-З, АГ-З, СКТ-З і інш. [22, с. 290]

Вугалі могуць быць у выглядзе зярнят няправільнай формы размерамі ад 1 да 7 мм, у выглядзе цыліндраў дыяметрам 2–3 мм і вышэйшай 4–6 мм, а таксама ў выглядзе парашку (для вадкасцей) з размерам часцінак не менш за 0,15 мм. Адсарбцыйная ўдзельная паверхня актыўных вугалёў – 600–1700 м<sup>2</sup>/г. Сапраўдная шчыльнасць вугалёў вагаецца ў межах 1900–2200 кг/м<sup>3</sup>, насыпная – 200–900 кг/м<sup>3</sup> у залежнасці ад размеру зярнят.

Актыўныя вугалі гідрафобныя, таму яны добра паглынаюць пры адсорбцыі пару вады і арганічных рэчываў з газавых сумесей, хаця вільгаць паніжае актыўнасць вугалю. Недахопамі актыўных вугалёў з'яўляецца іх гаручасць. Награваць актыўны вугаль у паветраным асяроддзі дапускаецца толькі да 200°C. Калі ў вугалі прысутнічае вугальны пыл, то самаўзгаранне можа адбыцца пры тэмпературы ~200°C. Акрамя таго, вугальны пыл пры колькасці яго ў паветры 17–24 г/м<sup>3</sup> здольны да выбуху.

**Сілікагель.** Сілікагель – прадукт абязводжвання гелю крэмневай кіслаты. Найбольшай паглынальнай здольнасцю сілікагель валодае пры вільгаці 5–7%. Сілікагель мае выгляд цвёрдай шклопадобнай масы з высокай порыстасцю. Поры па велічыні аднародныя і раўнамерна размеркаваны. У залежнасці ад велічыні пор сілікагель бывае драбнапорысты (насыпная шчыльнасць  $\rho_n = \sim 700 \text{ кг/м}^3$ ), буйнапорысты ( $\rho_n \cong 400\text{--}500 \text{ кг/м}^3$ ) і змешанапорысты ( $700 > \rho_n > 400 \text{ кг/м}^3$ ). Па размерах зярнят, якія маюць велічыню ад 0,2 да 7 мм, сілікагель дзеліцца на буйназярністы (маркі КСК – буйназярністы сілікагель буйнапорысты, КСМ – буйназярністы сілікагель драбнапорысты), шыхта (маркі ШСК – шыхта сілікагель буйнапорысты, ШСМ – шыхта сілікагель драбнапорысты), драбназярністы (маркі МСК, МСМ – драбназярністы сілікагель буйнапорысты і драбнапорысты адпаведна). Акрамя ўказаных вышэй, існуюць і іншыя маркі (напрыклад, АСМ, АСК – актывізаваныя сілікагелі драбна- і буйнапорыстыя).

Сярэднія дыяметры пор мяняюцца ад 1–1,5 (драбнапорыстыя) да 5 нм (буйнапорыстыя), удзельная паверхня – 320–750 м<sup>2</sup>/г.

Сілікагель з'яўляецца гідрафільным адсарбентам. Вільгаць, якая паглынаецца сілікагелем, зніжае здольнасць яго паглынаць пару іншых рэчываў. З гэтай прычыны сілікагель іншы раз нельга выкарыстоўваць.

У параўнанні з актыўным вугалем добрымі якасцямі сілікагелю з'яўляецца тое, што ён мае большую механічную трываласць, дапускае больш высокі нагрэў (прыблізна да 600°C), негаручы, рэгенеруецца пры параўнальна нізкай тэмпературы, мае большы тэрмін службы. Акрамя таго, сілікагелевыя ўстаноўкі больш пажаранебяспечныя, чым выгалевыя. Да недахопаў трэба аднесці растрэскванне сілікагелю ў выніку тэмпературных ваганняў і тым самым здарэнне яго і павышэнне гідраўлічнага спраціўлення пласта пры праходжанні газу.



Адсарбентамі, блізкімі па сваіх адсарбцыйных уласцівасцях да сілікагеляў, з'яўляюцца *алюмагелі і актыўны вокіс алюмінію*. Алюмагелі – гэта сарбенты, якія ўяўляюць сабой сумесь нармальнага гідрату вокісу алюмінію  $Al(OH)_3$  з полігідратамі вокісу алюмінію. У вытворчасцях атрымліваюць алюмагель тэрмічнай апрацоўкай гідрату вокісу алюмінію. Паколькі алюмагель гідрафільны і мае развітую ўдзельную паверхню, ён выкарыстоўваецца для асушкі, паглынання шэрагу рэчываў, як каталізатар, і для іншых мэт. Асноўныя ўласцівасці тэхнічнага алюмагелю: сапраўдная, уяўная, насыпная шчыльнасці – 3250–3500; –1600; 350–850  $кг/м^3$  адпаведна; сярэдняя ўдзельная паверхня – 200–400  $м^2/г$ .

Акрамя алюмагеляў, у якасці сарбенту выкарыстоўваюць актыўны вокіс алюмінію з высокаразвітой паверхняй. Гэты сарбент атрымліваюць у вытворчасці з тэхнічным гідравокісам алюмінію. Ужываецца актыўны вокіс алюмінію двух гатункаў: А-1 і А-2. (Гатунак А-1 мае макрапоры, насыпная шчыльнасць 400–500  $кг/м^3$ , гатунак А-2 – не змяшчае макрапоры, насыпная шчыльнасць 550–800  $кг/м^3$ ). Выкарыстоўваецца ў якасці эфектыўнага асушальніка, каталізатара шмат якіх хімічных рэакцый, носьбіта актыўных кантактараў [50].

**Цэаліты.** У залежнасці ад характару паразнасці адсарбенты з аднаго і таго ж рэчыва і з аднолькавай удзельнай паверхняй могуць значна адрознівацца па адсарбцыйных якасцях. Вядома, што з памяншэннем дыяметра пор пры іншых роўных умовах часта колькасць рэчыва, якое паглынаецца, значна зніжаецца і можа даходзіць да нуля з прычыны таго, што поры могуць аказацца меншымі за размеры малекул (такую з'яву называюць ультрапорыстасцю). Адсарбенты з парамі, размеры якіх сувымерны з размерамі малекул, можна разглядаць як малекулярныя сіты. У якасці апошніх выкарыстоўваюцца цэаліты – мінералы, якія з'яўляюцца воднымі алюмасілікатамі натрыю і кальцыю. Да цэалітаў адносяцца анальцыт, бентаніт, натраліт, шабазіт і інш. Цэаліты адрозніваюцца рэгулярнай структурай пор, запоўненых пры нармальнай тэмпературы вадой. Вада цэалітаў вельмі рухомая. Яна вельмі лёгка выдаляецца пры награванні і таксама лёгка зноў паглынаецца. Часткова абязводжаны цэаліт можа паглынаць іншыя рэчывы (аміяк, этылавы спірт, ацэтылен, пару фарбавальнікаў і г. д.). Цэаліты практычна не раствараюцца ў вадзе, звычайных растваральніках і валодаюць рухомым іёнам, які пры кантакце з растворам электраліту пераходзіць у яго. Узамен аддадзенага іёна паглынае з раствора электраліту катыён або аніён, г. зн. цэаліты можна назваць іанітамі. Іаніты,

здольныя абменьвацца рухомым катыёнам, называюць катыёнітамі, аніёнам – аніянітамі. Звычайна у цэалітах рухомы іён натрыю, таму яны з'яўляюцца катыёнітамі.

Акрамя прыродных цэалітаў, існуюць сінтэтычныя цэаліты (ненатуральна атрыманыя алюмасілікаты шчолачных металаў – пермутыты). Пермутыты маюць практычна аднолькавыя ўласцівасці з цэалітамі. Паміж сабой цэаліты адрозніваюцца размерамі пор, што вызначае размеры малекул, якія адсарбуюцца на паверхні.

У прамысловасці цэаліты выкарыстоўваюцца для асушкі газаў, паглынання розных кампанентаў з газавых і вадкасных сумесей, у храматаграфіі – як каталізатар. Найбольш распаўсюджаны цэаліты з тыпамі крышталічнай рашоткі  $A$  і  $X$ . Адрозніваюцца яны паміж сабой размерамі вялікіх унутраных поласцей (малыя ўнутраныя поласці амаль аднолькавыя). У цэалітаў тыпу  $X$  яны некалькі большыя, чым тыпу  $A$ .

Маркі цэалітаў маюць двухзначнае абазначэнне: указваецца катыён ( $K$ ,  $Na$ ,  $Ca$ ) і тып крышталічнай рашоткі ( $A$  або  $X$ ). Напрыклад,  $KA$ ,  $NaA$ ,  $CaA$ ,  $CaX$ ,  $NaX$ . Асноўныя характарыстыкі гэтых цэалітаў: насыпаная шчыльнасць  $\rho_n = 600\text{--}650 \text{ кг/м}^3$ , размер зярнят  $0,1\text{--}0,6 \text{ мм}$  (для раздзялення газавых сумесей гранулы або шарыкі могуць быць размерам ад  $1$  да  $5 \text{ мм}$ ), сярэдні адсарбцыйны аб'ём  $\sim 0,2\text{--}0,25 \text{ см}^3/\text{г}$ .

Іншыя непрыведзеныя характарыстыкі адсарбентаў можна знайсці ў літаратуры [22, 50, 51].

Адзначым, што ў якасці адсарбентаў акрамя вышэйпрыведзеных могуць выкарыстоўвацца прыродныя гліністыя пароды, у склад якіх уваходзяць мінералы з рэгулярнай структурай. Уздельная паверхня мікрапор гэтых адсарбентаў не перавышае  $\sim 150 \text{ м}^2/\text{г}$ .

### 7.3. Раўнавага пры адсорбцыі

Незалежна ад розных уяўленняў аб сутнасці працэсу адсорбцыі, устаноўлена, што пры дасягненні раўнаважнага стану колькасць рэчыва, якое паглынаецца адзінкай вагі або аб'ёму адсарбенту, залежыць ад тэмпературы працэсу і канцэнтрацыі рэчыва ў парагазавай сумесі або раствору. Г. зн., што

$$a_p = f(c, T), \quad (7.1)$$

дзе  $a_p$  – канцэнтрацыя паглынаемага кампанента ў адсарбенте, раўнаважная з канцэнтрацыяй яго ў газавай або вадкаснай фазе,  $\text{кг/кг}$ ;  $c$  – канцэнтрацыя адсарбтыву ў парагазавай фазе,  $\text{кг/кг}$ ;  $T$  – тэмпература,  $\text{K}$  ( $^{\circ}\text{C}$ ).

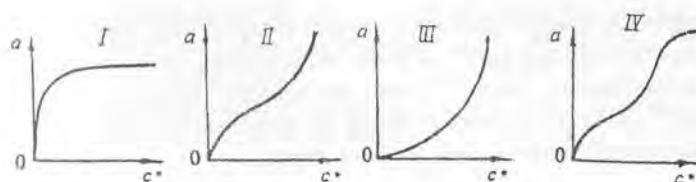


Рис. 7.1. Тыпы ізатэрм адсорбцыі

Пры нязменнай тэмпературы

$$a_p = f(c). \quad (7.2)$$

Калі паглынаецца кампанент з парагазавай сумесі, тады канцэнтрацыю яго ў парагазавай сумесі можна замяніць на парцыяльны ціск  $p$ :

$$a_p = f(p). \quad (7.3)$$

Залежнасці (7.2), (7.3) называюць ізатэрмамі адсорбцыі. Тып апошніх залежыць ад прыроды адсарбенту і паглынаемага рэчыва, а таксама ад тэмпературы і ціску. На рыс. 7.1 паказаны розныя ізатэрмы адсорбцыі. Тып I адпавядае монамалекулярнай адсорбцыі, астатнія – полімалекулярнай. (Ізатэрму тыпу I часта называюць Лэнгмюраўскай).

Ізатэрмы адсорбцыі вызначаюцца доследным шляхам. Пры адсутнасці доследных даных аб раўнавазе ізатэрму адсорбцыі можна пабудавалаць на падставе той ці іншай тэорыі.

Існуе патэнцыяльная тэорыя (Эйкена і Паляні) і тэорыя Лэнгмюра. Адпаведна патэнцыяльнай тэорыі, вызначальнымі з'яўляюцца сілы узвемнага прыцяжэння паміж малекуламі (ван-дэр-ваальсавы). Гэтыя сілы (іх называюць дысперсійнымі) маюць агульны характар і тлумачыць узасмадзейненне паміж непалярнымі малекуламі. Дыяпазон дзеяння гэтых сіл дастаткова вялікі, дзякуючы гэтаму на паверхні адсарбенту змяшчаецца некалькі пластоў малекул паглынаемага рэчыва. Кожнаму пункту пласта адпавядае свой адсорбцыйны патэнцыял  $\varepsilon$  (робота, якая здзяйсняецца дысперсійнымі сіламі пры перамяшчэнні адной малекулы з бясконцасці (г. зн. з таго пункта, у якім сілы не аказваюць уздзеяння) да дадзенага пункта, які знаходзіцца на адлегласці  $x$  ад паверхні адсарбенту):

$$\varepsilon = f(x). \quad (7.4)$$

Адпаведна патэнцыяльнай тэорыі, адсарбцыйны патэнцыял (і характарыстычная крывая) залежыць не ад тэмпературы, а толькі ад роду паглынальнага рэчыва і адносіны ардынат (адсарбцыйных патэнцыялаў) для двух розных рэчываў на аднолькавым адсарбенце пры роўных адсарбцыйных аб'ёмах нязменныя:

$$\frac{\varepsilon_2}{\varepsilon_1} = \frac{\varepsilon_3}{\varepsilon_4} = \beta.$$

Крывыя, адносіны ардынат якіх нязменныя, называюць афіннымі, а велічыня  $\beta$  называецца каэфіцыентам афіннасці.

Гэтае палажэнне дазваляе вызначыць ізатэрму адсорбцыі пары рэчыва па вядомай ізатэрме пары стандартнага рэчыва (звычайна бензолу). Патэнцыяльная тэорыя разглядае працэсы паглынання рэчываў як полімалекулярную адсорбцыю.

Тэорыя Лэнгмюра зыходзіць з уяўлення аб хімічным узаемадзеянні паміж адсарбуемым рэчывам і адсарбентам. Адпаведна тэорыі Лэнгмюра, цэнтрамі адсорбцыі з'яўляюцца асобныя пункты на паверхні адсарбенту (элементарныя пляцоўкі). Кожная такая пляцоўка здольная адсарбаваць толькі адну малекулу паглынаемага рэчыва, тым самым у выніку адсорбцыі на паверхні адсарбенту ўтвараецца мона-малекулярны пласт таўшчынёй, роўнай дыяметру адной малекулы. Чым большы лік элементарных пляцовак на адзінку паверхні адсарбенту, тым вышэйшая яго актыўнасць. Пабудова ізатэрмы адсорбцыі па тэорыі Лэнгмюра здавальняюча адпавядае эксперыментальным даным для ізатэрм тыпу I (гл. рыс. 7.1, а). Больш універсальнай з'яўляецца тэорыя аб'ёмнага запаўнення мікрапор, якая распрацавана М. М. Дубініным. Атрыманая на падставе гэтай тэорыі ўраўненні ізатэрмы адсорбцыі для газу і пары адлюстроўваюць залежнасць раўнавагі ад структуры пораў адсарбенту і прыгодныя для шырокага дыяпазону тэмператур. Напрыклад, для актыўных вугалёў з біпорыстай структурай раўнаважная канцэнтрацыя ў адсарбенце апісваецца ўраўненнем [22, с. 275]

$$X = \frac{W_{01}}{v} \exp \left[ \frac{-B_1 T^2}{\beta^2} \left( \lg \frac{P_s}{P} \right)^2 \right] + \frac{W_{02}}{v} \exp \left[ \frac{-B_2 T^2}{\beta^2} \left( \lg \frac{P_s}{P} \right)^2 \right], \quad (7.5)$$

дзе  $X$  – раўнаважная канцэнтрацыя ў цвёрдай фазе, моль/г;  $W_{01}$ ,  $B_1$ ,  $W_{02}$ ,  $B_2$  – канстанты, якія характарызуюць адсарбент;  $\beta$  – каэфіцыент

афіннасці;  $v$  – мольны аб'ём паглынаемага кампанента,  $\text{см}^3/\text{моль}$ ;  $p_s$  – ціск насычанай пары паглынаемага кампанента, Па;  $p$  – парцыяльны ціск пары ў газавай фазе, Па.

Некаторыя разліковыя параметры для актыўных вугалёў прыведзены ў табл. 7.1, 7.2.

Табліца 7.1

Разліковыя параметры для некаторых актыўных вугалёў [52, 53]

Марка вугалю	Канстанты			
	$W_{01}, \text{см}^3/\text{г}$	$W_{02}, \text{см}^3/\text{г}$	$B_1 \cdot 10^6 \text{К}^{-2}$	$B_2 \cdot 10^6 \text{К}^{-2}$
БАЧ	0,22–0,26	–	0,55–0,7	–
АР-А	0,253	0,139	1,2	4,4
АР-Б	0,34	–	1,0	–
АР-В	0,23	–	0,7	–
АР-3	0,19	0,18	0,74	3,42
АГ-3	0,3	–	0,7–0,8	–
СТК-3	0,48	–	0,73	–

Табліца 7.2

Кэфіцыенты афіннасці  $\beta$  розных рэчываў для актыўных вугалёў [50]

Рэчывы	$\beta$	Рэчывы	$\beta$
Метанол	0,40	Цыклагексан	1,03
Этанол	0,61	Тэтрахларыд вугляроду	1,05
Мураўіная кіслата	0,61	Пентан	1,12
Прапан	0,78	Талуол	1,25
Ацэтон	0,88	Гептан	1,50
Бензол	1,00		

Ураўненні ізатэрм адсорбцыі можна знайсці ў даведніках і іншай літаратуры.

#### 7.4. Дынаміка адсорбцыі

Працэс адсорбцыі, як і шмат іншых працэсаў, можа быць няспынным або перыядычным. Няспынный працэс характэрны для рухомага пласта адсарбенту, перыядычны – для нерухомага, прычым першыя па механізму не адрозніваюцца ад іншых працэсаў масаперадачы. Перыядычныя ж працэсы маюць свае ўласцівасці. Відавочна, што гэты працэс уяўляе сабой нестацыянарны працэс кантактнага масаабмену

паміж раздзяляемай сумессю, у якім прысутнічае паглынаемы кампанент, і нерухомым адсарбентам.

Разгледзім механізм для перыядычнага працэсу. Няхай газавая плынь з пачатковай канцэнтрацыяй  $c_n$  паглынаемага кампанента праходзіць праз пласт нерухомага адсарбенту. Змяшчэнне паглынаемага кампанента ў адсарбенте будзе мяняцца ў залежнасці ад часу. Спачатку кампанент будзе паглынацца на ўваходзе ў пласт першым шэрагам часцінак адсарбенту (элементарным па вышыні пластом), затым другім, трэцім і г. д. Напрыклад, на працягу часу  $\tau_1$  паглыннанне кампанента адбываецца на вышыні  $H_1$ , пры гэтым самы ніжні пласт яшчэ ненасычаны (г. зн. канцэнтрацыя кампанента ў адсарбенте не прыблізілася да раўнаважнай з газам). Пры далейшым павелічэнні часу ( $\tau > \tau_1$ ) вышыня адсарбенту, на якой адбываецца паглыннанне кампанента, і канцэнтрацыя кампанента ў ніжнім пласте адсарбенту ўзрастуць. На працягу гэтай (першай) стадыі адсорбцыі лічыцца, што ўмовы працэсу застаюцца нязменнымі да той пары, пакуль не адбудзецца насычэнне першага элементарнага пласта (на рыс. 7.2, а) пры  $\tau = \tau_0$  і  $H = H_0$ . Пры  $\tau > \tau_0$  працэс паглынання на першым пласте спыняецца, газавая плынь праскаквае праз гэты ўчастак без змянення канцэнтрацыі і зона паглынання перамяшчаецца ў наступны ўчастак. Час работы пласта да насычэння яго першага элементарнага пласта па ходу газавай сумесі называюць *перыядам фармавання фронту адсорбцыі*. Далей, пасля насычэння першага элементарнага пласта пачынаюць насычацца па вышыні наступныя элементарныя пласты. У выніку паслядоўнага насычэння элементарных пластоў крывая размеркавання канцэнтрацый (не мяняючы формы) перамяшчаецца ў накірунку, паралельным восі ардынат (рыс. 7.2, а). Гэты перыяд працэсу называецца другой стадыяй адсорбцыі. У другой стадыі ўмовы паглынання аналагічныя першай, паколькі лічыцца, што папярэднія пласты адсарбенту ўжо насыціліся і ніякага ўплыву на ход працэсу і на форму крывой размеркавання канцэнтрацыі не робяць. Перамяшчэнне крывой размеркавання канцэнтрацыі за час  $\tau_3$  уздоўж восі ардынат адпавядае поўнаму насычэнню (дасягненню раўнаважнай статычнай актыўнасці) пласта вышынёй  $H_2$ . Калі пласт мае вышыню  $H$ , то можна адзначыць тры часткі пласта (рыс. 7.2, б): пласт поўнасцю насычаны ( $H_2$ ) (адпрацаваны); пласт, які працуе ( $H_{ад}$ ); пласт, які яшчэ не пачаў працаваць ( $H_n$ ). Пры зададзенай канчатковай канцэнтрацыі паглынаемага кампанента ( $c_n$ ) працэс адсорбцыі лічыцца закончаным, калі крывая размеркавання канцэнтрацый перамесціцца да верхняга пласта (на рыс. 7.2, а, штрыхавая лінія, якая адпавядае часу  $\tau_i$ ,

при  $\tau > \tau_i$  пачынаецца «пра-скок», г. зн., што канчатковая канцэнтрацыя  $c_k$  пачне павялічвацца на выхадзе з адсорбэра). Адрэзак часу ад пачатку працэсу адсорбцыі да яго заканчэння (да пачатку «праскоку») называюць часам абараняльнага дзеяння пласта. Трэба адзначыць, што калі б хуткасць паглынання была бясконца вялікай, то адсорбцыя ў наступных пластах адбывалася толькі пасля поўнага насычэння папярэдніх. Але хуткасць масаперадачы не бясконца вялікая і размеркаванне канцэнтрацыі па вышыні пласта адбываецца плавна (рыс. 7.3) з утварэннем фронту адсорбцыі.

Пры бясконца вялікай хуткасці працягласць паглынання  $\tau'$  можна разлічыць з ураўнення матэрыяльнага балансу

$$M = (1 - \varepsilon_0) a_p F H = w F c_{\pi} \tau',$$

адкуль

$$\tau' = (1 - \varepsilon_0) a_p H / w c_{\pi}, \quad (7.6)$$

дзе  $M$  – колькасць рэчыва, якое паглынаецца, кг;  $w$  – фіктыўная хуткасць (хуткасць, разлічаная на поўнае сячэнне апарата), м/с;  $a_p$  – раўнаважная статычная актыўнасць адсарбенту, кг/м<sup>3</sup>;  $c_{\pi}$  – пачатковая канцэнтрацыя кампанента ў газавай сумесі, кг/м<sup>3</sup>;  $\varepsilon_0$  – поразнасць пласта;  $F$  – плошча сячэння, м<sup>2</sup>.

З (7.6) бачна, што залежнасць часу паглынання, або часу ахоўнага дзеяння пласта, ад яго вышыні пры бясконца вялікай хуткасці адсорбцыі з'яўляецца прамой, якая праходзіць праз пачатак каардынат. У сапраўдных умовах хуткасць адсорбцыі не бясконца вялікая ( $\tau < \tau'$ ) і залежнасць  $\tau = f(H)$  выражаецца

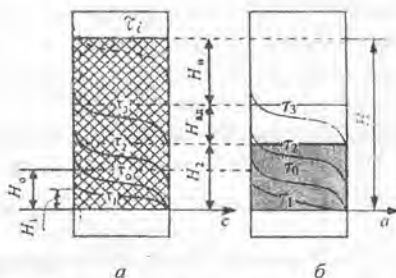


Рис. 7.2. Змяненні фронту адсорбцыі ў часе: а – перамяшчэнне крывой размеркавання; б – паслядоўнасць насычэння пласта

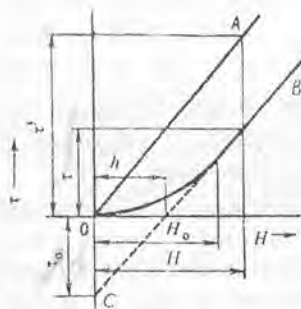


Рис. 7.3. Залежнасць працягласці часу паглынання ад вышыні пласта адсарбенту: OA – тэарэтычная залежнасць (пры бясконца вялікай хуткасці сорбцыі); CB – фактычная

прамой  $BC$  (рис. 7.3), паралельнай  $OA$ . Апошняя адсякае на восі каардынат адрэзак  $\tau_0$ , і ўраўненне гэтай прамой

$$\tau = \tau' - \tau_0 = a_p H(1 - \varepsilon_0) / \omega c_n - \tau_0 = kH - \tau_0, \quad (7.7)$$

дзе  $k = a_p(1 - \varepsilon_0) / \omega c_n$  называюць каэфіцыентам ахоўнага дзеяння пласта.

Выраз (7.7) можна запісаць у выглядзе

$$\tau = k(H - h), \quad (7.8)$$

дзе  $h$  – велічыня, якая характарызуе нявыкарыстаную статычную актыўнасць пласта (яго называюць «мёртвым», таму што гэты пласт застаецца ненасычаным). На рис. 7.3 пласт  $h$  уяўляе сабой адрэзак, які адсякае прмая  $CB$  на восі абсцыс. З ураўненняў (7.7) і (7.8) можна знайсці сувязь страт часу ахоўнага дзеяння  $\tau' - \tau_0$  і вышыні пласта, які не выкарыстоўваецца ў працэсе перыядычнай адсорбцыі:  $\tau_0 = kh$ . Для вызначэння велічыні  $k$  дастаткова зафіксаваць дзве вышыні  $H'_2$  і  $H'_1$ , якія адпавядаюць часу  $\tau'_2$  і  $\tau'_1$ , і знайсці  $k$ :

$$k = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\tau'_2 - \tau'_1}{H'_2 - H'_1}, \quad (7.8a)$$

З выразу (7.8a) вынікае, што каэфіцыент ахоўнага дзеяння выражае час перамяшчэння фронту адсорбцыі на адзінку вышыні пласта. Калі запісаць выраз (7.8a) у выглядзе

$$\frac{1}{k} = \frac{H'_2 - H'_1}{\tau'_2 - \tau'_1} = U, \quad (7.9)$$

то можна гаварыць аб хуткасці  $U$  руху фронту абсорбцыі. Ураўненне атрымана М. А. Шылавым на падставе некаторых дапушчэнняў. Так, пачатковыя пласты, якія лічацца адпрацаванымі, фактычна на працягу ўсяго працэсу будуць паглынаць рэчыва і тым самым рабіць уплыў на форму крывой размеркавання канцэнтрацыі. Актыўнасць адпрацаваных пластоў толькі ў выніку данасычэння будзе прыбліжацца да велічыні раўнаважнай статычнай актыўнасці. З павелічэннем актыўнасці расце і каэфіцыент  $k$ , з гэтай прычыны і залежнасць  $\tau = f(H)$  практычна не будзе выражацца прамой лініяй. Але нягледзячы на прыблізнае вызначэнне працягласці адсорбцыі, ураўненне Шылава выкарыстоўваецца дзякуючы сваёй прастаце і зручнасці.



## 7.5. Масаперадача пры адсорбцыі

Перанос масы пры адсорбцыі складаецца з наступных працэсаў:

1) вонкавая дыфузія, якая ўяўляе сабой дыфузію малекул паглынаемага рэчыва з плыні да вонкавай паверхні часцінак адсарбенту праз абкружаную іх плёнку;

2) унутраная дыфузія, або дыфузія малекул сарбуемага рэчыва ўглыб па порах да адсарбуючай паверхні адсарбенту;

3) сорбцыя на ўнутранай паверхні.

Калі лічыць, што апошні працэс адбываецца вельмі хутка, то кінетыка адсорбцыі будзе вызначацца вонкавай і ўнутранай хуткасцю дыфузіі.

Колькасць рэчыва, якое пераходзіць з плыні да вонкавай паверхні часцінак адсарбенту, вызначаецца каэфіцыентам масааддачы  $\beta$ . (Апошні мае той жа фізічны сэнс, як і для іншых працэсаў масааддачы). У цвёрдай фазе канвекцыя адсутнічае і перанос рэчыва па порах да актыўнай адсарбуючай паверхні адбываецца за кошт масаправоднасці. Працэс масаправоднасці прыблізна выражаецца ўраўненнем, аналагічным ўраўненню малекулярнай дыфузіі.

$$\frac{da}{d\tau} = -k_m \frac{dc}{dt}, \quad (7.10)$$

дзе  $k_m$  – каэфіцыент масаправоднасці.

Відавочна, што каэфіцыент масаперадачы  $K$  павінен залежаць ад вонкавага масаабмену і ад унутранай дыфузіі, г. зн. ад каэфіцыентаў масааддачы  $\beta$  і масаправоднасці  $k_m$ . Як вышэй адзначана, велічыня, адваротная  $k_m$ , называецца супраціўленнем пры пераходзе масы з плыні ў паглынальнік. У нашым выпадку супраціўленне  $R_{ад} = 1/k_m$  уяўляе сабой суму супраціўленняў вонкавай  $R_{в}$  і ўнутранай дыфузіі  $R_{ун}$ . Пры малых велічынях унутранай дыфузіі

$$R_{в} = \frac{1}{\beta} \quad \text{і} \quad k_m = \beta.$$

Такое дапушчэнне прымаюць пры практычных разліках, таму што  $\beta$ , як правіла, вызначаецца доследным шляхам і на яго велічыню робіць уплыў унутраная дыфузія, г. зн., па сутнасці, знойдзены на падставе эксперыментальных даследаванняў  $\beta$ , які ўключае ўнутраную

фузію і вонкавую, з'яўляецца каэфіцыентам масаперадачы. У далейшым будзем лічыць  $\beta$  каэфіцыентам масаперадачы. Каэфіцыент масаперадачы пры адсорбцыі залежыць таксама ад геаметрычных, фізічных і гідрадынамічных параметраў працэсу.

Для разліку  $\beta$  існуе мноства залежнасцей, таму ніжэй прыведзены некаторыя з іх. Пры адсорбцыі кампанента з газавай плыні стацыянарным пластом зярністага адсарбенту

пры  $Re < 30$

$$Nu_{ад} = 0,883 Re^{0,47} (Pr)^{0,33}, \quad (7.11)$$

пры  $Re = 30-150$

$$Nu_{ад} = 0,53 Re^{0,64} (Pr)^{0,33}. \quad (7.12)$$

Ва ўраўненнях (7.11), (7.12)  $Nu_{ад} = \beta l / D$ , а вызначальны геаметрычны размер у крытэрыях – эквівалентны дыяметр  $d_3$ ; у крытэрыі Рэйнальдса прымаецца сапраўдная хуткасць  $w_c$  ( $w_c = w/\epsilon$ ). Эквівалентны дыяметр  $d_3$  вызначаецца па выразам:

для шарападобных часцінак дыяметрам  $d$

$$d_3 = \frac{2}{3} \cdot \frac{\epsilon d}{1 - \epsilon}; \quad (7.13)$$

для гранул дыяметрам  $d$  і даўжынёй  $l$

$$d_3 = \frac{\epsilon l d}{(1 - \epsilon) \left( \frac{d}{2} + l \right)}. \quad (7.14)$$

$Pr = \nu / D$  – крытэрыі Прандтля ( $\nu$  – кінематычны каэфіцыент вязкасці,  $m^2/c$ ;  $D$  – каэфіцыент малекулярнай дыфузіі,  $m^2/c$ ).

Пры адсорбцыі ў псеўдазвядкаваным стане дробназярністага адсарбенту (пры інтэнсіўным перамешванні)

$$Nu_{ад} = 46,25 \cdot 10^{-6} Re^{1,67}. \quad (7.15)$$

У гэтым ураўненні  $Nu_{ад} = \beta l^2 / D$ , а вызначальны геаметрычны размер у крытэрыях – сярэдні дыяметр зярнят  $d_3$ . У крытэрыі  $Re$  падстаўляецца фіктыўная хуткасць  $w$  газавай плыні.

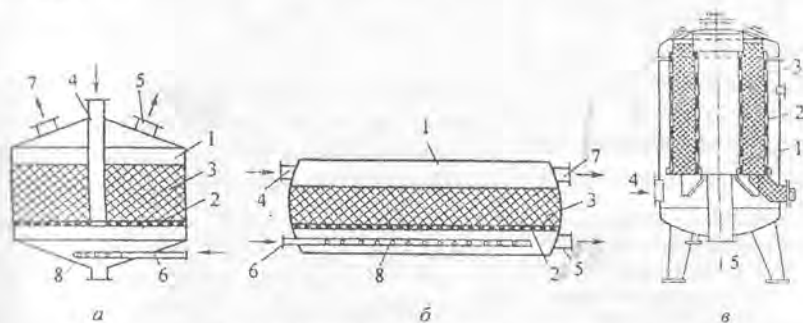
Акрамя прыведзеных залежнасцей, існуюць і іншыя, напрыклад разлік масаабмену праз аб'ёмныя каэфіцыенты масаперадачы.

## 7.6. Канструкцыі адсорбераў

Для правядзення працэсаў адсорбцыі могуць выкарыстоўвацца канструкцыі адсорбераў з нерухомым пластом адсарбенту, а таксама з рухальным або кіпячым пластом. У прамысловасці найбольш распаўсюджаны адсорберы з нерухомым пластом адсарбенту. Рабочы цыкл гэтых адсорбераў складаецца з наступных стадый: адсорбцыі, дэсорбцыі паглынаемага рэчыва; сушкі і ахаладжэння адсарбенту. (Сушка праводзіцца, як правіла, пры дэсорбцыі вадзяной парай).

*Адсорберы перыядычнага дзеяння* могуць выконвацца *вертыкальнымі* або *гарызантальнымі* ў выглядзе ёмістасцей, у якіх размешчаны пласт зярністага адсарбенту. На рыс. 7.4, а, б схематычна паказаны вертыкальны і гарызантальны адсорберы. Гэтыя апараты ўяўляюць сабой карпусы (цыліндры) 1, унутры якіх размешчаны апорна-размеркавальныя рашоткі 2 з сеткай або з порыстымі керамічнымі плітамі. Падвод і адвод газавай сумесі ажыццяўляецца праз штуцэры 4, 5. Для дэсорбцыі перагрэтай парай існуюць асобныя штуцэры і прыстасаванні 6, 7, 8. Пры праходжанні газавай сумесі праз пласт адсарбенту адбываецца паглынне кампанентаў. Прынцып дзеяння гарызантальных адсорбераў (рыс. 7.4, б) аднолькавы з вертыкальным.

Пры адсорбцыі рэчываў з разбаўленых сумесей выкарыстоўваюць *кольцавыя адсорберы* (рыс. 7.4, в), якія складаюцца з корпуса 1 з супосевымі сітавымі цыліндрамі 2. Паміж цыліндраў размешчаны адсарбент.



Рыс. 7.4. Адсорберы перыядычнага дзеяння:

- а – вертыкальны адсорбер; б – гарызантальны адсорбер; в – кольцавы адсорбер;
- 1 – корпус; 2 – апорна-размеркавальныя рашоткі; 3 – пласт адсарбенту;
- 4, 5 – штуцэры для ўваходу і выхаду газавай сумесі;
- 6, 7 – уваход і выхад дэсарбуючага агента; 8 – размеркавальнае прыстасаванне

Газавая плынь праходзіць у радыяльным накірунку (ад перыферыі да цэнтра) праз пласт адсарбенту. Такі накірунак руху абумоўлены лепшым выкарыстаннем пласта адсарбенту: па меры памяншэння канцэнтрацыі сумесі памяншаецца плошча сячэння пласта. Кольцавыя адсорберы больш кампактныя ў параўнанні з плоскімі, але па канструкцыі складанейшая. Таму і выкарыстоўваюцца радзей.

Як і іншыя апараты, адсорберы той ці іншай канструкцыі выбіраюць з улікам канкрэтных умоў працэсу. Вертыкальныя адсорберы выкарыстоўваюць на рэкуператыўных устаноўках малой і сярэдняй прадукцыйнасці (да  $\sim 30\,000\text{ м}^3/\text{гадз}$ ) па газавай сумесі, гарызантальныя і кольцавыя – пры сярэдняй і вялікай ( $>30\,000\text{ м}^3/\text{гадз}$ ) прадукцыйнасці.



Рыс. 7.5. Адсорбер з рухальным пластом адсарбенту:  
 I – зона адсорбцыі;  
 II – зона рэктыфікацыі;  
 III – зона дэсорбцыі;  
 1 – размеркавальная рашотка;  
 2 – цеплаабменнік-дэсорбер;  
 3 – газавыдзімалка; 4 – бункер;  
 5 – халадзільнік;  
 6 – разгрузачнае прыстааванне

Для адсорбцыі кампанентаў з вадкаснай фазы могуць выкарыстоўвацца звычайныя фільтр-прэсы, рамы якіх запаўняюць зярністым адсарбентам.

Да недахопаў адсорбераў перыядычнага дзеяння адносяцца недастатковае выкарыстанне адсарбцыйнай ёмістасці адсарбентаў і нізкая ступень выкарыстання адсорбераў, паколькі сумяшчаюцца працэсы адсорбцыі і дэсорбцыі ў адным рабочым аб'ёме.

Адсорберы з рухальным зярністым адсарбентам уяўляюць сабой калоны, у якіх адсарбент рухаецца пад дзеяннем сілы цяжару зверху ўніз (рыс. 7.5). Газавая сумесь паступае ў адсарбцыйную зону I праз размеркавальную рашотку 1 насустрэч адсарбенту, тым самым кантакт ажыццяўляецца ў супрацьцёчным рэжыме. Пры кантакце адбываецца паглыннанне цвёрдай фазы кампанентаў з газавай. Далей адсарбент праходзіць прамежкавую зону II і паступае ў зону дэсорбцыі III. Апошняя ўяўляе сабой цеплаабменнік – дэсорбер 2, у якім праз трубную прастору праходзіць адсарбент, а ў паміжтрубную падаецца грэючая пара. Адначасова ў трубкі падводзіцца перагрэтая вострая пара для дэсорбцыі.

Далей рэгенараваны ў зоне III адсарбент паступае з дапамогай газавыдзімалкі 3 у бункер 4. З бункера адсарбент трапляе ў трубку халадзільніка 5, дзе ахалоджваецца і зноў паступае ў адсарбцыйную зону I.

Пасля дэсорбцыі найбольш цяжкія кампаненты газавай сумесі выдаляюцца з верхняй зоны III, а частка больш лёгкіх кампанентаў адводзіцца з зоны II у якасці прамежкавай фракцыі.

Пры адсорбцыі з псеўдазвядкаваным пластом адсарбенту гідраўлічнае супраціўленне пласта невялікае, таму хуткасці газавай сумесі можна значна павялічыць у параўнанні з хуткасцю пры адсорбцыі з нерухомым пластом і тым самым павялічыць інтэнсіўнасць масаперадачы.

Адсорберы з псеўдазвядкаваным пластом падзяляюцца на аднаступеневыя і шматступеневыя. На рыс. 7.6 прыведзены аднаступеневы адсорбер. Ён складаецца з корпуса 1, размеркавальнай рашоткі 2, праз якую праходзіць газавая сумесь. Хуткасць апошняй падбіраецца такой, каб забяспечыць звядкаваны стан зярністага адсарбенту 3. Ачышчанае газавая сумесь адводзіцца праз верхні штуцэр, а адсарбент, які паступае зверху, – праз трубу 4.

Шматступеневы адсорбер з псеўдазвядкаваным пластом уяўляе сабой калону з талеркамі ў выглядзе дзірковых або каласніковых рашотак. Адсарбент паступае зверху і сцякае ўніз, праз перацёчныя прыстасаванні. Газавая сумесь падаецца знізу апарата і рухаецца ўверх супрацьцякам да адсарбенту (аналагічна прынцыпу дзеяння калоннаму абсорберу з сітавымі талеркамі).

На рыс. 7.7 паказана адсарбцыйна-дэсарбцыйная ўстаноўка няспыннага дзеяння, у якой адсорбцыя і дэсорбцыя ажыццяўляюцца ў псеўдазвядкаваным стане. Спачатку адсорбер 1 і дэсорбер 2 запаўняюць адсарбентам. З дэсорбера ў адсорбер падаюць рэгенараваны адсарбент і зыходную газавую сумесь па трубе 3. У верхняй частцы адсорбера ўтвараецца псеўдазвядкаваны пласт, у якім адсарбуюцца паглынаемыя кампаненты. Астатняя газавая сумесь праходзіць сепарцыйную прастору 4, затым цыклон 5 і адводзіцца з апарата.

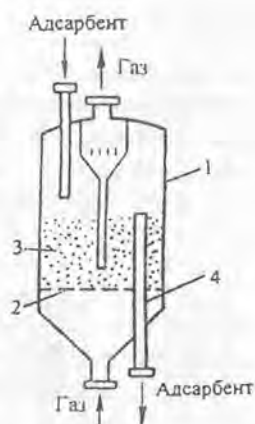


Рис. 7.6. Аднаступеневы адсорбер з псеўдазвядкаваным пластом адсарбенту: 1 – корпус; 2 – размеркавальная рашотка; 3 – зярністы адсарбент; 4 – труба

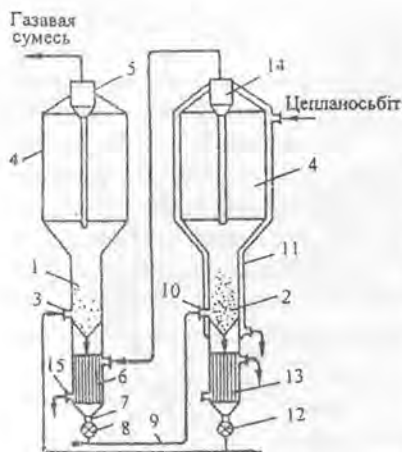


Рис. 7.7. Адсорбційна-дэсарбційная ўстаноўка безупыннага дзеяння:

- 1 – адсорбер; 2 – дэсорбер;  
 3, 7, 9, 15 – трубы; 4 – сепарыйная зона;  
 5 – цыклон; 6 – цеплаабменнік;  
 8, 12 – разгрузачнае прыстасаванне;  
 10 – патрубак; 11 – кажух;  
 13 – халадзільнік

цеплаабменнік 6, а затым на трубе 15 у кандэнсатар.

Трэба адзначыць, што выкарыстанне адсорбераў з псеўдазвядкаваным пластом хаця і павышае інтэнсіўнасць масаперадачы, аднак ёсць і недахопы: пры перамешванні часцінак цвёрдай фазы газавай пlynню адбываецца сціранне і драбненне адсарбенту. Таксама можа адбывацца частковая дэсорбцыя паглынутага рэчыва з адсарбенту пры кантакце газавай пlynні на выхадзе з псеўдазвядкаванага пласта з адпрацаванымі насычанымі часцінкамі адсарбенту.

Пры выкарыстанні такіх адсорбераў трэба ўлічваць асаблівасці іх работы. З павелічэннем вышыні пласта адсарбенту на талерках інтэнсіўнасць адсорбцыі памяншаецца (пагаршаецца перамешванне адсарбенту і тым самым пагаршаюцца ўмовы масаабмену). Па доследных даных вышыня нерухомага пласта на талерках прымаецца ў межах 0,03–0,05 м.

Акрамя прыведзеных канструкцый і схем існуе шмат іншых, якія змешчаны ў падручніках [7, 10, 11], манаграфіях [50, 51] і інш.

Адпрацаваны адсарбент паступае ў цеплаабменнік 6 і награвяецца. Затым праз трубу 7 падае ў трубу 9, дзе падхопліваецца дэсарбуючым агентам (напрыклад, перагрэтай вадзяной парай) і падаецца ў дэсорбер 2 праз патрубак 10. Дэсорбцыя ажыццяўляецца таксама ў псеўдазвядкаваным стане, прычым псеўдазвядкаванне падтрымліваецца перагрэтай парай. Дэсорбер забяспечаны абагравальным кажухом 11. Пасля дэсорбцыі адсарбент ахалоджваецца ў халадзільніку 13 і праз разгрузачнае прыстасаванне 12 падаецца ў адсорбер. Сумесь вадзяной пары і дэсарбаваных рэчываў праз сепарыйную прастору 4 і цыклон 14 ідзе ў якасці награвальнага агента ў

## 7.7. Разлік адсорбераў

Пры тэхналагічным разліку адсорбераў звычайна зыходнымі параметрамі з'яўляюцца расход і склад сумесі, уласцівасці адсарбенту, канцэнтрацыя на ўваходзе і выхадзе паглынаемага кампанента з апарата (канцэнтрацыя «праскоку»), умовы, пры якіх адбываецца працэс адсорбцыі і дэсорбцыі. Да асноўных разлічваемых параметраў адносяцца дыяметр адсорбера і вышыня пласта адсарбенту, працягласць адсорбцыі і дэсорбцыі (рэгенерацыі), лік адсорбераў.

Сцісла разгледзім методыку і некаторыя залежнасці для разліку.

**Дыяметр адсорбера.** Пры вядомым расходзе газавай сумесі (або вадкасці) трэба выбраць яе фіктыўную хуткасць  $w$ . Пры гэтым для адсорбераў з нерухомым пластом адсарбенту найбольшая хуткасць не павінна быць большай за хуткасць пачатку псеўдазвядкавання часцінак адсарбенту (першай крытычнай хуткасці). Хаця з павелічэннем хуткасці паляпшаецца працэс масаабмену, аднак расце гідраўлічнае супраціўленне. Таму хуткасць прымаюць значна ніжэйшай за хуткасць пачатку псеўдазвядкавання. Дапушчальную хуткасць можна разлічыць па выразе [22, с. 276]

$$w_d \cong 0,13 \sqrt{\rho_n d_3 g / \rho_r}, \quad (7.16)$$

дзе  $\rho_n$  – насыпная шчыльнасць адсарбенту;  $\rho_r$  – шчыльнасць газавай сумесі,  $\text{кг/м}^3$ .

Рабочую хуткасць  $w_p$  прымаюць ніжэйшай за  $w_d$  (напрыклад, на 20%).

Тады дыяметр  $D_a$ , м, вызначыцца як

$$D_a = \sqrt{\frac{4V}{0,785 w_p}}. \quad (7.17)$$

Вышыню пласта адсарбенту можна прыняць зыходзячы з размераў стандартных апаратаў. Можна прыняць працягласць стадыі адсорбцыі  $\tau_{ад}$  і потым па зададзенай канцэнтрацыі «праскоку» знайсці вышыню пласта.

**Вызначэнне працягласці працэсу перыядычнай адсорбцыі.** Без уліку цеплавых з'яў працэс адсорбцыі апісваецца сістэмай ураўненняў [50, с. 58]:

ураўненнем балансу паглынаемага рэчыва

$$-w \frac{\partial c}{\partial H} - \frac{\partial a}{\partial \tau} = \varepsilon \frac{\partial c}{\partial \tau}; \quad (7.18)$$

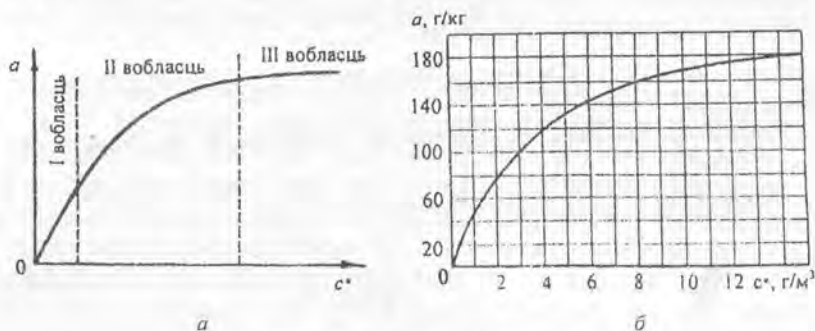
ураўненнем кінетыкі

$$\frac{\partial a}{\partial \tau} = \beta(c - c^*), \quad (7.19)$$

дзе  $c^*$  – раўнавагая канцэнтрацыя газу з адсарбентам;  
ураўненнем ізатэрмы адсорбцыі

$$a = f(c^*). \quad (7.20)$$

Рашэнне сістэмы ўраўненняў (7.18), (7.19), (7.20) адносна  $\tau$  дае магчымасць вызначыць працягласць адсорбцыі. Для ізатэрм тыпу I, каб разлічыць працягласць адсорбцыі, яе дзеляць на тры часткі (вобласці) (рыс. 7.8, а): першая – ланейная раўнаважная залежнасць пры малых канцэнтрацыях; другая – ізатэрма мае крывізну; трэцяя – вобласць, блізкая да насычэння і практычна не залежыць ад канцэнтрацыі газавай сумесі. Для кожнай вобласці атрыманы разліковыя формулы.



Рыс. 7.8. Ізатэрмы адсорбцыі тыпу I:  
а – агульны выгляд; б – ізатэрма адсорбцыі пары этылавага спірту вугалем

Для першай вобласці ізатэрмы прымаюць, што залежнасць  $a$  ад  $c^*$  лінейная і працягласць адсорбцыі можна разлічыць па формуле

$$\sqrt{\tau_{ад}} = \sqrt{\frac{\Gamma}{w}} \cdot \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{\beta}}, \quad (7.21)$$



дзе каэфіцыент  $b$  залежыць ад велічыні функцыі Крампэ ( $\Phi$ ) і адносіні  $c_k/c_n$  [50, с. 87],  $c_n, c_k$  – канцэнтрацыя паглынаемага рэчыва на ўваходзе і выхадзе з адсорбера, кг/м<sup>3</sup>;  $\Gamma$  – безразмерны каэфіцыент Генры, роўны адносінам  $a_0/c_n$  ( $a_0$  – колькасць паглынутага рэчыва, раўнаважнага з пачатковай канцэнтрацыяй  $c_n$  у газавай фазе);  $w$  – фіктыўная хуткасць;  $H$  – вышыня пласта вугалю ў адсорберы. Некаторыя значэнні каэфіцыента  $b$  прыведзены ў табл. 7.3.

Табліца 7.3

Значэнні каэфіцыента  $b$  у залежнасці ад  $c_k/c_n$

$c_k/c_n$	0,005	0,01	0,03	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
$b$	1,84	1,67	1,35	1,19	0,94	0,63	0,42	0,23	0,07	-0,10	-0,27	-0,46	-0,68

Для другой вобласці ізатэрмы адсорбцыі тыпу I, у якой залежнасць  $a$  ад  $c^*$  выражаецца крывой, працягласць адсорбцыі прыблізна можна разлічыць па формуле

$$\tau = \frac{a_0}{wc_n} \left\{ H - \frac{w}{\beta} \left[ \frac{1}{p} \ln \left( \frac{c_n}{c_k} - 1 \right) + \ln \frac{c_n}{c_k} - 1 \right] \right\}, \quad (7.22)$$

дзе  $p = c_n/c_1$  ( $c_1$  – канцэнтрацыя рэчыва ў газавай плыні, раўнаважная з колькасцю рэчыва, роўным палове максімальнай колькасці рэчыва, якое можа паглынуць адсарбент пры дадзенай тэмпературы).

Пакажам на прыкладзе адсорбцыі пары этылавага спірту вугалем, як знайсці параметр  $p$ . Няхай пачатковая канцэнтрацыя спірту роўная  $c_n = 8$  г/м<sup>3</sup>. Пункту  $c_n$  адпавядае раўнаважнае значэнне  $a_0 = 160$  г/кг (гл. ізатэрму на рыс. 7.8, б). Максімальнае значэнне  $a_m = 180$  г/кг і  $180/2 = 90$  г/кг. Гэтай значэнню на графіку адпавядае значэнне канцэнтрацыі спірту ў газавай фазе  $c_1 = 2,7$  г/кг. Тады  $p = c_n/c_1 = 8/2,7 \approx 3$ .

Хаця выраз (7.22) і носіць прыблізны характар, аднак ён прыгодны для практычных разлікаў.

Для трэцяй вобласці ізатэрма можа быць прынята прамалінейнай ( $a = \text{const}$ ) і працягласць адсорбцыі разлічваюць па ўраўненні

$$\tau = \frac{a_0}{wc_n} H - \frac{w}{\beta} \left[ H - \frac{w}{\beta} \left( \ln \frac{c_n}{c_k} - 1 \right) \right]. \quad (7.23)$$

Трэба адзначыць, што ўраўненне (7.19), якое выкарыстоўваецца для разліку профілю канцэнтрацый і выхадных крывых, не ўлічвае падоўжнага перамешвання, абумоўленага нераўнамерным размеркаваннем хуткасцей, адваротных цёкаў і г. д. З гэтай прычыны пры разліку ўводзяць папраўку ў каэфіцыент масаперадачы ў выглядзе дадатковага дыфузійнага супраціўлення  $1/\beta_n$  і каэфіцыент  $K$  вызначаюць як

$$K = \left( \frac{1}{\beta} + \frac{1}{\beta_n} \right)^{-1} \quad (7.24)$$

Для разліку  $\beta_n$  можна выкарыстоўваць формулу

$$\beta_n = 0,0567 \frac{w}{1-\varepsilon} \left( \frac{\rho_r w d}{\mu_r} \right)^{0,22} \quad (7.25)$$

**Разлік адсорбераў з рухальным пластом адсарбенту.** У абсорберах з рухальным пластом адсарбенту мяркуецца, што пласт адсарбенту рухаецца зверху ўніз, прычым у верхню частку апарата безупына падаюць новыя порцыі адсарбенту, а ў ніжняй адводзяць насычаны адсарбент. Вышыня рухальнага адсарбенту павінна быць не меншая, чым  $H_0$  (вышыні пласта, які працуе). Гэту вышыню можна вызначыць, калі пабудоваць, напрыклад, доследным шляхам крывую залежнасці змянення канцэнтрацыі газавай сумесі ад вышыні пласта. Каб разлічыць вышыню, можна выкарыстоўваць (па аналогіі з разлікам іншых масаабменных працэсаў) вышыню адзінкі пераносу і лік адзінак пераносу, або каэфіцыент карыснага дзеяння  $E$  (для адсорбераў з рухальным псеўдазвядкаваным пластом).

Калі змяненне канцэнтрацый паглынаемага кампанента ў парагазавай сумесі адбываецца ад  $c_n$  да  $c_k$ , тады ўраўненне матэрыяльнага балансу запішацца як

$$V_{ад} (a_k - a_n) = V_r (c_n - c_k), \quad (7.26)$$

дзе  $V_{ад}$ ,  $V_r$  – расход адсарбенту і газу,  $m^3/c$  (на рыс. 7.9 паказаны схема адсорбера, рабочая  $AB$  і раўнаважная  $ON$  лініі).

Пасля запісу ўраўнення масаперадачы  $K = \beta$  для элемента аб'ёму адсарбенту  $-V_r dc = \beta dV_{ад} (c - c^*)$ , раздзялення зменных і інтэгравання ў межах аб'ёму ад 0 да  $V_{ад} = H_0 F$  і канцэнтрацыі ад  $c_n$  да  $c_k$  атрымаем

$$H_0 = \frac{V_r}{\beta F} \int_{c_k}^{c_n} \frac{dc}{c - c^*} \quad (7.27)$$

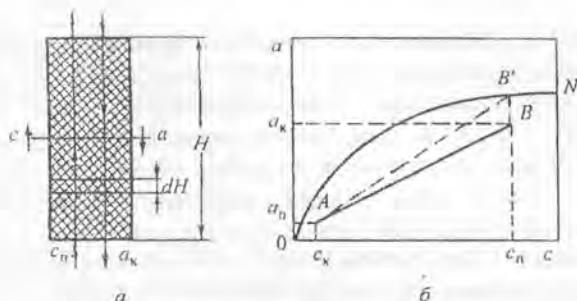


Рис. 7.9. Да разліку безупыннага працэсу адсорбцыі:  
 а – схема адсорбера; б – размяшчэнне рабочай (AB) і раўнаважнай (ON) ліній;  
 AB' – лінія пры мінімальным расходзе адсарбенту

З (7.27) бачым, што інтэграл у правай частцы ўраўнення ўяўляе сабой лік адзінак пераносу  $n_c$ , а  $V_r/\beta F$  – вышыню адзінкі пераносу  $h_c$ . Тады выраз (7.27) можна запісаць як

$$H_0 = n_c \cdot h_c.$$

Лік адзінак пераносу можна знайсці шляхам графічнага інтэгравання (гл. 3).

Для разліку расходу адсарбенту  $V_{ад}$  па вядомай (гл. 4) метадыцы знаходзяць мінімальны расход  $V_{min}$ , які потым памнажаюць на каэфіцыент  $V_{ад} = (1,1 - 1,3) V_{min}$ . (На рис. 7.9, б паказана размяшчэнне рабочай лініі пры мінімальным расходзе адсарбенту.)

Што датычыцца разліку адсорбераў безупыннага дзеяння з псеўдазвядкаваным пластом адсарбенту, то разлік зводзіцца, як правіла, да вызначэння неабходнай колькасці талерак. Колькасць апошніх можна разлічыць графічным метадам па ліку ступеней змянення канцэнтрацыі і каэфіцыента карыснага дзеяння (па аналогіі з працэсам абсорбцыі).

## 7.8. Дэсорбцыя

**Дэсорбцыя** – адваротны працэс адсорбцыі, дзякуючы якому адбываецца выдаленне паглынутых адсарбентам рэчываў з мэтай рэгенерацыі адсарбенту і далейшага яго выкарыстання.

Працэс дэсорбцыі праводзяць рознымі метадамі: нагрываннем адсарбенту, змяненнем ціску, прадзіманнем нагрэтым газам, перагрэтай парай і інш.

Выбар метаду залежыць ад паглынутых рэчываў і адсарбенту. Напрыклад, пры паглыннанні вугалем вуглеводародных газаў (пентану

і больш цяжкіх вуглевадародаў) дэсорбцыю праводзяць вострай перагрэтай парай пры тэмпературы 230–250°C і пад ціскам 7,0–9,0 ат. Ціск у адсорберы пры дэсорбцыі падтрымліваюць 1,5–1,8 ат. (Удзельны расход пары ~5 кг на 1 кг дэсарбуемага сырога бензіну пры рэшткавай вільгаці актыўнага вугалю пасля дэсорбцыі ~1,5–4,3%). Пры адсорбцыі серавугляроду з тэхналагічных газаў таксама выкарыстоўваюць вострую перагрэтую (да 180°C) вадзяную пару пры ціску ў адсорберы не больш за 1,1–1,2 ат (расход пары ~3,0–3,5 кг на 1 кг серавугляроду). Пры асушцы сярністага ангідрыду сілікагелем маркі КСМ рэгенерцыю можна праводзіць [50] прадзіманнем паветрам з тэмпературай на ўваходзе ў адсорбер 160–200°C.

Акрамя адзначаных вышэй метадаў, пры дэсорбцыі могуць выкарыстоўвацца камбінаваныя метады. Напрыклад, пры ачыстцы газаў ад злучэнняў серкі (у першую чаргу ад серавадароду) актыўным вугалем пасля яго насычэння серкай пры дэсорбцыі спачатку адсарбент прадзімаюць нейтральным газам, потым паслядоўна прамываюць гарачай і халоднай вадой для выдалення пабочных прадуктаў. Затым праводзяць экстракцыю серкі з вугалю растворамі сярністага амонію. Пасля заканчэння працэсу экстракцыі для прадзімання падаецца перагрэтая пара (напрыклад, пры 1,2 ат і тэмпературы 130–150°C) для выдалення рэшткаў раствору сярністага амонію. Затым адсарбент сушаць і ахалоджваюць.

Трэба адзначыць, што для дэсорбцыі неабходна прымаць такую тэмпературу, каб з адсарбенту выдаліць як мага больш паглынутага рэчыва без разбурэння структуры першага.

Працэс дэсорбцыі можа быць паскораны шляхам папярэдняга нагрэвання пласта адсарбенту.

Хуткасць дэсорбцыі залежыць ад уласцівасцей адсарбенту і паглынутага рэчыва, прычым яна хутка падае ў пачатку працэсу, а пасля некаторага прамежку часу працэс дэсорбцыі практычна спыняецца. Кінетычныя крывыя дэсорбцыі амаль ва ўсіх выпадках маюць аналагічны выгляд [11, с. 622].

Удзельная колькасць рэчыва, якое застаецца ў адсарбенте пры дэсорбцыі ( $\varphi \cong \text{const}$ ), называецца *стрымліваючай здольнасцю* адсарбенту.

Пры разліку працэсу дэсорбцыі неабходна, каб працягласць дапаможных аперацый (прадзіманне, сушка, ахалоджанне адсарбенту) была меншая за працягласць працэсу адсорбцыі. Паколькі колькасць адсорбераў і таўшчыня пласта адсарбенту ў іх вядомыя,

то асноўнымі разліковымі параметрамі з'яўляюцца расход неабходнага для правядзення працэсу цяпла, расходы прадзімальнага газу (пары), цепланосьбітаў для дапаможных аперацый і іх працягласць.

### 7.9. Іёнаабменныя працэсы

Іёнаабменны працэс з'яўляецца адным з відаў хемасорбцыі, пры якім ажыццяўляецца выбіральнае паглыннанне аднаго або некалькіх кампанентаў з раствораў сарбентамі (іанітамі). Гэты працэс выкарыстоўваецца для выдалення з водных раствораў металаў (цынку, хрому, свінцу, марганцу і інш.) у вытворчасці харчовых прадуктаў, пры ачыстцы вод ядзерных рэактараў, у працэсах вадападрыхтоўкі і інш.

Абмен іёнаў у іанітах адбываецца абарачальна і ў эквівалентных колькасцях. Па тыпу актыўных груп (кіслыя або асноўныя) у складзе іанітаў апошнія падзяляюцца на катыяніты і аніяніты. Першыя абменьваюцца з растворам рухомымі катыёнамі, другія – аніёнамі. Працэс абмену можна запісаць у выглядзе звычайнай хімічнай рэакцыі. Напрыклад, калі адбываецца абмен катыёнамі, ураўненне запішацца як



дзе  $R_k$  – катыяніт;  $M_1^+$  – абменьваемы катыён;  $M_2^+$  – выдаляемы з раствора катыён.

Аналагічнае ўраўненне можна запісаць і пры абмене аніёнаў.

У залежнасці ад іёнаў, якія аддае катыяніт, адрозніваюць іх розныя формы. Напрыклад, калі катыяніт аддае ў раствор іёны натру, тады гавораць, што катыяніт знаходзіцца ў Na-форме. Таксама, калі аніяніт аддае ў раствор іёны хлору, тады аніяніт знаходзіцца ў Cl-форме і г. д. (напрыклад H-форма, Ca-форма – для катыянітаў, OH-форма – для аніянітаў).

**Іаніты.** Здольнасцю да іёнага абмену валодаюць шмат якія прыродныя рэчывы (гліна, апатыт, вугаль, сінтэтычныя цэаліты, малекулярныя сіты, смала), але найбольш распаўсюджаны ў прамысловасці іёнаабменныя смолы, якія атрымліваюць сінтэзам нерастваральнага ў вадзе і іншых растваральніках цвёрдага арганічнага палімеру. Калі іаніты змяшчаюць розныя групы фіксаваных іёнаў, то іх называюць поліфункцыянальнымі, пры змяшчэнні аднайменных іёнаў – монафункцыянальнымі. Паглынальная здольнасць іанітаў характарызуецца

абменнай ёмістасцю, якая складаецца з ёмістасцей іх актыўных груп і выражаецца ў міліэквівалентах паглынутых іёнаў на 1 г (або адзінку аб'ёму) іяніту. Панаяці статычнай і дынамічнай абменнай ёмістасці аналагічныя як і пры адсорбцыі.

Сярод прамысловых іянітаў распаўсюджаны іяніты маркі КУ-2-8, КУ-23, КБ-2, КБ-2-4, КБ-4, АВ-17-8, АВ-29-12П, АН-22-8 і інш. (для абазначэння катыянітаў у маркіроўкі смол ужываецца літара К, аніянітаў – літара А). Іяніты выпускаюць у выглядзе парашку з размерам часцінак 0,04–0,07 мм, зярнят 0,3–2,0 мм, валакністага матэрыялу, лістоў і плітак. Буйназарністыя іяніты прызначаны для работы ў фільтрах з пластамі значнай вышыні (1–3 м), парашкі – з пластамі вышыняй 3–10 мм. Асноўныя патрабаванні да іянітаў пры іх эксплуатацыі: механічная трываласць, хімічная і тэрмічная стойкасць, высокая абменная ёмістасць, таннасць.

**Іёнаабменная раўнавага** выражаецца залежнасцю колькасці паглынутага рэчыва адзінкай масы іяніту ад раўнаважнай канцэнтрацыі гэтага рэчыва ў раствору (пры  $pH = \text{const}$  і  $t = \text{const}$ ). Ізатэрма іёнаабмену аналагічная прыведзеным вышэй для адсарбцыйных сістэм. Як і для іншых масаабменных працэсаў, ізатэрма раўнавагі пры іёнаабмене з'яўляецца важнай характарыстыкай, паколькі яна дае магчымасць меркаваць аб абменнай ёмістасці іяніту, яго селектыўнасці і праводзіць разлікі працэсу. Як і для працэсу адсорбцыі (гл. рыс. 7.8) тыповая ізатэрма раўнавагі (падобная на ізатэрмы пры адсорбцыі) можа быць раздзелена таксама на тры вобласці: першая – лінейная раўнаважная залежнасць пры малых канцэнтрацыях; другая – ізатэрма мае крывізну; трэцяя – вобласць, блізкая да насычэння і практычна не залежыць ад канцэнтрацыі раствору. На раўнавагу ўплываюць наступныя фактары: прырода іяніту і паглынаемых іёнаў, тэмпература, pH раствору. Звычайна ёмістасць і выбіральнасць іянітаў пры павелічэнні тэмпературы зніжаецца. Упрыў pH раствору можа быць розным: з павелічэннем pH ёмістасць катыянітаў павялічваецца, аніянітаў – памяншаецца.

**Матэрыяльны баланс** іёнаабменных працэсаў выражаецца агульнымі масаабменнымі ўраўненнямі:

$$Lda = -Gdc; \quad (7.28)$$

$$L(a_k - a_n) = G(c_n - c_k), \quad (7.29)$$

дзе  $L$ ,  $G$  – колькасць іяніту і раствору, кг/с;  $a_n$ ,  $a_k$  – пачатковая і канчатковая канцэнтрацыі іяніту, кг/кг сухога іяніту;  $c_n$ ,  $c_k$  – пачатковая і

канчатковая канцэнтрацыі выдаляемых іёнаў з раствору, кг/кг растваральніка.

*Кінетыка іёнаабменных працэсаў* адрозніваецца ад працэсаў фізічнай сорбцыі тым, што ў гэтых працэсах перанос іёнаў больш складаны і адбываецца ў некалькі стадый: дыфузіі (пераносу) іёна  $M_2^+$  ад раствору да паверхні часцінак іяніту – праз паверхню раздзелу паміж растворам і іянітам; дыфузіі іёна ўнутр іяніту – хімічная рэакцыя абмену; дыфузія выдаленага іёна  $M_1^+$  унутры да паверхні цвёрдай часцінкі і затым перанос іёна  $M_1^+$  праз паверхню раздзелу і ад паверхні іяніту ў раствор. Хуткасць працэсу залежыць ад хуткасцей асобных прыведзеных вышэй стадый.

Пры інжынерных разліках дапускаюць, што хуткасць хімічнай рэакцыі значна вышэйшая за хуткасць на іншых этапах і яна не робіць ўплыву на хуткасць іёнаабменнага працэсу. Звычайна вызначальнымі з'яўляюцца хуткасці дыфузіі ўнутры зярнят, але тэарэтычна апісаць і атрымаць разліковыя залежнасці вельмі цяжка, таму выкарыстоўваюць прыблізныя метады разліку (напрыклад, ураўненні Шылава), якія дазваляюць вызначыць час засцерагальнага дзеяння пласта іяніту ў залежнасці ад яго вышыні і рабочых параметраў працэсу.

Асноўнае кінетычнае ўраўненне

$$dM/(Vdt) = \beta_V(c - c^*), \quad (7.30)$$

дзе  $\beta_V$  – каэфіцыент масааддачы, 1/с;  $c, c^*$  – канцэнтрацыя паглынаемага рэчыва ў раствору і раўнаважная канцэнтрацыя адпаведна, кг/м<sup>3</sup>.

Для вызначэння каэфіцыента масааддачы рэкамендуецца формула [55, с. 389]

$$\beta_V = 28,4(wd_s\rho_p/\mu_p)^{0,41} \cdot D_c/d_s^2, \quad (7.31)$$

дзе  $w$  – хуткасць раствору, м/с;  $\rho_p$  – шчыльнасць раствору, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_p$  – вязкасць раствору, Па · с;  $D_c$  – каэфіцыент дыфузіі выдаляемых з раствору іёнаў, м<sup>2</sup>/с;  $d_s$  – дыяметр зярня іяніту, м.

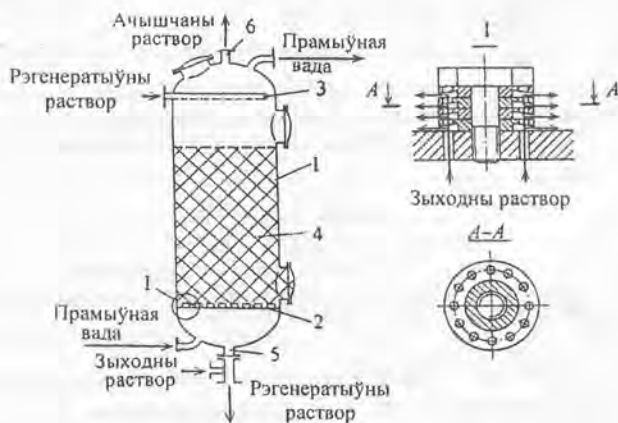
Для рэгенерацыі іянітаў у якасці рэгенератыўных раствораў выкарыстоўваюць растворы солей, а таксама растворы розных кіслот і шчолачаў. (Напрыклад, для рэгенерацыі катыяніту, насычанага катыёнімі, прымаюць 2–8%-ны раствор HCl; для рэгенерацыі аніяніту – 2–6%-ны раствор NaOH).

Пасля заканчэння рэгенерацыі іянітаў неабходна старанна адмыць іх вадой ад рэшткаў раствораў.

**Схемы іёнаабменных апаратаў і ўстановак.** Іёнаабменныя апараты могуць быць перыядычнага дзеяння (з нерухомым пластом іяніту і з псеўдазвадкаваным) і безупыннага дзеяння (з рухомым пластом іяніту і ступеневыя з псеўдазвадкаваным пластом іяніту на кожнай ступені). На рыс. 7.10 схематычна паказаны апарат перыядычнага дзеяння з нерухомым пластом іяніту.

Апарат складаецца з цыліндрычнай ёмістасці 1, размеркавальных прылад 2, 3 і пласта іяніту 4. Раствор, які трэба ачысціць, падаецца праз ніжні штуцэр 5, а затым праз размеркавальную прыладу 2 паступае ў пласт іяніту 4. Ачышчаны раствор збіраецца ў верхняй частцы апарата і адводзіцца праз штуцэр 6. Пасля заканчэння работы праводзяць рэгенерацыю іяніту, для гэтага спачатку іяніт прамываюць вадой, каб выдаліць раствор і іншыя прымесі (вада прапускаецца ў тым жа накірунку, што і раствор), а потым падаецца рэгенератыўны раствор, які звычайна прапускаюць у процілеглым накірунку адносна накірунку раствору. Каб пазбавіць іяніт ад рэгенератыўнага раствору, іяніт паўторна прамываюць вадой.

Такім чынам, поўны цыкл апарата складаецца з наступных стадый: 1) уласна іёнаабмен; 2) першая адмыўка; 3) рэгенерацыя; 4) адмыўка ад рэгенератыўнага раствору.



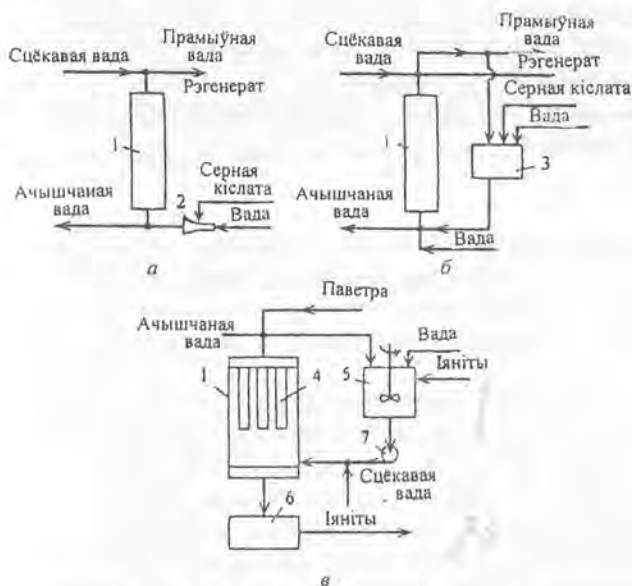
Рыс. 7.10. Іёнаабменны апарат з нерухомым пластом іяніту:  
1 – корпус; 2, 3 – размеркавальныя прылады; 4 – пласт іяніту; 5, 6 – штуцэры



Апараты з псеўдазвадкаваным пластом выкарыстоўваюць з мэтай павелічэння хуткасці сорбцыі і лепшага выкарыстання ёмістасці іяніту. Па канструкцыйным афармленні яны такія ж, як і апараты для адсорбцыі.

Агульныя патрабаванні: апараты павінны мець неабходныя рабочыя аб'ём, невялікае гідраўлічнае супраціўленне і мінімальныя капітальныя і эксплуатацыйныя затраты; забяспечваць аптымальны гідрадынамічны рэжым руху ўзаемадзеючых фаз і патрэбны ўзровень насычэння іяніту.

Што датычыцца схем іёнаабменных устаноў, то іх шмат, і ніжэй прыведзены толькі некаторыя (у прыватнасці, для ачысткі сцёкавай вады). На рыс. 7.11 паказаны схемы іёнаабменных устаноў перыядычнага дзеяння з адным іёнаабменным апаратам [56, с. 259]. Адрозніваюцца яны паміж сабой сістэмай рэгенерацыі іяніту. Па схеме (рыс. 7.11, а) рэгенератыўны раствор рыхтуюць безупынна пры падачы вады ў эжэктар 2 і канцэнтраванага раствору кіслаты або шчолачы. Падачу апошніх спыняюць пасля прапускання праз іяніт зададзенага аб'ёму рэгенератыўнага раствору.



Рыс. 7.11. Схемы іёнаабменных устаноў:

- а – устаноўка перыядычнага дзеяння з адным іёнаабменным апаратам;
- б – з абаротам часткі рэагенту; в – з намыўным фільтрам;
- 1 – ёмістасці; 2 – эжэктар; 3 – ёмістасць для рэгенерату; 4 – фільтравальны элемент;
- 5 – ёмістасць для падрыхтоўкі суспензіі; 6 – зборнік іяніту; 7 – помпа

Па схеме (рыс. 7.11, б) раствор для рэгенерачыі рыхтуюць у спецыяльнай ёмістасці. Пры гэтым дасягаецца скарачэнне расходу рэгенеруючага агенту за кошт таго, што рэгенератыўны раствор рыхтуюць шляхам дабаўкі канцэнтраванага рэагенту да першай порцыі прамыўной вады. У выніку частка рэагенту знаходзіцца ў абароце.

Схема ўстаноўкі з намыўным фільтрам прыведзена на рыс. 7.11, в. Па гэтай схеме падрыхтаваную суспензію іяніту ў вадзе з ёмістасці 5 помпай 7 накіроўваюць на цыркуляцыю праз фільтр да той пары, пакуль на фільтравальных элементах 4 не ўтворыцца шчыльны пласт іяніту таўшчынёй 5–10 мм. Пасля гэтага падаюць на ачыстку раствор. Апрацаваны іяніт выдаляюць з фільтра паветрам на рэгенерачыю. Пасля намыўкі новага пласта цыкл паўтараецца. Такія ўстаноўкі мэтазгодна выкарыстоўваюць пры ачыстцы раствораў з малымі канцэнтрацыямі выдаляемых рэчываў.

Акрамя прыведзеных, існуюць і іншыя схемы (з фракцыяніраваннем рэгенератыўнага раствору, з «плаваючым» фільтрам і інш.).

У параўнанні з перыядычнымі працэсамі іёнаабмену безупынных працэсы дазваляюць паменшыць затраты іянітаў, рэагентаў для рэгенерачыі, прамыўной вады, а таксама выкарыстоўваць больш кампактнае абсталяванне.

## Глава 8. КРЫШТАЛИЗАЦЫЯ

### 8.1. Агульныя паняцці

*Крышталізацыя* – працэс выдалення цвёрдых рэчываў з насычаных раствораў, расплаваў або з газавай фазы. Працэс шырока выкарыстоўваецца не толькі ў хімічнай, але і ў шмат іншых галінах прамысловасці: нафтахімічнай, харчовай, металургічнай, медыцынскай для выдалення крышталічнай фазы з раствораў і расплаваў, раздзялення сумесей, вырошчвання крышталёў, монакрышталёў. Асабліва вялікае значэнне працэс крышталізацыі мае ў тэхналогіі мінеральных солей і ўгнаенняў, дзе гэты працэс часта вызначае якасць гатовага прадукту.

Крышталізацыя з'яўляецца найбольш распаўсюджаным і простым спосабам атрымання рэчываў у чыстым выглядзе.

Аднак для атрымання крышталёў у чыстым выглядзе трэба, каб не было ў крышталічным прадукце розных прымешкаў, якія можна раздзяліць на дзве групы: сканцэнтраваныя на паверхні крышталёў і міжкрышталічнай вадкасці (матачным растворам), а таксама прымешкі, якія ўваходзяць у крышталічную рашотку ў выглядзе розных уключэнняў.

Для памяншэння прымешкаў на паверхні і ў міжкрышталічнай вадкасці выкарыстоўваюць прамыўку крышталёў растваральнікамі або чыстым матачным растворам, які не змяшчае шкодных кампанентаў. Каб не было прымешкаў у крышталічнай рашотцы, трэба або ачышчаць зыходны раствор, або праводзіць працэс крышталізацыі пры іншых умовах.

З вадкасных раствораў крышталізацыю праводзяць шляхам паніжэння растваральнасці крышталізуемага рэчыва за кошт змянення тэмпературы раствору або выдалення часткі растваральніка. Крышталізацыю з расплаваў ажыццяўляюць шляхам іх ахалоджвання. Крышталі можна атрымаць таксама ўзгонкай і далейшым ахалоджваннем пары пры тэмпературы ніжэйшай за тэмпературу «трайнага» пункта. Пры атрыманні вялікай колькасці крышталёў у прамысловасці працэс называюць масавай крышталізацыяй.

Працэс крышталізацыі складаецца з дзвюх асноўных стадый: утварэння зародкаў крышталёў і іх росту, прычым гэтыя стадыі звычайна адбываюцца адначасова.

*Крышталі ўяўляюць сабой аднародныя цвёрдыя целы рознай геаметрычнай формы, прычым кожнаму хімічнаму злучэнню звычайна адпавядае адна або некалькі крышталічных формаў.*

Форма крышталёў часта робіць значны ўплыў на іх тэхналагічныя ўласцівасці. Напрыклад, пры крышталізацыі гідравокісу барыю  $Ba(OH_2) \cdot 8H_2O$  атрымліваюцца крышталі ў выглядзе тонкіх круглых дыскаў, хаця лепш было б для тэхналагічных аперацый (фільтравання, асаджэння, злежвання), каб крышталі мелі форму куба або сферы. Для змянення формы крышталёў уведзяць паверхнева-актыўныя рэчывы.

Характэрная асаблівасць крышталёў – строга вызначанае, перыядычна паўторнае ў трох вымярэннях размяшчэнне іёнаў, атамаў або малекул, якія ўтвараюць рашотку. Гэта размяшчэнне вызначае вонкавую форму і размер крышталёў, надае крышталю форму шматгранніка з пэўнай сіметрыяй, спецыфічную для кожнага рэчыва (кубічную, рамбічную, тэтраэдральную і інш.). Ад структуры крышталёў залежаць іх уласцівасці (механічныя, аптычныя, электрычныя і г. д.).

Форма і размер крышталёў залежаць ад шмат якіх фактараў: наўнасьць канцэнтрацыйных плыней і хуткасці перамешвання раствору, ступені яго перанасцьвання, тэмпературы крышталізацыі, прымешкаў і інш.

У аснову класіфікацыі крышталёў прынята іх сіметрыя, асноўнымі элементамі якой з'яўляюцца цэнтр сіметрыі, вось сіметрыі і плоскасць сіметрыі.

Існуюць рэчывы (часцей за ўсёго хімічна аднатыповыя), якія маюць падобную рашотку, пры крышталізацыі з раствораў выдаляюцца сумесна і ўтвараюць аб'яднанні або змешаныя крышталі пераменнага складу. Такія рэчывы называюць ізаморфнымі, а саму з'яву – ізамарфізмам (напрыклад, крышталі  $KCl$  і  $KBr$ , да ізаморфных солей адносяцца солі  $KH_2PO_4$ ,  $NH_4H_2PO_4$  і інш.).

З'яву, пры якой адны і тыя ж рэчывы ў залежнасці ад тэрмадынамічных умоў (тэмпературы, ціску і інш.) могуць ўтвараць розныя па сіметрыі і форме крышталі, называюць полімарфізмам, а самі рэчывы – паліморфнымі. Гэта з'ява тлумачыцца магчымасцю дэфармацыі і змяненнем іённых (атамных) сфер па велічыні пры змяненні тэрмадынамічных параметраў. У залежнасці ад ступені дэфармацыі іённых (або атамных) сферы могуць і групавацца па-рознаму і ўтвараць розныя крышталічныя структуры. З'ява полімарфізму даволі распаўсюджана ў прыродзе і характэрная як для элементаў, так і для складаных злучэнняў. У якасці прыкладу полімарфізму элементаў можна адзначыць дзве крышталічныя формы вугляроду (графіт і алмаз), тры

мадыфікацыі фосфару (жоўты, чырвоны і чорны) і г. д. Полімарфізм хімічных злучэнняў можна назіраць на прыкладзе вуглякіслага кальцыю ( $\text{CaCO}_3$ ) з дзвюма поліморфнымі і ёдзістага срэбра ( $\text{AgI}$ ) з трыма паліморфнымі мадыфікацыямі.

Трэба адзначыць, што шмат якія солі крышталізуюцца і змяшчаюць у крышталічнай рашотцы малекулы вады. Такія крысталі называюць крышталегідратамі.

Крышталізацыя як і растварэнне цвёрдага рэчыва ў вадкасцях, суправаджаецца цеплавымі эфектамі. Пры растварэнні часцей за ўсё цяпло паглынаецца і радзей – выдаляецца. *Цеплынёй растварэння* называюць колькасць цяпла, якое паглынаецца (выдаляецца) пры растварэнні адзінкі масы рэчыва (1 моль або 1 кмоль). Велічыня цеплыні растварэння залежыць ад прыроды растваральніка і раствараемай солі, тэмпературы растварэння, а таксама ад пачатковай і канчатковай канцэнтрацыі раствору.

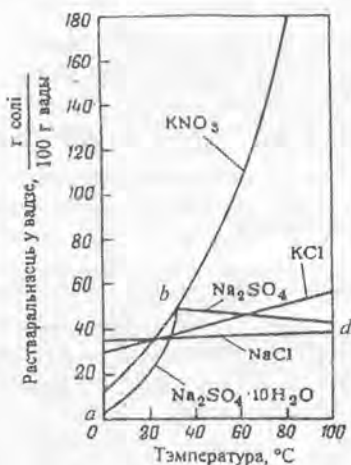
Працэс крышталізацыі рэчыва з раствору, які ў некаторым сэнсе з'яўляецца адваротным працэсам растварэння, таксама суправаджаецца цеплавымі эфектамі, але адваротным па знаку цеплавому эфекту пры растварэнні. Колькасць цяпла, якое выдаляецца (паглынаецца) пры крышталізацыі адзінкі масы рэчыва, называецца *цеплынёй крышталізацыі*. У практычных разліках звычайна прымаюць, што цеплата крышталізацыі  $Q_{\text{кр}}$  роўная па велічыні цеплыні растварэння  $Q_{\text{рас}}$ , але з адваротным знакам, г. зн.  $Q_{\text{кр}} = -Q_{\text{рас}}$  (у сапраўднасці гэта рознасць будзе ў тым выпадку, калі рэчыва раствараецца ў амаль насычаным раствору і пры той тэмпературы, пры якой праводзіцца ў далейшым працэс крышталізацыі).

## 8.2. Раўнавага ў працэсах крышталізацыі

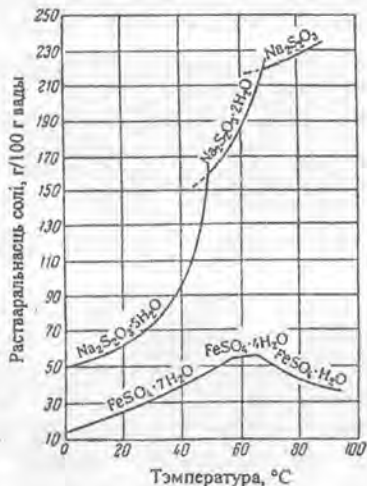
Вядома, што растваральнасць большасці рэчываў пры павышэнні іх тэмпературы павялічваецца. Але існуюць і такія рэчывы, растваральнасць якіх з ростам тэмпературы памяншаецца. У першым выпадку кажуць, што рэчывы валодаюць «станоўчай» растваральнасцю, у другім – «адмоўнай». На растваральнасць рэчываў у розных растваральніках робяць уплыў таксама фізіка-хімічныя ўласцівасці рэчываў і растваральнікаў. Растворы, якія змяшчаюць лімітную колькасць раствараемага рэчыва пры дадзенай тэмпературы, называюць насычанымі. У насычаных растворах паміж крышталямі і растворам ствараецца рухомая раўнавага, г. зн., што колькасць

часцінак, якія раствараюцца з крышталёў, роўная колькасці часцінак, якія зноў крышталізуюцца. Калі абазначыць праз  $b$  канцэнтрацыю раствору, тады пры раўнавазе  $b = b_n$  ( $b_n$  – канцэнтрацыя насычанага раствору). Пры  $b < b_n$  раствор ненасычаны, пры  $b > b_n$  – раствор перанасычаны. Умовы раўнавагі выражаюцца залежнасцю канцэнтрацыі насычанага раствору  $b_n$  ад тэмпературы. Характар змянення раўнаважнай крывой залежыць ад уласцівасцей растваральніка і рэчываў, якія ў ім раствараны.

Некаторыя крывыя растваральнасці водных раствораў розных солей у залежнасці ад тэмпературы прыведзены на рыс. 8.1. З рысунка бачна, што ўплыў тэмпературы на растваральнасць рэчываў розны. Для хлорыстага натрыю ( $\text{NaCl}$ ) растваральнасць яго расце пры павышэнні тэмпературы, але нязначна. Для  $\text{KNO}_3$ , наадварот, павелічэнне тэмпературы прыводзіць да рэзкага росту яго растваральнасці. Растваральнасць жа сульфату натрыю залежыць ад прысутнасці ў малекуле солі крышталізацыйнай вады. Пры гэтым назіраецца рэзкі перагіб для воднага сульфату натрыю ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ) са станючай растваральнасцю з павышэннем тэмпературы на ўчастку  $ab$  і паніжэннем растваральнасці для бязводнага  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  (участак  $bd$ ).



*a*



*б*

Рыс. 8.1. Крывыя растваральнасці розных солей;  
*a* –  $\text{KNO}_3$ ,  $\text{KCl}$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ; *б* –  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ ,  $\text{FeSO}_4$

Кожны крышталегідрат устойлівы толькі ў пэўным інтэрвале тэмператур. За межамі гэтага інтэрвалу колькасць малекул вады мяняецца. Пры павышэнні тэмпературы памяншаецца колькасць малекул крышталізацыйнай вады.

Для некаторых крышталегідратаў існуе некалькі перагібаў, напрыклад для крывых растваральнасці ў вадзе тыясульфату натрыю і сульфату закісу жалеза (рыс. 8.1, б).

Акрамя дыяграм растваральнасці, якія прыведзены вышэй, залежнасць канцэнтрацыі насычанага раствору ад тэмпературы можа быць прадстаўлена ў выглядзе дыяграм складу. З дапамогай апошніх можна вызначыць колькасныя суадносіны паміж кампанентамі сістэмы.

Тэхнічныя трайныя сістэмы ўяўляюць сабой растворы дзвюх солей з агульным іёнам. Залежнасць паміж параметрамі – тэмпературай і канцэнтрацыяй дзвюх солей – можа быць адлюстравана на палімернай дыяграме растваральнасці [57, с. 49]. На рыс. 8.2 паказана такая дыяграма для чатырох ізатэрм растваральнасці  $KCl$  і  $NaCl$  у вадзе пры розных тэмпературах ( $10^\circ$ ,  $40^\circ$ ,  $70^\circ$  і  $100^\circ$ ). На дыяграме лініі  $AB$ ,  $A_1B_1$ ,  $A_2B_2$ ,  $A_3B_3$  адпавядаюць растворам, насычаным  $KCl$ , а лініі  $BC$ ,  $B_1C_1$ ,  $B_2C_2$ ,  $B_3C_3$  – растворам, насычаным  $NaCl$ . Пункты  $B$ ,  $B_1$ ,  $B_2$ ,  $B_3$  называемыя эўтанічнымі, адпавядаюць складу раствору насычанага абедзвюма солямі. Лінія  $MN$  характарызуе змяненне складу раствораў, насычаных абедзвюма солямі ў залежнасці ад тэмпературы. З рыс. 8.2 бачна, што з павышэннем тэмпературы канцэнтрацыя  $KCl$  у эўтанічным раствору павышаецца, а канцэнтрацыя  $NaCl$  – памяншаецца. Пункты, якія знаходзяцца ўнутры плоскасці  $OABC$ ,  $OA_1B_1C_1$  і г. д., адпавядаюць складам ненасычаных раствораў, а пункты, якія ляжаць вышэй за ізатэрмы (лініі насычэння), – перанасычаным растворам. На дыяграме можна праводзіць колькасныя разлікі. Напрыклад, калі раствор насычаны абедзвюма солямі пры тэмпературы  $100^\circ C$  (пункт  $B$ ) ахалоджваецца да  $40^\circ C$ , то працэс адлюстроўваецца на дыяграме адрэзкам крышталізацыі  $BD$ . Пры гэтым з раствора будзе крышталізавацца толькі хларысты натрый у колькасці, роўнай  $BD$  (г. зн.  $36 - 21 = 15$  г солі на кожныя 100 г вады). Таксама можна падлічыць склад раствору пры выпарванні. Напрыклад, калі выпарваць ненасычаны раствор (пункт  $a$ ), то працэс будзе адбывацца па лініі  $OaK$ . Гэта значыць, што пры выдаленні вады з раствора канцэнтрацыя солей у раствору будзе павялічвацца пры нязменных суадносінах іх масы ў раствору. З дыяграмы бачна, калі выпарэнне адбываецца пры  $10^\circ C$  або  $40^\circ C$ , то пры перасячэнні лініяй  $OK$  ізатэрмы  $A_1B_1$  або  $A_2B_2$  раствор становіцца насычаным  $KCl$ , які пачне выпадаць у асадак пры далейшым выпарванні вады. Змяненне канцэнтрацыі будзе адбывацца па ізатэрме  $A_1B_1$  або  $A_2B_2$  ад пункта  $a_1$  або  $a_2$  у накірунку да эўтанічных пунктаў  $B_1$  або  $B_2$ . Пры дасягненні апошніх з раствора пачнуць выкрышталізавацца і  $KCl$ , і  $NaCl$  у суадносінах, характарызуемых гэтым пунктам.

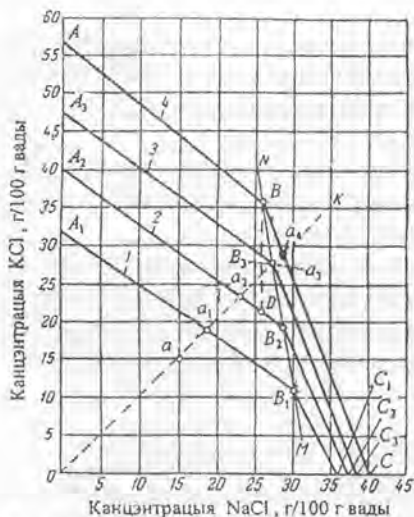


Рис. 8.2. Полімерная діаграма розстворальності (плоская сістэма  $KCl - NaCl - H_2O$ ):  
1 – пры  $10^\circ C$ ; 2 – пры  $40^\circ C$ ; 3 – пры  $70^\circ C$ ;  
4 – пры  $100^\circ C$ .

Для разліку трайных сістэм выкарыстоўваюць трохвугольную сістэму каардынат, і дыяграма будзеца ў выглядзе роўнабаковага або прамавугольнага трохвугольніка. З метадыкай пабудовы выкарыстання для практычных разлікаў трохвугольных і іншых дыяграм можна азнаёміцца ў спецыяльнай літаратуры [57].

### 8.3. Кінетыка крышталізацыі

Кінетыку працэсу крышталізацыі можна ахарактарызаваць дзвюма велічынямі: хуткасцю ўтварэння зародкаў і хуткасцю росту крышталёў.

Агульнымі ўмовамі, якія неабходны для выдалення крышталёў з раствораў, расплаваў або пары, з'яўляюцца перанасычэнне або пераахладжванне. Перанасычаныя растворы без утварэння бачных крышталічных зародкаў могуць захоўвацца на працягу некаторага часу, прычым працягласць такога скрытага перыяду крышталізацыі (назваемага індукцыйным) можа вагацца ад долей секунды да некалькіх гадзін і нават месяцаў. Індукцыйны перыяд залежыць ад прыроды растваранага рэчыва і растваральніка, велічыні перанасычэння, наяўнасці ў растворах прымешкаў, механічных уздзеянняў і інш.

Пры выпарванні раствора пры  $70^\circ C$  прамая выпарэння  $OK$  перасякае ізатэрму ў з'ўтанічным пункце  $B_3$ , і пры далейшым выдаленні вады ў асадак будуць пераходзіць абедзве солі (і  $NaCl$  і  $KCl$ ). Пры выпарванні раствора пры  $100^\circ$  (пункт перасячэння  $a_4$ ) пачне крышталізавацца  $NaCl$ , і склад раствора пры далейшым выпарванні будзе мяняцца па ізатэрме да з'ўтанічнага пункта  $B$ , пасля гэтага пачнуць у асадак пераходзіць абедзве солі.

Калі да насычанага раствора  $KCl$  дадаць цвёрдую соль  $NaCl$ , то яна пачне растварацца і выіскаць частку хлорыстага калію ў асадак (высольванне). Змяненне будзе праходзіць па крывой растваральнасці  $AB$  у накірунку да з'ўтанічнага пункта  $B$ .



Працэс утварэння зародкаў крышталёў у цяперашні час тлумачыцца па-рознаму. Напрыклад, існуе меркаванне [57, 58] аб наяўнасці ў перанасычаным раствору вялікай колькасці субмікраскапічных зародкаў, якія знаходзяцца ў кінетычнай раўнавазе з растворам да надыходу бачнай крышталізацыі. Гэта гіпотэза была пацверджана даследаваннямі, на падставе якіх выказана думка, што «перанасычаныя растворы ўяўляюць сабой гетэрагенныя сістэмы, а скрыты перыяд крышталізацыі азначае час, на працягу якога адбываецца ўзбуйненне часцінак дысперснай фазы да страт імі кінетычнай устойлівасці» [59]. Такім чынам, можна лічыць (з вялікай верагоднасцю), што ў перанасычаных растворах змяшчаюцца крышталічныя ўтварэнні (блокі) і такія гетэрагенныя сістэмы, магчыма, маюць полідысперсны склад. З павелічэннем перанасычэння найбольш устойлівымі ў растворы становяцца ўсё больш дробныя крышталічныя ўтварэнні, што абумоўлівае павелічэнне хуткасці ўзнікнення зародкаў. Зрастанне завіслых у раствору мікраўтварэнняў парушае кінетычную раўнавагу і прыводзіць да ўзнікнення ўстойлівага мікракрышталіка, які становіцца цэнтрам узнікнення крышталю.

На хуткасць утварэння цэнтраў крышталізацыі робяць уплыў розныя фактары: прымескі, тэмпература раствору (чым вышэйшая тэмпература, тым большая хуткасць утварэння зародкаў), размешванне і іншыя механічныя ўздзеянні, шурпатасць сценак апарата. Акрамя гэтых фактараў, на хуткасць утварэння зародкаў могуць рабіць уплыў электрычнае і магнітнае палі, радыеактыўнае выпраменьванне.

Рост крышталёў адбываецца пасля таго, як у перанасычаным раствору ўзніклі зародкі. На паверхні зародкаў пачынае адкладвацца растваранае рэчыва. Асноўнай характарыстыкай гэтага працэсу з'яўляецца велічыня лінейнай хуткасці росту крышталю (або павелічэнне яго масы ў залежнасці ад часу). Існуе шмат тэорый росту крышталёў, але з прычыны таго, што ўтварэнне ўстойлівых зародкаў звязана з іх ростам, а ва ўмовах масавай крышталізацыі гэтыя стадыі адбываюцца адначасова, ні адна з тэорый не можа растлумачыць усіх асаблівасцей такога складанага гетэрагеннага працэсу.

Першай тэорыяй, якая, па-сутнасці, тлумачыла раўнаважную форму крышталёў, што ўтвараюцца, з'яўляецца тэрмадынамічная тэорыя Гібса. Адпаведна гэтай тэорыі, крышталю прымае такую сумяшчальную з яго сіметрыяй форму, пры якой яго павольная паверхневая энергія будзе мінімальнай. Таксама крышталю дадзенага рэчыва можа мець толькі адну характэрную для яго форму. Але, як паказвае

практика, форма крышталёў можа адрознівацца ў залежнасці ад умоў крышталізацыі.

Узаемадзеянне крышталя пры яго росце з навакольным асяродкам і механізм пераходу рэчыва з раствору на яго грані разглядаюцца дыфузійнай тэорыяй росту. У адпаведнасці з гэтай тэорыяй працэс пераносу рэчыва з зыходнай сумесі да крышталя, які расце, адбываецца ў дзве стадыі: дыфузія малекул рэчыва да міжфазнай паверхні і заканамернае размяшчэнне гэтых малекул на паверхні крышталя («рэакцыя» на паверхні). Для ўсталяванага працэсу, калі прыняць, што хуткасць крышталічнага акта прапарцыянальная перанасычэнню раствору, хуткасць адкладання рэчыва на гранях крышталя ў агульным выпадку выражаецца ўраўненнем

$$\frac{dq}{dt} = \frac{1}{\frac{\delta}{D} + \frac{1}{\beta_0}} F(b - b_u) \approx \beta F(b - b_u), \quad (8.1)$$

дзе  $\beta = \frac{1}{\frac{\delta}{D} + \frac{1}{\beta_0}}$  – каэфіцыент масаперадачы;  $b, b_u$  – канцэнтрацыя

рэчыва, якое крышталізуецца, у перанасычаным раствору і ў стане насычэння адпаведна;  $\delta$  – таўшчыня пласта маларухамага раствору на паверхні крышталя;  $D$  – каэфіцыент дыфузіі;  $\beta_0$  – каэфіцыент хуткасці акта крышталізацыі.

Аднак растлумачыць усе асаблівасці росту крышталёў з дапамогай гэтай тэорыі немагчыма. Напрыклад, доследным шляхам устаноўлена, што велічыня  $\beta$  мае розныя значэнні для розных граней, а паміж хуткасцю росту крышталя і перанасычэннем раствору часта існуе не лінейная залежнасць, а квадратычная, г. зн.  $dq/dt \sim (b - b_u)^2$ .

Малекулярная кінетычная тэорыя паслойнага росту крышталёў [57, с. 85] таксама поўнасцю не можа растлумачыць усе асаблівасці працэсу крышталізацыі. Яна тлумачыць канчатковыя формы крышталёў зыходзячы толькі з асаблівасцей структуры крышталёў і механізму адкладання рэчыва на гранях без уліку ўласцівасцей самога асяроддзя і яго ўзаемадзеяння з крышталём, які расце.

Зразумела, што апісаць і растлумачыць усе асаблівасці такога складанага фізіка-хімічнага працэсу, якім з'яўляецца крышталізацыя, вельмі цяжка (і немагчыма) таму, што ён уключае некалькі этапаў і падвод рэчыва да паверхні граней; утварэнне двухмерных зародкаў і

іх рост; адвод малекул ад паверхні крышталёў растваральніка, які не ўвайшоў у склад крышталёў, адвод цяпла, якое выдаляецца пры крышталізацыі. Таму для рэальнага працэсу механізм росту крышталёў трэба разглядаць з улікам уплыву розных фактараў. Адным з такіх фактараў з'яўляецца *ступень перанасычэння раствору*. Пры малой ступені перанасычэння рост крышталёў адбываецца з меншай хуткасцю. Крышталі расце за кошт далучэння асобных іёнаў або малекул і двухмерных зародкаў, яго грані разбіваюцца раўнамерна і форма прыбліжаецца да дасканалай. Пры значным перанасычэнні раствору хуткасць росту, рознасць хуткасцей нарастання асобных граней павялічваецца, і форма крышталёў адхіляецца ад дасканалай. Пры яшчэ большым перанасычэнні магчымы так званы «блокавы» рост крышталі ў выніку далучэння да яго цэлых груп іёнаў (або малекул), якія пэўным чынам арыентаваны і размеры якіх могуць вагацца ў шырокім інтэрвале.

Хуткасць росту крышталёў у большасці выпадкаў вызначае дыфузійная стадыя, таму *перамешванне раствору*, якое станоўча ўплывае на працэс дыфузіі рэчыва з аб'ёму асяроддзя да граней крышталі, паскарае яго рост. Аднак гэта паскарэнне назіраецца толькі пры павелічэнні хуткасці перамешвання да некаторай мяжы, за якой далейшае павышэнне ліку абаротаў мяшалкі не робіць уплыву на кінетыку росту. Перамешванне значна ўплывае на вонкавы выгляд крышталёў. Пры перамешванні раствору атрымліваюцца крышталі больш правільнай формы ў параўнанні з крышталямі, атрыманымі без перамешвання.

Значны ўплыў на хуткасць росту крышталёў, яго асобных граней, форму, аднароднасць і г. д. робяць *прымешкі*, якія прысутнічаюць у раствору. Некаторыя прымешкі могуць поўнасю спыніць рост крышталёў нават пры значным перанасычэнні раствору; другія, наадварот, могуць садзейнічаць узбуджэнню крышталёў.

*Павышэнне тэмпературы* прыводзіць да павелічэння хуткасці росту крышталёў. Але ўплыў тэмпературы ў большай ступені адбываецца на павелічэнні ліку зародкаў, што прыводзіць да ўтварэння больш дробных крышталёў. Пры станоўчай растваральнасці з павышэннем тэмпературы крышталізацыі памяншаецца ступень перанасычэння раствору, і ад гэтага паніжаецца рухальная сіла працэсу.

*Уплыў умоў крышталізацыі на якасць прадукту*. Якасць прадукту (размер крышталёў, іх аднароднасць, хімічная чысціня) пры масавай

крышталізацыі вызначаюцца складам раствору і ўмовамi правядзення працэсу.

Размер крышталёў пасля масавай крышталізацыі залежыць ад суданосін хуткасці ўтварэння зародкаў і іх далейшага росту. У выпадку, калі хуткасць узнікнення зародкаў значна перавышае хуткасць іх росту, перанасычэнне раствору садзейнічае ўтварэнню новых цэнтраў крышталізацыі і ў выніку атрымліваюцца дробныя крышталі. Калі ж асноўная маса рэчыва, якое крышталізуецца, адкладваецца на паверхні першапачатковых зародкаў, а новыя цэнтры крышталізацыі ўтвараюцца ў вельмі малой колькасці, тады крышталі атрымліваюцца буйнымі.

Буйнасць крышталёў залежыць, у першую чаргу, ад прыроды растворанай солі, перанасычэння раствору, хуткасці перамешвання раствору, наяўнасці ў ім прымешкаў і тэмпературных умоў. Паколькі дадзеныя фактары ўплываюць на хуткасць утварэння зародкаў і рост крышталёў, а гэтыя стадыі для рэальных працэсаў адбываюцца адначасова, то яны будуць уплываць і на размер крышталёў. Пры іншых аднолькавых умовах размер крышталёў пры масавай крышталізацыі тым буйнейшы, чым больш схільная дадзеная соль да ўтварэння перанасычанага раствору.

Перамешванне раствору з аднаго боку вядзе да лепшых умоў дыфузійнага пераносу рэчыва да граняў крышталёў і тым самым садзейнічае іх росту, з другога боку, выклікае ўтварэнне зародкаў, г. зн. павялічвае колькасць дробных крышталёў. Акрамя таго, вялікая хуткасць руху раствору можа аказваць і іншыя ўздзеянні на размер крышталёў, у прыватнасці прыводзіць да механічнага сцірання з прычыны трэння паміж сабой, аб сценкі апарата і лопасці мяшалкі. Такім чынам, для рацыянальнай арганізацыі працэсу трэба прыняць аптымальную хуткасць руху раствору.

З павелічэннем ступені насычэння раствору ўзрастае хуткасць утварэння зародкаў у большай ступені, чым хуткасць росту крышталёў. Таму для атрымання буйнакрышталічнага прадукту працэс лепш весці пры невялікім перанасычэнні, хаця ў выніку гэтага зніжаецца прадукцыйнасць апарата (крышталізатара), у якім адбываецца працэс.

На размер крышталёў робяць уплыў прымешкі. Часта, каб павялічыць размер, у раствор дабаўляюць спецыяльныя паверхнева-актыўныя рэчывы – мадыфікатары. Прысутнасць апошніх нават у вельмі малой колькасці можа рэзка ўплываць як на форму, так і на размеры крышталёў.

Для павелічэння размеру крышталёў іншы раз у раствор уводзяцца запалавыя крышталі. Але пры выкарыстанні гэтага спосабу трэба мець на ўвазе наступнае [57]:

– выпарванне запалу павінна быць эфектыўней пры вялікай схільнасці рэчыва да ўтварэння перанасычанага раствору. Калі крышталізуемая соль не дае колькі-небудзь прыкметнага перанасычэння, тады пры самай малой яго колькасці ў раствору ўзнікне вялікая колькасць новых цэнтраў крышталізацыі і запал не дасць эфекту;

– для кожных канкрэтных умоў існуе аптымальная колькасць запалу, пры якім можна атрымаць найбольш буйныя крышталі;

– увядзенне запалу тым эфектыўней, чым меншая хуткасць перанасычэння ў раствору.

Для павелічэння размераў крышталёў прымяняюць і такія тэхнічны прыём, як адвод найбольш дробных крышталёў з апарата. Часцей за ўсё выдаленне дробных крышталёў выкарыстоўваецца пры крышталізацыі ў апаратах з завіслым пластом, а таксама ў вакуум-крышталізатарых. Выдаленне залішніх цэнтраў крышталізацыі ажыццяўляецца з дапамогай спецыяльных асвятляльнікаў-алстойнікаў.

Ступень чысціні прадукту залежыць як ад умоў правядзення працэсу крышталізацыі і дадатковых аперацый (фільтравання, прамыўкі), так і ад характару саміх прымешкаў, якія пападаюць з матачным растворам і прысутнічаюць у раствору. Прымешкі можна падзяліць на тры асноўныя групы [57, с. 124]: звычайныя (неізаморфныя), ізаморфныя (ізадыморфныя) і адсарбуемыя. Звычайныя прымешкі пераходзяць у поры крышталёў гатовага прадукту за кошт матачнага раствору, а таксама ў выніку намочвання растворам паверхні крышталёў. Паменшыць колькасць прымешкаў у крышталях у гэтым выпадку можна шляхам папярэдняй ачысткі зыходных раствораў, павелічэння інтэнсіўнасці перамешвання раствору ў працэсе крышталізацыі і прамыўкі прадукту чыстым растваральнікам.

Высокай ступені чысціні прадукту можна дасягнуць шматкратным паўтарэннем працэсу крышталізацыі (перакрышталізацыяй).

Ізаморфныя прымешкі атрымліваюцца ў выніку сукрышталізацыі (утварэння змешаных крышталёў). У гэтым выпадку прымешкі размяркоўваюцца па ўсім аб'ёме крышталя, і таму атрымаць крышталі высокай чысціні можна за кошт выбару такой тэмпературы крышталізацыі, пры якой раўнаважны каэфіцыент размеркавання кампанентаў у крышталі зрушваецца ў бок малога змяшчэння прымешкаў.

На змяшчэнне ізаморфных прымешкаў робяць уплыў ступень крышталізацыі і хуткасць правядзення працэсу.

На колькасць адсарбуемых прымешкаў у крышталях уплывае тэмпература крышталізацыі, хуткасць перамешвання раствору пры крышталізацыі, ступень перанасычэння раствору. Значна памяншаецца колькасць прымешкаў у крышталях пры дабаўленні ў раствор шматвалентных іёнаў таго ж знака, што і адсарбуемыя прымешкі.

**Метады крышталізацыі.** Крышталізацыя магчыма пры ўмовах, калі раствор перанасычаны. У залежнасці ад спосабу ўтварэння перанасычэння існуюць розныя метады крышталізацыі.

Найбольш распаўсюджаны і просты спосаб утварэння перанасычэння ў раствору з прамой растваральнасцю – ахалоджванне раствору (з адваротнай растваральнасцю – награванне). Метад крышталізацыі са змяненнем тэмпературы называюць ізагідрычным, паколькі ён ажыццяўляецца пры нязменнай колькасці ў раствору растваральніка, хаця страты апошняга могуць быць з прычыны яго выпарвання ў асяроддзе з адкрытых крышталізатараў. Але гэтыя страты невялікія, і імі звычайна грэбуюць. У прамысловасці ахалоджванне раствору праводзяць вадой, радзей – паветрам, расоламі. Метад крышталізацыі пры ахалоджванні раствору мэтазгодна выкарыстоўваць для рэчываў, якія маюць моцна выражаную прамую залежнасць растваральнасці ад тэмпературы.

Да недахопаў гэтага метаду трэба аднесці параўнальна малую ўдзельную прадукцыйнасць крышталізатараў-халадзільнікаў з прычыны ўтварэння на паверхнях цеплааддачы солеадкладанняў (інкрустацый), якія пагаршаюць працэс адводу цяпла ад раствору. Больш перспектыўны спосаб ахалоджвання – непасрэднае ўвядзенне холадгенту, які не змешваецца з растворам, у сам раствор.

Акрамя ахалоджвання раствору, распаўсюджаным спосабам перанасычэння з'яўляецца працэс выпарвання раствору, пры якім перанасычэнне ствараецца за кошт выдалення з раствору часткі растваральніка. Гэты метады прыгодны для крышталізацыі рэчываў, якія маюць любую залежнасць растваральнасці ад тэмпературы, але найбольш рацыянальна яго выкарыстоўваюць для крышталізацыі рэчываў, растваральнасць якіх мала залежыць ад тэмпературы. На практыцы іншы раз камбінуюць разгледжаныя вышэй метады стварэння перанасычэння раствору. Так, пры вакуум-крышталізацыі раствор ахалоджваюць шляхам адцягатычнага выпарвання часткі растваральніка. Тэмпература гарачага раствору памяншаецца да тэмпературы кіпення, адпа-

веднай ціску ў апарате. Пры гэтым пара адводзіцца вакуум-помпай. Гэты метада крышталізацыі асабліва эфектыўны для солей, растваральнасць якіх параўнальна плаўна памяншаецца з памяншэннем тэмпературы. У некаторым сэнсе адваротным працэсам выпарвання з'яўляецца працэс вымарожвання. Працэс крышталізацыі пры вымарожванні праводзяць у некаторых выпадках ахалоджваннем раствораў да тэмпературы ніжэй за 0°C. Іншы раз вымарожванне выкарыстоўваецца для канцэнтравання раствораў шляхам частковага выдалення з раствора крышталёў растваральніка (часта вады). Пры гэтым раствор канцэнтруецца таксама, як і пры выпарванні.

Акрамя гэтых метадаў крышталізацыі, існуюць метады, пры якіх крышталі ўтвараюцца за кошт эфекту высольвання (выдалення з раствораў крышталёў першапачаткова растваранага рэчыва пры адначасовым растварэнні ў ім другога рэчыва), а таксама ў выніку хімічнай рэакцыі.

Дастаткова часта ў прамысловасці выкарыстоўваюць камбінаваныя спосабы стварэння перанасычэння. Напрыклад, пры вакуум-крышталізацыі адначасова з ахалоджваннем раствору ажыццяўляюць і яго выпарванне.

#### 8.4. Некаторыя канструкцыі апаратаў (крышталізатараў)

Апараты для правядзення працэсу крышталізацыі класіфікуюць пазрознаму: напрыклад, па спосабу работы (перыядычнага і безупыннага дзеяння); па спосабу выгрузкі асадку, па размеру атрыманых крышталёў; па прынцыпу дзеяння і г.д. Сярод вядомых лепшым лічыцца класіфікацыя па спосабу стварэння перанасычэння [57]. Згодна з гэтым спосабам, усе крышталізатары можна падзяліць на дзве вялікія групы: апараты для ізагідрычнай крышталізацыі (з ахалоджваннем раствору) і апараты для ізатэрмічнай крышталізацыі (з выдаленнем растваральніка). Вакуум-крышталізатары можна адносіць да ізагідрычнай групы з прычыны таго, што колькасць растваральніка, якая выдаляецца з раствора выпарваннем, невялікая (~10% ад агульнага яго змяшчэння ў раствору). Апараты, у якіх перанасычэнне ствараецца ў выніку хімічнай рэакцыі або высольваннем, ніжэй не разглядаюцца.

З апаратаў ізагідрычнай групы найбольш простым з'яўляецца *крышталізатар з мяшалкай і змеевіком* (рыс. 8.3). Апарат складаецца з корпуса 1, прапелернай мяшалкі 2 і змеевіка 3 для ахалоджвання. Апошні можа быць выкананы адзінарным, двойным або трыным

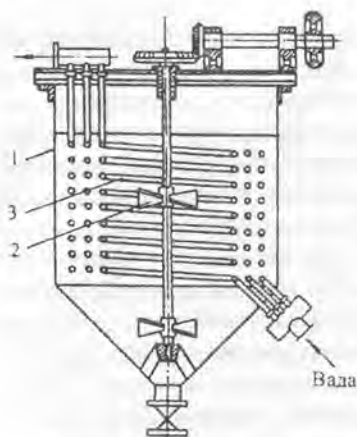


Рис. 8.3. Крышталізатар з мяшалкай і змеевіком:  
1 – корпус; 2 – мяшалка; 3 – змеевік

конваецца канічнай, каб паменшыць хуткасць руху раствору і вынас дробных крышталёў з матачным растворам. Крышталі з часткай матачнага раствору выдаляюцца праз ніжні штуцэр апарата. Трэба адзначыць, што крышталізатары са змеевікамі, якія размешчаны ўнутры, выкарыстоўваюцца радзей, чым крышталізатары з кажухамі. Гэта тлумачыцца тым, што ў працэсе крышталізацыі імкнуцца не толькі інтэнсіфікаваць працэс, але і атрымаць прадукт пэўнага грануламетрычнага складу. Акрамя таго, выдаленне са сценак змеевіка інкрустацый больш працаёмкі працэс у параўнанні з выдаленнем са сценак апарата.

На рис. 8.4, а паказаны *апарат з рухомым корпусам*. Ён уяўляе сабой доўгае глыбокае карыта 1 з круглымі або паўкруглымі бандажамі 2. Апошнія ўстаноўлены на апорныя ролікі 3. Карыта мае невялікі нахіл і з дапамогай спецыяльнага прываду (на рысунку не паказаны) можа калыхацца на роліках накішталт маятніка. Гарачы раствор падаецца з аднаго канца крышталізатара і безупынна працякае ўздоўж карыта, пры гэтым ахалоджаецца за кошт цеплааддачы ў навакольнае асяроддзе (паветра) і ў выніку частковага выпарэння растваральніка праз адкрытую паверхню апарата. Даўжыня апаратаў да 15 м, шырыня да 1,5 м. Звычайна суадносіны даўжыні апарата да яго дыяметра 10:1. Павольны рух і ахалоджанне раствору паніжае хуткасць утварэння зародкаў і дазваляе атрымаць даволі буйныя крышталі размерам ад 3 да 25 мм.

(на рысунку паказаны трайны). Пры перыядычнай рабоце ў апарат падаюць гарачы раствор, які ахалоджаецца затым холадагентам (напрыклад, вадой). З дапамогай мяшалкі ўтвараецца больш раўнамернае тэмпературнае поле, што дазваляе атрымаць даволі высокую хуткасць крышталізацыі. Спалучэнне інтэнсіўнага ахалоджвання і перамешвання стымуюць утварэнне цэнтраў крышталізацыі. У выніку атрымліваюцца адносна дробныя (~1 мм), але больш аднародныя крышталі. Гэтыя апараты могуць выкарыстоўвацца і як безупыннага дзеяння. У дадзеным выпадку адвод матачнага раствору ажыццяўляецца зверху, а верхняя частка апарата вы-



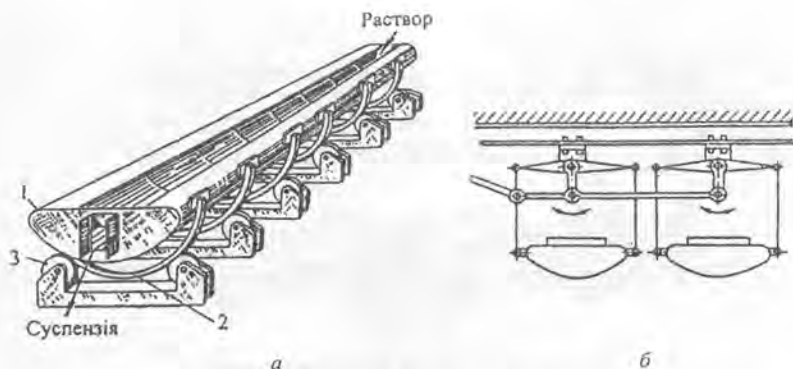


Рис. 8.4. Кристалізатор з рухомым корпусам:  
*а* – з рухомым корпусам (карытам) на роляках; *б* – з рухомым корпусам на падвесках;  
 1 – карыта; 2 – бандаж; 3 – апорныя ролякі

Іншы раз зручней выкарыстоўваць крышталізатор, які кальшацца на падвесках (на рис. 8.4, *б* схематычна паказаны два крышталізаторы з агульным прывадам). Да недахопаў гэтых крышталізатараў трэба аднесці тое, што пры выпарванні пара пападае непасрэдна ў навакольнае асяроддзе і забруджвае яго, а таксама невялікую прадукцыйнасць (~100–150 кг/ч прадукту) з прычыны нізкіх значэнняў каэфіцыента цеплаперадачы ( $K \cong 6\text{--}12 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$ ).

**Крышталізатор са стужкавай мяшалкай** (рис. 8.5) уяўляе сабой гарызантальнае карыта 1 з паўцыліндрычным днішчам, якое мае вадзяны кажух 2 знадворку і ціхаходную стужкавую мяшалку 3 ( $\omega \cong 0,5 : 1,0 \text{ рад/с}$ ). Мяшалка зроблена з трох спіральных стужак і верціцца з дапамогай рухавіка і чарвячнай перадачы 4. У залежнасці ад умоў вытворчасці карыта можа быць адкрытым або закрытым. Гарачы канцэнтраваны раствор падаецца праз штуцэр 5 і выходзіць праз штуцэр 6. У гэтым жа накірунку з дапамогай мяшалкі прапіхваюцца і крышталі, якія асядаюць. Вада паступае праз штуцэр 7 і рухаецца супрацьцёкам раствору і выходзіць праз штуцэр 8. Апарат збіраецца з асобных элементаў (не больш за чатыры) даўжынёй 3 м. Для перацёку вады з адной секцыі ў другую прадугледжаны злучальныя трубка 9. Стужкавая мяшалка не толькі перамяшчае крышталі ўздоўж апарата, але і падтрымлівае іх у завесным стане, што садзейнічае ўтварэнню параўнальна аднародных па размеру крышталёў. Гэтыя крышталізаторы простыя па канструкцыі і абслугоўванню, маюць даволі вялікую прадукцыйнасць, знайшлі шырокае распаўсюджанне ў розных галінах прамысловасці.

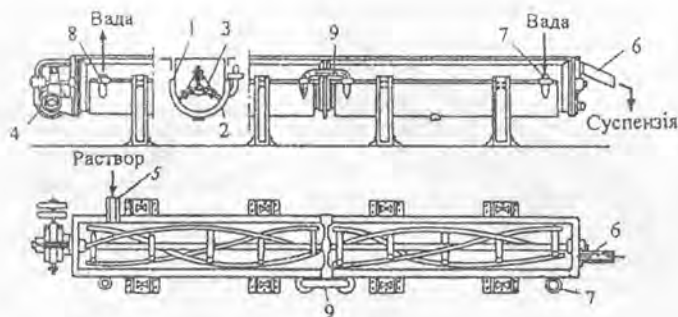


Рис. 8.5. Крышталізатар са стужкавай мяшалкай:  
 1 – карыта; 2 – кажух; 3 – мяшалка; 4 – перадача;  
 5, 6 – штуцэры для раствора; 7, 8 – штуцэры для вады; 9 – трубка

Сярэдні размер крышталёў звычайна не больш за 0,4–0,6 мм, прадукцыйнасць да 1200–1600 кг/гадз крышталёў. Аднак з прычыны хуткага ахалоджвання раствору праз сценку (каэфіцыент цеплаперадачы дасягае  $150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$  і невялікай хуткасці перамешвання ў гэтых крышталізатарах могуць утварацца інкрустацы і тым самым узнікае патрэбнасць перыядычна спыняць апараты для прамыўкі. Каб атрымаць больш буйныя крышталі іншы раз выкарыстоўваюць ахалоджванне паветрам. Але гэта зніжае прадукцыйнасць.

Крышталізатар са шнэкам адрозніваецца ад вышэйалісанага толькі формай мяшалкі. Апошняя выконваецца ў выглядзе бесканцавога вінта (шнэка).

**Барабанныя крышталізатары з вадзяным або наветраным ахалоджваннем** таксама з'яўляюцца найбольш распаўсюджанымі механічнымі апаратамі. Апарат з вадзяным ахалоджваннем (рыс. 8.6) уяўляе сабой барабан 1 з вадзяным кажухом 2. Барабан, які верціцца з хуткасцю ~10–20 аб./хвіл з дапамогай прываду 3, устанавліваецца з невялікім нахілам (нахіл 1 : 100–1 : 200). Гарачы раствор падаецца па штуцэры 4 у верхні канец барабана, павольна рухаецца да процілеглага канца і з прычыны вярчэння барабана безупынна перамешваецца. Вада для ахалоджвання падаецца супрацьцёкам праз размеркавальнае прыстасаванне 5 і адводзіцца ў кажух 6. Таўшчыня пласта раствора ў барабане, вугал нахілу і лік абаротаў барабана выбіраюцца ў залежнасці ад уласцівасцей раствора і патрабаванняў да прадукту. Як і ў іншых, у механічных крышталізатарах з вадзяным ахалоджваннем атрымліваюцца даволі дробныя, але аднародныя крышталі.

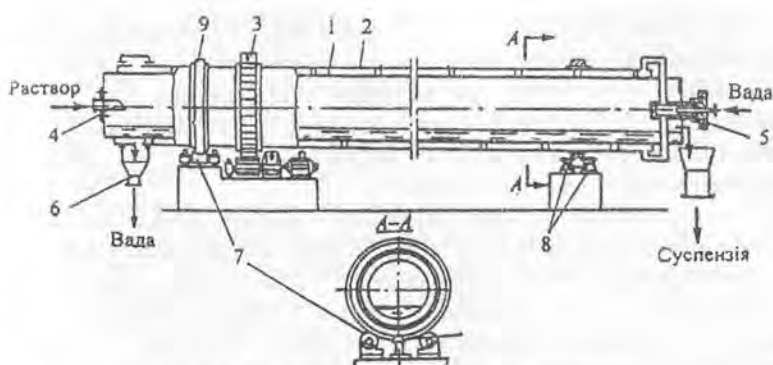


Рис. 8.6. Кристалізатор з вод'яним ахолоджваннем:

- 1 – барабан; 2 – кажух; 3 – привад; 4 – штуцер; 5 – розмірковальне пристосування;  
6 – кажух для адводу вады; 7, 8 – опорні ролікі; 9 – бандаж

Продукційнась кристалізатораў залежыць ад іх размераў і прыроды рэчыва, якое кристалізуецца. Так, для апаратаў даўжынёй 10 м прадукційнась можа складаць ад 350 да 600 кг/гадз кристалічнага прадукту. Недахопы такіх кристалізатораў такія ж, як і вышэйпрыведзенага апарата.

З мэтай выдалення інкрустацыі выкарыстоўваюць кристалізаторы з паветраным ахолоджваннем (рыс. 8.7). Раствор ахаладжваецца моцным струменем паветра, якое падаецца вентылятарам 1 унутр барабана 4 супрацьцекам раствору. Пры вярчэнні сценкі барабана добра змочваюцца растворам, утвараецца значная паверхня выпарэння і дасягаецца дастаткова высокая хуткасць ахаладжвання. Канец барабана, адкуль выходзіць вільготнае паветра, змяшчаецца звычайна ў кажух (на рысунку не паказаны), які злучаны з выцяжной вентыляцыяй.

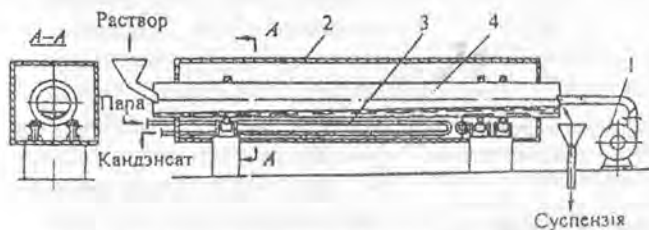
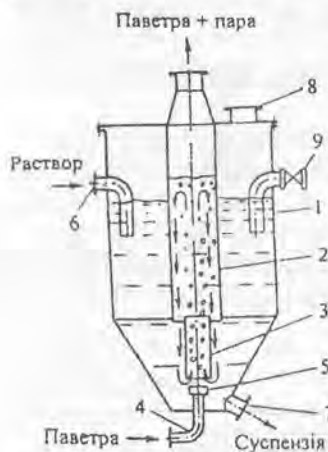


Рис. 8.7. Барабанны кристалізатор з паветраным ахолоджваннем:  
1 – вентылятар; 2 – кажух; 3 – труба для аб'ягрэву; 4 – барабан

З прычыны паніжэння хуткасці ахалоджвання ў крышталізатарax з паветраным ахалоджваннем атрымліваюць крышталі больш буйныя ў параўнанні з крышталямі пры вадзяным ахалоджванні. Але прадукцыйнасць апарата зніжаецца (у залежнасці ад уласцівасцей солі і тэмпературы паветра прадукцыйнасць апарата дыяметрам 1 м і даўжынёй 20 м складае ад ~65 да 400 кг/гадз).

Для атрымання буйных крышталёў выкарыстоўваюць *барбатажны крышталізатар* (рыс. 8.8). Ён складаецца з корпуса 1, цэнтральнай трубы 2 і трубы для паветра 3. Паветра падаецца ў апарат праз штуцэр 4 і размеркавальны насадак 5, гарачы раствор – праз штуцэр 6. Раствор сутыкаецца з халодным паветрам у трубе 2, крышталізуецца за кошт ахалоджвання і частковага выпарвання растваральніка. Дзякуючы барбатажу ўтвараецца цыркуляцыя суспензіі ў цэнтральнай трубе. Буйныя крышталі асаджаюцца пад дзеяннем сілы цяжару і адводзяцца праз штуцэр 7. Дробныя крышталі зноў захопліваюцца растворам у трубу 2, дзе працягваюць расці. Парапаветраная сумесь адводзіцца з верхняй часткі апарата. Апарат злучаны з атмасферай праз патрубак 8.



Рыс. 8.8. Барбатажны крышталізатар:  
1 – корпус; 2 – цэнтральная труба;  
3 – труба для паветра; 4 – штуцэр;  
5 – насадак; 6 – штуцэр для падачы  
раствору; 7 – штуцэр для адводу  
суспензіі; 8 – патрубак;  
9 – штуцэр для падводу вады

Да пераваг гэтага апарата трэба аднесці яго прастату і адсутнасць рухомых частак і цеплаперадаючых паверхняў. Аднак значным недахопам з'яўляецца тое, што размеркавальны насадак хутка зарастае соллю.

**Вакуум-крышталізатары** – апараты, у якіх раствор ахалоджваецца з прычыны адыябатычнага выпарвання часткі растваральніка (~8–12% ад агульнай масы раствору). У прамысловасці выкарыстоўваюць адна- і штамкорпусныя вакуум-крышталізатары. Аднакорпусныя вакуум-крышталізатары звычайна ўяўляюць сабой апараты цыліндрычнай формы з рамнай або якарнай мяшалкай. Але больш эканамічныя шматступеневыя вакуум-крышталізатары, у якіх працэс ахалоджвання разбіваецца на шэраг ступеней.

На рис. 8.9 приведена схема чатырохкорпуснай вакуум-крышталізацыйнай устаноўкі. У кожным корпусе падтрымліваецца розны вакуум, прычым ад корпуса да корпуса вакуум павялічваецца. У верхняй частцы корпуса 1 устаноўлены трубчастыя паверхневыя кандэнсатары 2, у якія падаецца вада для ахалоджвання. Вада паслядоўна праходзіць усе кандэнсатары ў накірунку, супрацьлеглым накірунку раствору. Гарачы раствор праз штуцэр 3 падаецца ў першы корпус. Тут ён закіпае і за кошт самавыпарвання ахалоджаецца да тэмпературы, адпаведнай ціску ў гэтым апаратае. Ахалоджаны раствор з першага корпуса паступае ў наступны – другі корпус, дзе таксама ахалоджаецца да тэмпературы, адпаведнай ціску ў гэтым апаратае, затым у трэці і г. д. Крышталі, якія атрымаліся ў першым корпусе, пераходзяць у другі корпус і працягваюць расці адначасова з утварэннем новых крышталёў у другім корпусе. Далей матачны раствор пераходзіць у наступны корпус з большым вакуумам, дзе таксама адбываецца ўтварэнне новых крышталёў і рост крышталёў з папярэдніх карпусоў. З апошняга корпуса раствор адводзіцца па бараметрычнай трубе 4 і праз гідрасаўку 5 адводзіцца з устаноўкі.

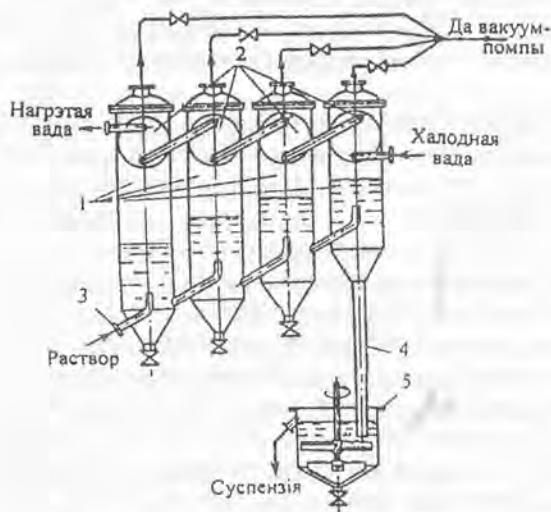


Рис. 8.9. Шматступеневы вакуум-крышталізатар:  
 1 – корпус; 2 – кандэнсатар; 3 – штуцэр;  
 4 – труба; 5 – гідрасаўка

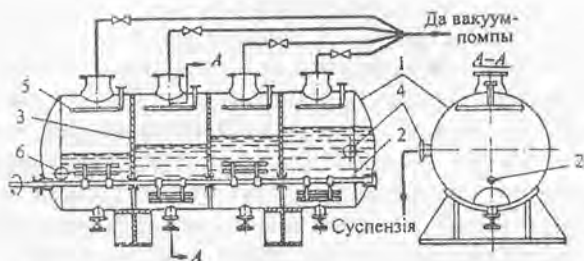


Рис. 8.10. Гарызантальны шматступеневы крышталізатар:  
 1 – корпус; 2 – мяшалка; 3 – перагародкі; 4 – труба;  
 5 – арашальнае прыстасаванне; 6 – штуцэр для падачы раствору

Каб зрабіць устаноўку больш кампактнай, ступені размяшчаюць у адным корпусе. Пры гэтым апарат можа быць у гарызантальным або ў вертыкальным выкананні. На рыс. 8.10 схематычна паказаны *гарызантальны вакуум-крышталізатар*, які складаецца з гарызантальнага цыліндрычнага корпуса 1 з лопасцевай мяшалкай 2 па ўсёй даўжыні. Цыліндр падзелены на асобныя камеры перагародкамі 3 з адтулінамі ў ніжняй частцы для перацёку суспензіі з адной камеры ў другую. У кожнай камеры падтрымліваецца вакуум, прычым ён павялічваецца ад камеры да камеры. Гарачы раствор безупынна паступае ў першую ступень праз штуцэр 6, матачны раствор з крышталямі выходзіць па трубе 4. Для змывання інкрустацый з унутраных паверхняў апарата прадугледжаны ўстройства 5 для распысквання вады на сценкі.

У параўнанні з вертыкальнымі вакуум-крышталізатарамі, у якіх ступені размяшчаюцца адна над другой, гарызантальныя займаюць большыя вытворчыя плошчы. Да недахопаў гэтых апаратаў трэба аднесці невялікую вышыню паравой прасторы, што прыводзіць да вынасу кропель раствору і зарастання парапаветраных труб.

Добрымі якасцямі шматкорпусных вакуум-крышталізатараў з'яўляецца магчымасць больш эканамічнага выкарыстання вады для ахалоджвання і цяпла кандэнсатцыі пары для нагрэву зыходнага раствору. А таксама яны больш эканамічныя і па расходзе энергіі на ўтварэнне вакууму, таму што асноўная маса растваральніка выпарваецца пры параўнальна невялікім астаткавым ціску ў першых карпусах (максімальны вакуум у прамысловасці часцей за ўсё выкарыстоўваецца ў трох- або чагьрохкорпусных ўстаноўках як найбольш эканамічных).

Вакуум-крышталізатары маюць вялікую прадукцыйнасць, але пры крышталізацыі атрымліваюцца крышталі з сярэднім размерам 0,1–0,2 мм.

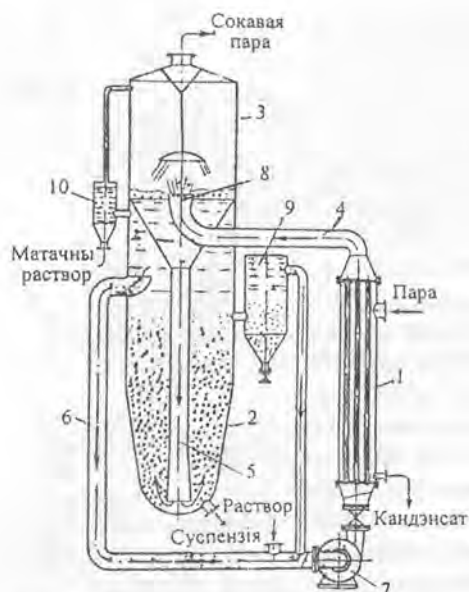
Пры *ізатэрмічнай крышталізацыі* працэсы выпарэння растваральніка і крышталізацыі аб'ядноўваюць у адну апарату, якая праводзіцца ў выпарных апаратах. Пры гэтым канструкцыя і рэжым работы апаратаў падбіраюцца такімі, каб забяспечыць эфектыўнае выдаленне з раствору рэчываў у выглядзе крышталёў.

Звычайна працэс выпарэння адбываецца інтэнсіўна, што абумоўлівае высокую ступень перанасычэння пры крышталізацыі і тым самым утварэнне дробнакрышталічнага прадукту. Каб атрымаць большыя крышталі, іншы раз інтэнсіўнасць выпарвання паніжаюць, а для атрымання крышталёў размерам да ~2 мм выкарыстоўваюць выпарныя апараты з суспензаваным (завіслым) пластом. Паколькі канструкцыі выпарных апаратаў прыведзены вышэй (гл. 2), то разгледзім толькі *выпарны апарат з падвешанай нагрэвальнай камерай і выпарны апарат з завіслым пластом*. Першы (рыс. 8.11) складаецца з корпуса 1, у якім размешчана камера 2 з нагрэвальнымі трубкамі 3. Нагрэвальная камера ўстаноўлена ва ўласным корпусе 4, які падвешаны на кранштэйнах 5 для ўстаранення тэрмічнага напружання, пырскаўлоўніка 6 з трубай 7 для звароту кропель, арашальнага прыстасавання 8 для перыядычнай прамыўкі апарата вадой, паравой трубы 9 і фільтраў 10. З мэтай стварэння натуральнай цыркуляцыі прадугледжана кольцавая прастора паміж карпусамі апарата і нагрэвальнай камеры. Пры выпарэнні крышталі збіраюцца ў ніжняй частцы канічнага днішча і адводзяцца ў адзін з фільтраў (фільтры працуюць па чарзе) для аддзялення крышталёў ад матачнага раствору. Пара праходзіць сепарацыйную зону і адводзіцца зверху. Гэтыя крышталізатары забяспечваюць параўнальна добрую натуральную цыркуляцыю раствору і часта выкарыстоўваюцца пры крышталізацыі са шчолачных раствораў.



Рыс. 8.11. Выпарны апарат з падвешанай нагрэвальнай камерай;

- 1 – корпус; 2 – камера;
- 3 – нагрэвальныя трубки;
- 4 – уласны корпус;
- 5 – кранштэйны;
- 6 – пырскаўлоўнік; 7 – труба;
- 8 – арашальнае прыстасаванне;
- 9 – труба; 10 – фільтры



Рыс. 8.12. Выпарны апарат з завіслым пластом:  
 1 – нагрэвальная камера; 2 – корпус; 3 – сепаратар;  
 4–6 – цыркуляцыйныя трубы; 7 – помпа;  
 8 – труба для закіпання; 9 – зборнік;  
 10 – прыстасаванне для адводу матачнага раствору

таль асядаюць на дно і адводзяцца з апарата, а дробныя – выдаляюцца праз зборнік 9. Каб пазбегнуць назаплення забруджвання, частка матачнага раствору выводзіцца з апарата праз прыстасаванне 10.

Пры крышталізацыі раствору ў гэтых апаратах можна атрымаць аднародныя крышталі размерамі да 2,0 мм, але прадукцыйнасць іх невялікая.

### 8.5. Разлік крышталізатараў

Разлік крышталізатараў, як і іншых цеплавых апаратаў, праводзіцца на падставе кінетычнага ўраўнення цеплаперадачы. Для гэтага трэба вызначыць умовы раўнавагі, накірунак цячэння працэсу, а таксама пачатковыя і канчатковыя параметры. Для знаходжання апошніх выкарыстоўваюць ураўненні матэрыяльнага і цеплавога балансаў.

Для атрымання буйнакрышталічнага прадукту выкарыстоўваюць *выпарныя апараты з завіслым пластом і прымуовай цыркуляцыйнай раствору* (рыс. 8.12). Апарат складаецца з нагрэвальнай камеры 1, корпуса 2, сепаратара 3 у верхняй частцы апарата, цыркуляцыйных труб 4–6. Зыходны раствор змешваецца з матачным раствором і помпай 7 падаецца ў нагрэвальную камеру 1, адкуль па трубе 4 паступае ў трубу для закіпання 8. Пасля кіпення перанасычаны раствор па трубе 5 сцякае ўніз корпуса крышталізатара, дзе ў завіслым стане адбываецца ўтварэнне і рост крышталёў. Больш буйныя крышталі



*Матэрыяльны баланс крышталізацыі.* Зробім наступныя абазначэнні:  $G_p, G_m, G_{кр}$  – масы зыходнага, матачнага раствору і крышталёў, кг;  $b_p, b_m$  – канцэнтрацыі зыходнага і матачнага раствораў, кг/кг;  $a = M/M_{кр}$  – адносіны малекулярнай масы абсалютна сухога растваранага рэчыва да малекулярнай масы крышталесальвату (для воднага раствору крышталегідрату); пры крышталізацыі без далучэння малекул растваральніка  $M = M_{кр}$  і  $a = 1$ ;  $W$  – маса выдаленага растваральніка, кг.

Матэрыяльны баланс па пlynных запішацца як

$$G_p = G_{кр} + G_m + W. \quad (8.2)$$

Баланс па абсалютна сухім рэчыве

$$G_p \cdot b_p = G_{кр} \cdot a + G_m \cdot b_m. \quad (8.3)$$

Звычайна велічыні  $G_p, b_p, b_m$  і  $a$  вядомыя. Велічыню  $W$  можна разлічыць па выразе (2.4). Тады колькасць крышталёў  $G_{кр}$ , кг, пры рашэнні (8.2) і (8.3) будзе роўная

$$G_{кр} = \frac{G_p(b_m - b_p) - W \cdot b_m}{b_m - a}. \quad (8.4)$$

Пры  $a = 1$

$$G_{кр} = \frac{G_p(b_m - b_p) - W \cdot b_m}{b_m - 1}. \quad (8.5)$$

Калі раствор ахалоджваецца паветрам (газам) і ахалоджванне адбываецца за кошт выпарэння часткі растваральніка, тады колькасць выпаранага растваральніка (вады) роўная

$$W = L(x_2 - x_1), \quad (8.6)$$

дзе  $L$  – расход сухога паветра, кг/с;  $x_1, x_2$  – пачатковае і канчатковае вільгацезмяшчэнне, кг вільгаці/кг сухога газу (паветра).

Выразы (8.4) і (8.5) атрыманы для крышталізацыі з выдаленнем часткі растваральніка. Калі выдаленне растваральніка адсутнічае ( $W = 0$ ), колькасць крышталёў  $G_{кр}$ , кг, роўная

$$G_{кр} = \frac{G_p(b_p - b_m)}{a - b_m}, \quad (8.7)$$

пры  $a = 1$

$$G_{кр} = \frac{G_p(b_p - b_m)}{1 - b_m}. \quad (8.8)$$

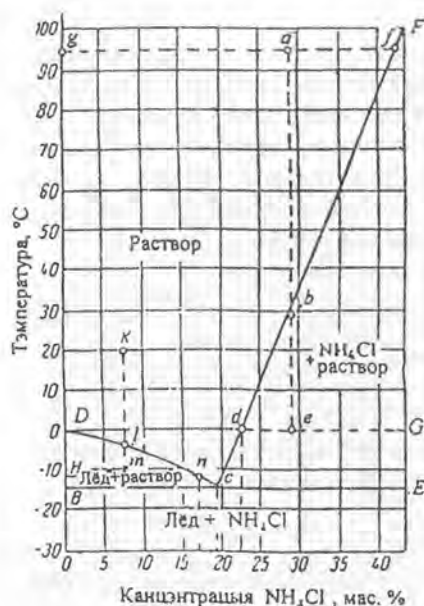


Рис. 8.13. Дяграма растваральнасці сістэмы  $\text{NH}_4\text{Cl} - \text{H}_2\text{O}$

раствору), плошча  $BcD$  – поле крышталізацыі льду, адпавядае сумесі раствора і льду. Пункты, якія знаходзяцца ніжэй за лінію  $BcE$ , адпавядаюць складу цвёрдай фазы з крышталёў  $\text{NH}_4\text{Cl}$  і льду (вадкасная фаза адсутнічае).

Для таго каб вызначыць колькасць вады, якую трэба выпарыць з раствору і атрымаць насычаны стан, прыяем, што працэс адбываецца пры пастаяннай тэмпературы. Адлюструем яго лініяй  $af$ . У пункце  $f$  раствор становіцца насычаным. Выкарыстоўваючы правіла рычага, запішам адносіны колькасці выпаранай вады да колькасці раствора, які застаўся, у выглядзе  $af/ag = x/(1-x)$ , дзе  $x$  – колькасць вады, якая выпарылася;  $1-x$  – колькасць раствора, які застаўся. Калі падставіць лікавыя значэнні з дыяграмы для пункта  $a$  і  $f$ , атрымаем  $af/ag = (42,5 - 29)/(29 - 0) = 13,5/29 = x/(1-x)$ .

Знойдем колькасць вады, якая выпарылася з 1 кг раствора на участку  $af$ :  $x = 0,317$  кг. Пры ахалоджванні зыходнага раствора той жа канцэнтрацыі (пункт  $a$ ) да тэмпературы, якая адпавядае пункту  $b$ , крышталізацыі не адбудзецца. Ахалоджванне ніжэй за гэтую тэмпературу прывядзе да крышталізацыі хлорыстага амонію, а пункт, які адпавядае насычанаму раствору, будзе перамяшчацца па крывой растваральнасці ад пункта  $b$  да пункта  $d$ , і канцэнтрацыя  $\text{NH}_4\text{Cl}$  у раствору паменшыцца (у даленым выпадку да ~22,7% мас.). Колькасць  $\text{NH}_4\text{Cl}$  на 1 кг зыходнага

Некаторыя колькасныя суадносіны паміж кампанентамі можна вызначыць графічным метадам з дапамогай дыяграм складу. Пакажам, як гэта зрабіць на прыкладзе, прыведзеным аўтарам [57, с. 43] для сістэмы  $\text{NH}_4\text{Cl} - \text{H}_2\text{O}$  (рыс. 8.13).

На рыс. 8.13 лінія  $cD$  з'яўляецца геаметрычным месцам пунктаў раствораў, якія знаходзяцца ў раўнавазе з льдом,  $Fc$  – раствораў, насычаных соллю, г.зн. лінія  $Fc$  з'яўляецца крывой растваральнасці  $\text{NH}_4\text{Cl}$  у вадзе, а лінія  $cD$  адпавядае умовам выдзялення льду ў сістэме соль – вада. Пункт  $c$  – крыягідратны пункт сістэмы, у якой раствор знаходзіцца ў раўнавазе з двюма цвёрдымі фазамі – соллю і льдом. Пункты, размешчаныя вышэй за лінію  $De$  і  $cF$ , адпавядаюць складам ненасычаных раствораў. Плошча  $cFE$  называецца полем крышталізацыі солі (перанасычаны

$$\frac{ed}{Gd} = \frac{29 - 22,7}{100 - 22,7} = 0,0815 \text{ кг}$$

(пункт  $G$  – адпавядае пункту цвёрдай фазы – солі на вертыкальнай лініі).

Як было вышэй адзначана, пры тэмпературах, якія ляжаць ніжэй за лінію  $BcE$ , вадкасная фаза адсутнічае, і калі, напрыклад, раствор ахаладзіць да тэмпературы  $-20^\circ\text{C}$ , то цвёрдая фаза будзе складацца з крышталёў  $\text{NH}_4\text{Cl}$  і з'ўтэжычных крышталёў  $\text{NH}_4\text{Cl} + \text{H}_2\text{O}$  складу  $19,8\% \text{NH}_4\text{Cl} + 80,2\% \text{H}_2\text{O}$ .

Па аналогіі можна вызначыць колькасць льду, якая атрымаецца з раствору пры яго ахаладжванні. Напрыклад, няхай  $7,5\%$ -ны раствор  $\text{NH}_4\text{Cl}$  з пачатковай тэмпературай  $20^\circ\text{C}$  ахаладжваецца да  $-11^\circ\text{C}$  (ад пункта  $k$  да пункта  $m$ , рыс. 8.13). Лінія  $km$  перасякае ў пункце  $l$  лінію  $Dc$  пераходу вады ў лёд, і ў асадак пры тэмпературы  $-5^\circ\text{C}$  пачынае выпадаць лёд. Пры канчатковай  $-11^\circ\text{C}$  пункт вадкаснай фазы змесціцца ў пункт  $n$ , а пункт цвёрдай фазы – у пункт  $H$ . Пасля ахаладжвання, такім чынам, раствор змяшчае  $16,5\% \text{NH}_4\text{Cl}$  і  $83,5\% \text{H}_2\text{O}$  (пункт  $n$ ), і ў якасці цвёрдай фазы – лёд, колькасць якога (кг) можна вызначыць з суадносін адрэзкаў

$$\frac{mn}{Hn} = \frac{16,5 - 7,5}{16,5} = 0,545.$$

Такім чынам, з  $1$  кг зыходнага раствору выдالیцца  $0,545$  кг льду.

Пры ахаладжванні зыходнага раствору да тэмпературы  $-20^\circ\text{C}$  (во-бласць цвёрдай фазы) атрымаецца сумесь льду і з'ўтэжыкі, якая складаецца з  $19,8\% \text{NH}_4\text{Cl}$  і  $80,2\% \text{H}_2\text{O}$ .

**Цеплавы баланс безупыннай крышталізацыі.** У залежнасці ад таго, адбываецца паглынне цяпла  $q_n$  пры растварэнні цвёрдага рэчыва або вылучэнне цяпла  $q_v$ , цеплавы эффект крышталізацыі будзе станоўчы або адмоўны. У агульным выпадку можна запісаць:

Прыход цяпла	Расход цяпла
- з растворам $G_p \cdot i_p = Q_1$	- з крышталямі $G_{кр} \cdot i_{кр} = Q_5$
- цеплата крышталізацыі $G_{кр} \cdot r = Q_2$	- з матачным растворам $G_m \cdot i_m = Q_6$
- цеплата дэгідратацыі $\Delta q \cdot G_m \cdot b_m = Q_3$	- з парай растваральніка $W \cdot l = Q_7$
- ад цепланосьбіта $G_u \cdot (i_{u1} - i_{u2}) = Q_4$	- з агентам для ахаладжвання $G_0 \cdot (i_{01} - i_{02}) = Q_8$
	- страты цяпла $Q_0$

У прыведзеных формулах  $i_p, i_{кр}, i_m$  – энтальпія раствору, крышталёў і матачнага раствору, кДж/кг;  $i_{u1}, i_{u2}$  – пачатковая і канчатковая энтальпіі цепланосьбіта, кДж/кг;  $i_{01}, i_{02}$  – пачатковая і канчатковая

энтальпіі агенту для ахалоджвання, кДж/кг;  $l$  – энтальпія парападобнага растваральніка, кДж/кг;  $r$  – цеплата ўтварэння крышталічнай рашоткі (зацвярдзення крышталёў), кДж/кг;  $\Delta q$  – цеплавы эфект канцэнтравання раствору пры змяненні яго канцэнтрацыі ад  $b_p$  да  $b_m$ , кДж/кг;  $G_{цв}$ ,  $G_0$  – колькасць цепланосьбіта і агенту для ахалоджвання, кг/с.

Калі параўнаць прыход цяпла з расходам, атрымаем

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9. \quad (8.9)$$

Пры крышталізацыі з ахалоджваннем  $Q_4 = 0$  і  $Q_7 = 0$ ; пры крышталізацыі з выпарэннем часткі растваральніка  $Q_8 = 0$ ; пры вакуумкрышталізацыі  $Q_4 = 0$  і  $Q_8 = 0$ .

Калі цепланосьбітам з'яўляецца насычаная вадзяная пара

$$Q_4 = D(i_D - i_{канд}),$$

дзе  $i_D$ ,  $i_{канд}$  – энтальпіі пары і кандэнсату, кДж/кг;  $D$  – расход пары, кг/с.

Пры ахалоджванні паветрам, кДж/с,

$$Q_8 = L(I_2 - I_1),$$

дзе  $L$  – расход сухога паветра, кг/с;  $I_1$ ,  $I_2$  – пачатковая і канчатковая энтальпіі паветра, кДж/кг.

Страты цяпла могуць быць станоўчымі або адмоўнымі ў залежнасці ад тэмпературных умоў.

Разлік паверхні ахалоджвання або награвання праводзіцца па вядомай метадцы і залежнасцях, змешчаных у раздзеле па цеплаабмену. Для арыенціровачных разлікаў каэфіцыент цеплаперадачы можна прыняць: для шызкавых і барабанных крышталізатараў з вадзяным ахалоджваннем у межах 90–115 Вт/(м<sup>2</sup>·град), для крышталізатараў, якія вагаюцца, і барабанных з паветраным ахалоджваннем – 6–25 Вт/(м<sup>2</sup>·град).

Разлік крышталізатара перыядычнага дзеяння, напрыклад апарата з мяшалкай і вадзяным кажухом, зводзіцца звычайна да вызначэння часу крышталізацыі і паверхні ахалоджвання. Разлік можна правесці па метадцы, выкладзенай у раздзеле нестацыянарнага цеплаабмену (глава 1). Арыенціровачна каэфіцыент цеплаперадачы для крышталізатараў перыядычнага дзеяння з мяшалкамі і вадзянымі кажухамі або змеевікамі можа быць прыняты роўным ~250 Вт/(м<sup>2</sup>·град).

Напружанасць паверхні па выпаранай вільгаці для крышталізатараў з паветраным ахалоджваннем можна прыняць ~0,042 кг/(м<sup>2</sup>·гадз).

Больш падрабязныя разлікі розных крышталізатараў прыведзены ў спецыяльнай літаратуры [22, 57, 61].

## Глава 9. МЕМБРАННЫЯ ПРАЦЭСЫ РАЗДЗЯЛЕННЯ

### 9.1. Агульныя паняці

Мембраннымі працэсамі называюць працэсы раздзялення розных сумесей пры дапамозе паўпранікальных мембран. Гэтыя працэсы выкарыстоўваюцца як у хімічнай і нафтахімічнай прамысловасці (для раздзялення сумесей высокамалекулярных і нізкамалекулярных злучэнняў для выдалення вадароду, гелію з газаў, кіслароду з паветра і г. д.), так і ў іншых галінах прамысловасці: харчовай (для перапрацоўкі малака, атрымання чыстых прадуктаў, канцэнтравання раствораў і інш.); фармацэўтычнай (для атрымання чыстых рэчываў і лекаў, ачысткі крыві і г. д.). Найбольш шырокае выкарыстанне мембранныя працэсы знаходзяць пры апрацоўцы вады і водных раствораў, ачыстцы сцёкавых вод. Перспектыўным з'яўляецца выкарыстанне мембран для аналітычных мэт і кантролю навакольнага асяроддзя.

Разлікі паказваюць, што выкарыстанне паўпранікальных мембран іншы раз дазваляе атрымаць значны эканамічны эфект, а таксама дае магчымасць для стварэння прынцыпова новых, малаэнергаёмістых і экалагічна чыстых тэхналагічных схем. У цяперашні час акрамя вядомых мембранных працэсаў (зваротны осмас, ультрафільтрацыя, дыяліз, электрадыяліз і г. д.) распрацоўваюцца новыя метады мембранныга раздзялення: мембранная дыстыляцыя, электраосмафільтрацыя і інш.

Сутнасць працэсу мембранныга раздзялення сумесей зводзіцца да таго, што з прычыны асобных уласцівасцей паўпранікальных мембран сумесь, якая праходзіць праз мембрану, абагачаецца або абдзяняецца адным або некалькімі кампанентамі.

Рухальнай сілай мембранныга працэсу з'яўляецца градыент хімічнага або электрахімічнага патэнцыялу (апошні для зараджаных часцічак плыні). Для тэхнічных разлікаў мембранных працэсаў у якасці рухальнай сілы прымаюць градыент фактару, які вызначае хуткасць працэсу [17, с. 314]. Напрыклад, для мембранных працэсаў, якія праводзяцца пад ціскам (барамембранныя працэсы, да якіх адносяцца зваротны осмас, ультра-, мікра- і нанафільтрацыя), асноўнай рухальнай сілай можна лічыць градыент ціску; для дыфузійна-мембранных працэсаў (дыяліз, раздзяленне газаў, выпарванне і інш.) – градыент

канцэнтрацыі; для электрамебранных (электрадыяліз, электраасмас і інш.) – градыент электрычнага патэнцыялу; для тэрмамебранных працэсаў (мебранная дыстыляцыя і інш.) асноўнай рухальнай сілай з’яўляецца градыент тэмпературы. Для некаторых мембранных працэсаў дзве або тры рухальныя сілы могуць спалучацца.

Пры мембранным раздзяленні сумесей прынята называць прадукт, які прайшоў праз мембрану, *пермеатам* (фільтратам), а сумесь, якая засталася, – *рэтантам* (канцэнтратам).

Асноўнымі параметрамі мембранныга раздзялення з’яўляюцца *пранікальнасць* і *селектыўнасць*. Пранікальнасць (або ўдзельная прадукцыйнасць)  $G$ , кг/(м<sup>2</sup> · с), характарызуе хуткасць працэсу мембранныга раздзялення і роўная колькасці пермеату  $V$ , кг, атрыманага ў адзінку гадзіны з адзінкі паверхні  $F$  мембраны, г. зн.

$$G = V / (F\tau). \quad (9.1)$$

Селектыўнасць працэсу звычайна вызначаюць па выразе

$$\varphi = \frac{c_1 - c_2}{c_1} = 1 - \frac{c_2}{c_1}, \quad (9.2)$$

дзе  $c_1$ ,  $c_2$  – канцэнтрацыі рэчыва ў зыходнай сумесі і пермеате адпаведна.

## 9.2. Мембраны

Паўпранікальныя мембраны для прамысловага выкарыстання павінны адпавядаць наступным патрабаванням: валодаць высокай раздзяляльнай здольнасцю (селектыўнасцю) і высокай удзельнай прадукцыйнасцю, хімічнай стойкасцю да дзеяння асяроддзя, якое раздзяляецца; механічнай трываласцю пры мантажы і правядзенні працэсу, быць таннымі.

Па структуры мембраны падраздзяляюцца на *порыстыя* (мікра- і макрапорыстыя) і *вадкасныя*.

*Порыстыя мембраны* маюць анізатропную або ізатропную структуру. Мембраны з анізатропнай структурай атрымліваюць звычайна шляхам выдалення растваральнікаў або вымываннем папярэдне ўведзеных дабавак з раствораў палімераў пры іх фармаванні.

Для атрымання ліставых паўпранікальных мембран выкарыстоўваюць сухі (спантанны), мокры (каагуляцыйны) і тэрмальны метады [63, с. 13]. Пры гэтым метадае палімер (напрыклад, эфір целюлозы або сумесь эфіраў) раствараюць у растваральніках (тыпу ацэтона)

і да гэтага раствору дабаўляюць адпаведныя пораўтваральныя агенты (этанол, бутанол, ваду, гліцэрыну і інш). У працэсе выпарвання растваральніку павышаецца канцэнтрацыя палімера ў раствору і на паверхні плёўкі ўтвараецца актыўны пласт. Порустанасць мембран можна рэгуляваць змяненнем канцэнтрацыі раствораў, умовамі выпарвання раствораў, а таксама дабаўкамі солі і іншых рэчываў, якія раствараюцца ў вадзе. Да добрых якасцей гэтага метаду трэба аднесці магчымасць захавання мембран і транспартаванне іх у сухім выглядзе.

Мокры метады фармавання мембран (напрыклад, з ацэтату целюлозы) зводзіцца да таго, што раствор, які складаецца з ацэтату целюлозы, растваральніку (вады і ацэтона) і пораўтваральніка (перхларату) наносіцца на шкляную пласціну тонкім пластом і падсушваюць. Затым плёўку, якая атрымалася на шкле, сумесна са шклом пагружаюць у халодную ваду ( $-0^{\circ}\text{C}$ ) і вытрымліваюць прыблізна адну гадзіну, каб плёўка адсталала ад шкла. З павелічэннем працягласці выпарвання растваральніку таўшчыня пласта памяншаецца. Пры далейшай апрацоўцы пласта нагрэтай вадой з яго паверхні выдаляецца як растваральнік, так і пораўтваральнік.

Мембраны атрымліваюць таксама з няводных раствораў. Напрыклад, палімер і соль раствараюць у сумесі ацэтон – спірт, падсушваюць для выдалення лятучага ацэтона, а затым апускаюць у ваду для вымывання солі і рэшткаў растваральніку.

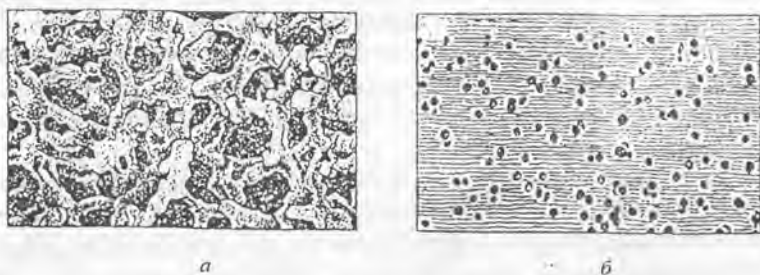
Тэрмальны метады фармавання мембран зводзіцца да тэрмічнай жэлацінізацыі сумесі палімера і адпаведных пластыфікатараў (напрыклад, полігліколей). Пасля змешвання кампанентаў сумесь расплаўляюць, затым ахалоджваюць і атрымліваюць тэрмальныя гелі. Па меры паніжэння тэмпературы расплаву макрамалекулы палімера ўзаемадзейнічаюць паміж сабой і ствараюць у выніку раздзялення поры. Тэрмальны метады фармавання выкарыстоўваюць таксама для атрымання мембран прасаваннем пры павышаных тэмпературах.

У прамысловасці найбольшае выкарыстанне знайшлі палімерныя мембраны на аснове ацэтатаў целюлозы. Для працэсаў зваротнага осмасу маркі МГА-70, МГА-80, МГА-90 ((95; 100), МГЭ-70 (80, 90), для ультрафільтрацыі – маркі УАМ-50, УАМ-100 (...150, 200...500), УЭМ-100 (200, 300), для мікрафільтрацыі – МФА-МА № 1, МФА-МА № 2 і г. д., а таксама маркі МФЦ № 1, № 2... Дыяметры пор у межах  $-0,005-1,05$  мкм.

Мембраны з ізатропнай структурай атрымліваюць апраменьваннем тонкіх палімерных плёвак зараджанымі часціцамі або электрамагнітным выпраменьваннем з наступным траўленнем хімічнымі рэагентамі [63, 64]. Гэтыя мембраны называюць ядзернымі або «нуклеапорамі». Пасля апраменьвання плёўку змяшчаюць у кіслату або ў шчолач, і ў выніку траўлення ўтвараюцца поры. Да пераваг гэтых мембран адносяцца магчымасць атрымання круглых пор з зададзенымі размерамі і лікам, аднолькавы размер пор, хімічная стойкасць. Ядзерныя мембраны маюць поры ад 0,1 да 8 мкм. Таўшчыня мембран ~10 мкм. На рыс. 9.1 прыведзены для параўнання формы і размеры пор ядзерных мембран з іншымі.

Акрамя палімерных, існуюць мембраны з жорсткай структурай: металічныя, з порыстага шкла і інш. Металічныя мембраны вырабляюць вышчалочваннем або ўзгонкай, аднаго з кампанентаў сплаву. Дыяметр пор – ~0,1–5,0 мкм. Металічныя мембраны можна атрымаць таксама спяканнем металічнага парашку пры высокай тэмпературы. Дыяметр пор пры такім метадзе знаходзіцца ў межах ад некалькіх мікраметраў да дзесятых і сотых долей мікраметра. Металічныя мембраны хімічна стойкія, аднародныя па структуры і размеру пор. Поруштыя металічныя мембраны выкарыстоўваюцца ў працэсах зваротнага осмасу і ультрафільтрацыі.

Мембраны з поруштыга шкла вырабляюць у выглядзе пласцін, плёвак, трубак. Тэхналогія вырабу ўключае фармаванне капіляраў з шчолачы борсілікатнага шкла і кіслотнай апрацоўкі. Размеры пор можна атрымаць ад 2,0 да 100 нм. Гэтыя мембраны маюць тыя ж добрыя якасці, як і металічныя.



Рыс. 9.1. Параўнанне формы і размеру пор у фільтрах «Міліпор» (а) (сярэдні дыяметр 0,45 мкм) і ядзерных (б) фільтрах (характэрны дыяметр пор 0,4 мкм)



Напыленныя мембраны атрымліваюць метадам напылення на мікрапорыстую падложку розных рэчываў, якія могуць шчэплівацца з матэрыялам падложкі. Рэгуляваць размеры пор можна змяненнем таўшчыні напыленага пласта. Сярод напыленых мембран трэба адзначыць ультратонкія мембраны (плазменныя), атрыманыя плазменнай полімерызацыяй у тлеючым разрадзе арганічных злучэнняў з асаджэннем прадуктаў полімерызацыі на порыстай падложцы.

Такога тыпу мембраны для працэсу зваротнага осмасу маюць стабільнае павелічэнне селектыўнасці і пранікальнасці на працягу доўгага часу і добрыя характарыстыкі пры параўнальна высокай канцэнтрацыі зыходнага раствору.

Дынамічныя мембраны атрымліваюць фільтраваннем раствору, у які ўведзены спецыяльныя дабаўкі дыспергаваных рэчываў [17] (гідраксіды полівалентных металаў  $Fe^{3+}$ ,  $Zr^{4+}$ , полівінілпіралідон, поліаміны і інш.) праз порыстыя падложкі. Апошнія пры размерах пор ад 5 нм да 5 мкм не здольныя затрымаваць малекулы і іёны раствораных нізкамалекулярных рэчываў. Але ў выніку сорбцыі дысперсных часцінак на паверхні падложкі з боку раствору ўтвараецца паўпрашчальны пласт. Дынамічныя мембраны маюць высокую ўдзельную прадукцыйнасць, апараты даволі простыя і могуць выкарыстоўвацца ў буйных устаноўках (напрыклад, пры ачыстцы сцэкавай вады).

*Вадкасныя мембраны ўяўляюць сабой вадкасныя тонкія пласты, з дапамогай якіх адбываецца дыфузія рэчыва і тым самым раздзяленне сумесі. Вадкасная плеўка можа быць размешчана вольна або ў адтулінах сценкі, якая раздзяляе дзве вадкасці і якія трэба раздзяліць; плеўка можа быць паміж двума паралельнымі палімернымі плеўкамі. Акрамя гэтых спосабаў, плеўка вадкасці можа быць злучана з матэрыялам мембраны або падложкі і перакрываць іх поры, а таксама «мембранная» вадкасць можа ахопліваць кроплі вадкасці, якія знаходзяцца ў другой вадкасці (г. зн. сістэма ўяўляе сабой эмульсію). Апошні варыянт забяспечвае найбольшую паверхню вадкасных мембран, таму для прамысловых умоў ён найбольш перспектыўны.*

Для газараздзялення эфектыўнымі лічацца анізатропныя мембраны з полівінілтрыметылсіланам (ПВТМС), якія характарызуюцца дастаткова высокай селектыўнасцю і газапранікальнасцю па шэрагу газаў ( $O_2$ ,  $N_2$ ,  $H_2$ ,  $He$  і інш.). Выкарыстоўваюцца таксама і іншыя мембраны, напрыклад, паладзіевыя для атрымання вадароду высокай ступені чыстаты, мембраны на падставе полідыметылсілаксану для выдалення  $SO_2$  з газавых сумесей і інш.

### 9.3. Раўнаважныя суадносіны і ўплыў розных фактараў на працэс мембраннага раздзялення

Як было вышэй адзначана, рухальная сіла для практычных разлікаў выражаецца па-рознаму, і для любога мембраннага працэсу пажадана ведаць, як яна размяркоўваецца ўздоўж паверхні. Таму выкарыстоўваюцца два розныя паняцці раўнаважных суадносін: раўнавага ў пункту і стан раўнавагі ў сістэме [65, с. 61], прычым пад раўнавагай пры мембранным раздзяленні разумеюць суадносіны паміж канцэнтрацыямі кампанентаў, якія пераходзяць праз мембрану з абодвух яе бакоў. У шмат якіх працэсах існуюць дадатковыя з'явы, якія робяць уплыў на раўнавагу і адмоўна адбіваюцца на масапераносе. Гэта канцэнтрацыйная палярызация, падоўжнае перамяшванне і перапад ціску ўздоўж мембраны.

*Канцэнтрацыйнай палярызацияй* называюць адносіны канцэнтрацыі растваранага рэчыва каля паверхні мембраны да яго канцэнтрацыі ў раствору. У асматычным працэсе затрымліваемае растваранае рэчыва ў значнай колькасці накопліваецца ў раздзяляемым раствору каля паверхні мембраны, што прыводзіць да памяншэння асматычнай плыні і садзейнічае праніканню растваранага рэчыва. Пры раздзяленні газавых сумесей у разліках канцэнтрацыйнай палірызацыяй грэбуюць з прычыны таго, што каэфіцыент дыфузіі ў газах вялікі. Каб неяк знізіць уплыў на рухальную сілу канцэнтрацыйнай палірызацыі, павялічваюць хуткасць руху раствору ў каналах, г. зн. турбулізуюць плынь.

Пры раздзяленні сумесі паміж зыходнай сумессю і пермеатам уздоўж мембраны адбываецца пераразмеркаванне кампанентаў і ўзнікае канцэнтрацыйны профіль, які вызывае селектыўны перанос у падоўжаным накірунку дзякуючы малекулярнай дыфузіі. Падоўжнае перамяшванне прыводзіць да ўтварэння больш аднароднай канцэнтрацыі ўздоўж канала і адмоўна адбіваецца на працэсе раздзялення.

Перапад ціску (прычым значны) уздоўж паверхні ўзнікае пры павелічэнні хуткасці руху раствору ў вузкім канале, і калі рухальнай сілай з'яўляецца рознасць ціску, то зніжэнне ціску ўздоўж канала прыводзіць да пагаршэння ступені раздзялення зыходнай сумесі.

Акрамя прыведзеных вышэй фактараў, якія ўплываюць на працэс мембраннага раздзялення, адносяцца тэмпература, прырода і канцэнтрацыя раствараных рэчываў. Павышэнне тэмпературы зыходнага раствору паніжае вязкасць раствору, а таксама ўплыў канцэнтрацыйнай палярызацияі і тым самым павялічвае хуткасць дыфузіі. Але павышэнне тэмпературы для некаторых мембран нельга (напрык-

лад, ацэтатцэлюлозныя і палімерныя не вытрымліваюць высокіх тэмператур і выкарыстоўваюцца звычайна пры пакаёвых тэмпературах).

Прырода раствараных рэчываў упывае на селектыўнасць і ў меншай ступені на пранікальнасць. Напрыклад, рэчывы з большай малекулярнай масай затрымліваюцца мембранай лепш, чым з меншай. Павышэнне канцэнтрацыі раствараных рэчываў прыводзіць да павелічэння асматычнага ціску раствору і павышэння вязкасці, што паніжае пранікальнасць мембран.

Паколькі адзіны механізм пераносу масы для ўсіх мембранных працэсаў не распрацаваны і яны могуць значна адрознівацца, то кожны мембранны працэс трэба разглядаць паасобку. Сутнасць некаторых мембранных працэсаў разгледжана ніжэй.

#### 9.4. Сутнасць некаторых мембранных працэсаў

**Дыяліз.** Гэты працэс характарызуецца тым, што раздзяленне рэчываў ажыццяўляецца за кошт неаднолькавай хуткасці дыфузіі праз мембрану і па сутнасці ўяўляе сабой дыфузійны працэс, таму ён адбываецца пры наяўнасці градыента канцэнтрацыі праз мембрану. Пры дыялізе растваранае рэчыва аб'ядняецца ў паверхні мембраны з боку ўваходу плыні і накопліваецца з процілеглага боку. Пры гэтым назіраецца канцэнтрацыйная палірызаванасць, паколькі перанос растваранага рэчыва праз межавы пласт затрымліваецца з-за павольнага працякання працэсу малекулярнай дыфузіі.

Асноўным ураўненнем пры дыялізе з'яўляецца ўраўненне [65, с. 43]

$$M = D_0 F \frac{\Delta C}{l}, \quad (9.3)$$

дзе  $D_0$  – агульны каэфіцыент дыялізу;  $F$  – паверхня мембраны;  $\Delta C$  – рухальная сіла (рознасць канцэнтрацый);  $l$  – таўшчыня.

Каэфіцыент  $D_0$  разлічваецца па формуле

$$\frac{l}{D_0} = \frac{l}{D_m} + \frac{l_1}{D_1} + \frac{l_2}{D_2}, \quad (9.4)$$

дзе  $D_m$ ,  $D_1$ ,  $D_2$  – каэфіцыенты дыфузіі ў мембране і межавых пластоў з бакоў мембраны;  $l_1$ ,  $l_2$  – таўшчыні межавых пластоў.

Звычайна каэфіцыент  $D_0$  вызначаюць на падставе эксперыментальных даследаванняў. Як і для іншых масаабменных працэсаў,

у залежнасці ад умоў працякання працэсу можна выявіць, які член лімітуе хуткасць дыялізу.

Дыяліз праводзіцца ў апаратах, якія называюць дыялізатарамі. Па канструкцыі прамысловыя дыялізатары могуць быць корпуснымі, трубчастымі і тыпу фільтр-прэса. Звычайна працэс дыялізу праводзяць у апаратах плоскакамернага тыпу, а таксама ў апаратах з полым валакном. Выкарыстоўваецца працэс для раздзялення рэчываў, якія значна адрозніваюцца па малекулярных масах. Паколькі градыент канцэнтрацыі існуе паміж канцэнтраваным і разбаўленым растварамі, то раствараныя рэчывы з рознымі хуткасцямі дыфундзіруюць праз мембрану ў бок разбаўленага раствору, а растваральнік (напрыклад, вада) – у адваротным накірунку.

*Осмасам* называюць дыфузійны працэс, у якім праз мембрану праходзіць толькі растваральнік – з вобласці з меншай канцэнтрацыяй у вобласць з большай канцэнтрацыяй (пры дыялізе пераносіцца і растваранае рэчыва). Калі з вобласці з большай канцэнтрацыяй прадухіліць перанос растваральніку, то з гэтага боку мембраны ўзнікае гідратацыйны ціск (асматычны ціск), які прымаюць за рухальную сілу.

Асматычны ціск  $p_{ac}$  у разбаўленых растворах злучаны з канцэнтрацыяй растваранага рэчыва  $c_A$  ўраўненнем Вант – Гофа

$$p_{ac} = RTc_A. \quad (9.5)$$

Паколькі растваральнік ідэальны, то ўводзяць папраўку  $\alpha$ , якая ўлічвае адхіленне сапраўднага раствору ад ідэальнага, г. зн.

$$p_{ac} = \alpha RTc_A. \quad (9.6)$$

Працэс осмасу лічыцца нармальным, калі ён апісваецца ўраўненнем (9.5), у процілеглым выпадку – аномальным (станоўчым або адмоўным). Аномальны осмас характэрны для зараджаных мембран. Калі электраліт у выглядзе растваранага рэчыва праходзіць праз зараджаную мембрану, растваральнік таксама праходзіць, але ў адваротным накірунку.

Дыфузія растваранага рэчыва прыводзіць да неаднароднасці электрычнага поля па таўшчыні мембраны і з'яўленні дадатковай рухальнай сілы. Пры гэтым калі перанос рэчыва праз мембрану павялічваецца ў параўнанні з пераносам праз нармальныя (не зараджаныя) мембраны, тады аномальны осмас называюць станоўчым. І наадварот, пры памяншэнні пераносу – адмоўным аномальным осмасам.

*Адваротны осмас*, як і ультра- і мікрафільтрацыя, адносіцца да барамембранных працэсаў. Метад раздзялення адваротным осмасам

зключаецца ў фільтраванні раствораў пад ціскам большым за асматычны праз паўпранікальную мембрану. Пры гэтым праз мембрану растваральнік праходзіць з вобласці з большай канцэнтрацыяй у вобласць з меншай. На рыс. 9.2 схематычна паказаны працэс масапераносу праз мембрану пры осмасе і адваротным осмасе [63]. Каб праходзіў працэс з боку раствору, ствараюць даволі вялікі ціск, паколькі асматычны ціск можа дасягаць дзесяткі мегапаскалей. Напрыклад, пры асматычным ціску 2,5 МПа для марской вады, у якой 3,5% солі, рабочы ціск у мембранных устаноўках ~7–8 МПа. Рухальная сіла  $\Delta P$  пры адваротным осмасе для ідэальна селектыўнай мембраны вызначаюць як рознасць рабочага ціску  $P$  і асматычнага ціску  $p_n$  раздзяляемага раствору на паверхні мембраны, г. зн.

$$\Delta P = P - p_n \quad (9.7)$$

Звычайна пры разліках прымаюць замест асматычнага ціску каля паверхні асматычны ціск  $p_{ac}$  у раздзяляемым раствору.

З аналізу капілярна-фільтрацыйнай мадэлі селектыўнай пранікальнасці на паверхні і ўнутры пор ліафільнай мембраны аўтарам [17] устаноўлена, што матэрыял мембраны павінен быць ліяфільным, г. зн. мембрана павінна ўладаць селектыўнай сорбцыяй да кампанента, які пранікае; дыяметр пор не павінен быць большым, чым сума падвоенай таўшчыні пласта злучанай вады і дыяметра гідратыраванага іёна; для паніжэння гідраўлічнага супраціўлення мэтазгодзен выраб мембраны з анізатропнай структурай па таўшчыні або кампазітных з мінімальна магчымай таўшчыняй актыўнага пласта. Для ачысткі сцёкавай вады, раздзялення раствораў арганічных рэчываў, для раздзялення раствораў з азеатропнымі пунктамі ў прамысловасці могуць выкарыстоўвацца ацэтатыцэлюлозныя мембраны, гідраксідныя дынамічныя мембраны і інш.

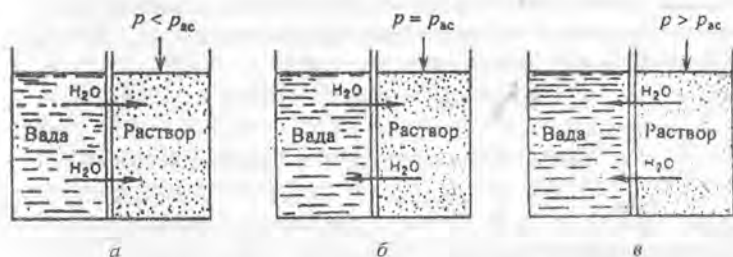


Рис. 9.2. Схема масапераносу праз мембрану:  
а – осмас; б – раўнаважны стан; в – адваротны осмас

*П'езадыяліз* (дыяліз пад ціскам). Выраз «п'езадыяліз» выкарыстоўваюць тады, калі праз мембрану ў асноўным праходзяць растваральныя рэчывы за кошт рознасці ціскаў, у адрозніванне ад адваротнага осмасу, дзе праз мембрану праходзіць растваральнік. П'езадыяліз выкарыстоўваецца ў працэсах абясольвання вады мембранамі кампазітнага або мазаічнага тыпу, якія характарызуюцца няўпласцю на адной і той жа мембране зон з катыёна- і аніёнаабменнымі групамі.

**Ультра- і мікрафільтрацыя** выкарыстоўваецца для раздзялення раствораў высокамалекулярных і нізкамалекулярных злучэнняў, а таксама пры фракцыянаванні і канцэнтраванні высокамалекулярных злучэнняў. Для водных раствораў прымаюць, што ультрафільтрацыю можна выкарыстоўваць тады, калі малекулярная маса аднаго з кампанентаў больш за 500. Рухальнай сілай працэсу з'яўляецца рознасць ціскаў перад і пасля дыяфрагмы, якая ў параўнанні з адваротным осмасам невялікая і складае ~0,3–1,0 МПа. Невялікая рознасць ціскаў абумоўлена тым, што асматычны ціск высокамалекулярных злучэнняў малы (звычайна не больш за дзесятыя долі мегапаскаля). Асматычны ціск раствору высокамалекулярнага злучэння ксяля паверхні мембраны пры разліку рухальнай сілы ўлічваюць пры адкладанні на мембране рэчыва або пры ультрафільтрацыі раствору высокай канцэнтрацыі. Апараты і мембраны для правядзення ультрафільтрацыі і адваротнага осмасу аналагічныя, але мембраны маюць розныя размеры пор.

Пры аддзяленні часцінак размерам ~0,1–10 мкм працэс раздзялення называюць *мікрафільтрацыяй*. Гэты працэс займае прамежквы стан паміж ультрафільтрацыяй і звычайнай фільтрацыяй і выкарыстоўваецца ў хімічнай, электроннай, мікрабіялагічнай і іншых галінах прамысловасці, а таксама для надрыхтоўкі вадкасцей для правядзення працэсаў адваротным осмасам, нана- і ультрафільтрацыяй. У табл. 9.1 прыведзены межы часцінак для розных барамембранных працэсаў.

Табліца 9.1

Межы часцінак для барамембранных працэсаў

Працэс	Зваротны осмас	Нана-фільтрацыя	Ультра-фільтрацыя	Мікра-фільтрацыя
Дыяметр часцінак, мкм	0,0001–0,003	0,001–0,005	0,005–0,05	0,05–10,0

Нанафільтрацыяй можна раздзяліць і канцэнтраваць рэчывы з малекулярнай масай 300–3000, а таксама іёны цяжкіх металаў.

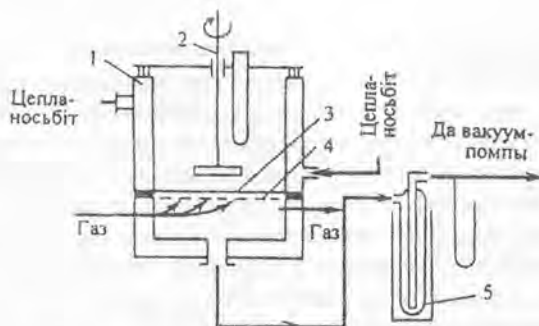


Рис. 9.3. Схема процесу розділення вадкасних сумесей випарэннем праз мембрану:

- 1 – кажух; 2 – мяшалка; 3 – паўпранікальная мембрана;  
4 – порыстая падложка; 5 – кандэнсатар

**Випарэннем праз мембрану** называюць працэс раздзялення вадкасных сумесей дзякуючы рознай хуткасці пераносу кампанентаў праз мембрану, абумоўленай рознымі значэннямі іх каэфіцыентаў дыфузіі. На рис. 9.3 прыведзена схема працэсу раздзялення вадкасных сумесей выпарэннем праз мембрану. Пара адводзіцца з зыходнага раствору праз мембрану 3 з плыню інэртнага газу або шляхам вакуування. Затым пара кандэнсуецца ў кандэнсатары. Пры раздзяленні адбываецца растварэнне рэчыва ў матэрыяле мембраны (сорбцыя), дыфузія яго праз мембрану і дэсорбцыя ў паравую фазу з другога боку мембраны. Каб павялічыць хуткасць працякання працэсу, раствор нагрываюць да 30–60°C і ў паравай зоне ствараюць вакуум. Для раздзялення сумесей выпарэннем выкарыстоўваюць порыстыя і няпорыстыя мембраны (звычайна на падставе розных палімераў, напрыклад поліпрапілену, поліэтылену і інш., а таксама на падставе неарганічных рэчываў, напрыклад керамікі).

Дадзены метады з'яўляюцца перспектыўным для раздзялення азеатропных сумесей. Асабліва эканамічна выгадна спалучаць мембранны працэс (напрыклад, мікрафільтрацыю і адваротны осмас) з рэктыфікацыяй. Випарэнне праз мембрану можна выкарыстоўваць і для раздзялення вугледаародаў, водных раствораў арганічных кіслот, лымстыкі сцёкавай вады і інш.

**Электрамембранныя працэсы.** Гэта працэсы, якія адбываюцца пад дзеяннем электрычнага патэнцыялу пры пастаянным электрычным току. Сярод розных электрамембранных працэсаў (электрадыяліз, электраосмас, электрафарэз і інш.) у прамысловасці найбольш шырока

выкарыстоўваецца электрадыяліз. У параўнанні са звычайным дыялізам, дзе рухальнай сілай з'яўляецца рознасць канцэнтрацый, пры электрадыялізе ў якасці рухальнай сілы з'яўляецца электрычная энергія, прычым электрычны патэнцыял можна рэгуляваць і тым самым забяспечваць патрэбнае значэнне рухальнай сілы і ступені раздзялення. Накірунак пераносу масы можа быць любым і залежыць ад канкрэтных умоў.

Працэс электрадыялізу праходзіць пад дзеяннем не толькі электрычнага патэнцыялу, але на яго ў некаторай ступені робіць ўплыў і рознасць канцэнтрацыі, г. зн., што перанос іёнаў у гэтым выпадку будзе выражацца сумай дзвюх хуткасцей плыней:

$$w = \frac{V}{F\tau} = \frac{b_1 \Delta E}{R_1} \pm \frac{b_2 D \Delta C}{l}, \quad (9.8)$$

дзе  $V$  – колькасць рэчыва, якое праходзіць праз мембрану;  $F$  – паверхня;  $b_1, b_2$  – каэфіцыенты прапарцыянальнасці;  $\Delta E$  – рознасць электрычных патэнцыялаў;  $R_1$  – электрычнае супраціўленне ячэйкі;  $D$  – каэфіцыент дыфузіі.

Перад другім складаемым ставіцца «+» у тым выпадку, калі накірунак руху іёнаў пад дзеяннем электрычнага патэнцыялу супадае з рухам пад дзеяннем рознасці канцэнтрацыі. Звычайна электрычны і канцэнтрацыйны градыенты накіраваны ў супрацьлеглыя бакі (напрыклад, пры канцэнтраванні раствору), таму ставіцца знак «-».

Для правядзення гэтага працэсу звычайна выкарыстоўваюцца катыённа- (К) і аніённаабменныя (А) мембраны, размешчаныя паміж двума электродамі 1, 2 (рыс. 9.4, а).

Сутнасць працэсу заключаецца ў наступным: пры дастаткова высокім электрычным патэнцыяле катыёны пераносяцца з зыходнага раствору ў плынь канцэнтрату праз катыённаабменную мембрану, якая знаходзіцца з боку катода. Аніёны рухаюцца ў адваротным накірунку і пераносяцца праз аніённаабменную мембрану ў плынь канцэнтрату. Паколькі катыённаабменныя мембраны прапускаюць толькі катыёны, а іённаабменныя – толькі аніёны, то камеры па чарзе то абгачаюцца, то абядняюцца электралітам. У выніку зыходны раствор ачышчаецца ад растваранага электраліту.

Мембраны для раздзялення электралітаў ад неэлектралітаў могуць быць выкананы з палімерных або з неарганічных матэрыялаў з парамі  $\sim (2-8) \cdot 10^{-3}$  мкм, а для аддзялення толькі катыёнаў або толькі аніёнаў – мембраны з іённаабменнай смалы.



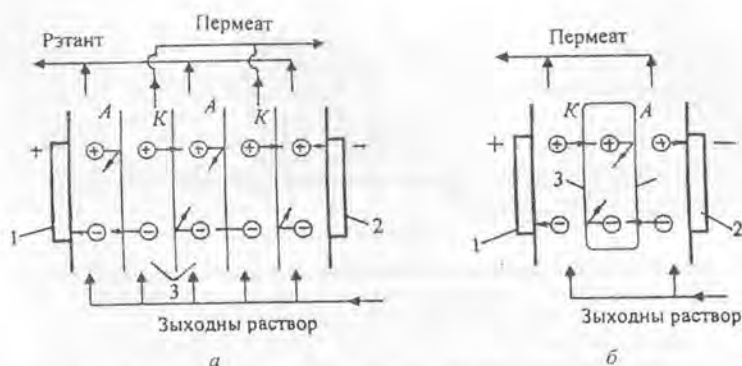


Рис. 9.4. Схема працэсу электрадыялізу (а) і электрасорбцыі (б):  
 К – катыённаабменная мембрана; А – аніённаабменная мембрана;  
 1 – анод; 2 – катод; 3 – камера

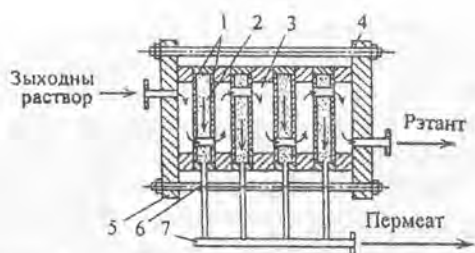
Падобным электрадыялізам з'яўляецца працэс *электрасорбцыі*, які адрозніваецца ад першага тым, што ён ажыццяўляецца ў перыядычным рэжыме. Раствор, які знаходзіцца звонку камеры (рыс. 9.4, б) абдыняецца солямі, а раствор унутры камеры канцэнтруецца. Затым канцэнтраваны раствор выдаляецца з камеры.

Электрадыяліз шырока выкарыстоўваецца для абсольвання і канцэнтравання раствораў, для даставання мінеральнай сыравіны з прыроднай салёнай вады. Электрадыяліз можна эфектыўна выкарыстоўваць для папярэдняга канцэнтравання раствору перад выпарваннем.

### 9.5. Апараты для мембраннага раздзялення сумесей

Прамысловыя апараты для правядзення мембраннага раздзялення павінны задавальняць наступным патрабаванням: мець вялікую ўдзельную паверхню мембран (аднесеную да аб'ёму апарата); быць кампактнымі; забяспечваць раўнамернае размеркаванне вадкасці пры яе руху ў каналах, патрэбную яе хуткасць для памяншэння ўплыву канцэнтрацыйнай палярызаванні і па магчымасці невялікі перапад ціску. Пры правядзенні барамембранных працэсаў апараты павінны канструявацца з улікам вялікага ціску пры іх рабоце і забеспячэння герметычнасці.

Па спосабу ўкладкі мембран апараты падраздзяляюцца на *апараты з плоскімі мембраннымі элементамі (пласкакамерныя)*, *з трубчастымі элементамі*, *з мембраннымі элементамі рулоннага тыпу і з мембранамі ў выглядзе полых валокнаў*.



Рыс. 9.5. Схема апарата з плоскакамернымі фільтральнымі элементамі:  
 1 - мембраны; 2 - порыстая пластiна; 3 - камеры; 4, 5 - накрыўкі;  
 6 - шпiлiкi; 7 - калектар

У апаратах з *плоскімі мембраннымі элементамі* мембранны элемент у выглядзе плоскіх (ліставых) мембран размешчаны па абодвух баках плоскага порыстага матэрыялу (дрэнажнай пластiны). На рыс. 9.5 паказаны схематычна апарат тыпу «фільтр-прэс». Апарат складаецца з раздзелных элементаў, якія ўяўляюць сабой плоскую порыстую пластiну 2 з мембранамі 1. Пластiны размешчаны на адлегласці ~0,5–5 мм паміж сабой і тым самым ствараюць камеры 3 для праходжання раздзяляемага раствору. Пакет фільтральных элементаў зацiскаецца накрыўкамі 4, 5 з дапамогай балтоў (шпiлiк) 6. Зыходны раствор паслядоўна працякае праз камеры, канцэнтруецца і выдаляецца з апарата. Фільтрат (пермеат) праходзіць праз мембрану, паступае ў порыстую пластiну і затым праз калектар адводзіцца з апарата.

Эфектыўнасць работы апарата залежыць як ад якасці мембран, так і ад матэрыялу дрэнажных пластiн. Апошнія могуць вырабляцца металічнымі, пластмасавымі з каналамі для адводу фільтрату, керамічнымі, тканымі матэрыяламі з сінтэтычных, металічных валокнаў і інш.

Да недахопаў апаратаў тыпу «фільтр-прэс» (як і да іншых плоскакамерных) адносяцца невялікая ўдзельная (на 1 м<sup>3</sup> апарата) паверхня мембран (~60–300 м<sup>2</sup>), а таксама тое, што зборка апарата і замена мембран ажыццяўляюцца ўручную. Перавагі – простыя па канструкцыі, мантажу і эксплуатацыі, лёгка праводзіць замену мембран.

*Апараты з трубчастымі мембраннымі элементамі* (рыс. 9.6, а) складаюцца з порыстай трубы 1, якая з'яўляецца апорай для мембраны 2 і праз якую адводзіцца пермеат, і падложкі 3. Апошняя прадухіляе ўцiсканне мембраны ў поры трубы пад дзеяннем ціску. Унутр трубы пад ціскам падаецца раствор, які праходзіць па трубе, канцэнтруецца і выдаляецца з апарата. Пермеат пранікае праз мембрану і паступае ў порыстую трубу, а затым адводзіцца з апарата.

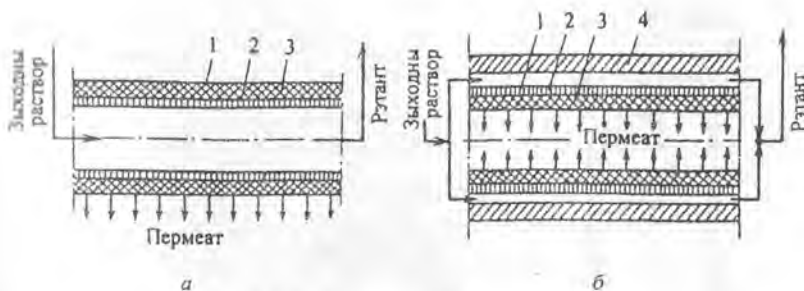


Рис. 9.6. Трубчастыя мембранныя элементы:  
 а – з мембранамі ўнутры трубки; б – з мембранамі звонку трубки;  
 1 – трубка; 2 – мембрана; 3 – падложкі; 4 – корпус

Мембрана можа размяшчацца як унутры порыстай трубы, так і звонку (рис. 9.6, б). Але найбольшае выкарыстанне знайшлі апараты з размяшчэннем мембраны ўнутры трубы.

Недахопамі апаратаў гэтага тыпу з'яўляюцца нізкая ўдзельная паверхня мембран у апаратах ( $60\text{--}200\text{ м}^2/\text{м}^3$ ), складаны мантаж трубчастых элементаў. Да пераваг трэба аднесці малую матэрыялаёмкасць з-за адсутнасці корпуса, нізкае гідраўлічнае супраціўленне плыні пермеату, раўнамерны рух плыні раствору з дастаткова высокай хуткасцю над паверхняй мембраны і адсутнасць застойных зон, магчымасць ачысткі мембранных элементаў без дэмантажу апарата, надзейнасць герметызацыі.

Прынцыповая схема апарата з мембраннымі элементамі рулоннага тыпу прыведзена на рис. 9.7, а. Мембранныя элементы выкананы ў выглядзе рулонаў 1, размешчаных у трубе або ў цыліндрычным корпусе 2. Фільтравальны спіральны элемент паказаны на рис. 9.7, б. Ён складаецца з трубка 3 з прарэзамі для праходу пермеату. Да трубка далучаецца пакет з дзвюх мембран 4 і дрэнажны ліст 5 з сеткай-сепаратарам 6 паміж мембранамі. Дрэнажны ліст з сеткай ствараюць міжмембранныя каналы, у якія пад ціскам падаецца зыходны раствор. Раствор праходзіць каналы, канцэнтруецца і выходзіць з процілеглага боку. Пермеат пранікае праз мембрану, рухаецца па спіральным дрэнажным пласце да цэнтральнай восі і праз трубку адводзіцца з апарата.

Акрамя прыведзенай канструкцыі, існуюць і іншыя апараты з рулоннымі элементамі: апараты з рулоннымі мембраннымі элементамі і адной трубкой для адводу пермеату; з некалькімі трубкамі для адводу пермеату і сумесна навітымі рулоннымі мембраннымі элементамі; з рулоннымі мембраннымі элементамі, якія маюць каналы для збору пермеату.

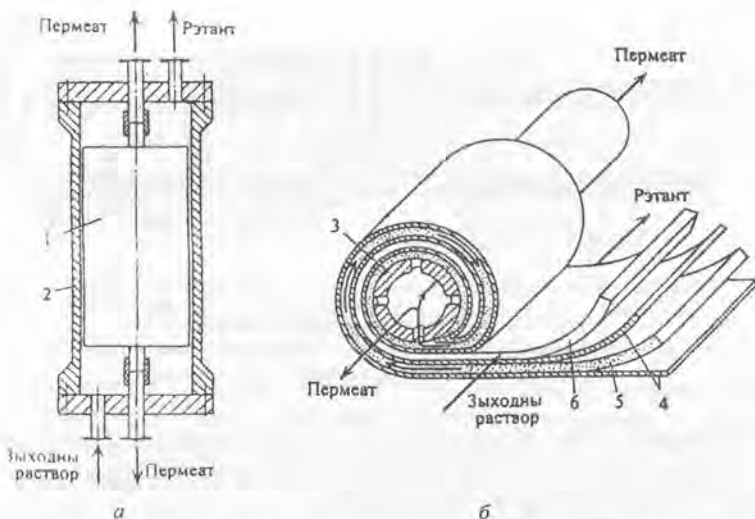


Рис. 9.7. Схемы аппарата са спіральным мембранным элементам (а) і спіральным элементам (б):  
 1 – спіральны элемент; 2 – корпус; 3 – трубка; 4 – мембраны;  
 5 – дрэнажны ліст; 6 – сетка-сепаратар

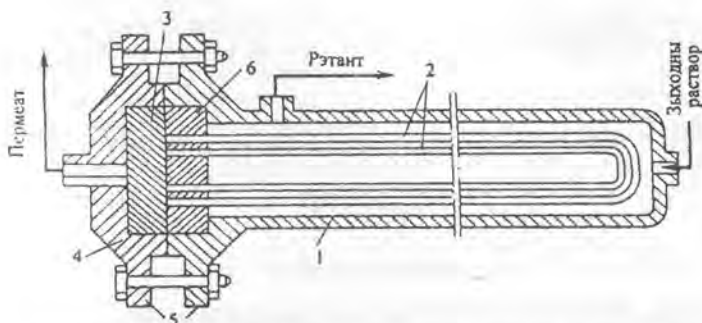
Апараты гэтага тыпу маюць даволі высокую ўдзельную паверхню мембран ( $500\text{--}800\text{ м}^2/\text{м}^3$ ), малую металаёмкасць. Да недахопаў адносяцца высокае гідраўлічнае супраціўленне і цяжкасць пры іх мантажы.

Апараты з мембраннымі элементамі рулоннага тыпу шырока выкарыстоўваюцца для раздзялення раствораў адваротным осмасам.

Апараты з полымі валокнамі могуць выконвацца з паралельным размяшчэннем полых валокнаў, з цыліндрычнымі мембраннымі элементамі, з U-падобным размяшчэннем полых валокнаў.

На рис. 9.8 схематычна паказаны апарат з U-падобным размяшчэннем полых валокнаў. Апарат складаецца з корпуса 1 мембранныга элемента ў выглядзе U-падобнага пучка труб 2, порыстай падложкі 3, накрыўкі 4, фланцавага злучэння. Падча раздзяляемага раствора ажыццяўляецца з вонкавага боку паверхні валокнаў. Пад ціскам частка раствора праходзіць праз валокны, затым праз порыстую падложку і адводзіцца ў выглядзе пермеату.

Апараты з полымі валокнамі шырока выкарыстоўваюцца для раздзялення раствораў адваротным осмасам і ультрафільтрацыяй. Паколькі дыяметр валокнаў малы і ў апаратах забяспечваецца высокая ўдзельная паверхня мембран (да  $\sim 20\text{--}30\text{ тыс. м}^2/\text{м}^3$ ), то такія апараты выкарыстоўваюцца ў буйнатарнажных хімічных вытворчасцях, у вытворчасці чыстай вады і г. д.



Рыс. 9.8. Схема апарата з U-падобным размяшчэннем полых валокнаў:  
 1 – корпус; 2 – U-падобны пучок полых валокнаў; 3 – порыстая падложка;  
 4 – накрывка; 5 – фланцавае злучэнне; 6 – шайба

Устаноўкі прадукцыйнасцю  $1000 \text{ м}^3/\text{сут}$  камплектуюць апаратамі даўжынёй 1220 мм, дыяметрам 240 мм, якія дазваляюць атрымаць да  $50 \text{ м}^3/\text{сут}$  чыстай вады.

Да пераваг апаратаў з полымі валокнамі адносяцца прастата канструкцыі, яны лёгка збіраюцца і зручныя пры эксплуатацыі. Але пры эксплуатацыі маюцца павышаныя патрабаванні да папярэдняй ачысткі раствору ад завісі.

Акрамя прыведзеных вышэй апаратаў, існуюць і іншыя канструкцыі, напрыклад апараты, у якіх рабочы ціск утвараецца цэнтрабежнымі сіламі.

### 9.6. Разлік апаратаў для мембраннага раздзялення сумесей

Разлік апаратаў, як і іншых масаабменных апаратаў, зводзіцца да вызначэння неабходнай паверхні  $F$  мембраны і гідраўлічнага супраўлення. Каб разлічыць гэтыя параметры, папярэдне з матэрыяльнага балансу вызначаюць расходы і склад узаемадзеючых плыней. Звычайна зададзенымі параметрамі з'яўляюцца прадукцыйнасць паыходным раствору  $L_0$ , кг/гадз, яго склад  $\bar{x}_0$ , кг/кг, канцэнтрацыя пермеату  $\bar{x}_2$ , кг/кг, а таксама выхад пермеату  $a$ :

$$a = W / L_0, \quad (9.9)$$

дзе  $W$  – расход пермеату.

З (9.9) расход пермеату роўны

$$W = L_0 a. \quad (9.10)$$

Колькасць рэтанту  $L_1$  можна знайсці з матэрыяльнага балансу па пlynях:

$$L_0 = L_1 + W \quad (9.11)$$

або

$$L_1 = L_0 - W. \quad (9.12)$$

Матэрыяльны баланс па размеркавальным кампаненце запішацца ў выглядзе

$$L_0 \bar{x}_0 = L_1 \bar{x}_1 + W \bar{x}_2. \quad (9.13)$$

З (9.13) канцэнтрацыя рэтанту  $\bar{x}_1$  роўная

$$\bar{x}_1 = \frac{L_0 \bar{x}_0 - W \bar{x}_2}{L_1} = \frac{L_0 \bar{x}_0 - W \bar{x}_2}{L_0 - W}. \quad (9.14)$$

Або з улікам выразу (9.9)

$$\bar{x}_1 = (\bar{x}_0 - a \bar{x}_2)(1 - a). \quad (9.15)$$

Пры вядомых складах пермеату і рэтанту знаходзяць селекцыйнасць  $\phi$  мембраны, для чаго прымаюць тэмпературу і ціск, пры якіх будзе праводзіцца працэс раздзялення, і па даведніках падбіраюць тып мембраны. Для выбранай мембраны знаходзяць залежнасць удзельнай прадукцыйнасці,  $G = f(\bar{x}_1)$ , мембраны ад складу сумесі.

Па велічынях  $G$  і  $\bar{x}_1$  разлічваюць паверхню мембран:

$$F = W / G = a L_0 / f(\bar{x}_1). \quad (9.16)$$

Прыкладзем сцісла паслядоўнасць разліку паверхні мембраны пры раздзяленні вадкаснай сумесі (канцэнтравання раствора  $\text{CaCl}_2$ ) адваротным осмасам [22, с.321]. Няхай пры канцэнтраванні раствора вядомы расход зыходнага раствора  $L_0$ , яго пачатковая канцэнтрацыя  $\bar{x}_0$  і канчатковая (рэтанту)  $\bar{x}_1$ . Паколькі канцэнтраванне адваротным осмасам мэтазгодна разбаўленых раствораў, то ступень канцэнтравання  $K = \bar{x}_1 / \bar{x}_0$  не павінна быць вялікай.

а) Выбіраем рабочую тэмпературу і ціск. Практыка эксплуатацыі мембран для правядзення працэсу адваротным осмасам паказвае, што

тэмпературу раствору можна прымаць 20 – 25°C, а аптымальны перапад ціску для палімерных плоскіх мембран складае 5–6 МПа і для мембран у выглядзе полых валюнкаў – 2–3 МПа.

б) Сярод розных тыпаў мембран прымаем ацэтатцэлюлозную мембрану, як найбольш лепшую для раздзялення дадзенага раствору.

в) Разлічваем селектыўнасць мембраны (прымем, што сапраўдная селектыўнасць аднолькавая з назіральнай). Сапраўдную селектыўнасць  $\phi$  мембран у адносінах да моцных электралітаў можна разлічыць па формуле

$$\lg(1-\phi) = a - b \lg(\Delta H_{\text{ср}} / z_m), \quad (9.17)$$

дзе  $a$ ,  $b$  – каэфіцыенты для дадзенай мембраны пры вызначаных тэмпературы і ціску (табл. 9.2);  $\Delta H_{\text{ср}}$  – сярэдняе геаметрычнае значэнне цеплыні гідратацыі іёнаў солі;  $z_m$  – валентнасць іёну з меншай цеплынёй гідратацыі (значэнні прыведзеных параметраў прымаем з даведнікаў або з іншых крыніц, напрыклад [22, с. 349]. Разлік праводзім для некалькіх марак мембран, каб выбраць лепшую.

Табліца 9.2

Характарыстыкі некаторых ацэтатцэлюлозных мембран

Марка мембраны	Удзельная прадукцыйнасць па вадзе $G_0 \cdot 10^{-3}$ , кг/(м <sup>2</sup> · с)	Канстанты	
		$A$	$b$
МГА-100	1,4	6,70	3,215
МГА-95	2,3	3,47	1,844
МГА-90	3,0	2,67	1,420
МГА-80	4,9	1,00	0,625

г) Знаходзім сярэднюю канцэнтрацыю растваранай солі ў пермеаце па формуле

$$\bar{x}_2 = \bar{x}_0 (1 - K^{-(1-\phi)/\phi}) / (1 - K^{-1/\phi}), \quad (9.18)$$

а таўсама расход пермеату

$$W = L_0 (1 - K^{-1/\phi}). \quad (9.19)$$

(У тым выпадку, калі колькасць солі ў пермеаце больш як у зададзенай, прымаюць другую мембрану і знаходзяць для яе  $\bar{x}_2$  і г. д.).

Прымаюць тую мембрану, пры якой значэнне  $\bar{x}_2$  знаходзіцца ў дапушчальных межах.

д) Для разліку паверхні мембраны знойдзем сярэднюю удзельную прадукцыйнасць мембраны па вадзе  $G_{\text{ср}}$ , г. зн. пры асматычным ціску

$p_{ac1}$  раствору на входу і на виході  $p_{ac2}$  (значенні  $p_{ac}$  примаєм з даведнікаў).

$$G_{ср} = (G_1 + G_2)/2, \quad (9.20)$$

дзе  $G_1 = G_0(1 - p_{ac1}/\Delta p)$ ,  $G_2 = G_0(1 - p_{ac2}/\Delta p)$ .

Тады паверхня мембраны роўная

$$F = L_0/G_{ср}. \quad (9.21)$$

Падрабязней з працэсамі раздзялення газавых і вадкасных сумесей з дапамогай паўпранікальных мембран, а таксама з разлікам апаратаў і ўстановак для іх правядзення можна азнаёміцца з літаратуры [22, 63, 65].



## Глава 10. СУШКА

### 10.1. Агульныя паняці

Працэс сушкі выкарыстоўваецца ў хімічнай, нафтахімічнай, харчовай і іншых галінах прамысловасці для выдалення вільгаці з рэчываў. У хімічнай прамысловасці працэс сушкі мае іншы раз спецыфічныя асаблівасці, напрыклад, пры ўмовах, калі сушка суправаджаецца хімічнымі рэакцыямі або тэрмічнымі працэсамі. Акрамя таго, матэрыялы і рэчывы вельмі разнастайныя па хімічных і фізічных уласцівасцях. Працэс сушкі распаўсюджаны ў вытворчасці палімерных матэрыялаў, мінеральных угнаенняў, солей, арганічных рэчываў, хімічных валокнаў і г. д.

Выдаленне вільгаці можна ажыццявіць з дапамогай механічных працэсаў (цэнтрафугаваннем), фільтраваннем, адстойваннем), але выдаленне гэтымі спосабамі адбываецца не поўнае. Значна больш вільгаці можна выдаліць цеплавой сушкай – працэсам выдалення вільгаці з рэчываў (матэрыялаў) шляхам яе выпарэння і адводу пары, якая ўтвараецца пры выпарэнні.

Сушка вільготных матэрыялаў уяўляе сабой сукупнасць працэсаў пераносу цяпла і масы. Гэта складаны дыфузійны працэс, хуткасць якога вызначаецца хуткасцю дыфузіі вільгаці з глыбіні высушваемага матэрыялу ў навакольнае асяроддзе.

Па спосабу падводу цяпла да высушваемага матэрыялу адражняюць [7] канвектыўную сушку, кантактную, радыяцыйную, дыэлектрычную і сублимацыйную сушку.

*Канвектыўная сушка* – сушка пры непасрэдным судакрананні вільготнага матэрыялу з сушыльным агентам (звычайна паветрам).

*Кантактная сушка* адбываецца шляхам перадачы цяпла ад цепланосбіта да вільготнага матэрыялу праз раздзяляльную сценку.

*Радыяцыйная сушка* адбываецца шляхам перадачы цяпла інфрачырвонымі прамянямі.

*Дыэлектрычная* – шляхам награвання вільготнага матэрыялу ў полі току высокай частаты.

*Сублимацыйная сушка* – сушка матэрыялу ў замарожаным стане пры глыбокім вакууме.

Пры любым спосабе арганізацыі працэсу сушкі вільготны матэрыял знаходзіцца ў кантакце з вільготным газам. І паколькі часцей за ўсё выдаляюць ваду, таму разгледзім сістэму сухое паветра – пара вады.

## 10.2. Асноўныя фізічныя ўласцівасці вільготнага газу

Сумесь сухога газу з парай вадкасці называюць вільготным газам. Вільготнае паветра, якое часта выкарыстоўваецца ў якасці сушыльнага агенту пры невялікім ціску, будзем лічыць сумессю ідэальных газаў: сухога паветра і вадзяной пары.

Вільготнасць паветра выражаюць у абсалютных або ў адносных велічынях. *Абсалютная вільготнасць* уяўляе сабой масу пары вадкасці ў  $1 \text{ м}^3$  вільготнага паветра. Калі лічыць вільготнае паветра як ідэальны газ і што вадзяная пара з парцыяльным ціскам  $p_n$  як кампанент газавай сумесі павінен займаць увесь аб'ём, тады паняцце абсалютнай вільготнасці супадае з паняццем шчыльнасці пары  $\rho_n$  пры дадзенай тэмпературы  $t$  і парцыяльным ціску  $p_n$ .

Адносная вільготнасць  $\varphi$  – стасунак масы вадзяной пары ў  $1 \text{ м}^3$  вільготнага паветра ( $\rho_n$ ) да максімальна магчымай масы вадзяной пары ( $\rho_n$ ) у тым жа аб'ёме пры дадзенай тэмпературы і ціску:

$$\varphi = \rho_n / \rho_n. \quad (10.1)$$

Калі прыблізна выкарыстаць да пары ўраўненне Мендзялеева – Клапейрона

$$\rho_n = \frac{p_n M_n}{RT} \quad \text{і} \quad \rho_n = \frac{p_n M_n}{RT}, \quad (10.2)$$

дзе  $M_n$  – мольная маса вадзяной пары ( $M_n = 18 \text{ кг/кмоль}$ );  $R$  – універсальная газавая пастаянная ( $R = 8314 \text{ Дж/(кмоль} \cdot \text{град)}$ );  $T$  – абсалютная тэмпература, К, тады атрымаем

$$\varphi \cong p_n / p_n. \quad (10.3)$$

Пры тэмпературы паветра, вышэйшай за тэмпературу насычэння, максімальна магчымы ціск вадзяной пары будзе роўны агульнаму або бараметрычнаму ціску  $B$ . Пры гэтых умовах

$$\varphi \cong p_n / B. \quad (10.4)$$

Пры разліках працэсу сушкі за асноўную разліковую велічыню прымаюць масу сухой часткі вільготнага паветра, паколькі яно не зменьваецца на працягу працэсу. Маса пары вадкасці, якая атрымліваецца ў вільготным паветры, аднесена да масы сухога паветра, называецца *вільгацязмяшчэннем*  $x$ .

$$x = \frac{m_p}{m_{c.p}} = \frac{\rho_p}{\rho_{c.p}}, \quad (10.5)$$

дзе  $m_p$ ,  $m_{c.p}$  – маса пары і сухога паветра, кг;  $\rho_{c.p}$  – шчыльнасць сухога паветра, кг/м<sup>3</sup>.

Можна ўстанавіць сувязь паміж  $x$  і  $\phi$ . Падставім значэнні  $\rho_p$  і  $\rho_{c.p}$  адпаведна выразу (10.2).

$$x = \frac{P_p \cdot M_p}{RT} \Big/ \frac{P_{c.p} \cdot M_{c.p}}{RT} = \frac{P_p}{P_{c.p}} \frac{M_p}{M_{c.p}}, \quad (10.6)$$

дзе  $P_{c.p}$  – парцыяльны ціск абсалютна сухога паветра;  $M_{c.p}$  – мольная маса абсалютна сухога паветра.

Па закону Дальтона  $P_{c.p} = P - p_p$  ( $P$  – агульны ціск). Калі падставім значэнні  $P_{c.p}$ ,  $M_{c.p}$  і  $M_p$  у (10.6) з улікам  $p_p = \phi p_n$ , атрымаем

$$x = 0,622 \frac{\phi \cdot p_n}{P - \phi \cdot p_n}. \quad (10.7)$$

Удельную цеплаёмкасць вільготнага паветра  $c$ , аднесеную да 1 кг сухога паветра, можна разлічыць па формуле

$$c = c_{c.p} + c_p \cdot x, \quad (10.8)$$

дзе  $c_{c.p}$ ,  $c_p$  – удзельная цеплаёмкасць сухога паветра і пары адпаведна, Дж/(кг · К).

Удельную энтальпію вільготнага паветра  $I$ , кДж/кг, аднесеную да 1 кг абсалютна сухога паветра, вызначаюць пры дадзенай тэмпературы паветра  $t$ , °С, як суму энтальпій абсалютна сухога паветра  $c_{c.p} \cdot t$  і вадзяной пары  $x \cdot i_n$ , Дж/кг:

$$I = c_{c.p} \cdot t + x \cdot i_n, \quad (10.9)$$

дзе  $i_n$  – энтальпія пары, Дж/кг.

Без уліку ўплыву на энтальпію ціску велічыню  $i_n$  можна знайсці па выразе

$$i_n = r(0^\circ\text{C}) + \int_0^t c_{n(p_0)} \cdot dt, \quad (10.10)$$

дзе  $r(0^\circ\text{C})$  – цеплыня параўтварэння вады пры  $t = 0^\circ\text{C}$ ;  $c_{n(p_0)}$  – удзельная цеплаёмкасць пары пры пастаянным ціску  $P_0$ , роўным ціску насычэння пры  $t = 0^\circ\text{C}$ .

Пры невялікіх змяненнях тэмпературы велічыню  $c_{n(p_0)}$  можна прыняць велічынёй пастаяннай і роўнай  $1,96 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ ,  $r (0^\circ\text{C}) \cong 2480 \text{ кДж}/\text{кг}$  і  $c_{с.п} = 1,0036 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ . Тады ўраўненне (10.9) з улікам гэтых значэнняў запішацца як

$$I = 1,0036 \cdot t + x \cdot (2480 + 1,96 \cdot t). \quad (10.11)$$

Пры разліках працэсу сушкі, акрамя вышэйадзначаных параметраў, трэба ведаць шчыльнасць вільготнага паветра  $\rho_{в.п}$ , якую можна разлічыць як суму шчыльнасцей абсалютна сухога паветра  $\rho_{с.п}$  і вадзяной пары. Адпаведна (10.5)  $\rho_{п} = x \cdot \rho_{с.п}$  і тады

$$\rho_{в.п} = \rho_{с.п} + \rho_{п} = \rho_{с.п} \cdot (1 + x). \quad (10.12)$$

$$\text{Але } \rho_{с.п} = \frac{M_{с.п} \cdot p_{с.п}}{R \cdot T} = \frac{29 \cdot (P - p_{п})}{8314 \cdot T} = \frac{P - p_{п}}{287 \cdot T}.$$

Калі замест  $\rho_{с.п}$  і  $x$  (выраз (10.7)) падставіць іх значэнні, тады формула (10.12) будзе мець выгляд

$$\rho_{в.п} = \frac{P - p_{п} + 0,622 \cdot p_{п}}{287 \cdot T} \quad (10.13)$$

або

$$\rho_{в.п} = \frac{P - 0,378 \cdot p_{п}}{287 \cdot T}. \quad (10.14)$$

З (10.14) бачна, што шчыльнасць вільготнага паветра пры дадзеным знешнім ціску  $P$  з'яўляецца функцыяй  $p_{п}$  і  $T$ . У працэсе сушкі паветра насычаецца вадзяной парай і велічыня  $p_{п}$  узрасце. Але пры гэтым тэмпература  $T$  зніжаецца, прычым зніжэнне  $T$  адбываецца ў большай ступені ў параўнанні з ростам  $p_{п}$ . Таму шчыльнасць паветра пры сушцы ўзрастае. Пры пастаяннай тэмпературы шчыльнасць вільготнага паветра будзе зніжацца з ростам вільготнасці (паветра становіцца лягчэй), з прычыны таго, што малекулярная маса вадзяной пары менш за малекулярную масу сухога паветра.

**Дыяграма вільготнага паветра (Iх-дыяграма).** Агульнапрынятай дыяграмай вільготнага паветра з'яўляецца дыяграма Iх, якая ўпершыню была пабудавана Л. К. Рамзіным. На гэтай дыяграме (рыс. 10.1) на восі ардынат адкладваюць энталпію  $I$ , а на восі абсцыс — вільгацезмяшчэнне  $x$ . Бараметрычны ціск прыняты роўным  $745 \text{ мм рт. сл.}$  Восі каардынат размешчаны пад вуглом  $135^\circ$ . Для зручнасці карыстання дыяграмай вось

абсцыс спраектавана на дадатковую вось, якая перпендыкулярная восі ардынат. Акрамя ліній  $x = \text{const}$  і  $t = \text{const}$ , на дыяграме нанесены лініі пастаянных тэмператур  $t = \text{const}$ , лініі пастаяннай адноснай вільгаці ( $\varphi = \text{const}$ ) і лініі тэмператур мокрага тэрмометра ( $t_m = \text{const}$ ). Лінія парцыяльнага ціску вадзяной пары ў вільготным паветры размешчана знізу, а значэнні  $p_n$  адкладзены з правага боку дыяграмы.

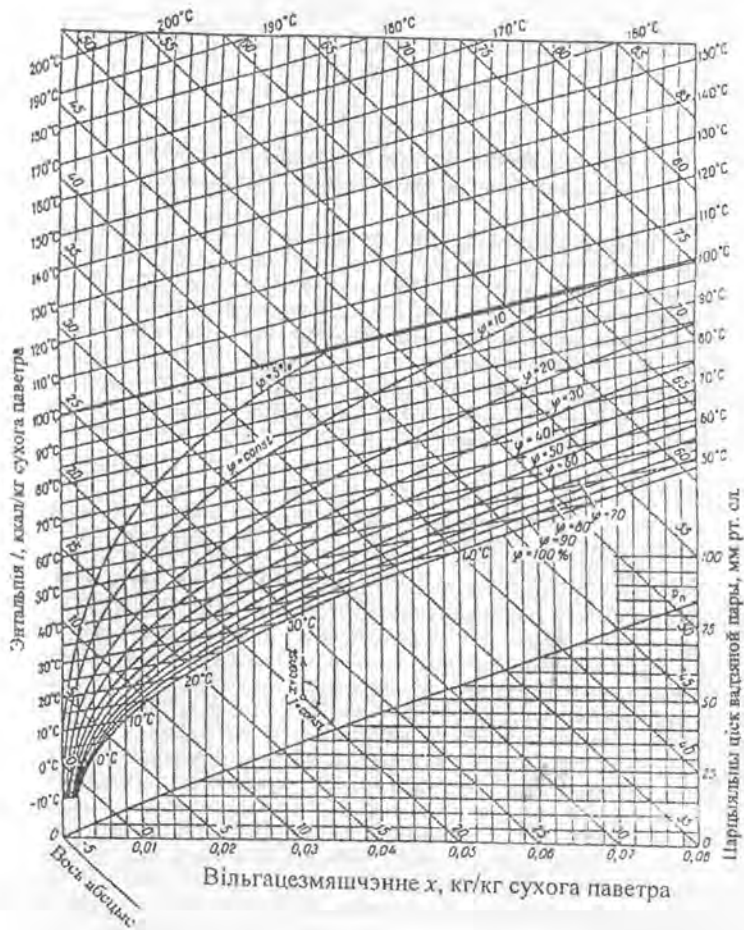


Рис. 10.1. Дыяграма  $h-x$  для вільготнага паветра

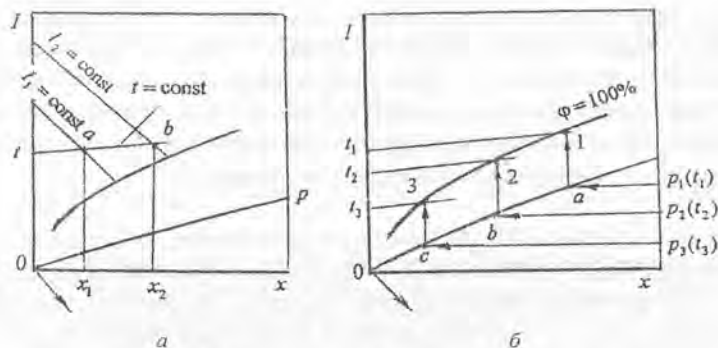


Рис. 10.2. Побудова ізотерм і ліній парціальної ціску вадзяной пары (а), ліній адноснай вільготнасці (б)

Пабудова адзначаных ліній праведзена ў адпаведнасці з выразамі для разліку іх значэнняў. Лінія пастаянных тэмператур будзеца на падставе формулы (10.11), якая пры  $t = \text{const}$  уяўляе сабой прамую лінію. З (10.11) бачна, што з ростам тэмпературы вугал нахілу прамых павялічваецца. Найменшы нахіл мае ізотэрма пры  $0^\circ\text{C}$ . Каб нанесці любую ізотэрму на дыяграме, дастаткова для данай тэмпературы  $t$  з дапамогай ураўнення (10.11) вызначыць энтальпію для двух адвольных значэнняў вільгацеўтрымання  $x_1, x_2$  і праз атрыманыя пункты  $a, b$  правесці прамую (рыс. 10.2, а). Лінія парціальнага ціску будзеца па ўраўненні (10.7), якое можна запісаць у выглядзе

$$p_n = P \cdot x / (622 + x). \quad (10.14)$$

Пры пастаянным ціску  $P$  парціальны ціск вадзяной пары залежыць ад вільгацеўтрымання  $x$ . Для розных значэнняў  $x$  знаходзяць па формуле (10.14)  $p_n$  і наносяць іх значэнні. Відавочна, што з ростам  $x$  крывая парціальнага ціску асімптычна імкнецца да значэння ціску  $P$ .

Для пабудовы лініі насычэння вільготнага паветра ( $\varphi = 100\%$ ) на дыяграму  $Ix$  спачатку па тэрмадынамічных табліцах вадзяной пары для некалькіх адвольна прынятых тэмператур, напрыклад  $t_1, t_2, t_3, \dots$ , вызначаюць значэнні ціску насычэння  $p_1(t_1), p_2(t_2), \dots$ , а затым знаходзяць адпаведныя гэтым ціскам на лініі парціальнага ціску пункты  $a, b, c, \dots$  (рыс. 10.2, б). З пунктаў праводзяць паралельныя восі ардынаты лініі да перасячэння з адпаведнымі ізотэрмамі. Пункты 1, 2, 3, ... злучаюць паміж сабой і атрымліваюць крывую  $\varphi = 100\%$ . Лініі  $\varphi = \text{const} < 100\%$  будуць такім жа спосабам, як і лінію  $\varphi = 100\%$ . Розніца толькі ў тым, што на крывой парціальнага ціску адкладваюць не значэнні насычэння пры адпаведных тэмпературах  $p_1(t_1), p_2(t_2), \dots$ , а значэнні  $\varphi \cdot p_1(t_1), \varphi \cdot p_2(t_2), \dots$  (напрыклад, для пабудовы крывой  $\varphi = 50\% = \text{const}$  трэба браць значэнні  $0,5 \cdot p_1(t_1), 0,5 \cdot p_2(t_2), \dots$ ). Далейшая пабудова аналагічная вышэйпрыведзенай для  $\varphi = 100\%$ .



Рыс. 10.3. Вобласць трох фаз на  $t$ - $x$ -дыяграме

Лінія насычэння вільготнага паветра  $\varphi = 100\%$  дзеліць дыяграму на дзве вобласці – вобласць ненасычанага паветра, якая знаходзіцца вышэй за кривую  $\varphi = 100\%$ , і вобласць перасычанага паветра – ніжэй за кривую  $\varphi = 100\%$ . Некаторую цікавасць уяўляе сабой вобласць на дыяграме  $t$ - $x$ , якая знаходзіцца каля ізатэрмы  $t = 0^\circ\text{C}$  (рыс. 10.3). Пры замярэнні кропель вады энтальпія сумесі памяншаецца, таму ізатэрмы ў вобласці «ледзянога туману» пры  $0^\circ\text{C}$  праходзяць некалькі круцей, чым ізатэрмы «вільготнага туману». Вобласць паміж гэтымі ізатэрмамі (на рысунку заштрыхаваная) уяўляе сабой стан паветра, у якім утрымліваецца як вада, так і лёд. Кривая  $\varphi = 100\%$  пры  $0^\circ\text{C}$  мае невялікі пералом з прычыны пераходу пары ў лёд.

Пры тэмпературы  $99,4^\circ\text{C}$  ціск насычанага пары  $p_n = B$ , г. зн. роўны бараметрычнаму ціску  $B = 745$  мм рт. сл., для якога пабудавана дыяграма. У гэтым выпадку выраз (10.7) пры  $\varphi = p_n/B$  прымае выгляд

$$x = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi} = 0,622 \frac{p_n}{B - p_n}.$$

Такім чынам, пры  $t \geq 99,4^\circ\text{C}$  вільготнасць  $\varphi$  не залежыць ад тэмпературы і практычна застаецца велічынёй пастаяннай, таксама як і велічыня  $x$  пры дадзеным значэнні  $p_n = \text{const}$  і  $B = \text{const}$ . Лініі  $\varphi = \text{const}$  пры  $t = 99,4^\circ\text{C}$  маюць рэзкі пералом і размяшчаюцца амаль паралельна восі ардынат (рыс. 10.1).

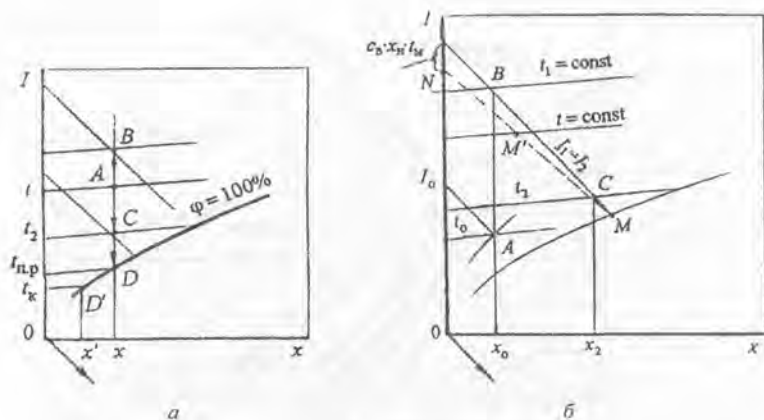


Рис. 10.4. Процеси змянення стану вільготнага паветра на дыяграме  $Ix$

Выкарыстанне дыяграмы  $Ix$  значна аблягчае разлік асноўных параметраў стану вільготнага паветра і дае магчымасць для колькаснага аналізу працэсаў цепла- і масаабмену (нагрыванне, ахалоджванне, сушка і інш.). Разгледзім некаторыя працэсы змянення стану паветра на  $Ix$ -дыяграме.

**Працэсы змянення стану паветра на  $Ix$ -дыяграме.** Працэсы нагрывання і ахалоджвання паветра пры адсутнасці масаабмену пры ўмове  $x = \text{const}$  адбываюцца па лініях  $AB$  – нагрыванне і  $AC$  – ахалоджванне (рыс. 10.4, а). Адносная вільготнасць  $\varphi$  пры гэтым зменьваецца. Яна пры нагрыванні паветра памяншаецца з-за змянення ціску насычанай пары. Калі пры ахалоджванні вільготнае паветра дасягае стану насычэння, якое адпавядае пункту  $D$  (гэты пункт называюць пунктам расы, а тэмпература, якая адпавядае гэтаму пункту – тэмпературай пункта расы ( $t_{н.р}$ )), тады, пачынаючы з гэтага моманту, працэс ідзе па лініі  $\varphi = 100\%$  і суправаджаецца ўтварэннем кропель вадкасці. Колькасць вадзяной пары, якая пры гэтым скандэнсуецца пры ахалоджванні да канчатковай тэмпературы (напрыклад,  $t_k$  на рыс. 10.4, а, пункт  $D'$ ), аднесенай да 1 кг сухога паветра, вызначаецца рознасцю вільгацезмяшчэнняў  $x - x'$ .

Пры ізабарна-адыябатычным працэсе выпарэння вадкасці вільгаць з матэрыялу будзе выпарацца толькі за кошт цяпла паветра. Пры гэтым выпарэнне вадкасці прыводзіць да павелічэння вільгацеўтрымання  $x$  паветра. Тэмпература вадкасці дасягае некаторай велічыні, якая застаецца прыблізна пастаяннай на працягу ўсяго працэсу насычэння паветра. Пры поўным насычэнні тэмпература вадкасці і паветра стануць



роўнымі. У гэтай сувязі тэмпературу паветра (вадкасці, якая выпараецца) называюць тэмпературай адыябатычнага насычэння паветра. Пры некаторых умовах тэмпература мокрага тэрмометра адпавядае тэмпературы вадкасці, якая выпараецца, таму гэту тэмпературу называюць таксама *тэмпературай мокрага тэрмометра*  $t_m$ . Працэс выпарэння пры такім працэсе адбываецца з павелічэннем энтальпіі вільготнага паветра па лініі  $t_m = \text{const}$ . Апошняю можна пабудаваць наступным чынам. Пры адыябатычным насычэнні ( $\varphi = 100\%$ ) вільгацязмяшчэнне паветра максімальнае і роўнае  $x_n$  (напрыклад, пункт  $M$ , рыс. 10.4, б), а тэмпература вадкасці і паветра роўныя  $t_m$ . Праводзім дадатковую лінію  $l_2 = \text{const}$  праз пункт  $M$ . Затым на восі ардынат ( $x = 0$ ) адкладваем адрэзак (з улікам маштабу), роўны  $c_v \cdot x_n \cdot t_m$  ( $c_v$  — цеплаёмкасць вады), і атрымаем пункт  $N$ . Прамая, якая злучае  $N$  з  $M$ , і будзе лініяй  $t_m = \text{const}$ .

Рознасць паміж тэмпературай паветра і тэмпературай мокрага тэрмометра  $t_m$  называюць *патэнцыялам сушкі*  $\epsilon$ :

$$\epsilon = t - t_m. \quad (10.15)$$

Патэнцыял сушкі вызначаецца сушыльным уплывам цепла- і ма-саабмену і характарызуе хуткасць выпарэння вільгаці з матэрыялу.

Па рознасці паказанняў сухога і мокрага тэрмометраў вызначаюць асноўныя параметры ( $x$ ,  $\varphi$  і г. д.) па дыяграме  $Ix$  або па прыборы, які называюць псіхрометрам. Для гэтага знаходзяць пункт перасячэння лініі  $t_m = \text{const}$  і лініі  $\varphi = 100\%$  (напрыклад, пункт  $M$ , рыс. 10.4, б). З пункту  $M$  праводзяць лінію  $t_m = \text{const}$  да ізатэрмы  $t = \text{const}$  (тэмпературы паветра). Пункт  $M'$  перасячэння ліній характарызуе стан паветра. Далей для дадзенага пункта (стану) можна вызначыць астатнія неабходныя параметры ( $I$ ,  $x$ ,  $p_v$ ,  $\varphi$ ). Пры разліках замест лініі  $t_m = \text{const}$  часта прымаюць, што змяненне адбываецца на лініі  $I = \text{const}$ .

Адзначым, што пры адыябатычнай сушцы, калі вільгаць з матэрыялу будзе выпарвацца толькі за кошт цяпла паветра і пры гэтым тэмпература высушваемага матэрыялу (і г. зн. вільгаці ў матэрыяле) не зменьваецца і роўная  $0^\circ\text{C}$ , тады энтальпія паветра да сушкі  $I_1$  і пасля сушкі  $I_2$  будуць роўнымі:  $I_1 = I_2 = \text{const}$ . Гэта тлумачыцца тым, што ўсё цяпло, якое аддае паветра на выпарэнне вільгаці, вяртаецца ў паветра з парай. Тэмпература ж паветра будзе паніжацца, а вільгацязмяшчэнне павялічвацца. Такі працэс называюць *тэарэтычным працэсам сушкі*. Працэс тэарэтычнай сушкі на дыяграме (рыс. 10.4, б) адлюстроўваецца ламанай крывой  $ABC$  ( $AB$  — награванне паветра,  $BC$  — увільгатненне паветра).

### 10.3. Уласцівасці вільготных матэрыялаў.

#### Раўнавага пры сушцы

Пад паняццем вільгаці разумеюць любую вадкасць, якая ў працэсе сушкі павінна быць выдалена з матэрыялу. Вільготнасцю матэрыялу называюць колькасць вільгаці, якая змяшчаецца ў матэрыяле.

Вільготнасць матэрыялу можа быць разлічана як маса вільгаці, аднесеная да масы абсалютна сухога матэрыялу ( $w^c$ ), або як маса вільгаці, аднесеная да масы вільготнага (усяго) матэрыялу ( $w$ ), г. зн.

$$w^c = \frac{G_{\text{вл}}}{G_c}, \quad (10.16)$$

або

$$w = \frac{G_{\text{вл}}}{G}, \quad (10.17)$$

дзе  $G_{\text{вл}}$ ,  $G_c$ ,  $G$  – маса вільгаці ў матэрыяле, маса абсалютна сухога матэрыялу і маса вільготнага адпаведна, кг.

Можна ўстанавіць сувязь паміж  $w^c$  і  $w$ . Запішам матэрыяльны баланс

$$G = G_{\text{вл}} + G_c.$$

З улікам (10.16) і (10.17) атрымаем

$$w^c = \frac{w}{1 - w} \quad (10.18)$$

або

$$w = \frac{w^c}{1 + w^c}. \quad (10.19)$$

Пры разліках часцей выкарыстоўваюць велічыню  $w^c$  з той прычыны, што маса сухога матэрыялу у працэсе сушкі не змяняецца.

Вільготныя матэрыялы, якія высушваюцца, маюць розную структуру, розныя фізіка-хімічныя, механічныя і іншыя ўласцівасці. Уласцівасці вільготных матэрыялаў і працэс выдалення вільгаці з іх у значнай ступені вызначаюцца формамі сувязі вады з матэрыялам. Найбольш правільным метадам ацэнкі формаў сувязі вільгаці з матэрыялам з'яўляецца велічыня энергіі сувязі, г. зн. работы, патрэбнай для адрыву 1 моль вады ад рэчыва пастаяннага складу з дадзеным вільгацёўтварэннем [66, с. 231]. Па гэтым паказчыку адрозніваюць наступныя

формы сувязі вады з матэрыялам: *хімічна звязаная вада; адсарбцыйна звязаная, асматычна звязаная і капілярна звязаная вада.*

*Хімічна звязаная вада* найбольш моцна злучана з матэрыялам. Пры гэтым адрозніваюць іённую сувязь вільгаці з матэрыялам і ваду малекулярных злучэнняў тыпу крышталегідратаў (напрыклад,  $\text{CaSO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ). Сувязь апошняй з матэрыялам значна слабей. Пры хімічнай сувязі вада можа быць выдалена ў выніку хімічных рэакцый або пры награванні матэрыялу да высокіх тэмператур.

*Адсарбцыйна звязаная вада* моцна ўтрымліваецца на паверхні і ў порах матэрыялу. Асноўная колькасць вады знаходзіцца ў выглядзе манамаалекулярнага пласта на паверхні капіляраў матэрыялу. Для выдалення адсарбцыйнай вільгаці патрэбны значна большыя страты энергіі ў параўнанні з выдаленнем асматычна звязанай вады.

*Асматычна звязаная вада* (называемая таксама вільгаццю набухання) утрымліваецца асматычнымі сіламі. Асматычны характар сувязі найбольш ярка выражаецца ў разбаўленых растворах.

*Капілярна звязаная вада* запаўняе макра- і мікракапіляры. Вада ў капілярах уяўляе сабой вольную ваду за выключэннем вельмі тонкага пласта адсарбцыйна звязанай вады каля сценак капіляра. Капілярна звязаная вада (вільгаць) пры выдаленні патрабуе найменш энергетычных выдаткаў.

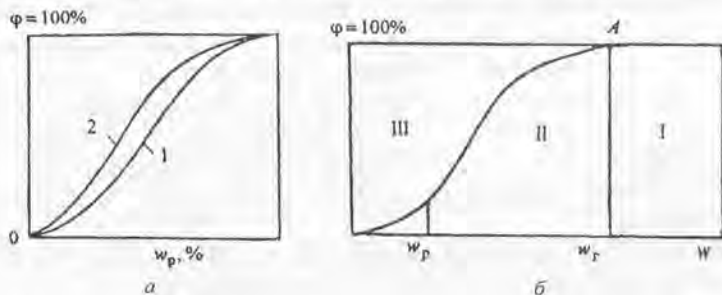
Акрамя вышэйадзначаных формаў сувязі вільгаці з матэрыялам, неабходна ўлічваць павольную механічную вільгаць (ваду), якая ўтрымліваецца ў дысперснай фазе, а таксама ваду, якая паглынаецца матэрыялам пры непасрэдным кантакце з вадой.

У больш шырокім сэнсе пры сушцы матэрыялаў вільгаць матэрыялу класіфікуюць на *вольную і злучаную вільгаць* [7]. Пад вольнай разумеюць вільгаць, хуткасць выпарэння якой з матэрыялу роўная хуткасці выпарэння вады з вольнай паверхні (г. зн.  $p_m = p_n$ ;  $p_m, p_n$  — ціск пары над матэрыялам і насычанай пары над вольнай яе паверхняй). Калі хуткасць выпарэння вільгаці з матэрыялу меншая за хуткасць яе выпарэння з вольнай паверхні ( $p_m < p_n$ ), такую вільгаць называюць злучанай. Пры разліках апошнія паняцці будуць часцей выкарыстоўвацца.

На практыцы пры сушцы матэрыялаў цяжка вызначыць перыяды выдалення той ці іншай вільгаці ў залежнасці ад формы яе сувязі з матэрыялам. Таму даследаванне раўнаважнага стану вільготнага матэрыялу для вывучэння сувязі вільгаці з матэрыялам для тэхналогіі сушкі мае вельмі важнае значэнне.

Тэмпература матэрыялу ў стане раўнавагі з вільготным паветрам роўная тэмпературы паветра, а ціск пары вады над матэрыялам  $p_m$  роўны парцыяльнаму ціску ў паветры, г. зн.  $p_m = p_n$ . Пры такім стане вільготнасць матэрыялу мае вызначанае значэнне, якое называюць *раўнаважнай вільготнасцю* або *раўнаважным вільгацезмяшчэннем*. Раўнаважная вільготнасць залежыць ад тэмпературы, вільготнасці паветра і ад спосабу дасягнення раўнавагі. Пры  $p_m < p_n$  матэрыял будзе ўвільгатняцца, г. зн. будзе адбывацца працэс сорбцыі. Пры  $p_m > p_n$ , наадварот, з матэрыялу будзе выдаляцца (выпарвацца) вільгаць і назіраецца працэс дэсорбцыі. Калі зменьваць вільготнасць паветра пры пастаяннай тэмпературы, можна атрымаць залежнасць паміж раўнаважнай вільготнасцю матэрыялу і вільготнасцю паветра ў выглядзе крывой  $w^e = f(\varphi)$ , якую называюць ізатэрмай. У залежнасці ад таго, якім спосабам дасягаецца раўнавага (пры сорбцыі або пры дэсорбцыі вільгаці), атрымліваюць ізатэрму сорбцыі або ізатэрму дэсорбцыі.

На рыс. 10.5, а схематычна паказаны ізатэрмы. Эксперыментальныя даследаванні паказваюць, што ізатэрмы не супадаюць, а існуе гістэрэзіс. Наяўнасць гістэрэзісу тлумачыцца тым, што раўнавага не дасягаецца па ўсім аб'ёме матэрыялу [66]. Для большасці матэрыялаў раўнаважная вільготнасць памяншаецца з павышэннем тэмпературы. Пры раўнаважным стане (пункт А на рыс. 10.5, б) і адноснай вільготнасці паветра  $\varphi = 100\%$  матэрыял набывае максімальную сарбцыйную вільготнасць  $w_r^e$ , якую называюць гіграскапічнай вільготнасцю. Пры гэтым ціск пары вадкасці на паверхні матэрыялу роўны ціску насычанай пары чыстай вадкасці ( $p_m = p_n$ ) пры тых жа ўмовах (ціску і тэмпературы). Чым большая гіграскапічная вільготнасць, тым гіграскапічнейшы матэрыял.



Рыс. 10.5. Залежнасць раўнаважнай вільготнасці матэрыялу ад адноснай вільготнасці паветра (а) і змянення вільготнасці матэрыялу пры сушыцы (б): I – ізатэрма адсорбцыі; 2 – ізатэрма дэсорбцыі; I, II – вобласці выдалення вольнай і звязанай вільгаці адпаведна, III – вобласць увільгатнення матэрыялу

Трэба адзначыць, што гіграскапічная вільготнасць заўсёды меншая за максімальную вільгацяёмістасць матэрыялу (маецца на ўвазе вільготнасць матэрыялу, якая дасягаецца пры непасрэдным кантакце з вадой у выглядзе намакання цела). Напрыклад, пры  $t = 25^\circ\text{C}$  гіграскапічная вільготнасць матэрыялу (жэлаціны)  $w_g^c = 50\%$ , а максімальная вільгацяёмістасць  $w_g^c = 1500\%$  [66, с.26]. Звычайна адносіны  $w_b^c / w_g^c = 12 - 30$ .

На рыс. 10.5, б, выдзяляюць тры вобласці: вобласць выдалення вольнай вільгаці (вобласць I). У гэтай вобласці вольная вільгаць будзе выдаляцца з матэрыялу пры любых значэннях  $\varphi < 100\%$ . Выдаленне звязанай вільгаці (вобласць II) магчыма толькі пры тых значэннях  $\varphi$  паветра, якім адпавядае вільготнасць матэрыялу больш раўнаважнай. Вобласць III над раўнаважнай крывой адпавядае ўвільгатненню матэрыялу (тут  $p_n > p_m$ ).

#### 10.4. Матэрыяльны і цеплавы балансы сушкі

*Матэрыяльны баланс* можа быць зроблены па матэрыяле, які сушваецца, а для канвекцыйных сушылак – і па вільгаці ў паветры, па якім знаходзяць расход сухога паветра. Разгледзім спачатку матэрыяльны баланс па матэрыяле. Пры разліках сушылак звычайна вядомымі велічынямі з’яўляюцца пачатковая  $w_1$ , кг/кг, і канчатковая  $w_2$ , кг/кг, вільготнасці матэрыялу, а таксама прадукцыйнасць  $G_2$  па гатовым прадукце.

Каб скласці матэрыяльны баланс, абазначым праз  $G_1$  – масу матэрыялу, які паступае на сушку, кг/гадз, і праз  $W$  – масу вільгаці, якая выдаляецца ў працэсе сушкі, кг/гадз.

Матэрыяльны баланс па ўсяму матэрыялу будзе мець выгляд

$$G_1 = G_2 + W. \quad (10.20)$$

Па абсалютна сухім рэчыве ў высушваемым матэрыяле матэрыяльны баланс запішацца як

$$G_1(1 - w_1) = G_2(1 - w_2), \quad (10.21)$$

адкуль

$$G_1 = G_2 \cdot \frac{1 - w_2}{1 - w_1}. \quad (10.22)$$

З ураўненняў (10.20) і (10.22) можна знайсці  $W$ :

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{1 - w_2}. \quad (10.23)$$

Ураўненні (10.20) і (10.21) дазваляюць вызначыць два невядомыя параметры, калі яны не задаюцца (напрыклад,  $W$  і  $G_1$ ). Матэрыяльны баланс можна скласці і з выкарыстаннем велічынь  $w_1^c$  і  $w_2^c$ .

Каб скласці матэрыяльны баланс па вільгаці ў паветры і вызначыць расход паветра, разгледзім схему (рыс. 10.6) працэсу канвектыўнай сушкі (будзем яе называць асноўнай). У гэтай схеме паветра награваяецца і праходзіць сушылку толькі адзін раз. Пры вядомых значэннях вільгацезмяшчэння  $x_0$  на ўваходзе ў каларыфер і на выхадзе з сушылкі  $x_2$  матэрыяльны баланс па вільгаці можна запісаць

$$L \cdot x_0 = W + L \cdot x_2, \quad (10.24)$$

дзе  $L$  – расход абсалютна сухога паветра, кг/гадз;  $W$  – колькасць вады, якая выпараецца з матэрыялу, кг/гадз.

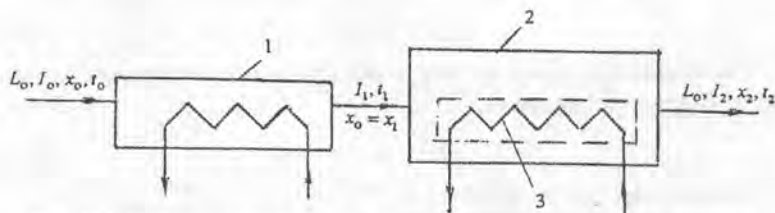
З выразу (10.24) знойдзем  $L$ :

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0}, \quad (10.25)$$

або

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0},$$

дзе  $l = \frac{L}{W}$  – удзельны расход абсалютна сухога паветра.



Рыс. 10.6. Схема канвектыўнай сушкі безупыннага дзеяння (асноўны варыянт):  
1 – асноўны каларыфер; 2 – сушылка; 3 – дадатковы каларыфер

**Цеплавы баланс сушкі.** Для складання цеплавога балансу сушкі матэрыялу ў канвекцыйных сушылках працэс сушкі разгледзім адпаведна асноўнай схеме (рыс. 10.6). Цяпло на гідратацыю, хімічныя пераўтварэнні і іншыя энда- і экзатэрмічныя працэсы не ўлічваем. Запішам прыход цяпла, яго расход і прыраўняем іх паміж сабой.

Прыход цяпла:

- з зыходным матэрыялам,  $G_1 \cdot c_m \cdot \theta_1$ ;
- з паветрам на ўваходзе ў каларыфер,  $L \cdot I_0$ ;
- з транспартнымі ўстройствамі (транспарцёры, ваганеткі),

$G_T \cdot c_T \cdot t_{тн}$ ;

- у асноўным каларыферы,  $Q_k$ ;
- у дадатковым каларыферы,  $Q_d$ .

Расход цяпла:

- з высушаным матэрыялам,  $G_2 \cdot c_m \cdot \theta_2$ ;
- з паветрам на выхадзе з сушылкі,  $L \cdot I_2$ ;
- з транспартнымі ўстройствамі,  $G_T \cdot c_T \cdot t_{тк}$ ;
- страты,  $Q_c$ .

дзе  $c_m$  – удзельная цеплаёмістасць матэрыялу, кДж/(кг · град);  $\theta_1, \theta_2$  – пачатковая і канчатковая тэмпературы матэрыялу, °С;  $I_0, I_2$  – энтальпіі паветра на ўваходзе ў каларыфер і на выхадзе з сушылкі, Дж/кг,  $G_T$  – маса транспартных устройстваў, кг;  $c_T, t_{тн}, t_{тк}$  – удзельная цеплаёмістасць, Дж/(кг · град); пачатковая і канчатковая тэмпературы, °С (адпаведна) транспартных устройстваў.

Колькасць цяпла, якое паступае з зыходным вільготным матэрыялам, можна ўявіць як суму цяпла з высушаным матэрыялам і выпаранай вільгацшо, г. зн.  $G_1 c_m \theta_1 = G_2 c_m \theta_1 + W c_v \theta_1$  ( $c_v$  – удзельная цеплаёмістасць вады, Дж/(кг · град).

Цеплавы баланс запішацца ў выглядзе

$$Q_k + Q_d = L(I_2 - I_0) + G_2 c_m (\theta_2 - \theta_1) + G_T c_T (t_{тк} - t_{тн}) - W c_v \theta_1 + Q_c \quad (10.27)$$

Падзелім члены правай і левай частак ураўнення (10.27) на  $W$  і запішам ураўненне ў выглядзе

$$q_k + q_d = l(I_2 - I_0) + q_m + q_T - c_v \theta_1 + q_c, \quad (10.28)$$

дзе ўдзельныя расходы  $q$  адпавядаюць членам ураўнення (10.27), якія маюць такія ж індэксы.

Удзельны расход цяпла ў каларыфера для падагрэву паветра да сушылкі можна вызначыць па формуле

$$q_k = l(I_1 - I_0), \quad (10.29)$$

дзе  $I_1$  – энтальпія паветра пасля каларыфера, Дж/кг.

Пры падстаноўцы (10.29) у выраз (10.28) атрымаем

$$l(I_2 - I_1) = q_d + c_v \theta_1 - q_m - q_r - q_c \quad (10.30)$$

або

$$l(I_2 - I_1) = \Delta, \quad (10.31)$$

дзе  $\Delta = q_d + c_v \theta_1 - q_m - q_r - q_c$ .

Велічыня  $\Delta$  паказвае рознасць паміж прыходам і расходам цяпла непасрэдна ў камеры сушылкі без уліку цяпла, якое ўваходзіць і выходзіць з паветрам. Гэту велічыню часта называюць унутраным балансам сушылкі.

З (10.31) знойдзем  $I_2$ :

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l}. \quad (10.32)$$

Велічыня  $I_2$ , як бачна, можа быць большай за  $I_1$  пры  $\Delta > 0$  і, наадварот, пры  $\Delta < 0$  – меншай за  $I_1$ . Пры  $\Delta = 0$  працэс сушкі раўназначны працэсу тэрэтычнай сушкі ( $I_2 = I_1$ ) і магчымы ў выпадку, калі прыход цяпла ў сушылку роўны яго расходу, г. зн.

$$q_d + c_v \theta_1 = q_m + q_r + q_c.$$

*Вызначэнне расходаў паветра і цяпла графааналітычным метадам.*

Для разліку расходаў паветра і цяпла пры сушцы графааналітычным метадам выкарыстоўваюць  $I$ -дыяграму. Адпаведна схеме (рыс. 10.6) награванне паветра ад зыходнай тэмпературы  $t_0$  да  $t_1$  у каларыфера перад сушылкай ідзе па лініі  $AB$  (рыс.10.7) без змянення яго вільгацезмяшчэння  $x_0 = x_1$ . (Пункты  $A$  і  $B$  адпавядаюць параметрам зыходнага паветра і прынятай тэмпературы  $t_1$ .) Для тэрэтычнай сушкі ( $\Delta = 0$ ) далейшы працэс будзе праходзіць па лініі пастаянных энтальпій г. зн. ад пункта  $B$  да пункта  $C$ . Для знаходжання пункта  $C$  трэба знаць адзін з параметраў паветра на выхадзе з сушылкі (напрыклад,  $t_2$ ), і перасячэнне ліній  $I_1 = I_2 = \text{const}$  з гэтым параметрам адпавядае пункту  $C$ . Удзельны расход паветра вызначыцца як

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1}, \quad (10.33)$$

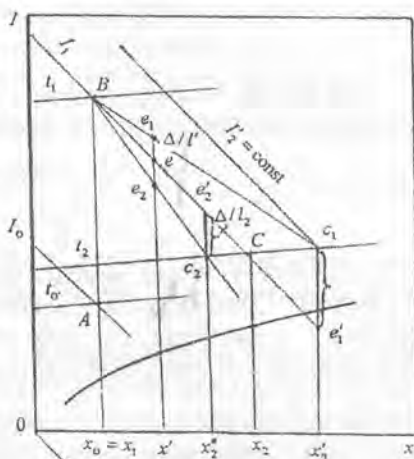


а удзельны расход цяпла

$$q_n = (I_1 - I_0) \cdot l = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_1} \quad (10.34)$$

Для рэальнага працэсу сушкі велічыня  $\Delta$  можа быць як большая за нуль ( $\Delta > 0$ ), так і меншая за нуль ( $\Delta < 0$ ). У гэтым выпадку, як бачна з выразу (10.32), энтальпія паветра на выхадзе з сушылкі можа быць  $I_2 > I_1$  і  $I_2 < I_1$ . Паказаць працэс рэальнай сушкі на  $Ix$ -дыяграме (па той жа схеме) і разлічыць удзельны расход паветра і цяпла (прымем  $\Delta > 0$ ) можна наступным чынам. Пункт  $B$  (рыс. 10.7) знаходзяць таксама, як паказана вышэй. Затым на лініі  $I_1 = \text{const}$ , якая праходзіць праз пункт  $B$  у вольна выбраным пункце  $e$  з улікам маштабу дыяграмы  $Ix$ , адкладваюць адрэзак  $\Delta/l'$  уверх і знаходзяць пункт  $e_1$ . Для разліку  $l'$  стасунку  $\Delta/l'$  прымаюць значэнне  $x'$ , якое адпавядае прынятаму пункту  $e$ , г. зн.  $l' = 1/(x' - x_0)$ . Праз пункты  $B$  і  $e_1$  праводзяць лінію да перасячэння яе з вядомым параметрам паветра на выхадзе з сушылкі (напрыклад,  $t_2$  або  $\varphi_2$ ) і знаходзяць пункт  $c_1$ . Па пункце  $c_1$  проста вызначыць астатнія параметры для разліку. Удзельны расход паветра будзе роўны  $l = 1/(x'_2 - x_1)$ , удзельны расход цяпла пры сушцы матэрыялу ў сушылцы —  $q = \frac{I'_2 - I_1}{x'_2 - x_1}$ , дзе  $x'_2$  і  $I'_2$  — значэнні параметраў, якія адпавядаюць

пункту  $c_1$ . Такім чынам, працэс сушкі на дыяграме  $Ix$  адлюстроўваецца па лініях  $ABC$  — для тэрэтычнай сушкі, па лініях  $ABc_1$  — для рэальнай пры  $\Delta > 0$ . Для працэсу сушкі пры  $\Delta < 0$  пабудову лініі на  $Ix$ -дыяграме і разлік  $l$  і  $q$  праводзяць таксама, як і для працэсу пры  $\Delta > 0$ , але адрэзак  $\Delta/l'$  (у маштабе) адкладваюць з вольнага пункта  $e$  уніз і знаходзяць пункт  $c_2$  (рыс. 10.7), а затым разлічваюць удзельны расход сухога паветра і цяпла ў адпаведнасці са значэннямі параметраў пункта  $c_2$ .



Рыс. 10.7. Адлюстраванне працэсу сушкі на  $Ix$ -дыяграме

Пункты  $c_1$  і  $c_2$  пры вядомых велічынях  $\Delta$  і якім-небудзь параметраў паветра на выхадзе з сушылькі можна знайсці, калі выраз

$$(10.31) \text{ запісаць у выглядзе } \Delta = \frac{I - I_1}{x - x_1} \text{ і, задаўшыся значэннем } I'$$

(або  $x'$ ), знайсці  $x'$  (або  $I'$ ), каардынаты пункта  $(I', x')$ . Праз пункт з каардынатамі  $I', x'$  правесці лінію да перасячэння з вядомым параметрам паветра на выхадзе з сушылькі і вызначыць пункты  $c_1$  ( $\Delta > 0$ ), або  $c_2$  ( $\Delta < 0$ ).

Іншы раз вядомы параметры паветра пасля сушылькі (г. зн. пункты  $c_1$  або  $c_2$ ), але невядомы пункт  $B$  (параметры паветра на ўваходзе ў сушыльку). Пры вядомай велічыні  $\Delta$  можна знайсці гэтыя параметры (пункт  $B$ ). Для гэтага з пунктаў  $c_1$  ( $\Delta > 0$ ) або  $c_2$  ( $\Delta < 0$ ) адкладваюць адрэзкі  $\Delta/l$  (з улікам маштабу), прычым пры  $\Delta > 0$  адрэзак адкладваюць уніз ад лініі  $I'_2 = \text{const}$ , якая праходзіць праз пункт, а пры  $\Delta < 0$  – уверх з пункта  $c_2$ . З атрыманых пунктаў  $e'_1$  і  $e'_2$  праводзяць лініі пастаянных энтальпій да перасячэння з вертыкаллю  $x_0 = \text{const}$  і знаходзяць пункты  $B'$  і  $B''$  (на рыс. 10.7  $B' = B'' = B$ ), а па ім і параметры паветра перад уваходам у сушылку (пасля асноўнага каларыфера).

Агульны ўдзельны расход цяпла, які складаецца з удзельнага расходу цяпла ў асноўным  $q_d$  і дадатковым  $q_d$  каларыферах (напрыклад, пры  $\Delta = 0$ ), вызначаецца як

$$q_0 = q_k + q_d = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}. \quad (10.35)$$

Для разліку расходу паветра і цяпла трэба памножыць велічыні ўдзельных расходаў на колькасць выдаленай вільгаці  $W$ , г. зн.

$$L = W \cdot l, \quad (10.36)$$

$$Q = W \cdot q_0. \quad (10.37)$$

Велічыню  $W$  можна знайсці з матэрыяльнага балансу.

Акрамя прыведзенага (асноўнага варыянта) працэсу сушкі, існуюць і іншыя варыянты, якія дазваляюць праводзіць працэс пры розных умовах. Некаторыя з іх разгледжаны ніжэй.

Цеплавы баланс пры кантактнай сушыцы, у якой цяпло для выпарэння вільгаці перадаецца праз сценку, складаецца звычайным спосабам, як і для цеплаабменных апаратаў. З цеплага балансу разлічваюць расход цепланосбіта (звычайна пары), неабходнага для нагрывання і выпарэння вільгаці.

### 10.5. Кінетыка працэсу сушкі вільготных матэрыялаў

Пад кінетыкай працэсу сушкі разумеюць змяненне вільготнасці і тэмпературы матэрыялу ў часе.

Механізм пераносу цяпла і вільгаці ўнутры вільготнага матэрыялу даволі складаны, і аналітычнае апісанне працэсу сушкі звязана з рашэннем сістэмы нелінейных дыферэнцыяльных ураўненняў цепла- і масаабмену пры адпаведных межавых і пачатковых умовах. Рашэнне ўскладняецца нестацыянарнасцю працякання працэсу.

Для інжынернага разліку найбольш надзейнымі зыходнымі данымі з'яўляюцца кінетычныя крывыя, атрыманыя эксперыментальна. Гэтыя крывыя патрэбны для разлікаў размераў сушылак, дзе адбываецца працэс сушкі, і працягласці кантакту вільготнага матэрыялу з сушыльнымі агентамі, г. зн. з часам сушкі  $\tau$ . Велічыня  $\tau$  залежыць, у сваю чаргу, ад канструкцыі сушыльнай камеры, механічных і фізіка-хімічных уласцівасцей матэрыялу, а таксама ад рабочых параметраў працэсу (тэмпературы, вільготнасці сушыльнага агента, хуткасці яго руху і інш.).

Кінетыка сушкі характарызуецца змяненнем у часе сярэдняй вільготнасці матэрыялу  $w^c$ . Залежнасць  $w^c = f(\tau)$ , якую будуць на падставе эксперыментальных даных, называюць крывой сушкі.

Колькасць вільгаці, выдаляемай у адзінку часу, называюць хуткасцю сушкі  $v$ :

$$v = \frac{dw^c}{d\tau}. \quad (10.38)$$

Знайсці хуткасць сушкі можна на падставе крывой сушкі, калі прадыферэнцыраваць крывую сушкі. На рыс. 10.8 прыведзены тыповыя кінетычныя крывыя.

Характар працякання працэсу сушкі можна ўявіць наступным чынам. Калі вільготны матэрыял кантактуе з паветрам (газам) і парцыяльны ціск вады над паверхняй матэрыялу большы за ціск у паветры, тады адбываецца масаабмен з навакольным асяроддзем. Пры гэтым колькасць цяпла, неабходная для фазавога ператварэння вады пры канвектыўнай сушцы, падводзіцца шляхам канвекцыі ад асяроддзя да матэрыялу.

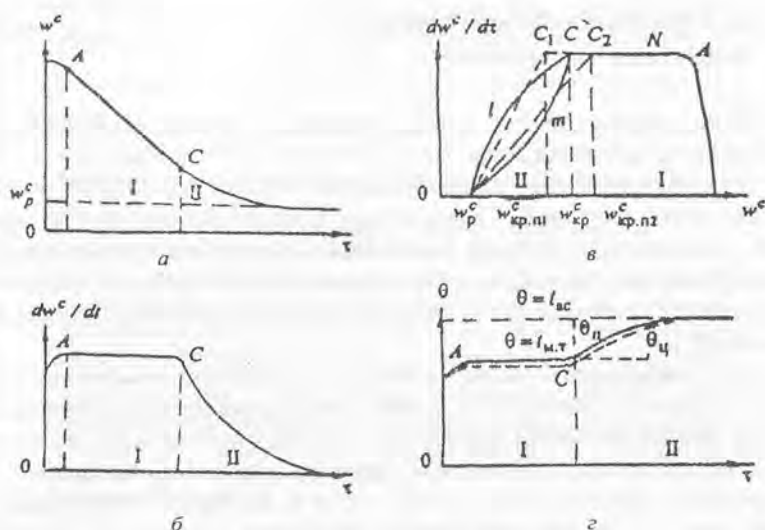


Рис. 10.8. Кривыя кінетыкі сушкі:

*a* – залежнасьць вільготнасці матэрыялу ад часу; *б, в* – залежнасьць хуткасці сушкі ад часу і ад вільготнасці матэрыялу адпаведна; *г* – залежнасьць тэмпературы матэрыялу ад часу;  $w^c$  – вільготнасць матэрыялу;  $dw^c/dt$  – хуткасць сушкі,  $c^{-1}$ ;  $\theta_n, \theta_n$  – тэмпература плошчы паверхні матэрыялу і цэнтральнай яго часткі адпаведна,  $^{\circ}C$ ;  $t_{ac}, t_{m,\tau}$  – тэмпература асяроддзя (па сухім тэрмометры і мокрым тэрмометры),  $^{\circ}C$

У пачатковай стадыі матэрыял падаграваецца і ўзрастае інтэнсіўнасць выпарэння. Працягласць стадыі падагравання ў параўнанні з працягласцю працэсу сушкі, як правіла, невялікая і пры разліках можна не ўлічваць. Пры дасягненні матэрыялам тэмпературы, роўнай тэмпературы мокрага тэрмометра, ціск пары вільгаці над матэрыялам дасягае ціску насычанай пары вадкасці і застаецца пастаянным да таго часу, пакуль вільготнасць матэрыялу не стане роўнай яго гіграскапічнай вільготнасці (вобласць I). У гэты першы перыяд сушкі хуткасць і тэмпература (рыс. 10.8, б, в і г) застаюцца нязменнымі.

Кінетычны закон для гэтага перыяду выражаецца ўраўненнямі

$$W_1 = \beta_p F_1 (p_m - p) \tau \quad (10.39)$$

і

$$W_1 = \beta_x F_1 (x_n - x) \tau, \quad (10.40)$$

дзе  $W_1$  – колькасць выпаранай вадкасці ў першым перыядзе сушкі, кг;  $F_1$  – паверхня фазавога кантакту,  $m^2$ ;  $p_m, p$  – ціск пары вільгаці над

матэрыялам і ў паветры, Па;  $x_n, x$  – вільготнасць насычанага паветра і сапраўдная, кг/кг;  $\beta_p, \beta_x$  – каэфіцыенты масааддачы, кг/(м<sup>2</sup> · с · Па), кг/(м<sup>2</sup> · с) адпаведна.

Калі вільготнасць паверхні матэрыялу ніжэй за гіграскапічную, ціск пары вільгаці над паверхняй памяншаецца і хуткасць сушкі пачынае падаць, а тэмпература матэрыялу – павялічваецца (вобласць II). Пераход перыяду пастаяннай хуткасці сушкі да перыяду падаючай хуткасці (другога) характарызуецца пунктамі C і  $w_{кр}^c$ , якія называюцца крытычнымі. У гэты перыяд характар змянення хуткасці сушкі і тэмпературы матэрыялу залежыць ад яго ўнутранай структуры і формы сувязі вільгаці з матэрыялам. Пры дасягненні раўнаважнай вільготнасці матэрыялу парцыяльны ціск пары вільгаці над матэрыялам становіцца роўным парцыяльнаму ціску пары вільгаці ў асяроддзі (паветры) і сушка спыняецца.

Такім чынам, для разліку трэба ведаць працягласць сушкі пры нязменнай хуткасці працэсу сушкі (першы перыяд) і працягласць сушкі пры падаючай хуткасці (другі перыяд). Прыблізна час сушкі можна разлічыць наступным чынам.

Дпусцім, што ў сушылку падаецца  $G_1$ , кг, вільготнага матэрыялу з вільготнасцю  $w_1^c$  і працэс сушкі працякае ў рэжыме супрацьцёку. Расход абсалютна сухога паветра –  $L$ , вільгацееўтрыманне паветра на ўваходзе  $x_0$ , а на выхадзе –  $x_2$ . Па ўраўненні (10.23) колькасць вільгаці, якая выдаляецца ў першым перыядзе (пры дасягненні крытычнай вільгаці  $w_{кр}$ ), роўная

$$W_1 = G_1 \frac{w_1 - w_{кр}}{1 - w_{кр}}. \quad (10.41)$$

На мяжы паміж зонамі выдалення адвольнай і звязанай вільгаці колькасць вільгаці знойдем па формуле

$$W_1 = L(x_2 - x_1). \quad (10.42)$$

Лакальная рухальная сіла пераносу вільгаці, прынятая для адвольнага сячэння пры ўмовах, што паветра насычаецца да  $x_n$ , будзе роўнай  $x_n - x$ , дзе  $x_n, x$  – вільгацезмяшчэнне насычанага паветра і ў адвольна прынятым сячэнні. Колькасць вольнай вільгаці, якая выпараецца ў адзінку часу з паверхні  $dF$  (г. зн. элементарная колькасць), роўная

$$dW_1 = K_1(x_n - x)dF, \quad (10.43)$$

дзе  $K_1$  – каэфіцыент масаперадачы, які выражае колькасць адвольнай вільгаці, якая выпарваецца з  $1 \text{ м}^2$  актыўнай паверхні (маецца на ўвазе паверхня матэрыялу, якая кантактуе з паветрам) вільготнага матэрыялу ў адзінку часу пры  $x_n - x = 1$ . З другога боку, можна запісаць

$$-dW_1 = Ldx, \quad (10.44)$$

Калі прыраўняць правыя часткі выказаў (10.43), (10.44) і праінтэграваць у межах ад  $x_n - x_1$  да  $x_n - x_2$  з улікам (10.42), атрымаем

$$W_1 = K_1 \cdot F_1 \cdot \Delta_{\text{ср}}, \quad (10.45)$$

дзе  $\Delta_{\text{ср}} = (x_2 - x_1) / \ln \frac{x_n - x_1}{x_n - x_2}$  – сярэдняя рознасць вільгацезмяшчэнняў.

Час сушкі матэрыялу ў першым перыядзе  $\tau_1$  прыблізна можна разлічыць пры вядомай паверхні матэрыялу  $F$ , які паступае на сушку ў адзінку часу, кг/гадз:

$$\tau_1 = F_1 / F. \quad (10.46)$$

Для разліку каэфіцыента  $K_1$  існуюць залежнасці, але яны таксама маюць прыблізны характар і атрыманы на падставе эксперыментальных даследаванняў. Напрыклад, для паветра і яго сумесей з топачнымі газамі пры  $\Delta_{\text{ср}} = 1$  каэфіцыент масаперадачы можна разлічыць па формуле [11]  $K_1 = 0,25(w\rho g)^{0,8}$ , кг/( $\text{м}^2 \cdot \text{с}$ ), дзе  $w$  – сярэдняя хуткасць паветра шчыльнасцю  $\rho$ .

Кінетычны разлік працэсаў сушкі ў другім перыядзе (перыядзе падаючай хуткасці) вядзецца, як правіла, па прыблізным метадазе [67], сутнасць якога заключаецца ў тым, што складаныя крывыя хуткасці сушкі (на рыс. 10.8, в, лінія  $C/w_p^c$  пры сушцы аднаго матэрыялу або лінія  $C/w_p^c$  – другога) змяняюцца прамымі лініямі  $C_1 w_p^c$  або  $C_2 w_p^c$ . У выніку пункт  $C$  зрушваецца ўправа або ўлева (а можа застацца і без змянення) у залежнасці ад характару крывой сушкі. Пункт перасячэння прамой, якая характарызуе змяншэнне хуткасці сушкі ў другім перыядзе, з прамой  $N = \text{const}$  (для пастаяннай хуткасці сушкі, г. зн. для першага перыяду), называецца прыведзеным крытычным пунктам (на рыс. 10.8, в пункты  $C_1$  або  $C_2$ ), а вільготнасць, адпаведная гэтым пунктам, – прыведзенымі крытычнымі вільготнасцямі  $w_{\text{кр.п1}}^c$  або  $w_{\text{кр.п2}}^c$ .

Кінетычны закон для другога перыяду ў гэтым выпадку значна спрашчаецца і мае выгляд

$$-\frac{dw^c}{d\tau} = k(w^c - w_p^c), \quad (10.47)$$

дзе  $k$  – каэфіцыент сушкі,  $1/\text{с}$ ;  $w^c$  – вільготнасць матэрыялу ў дадзены момант часу  $\tau$ ,  $\text{кг/кг}$ .

Раўнаважная вільготнасць  $w_p^c$ , як вядома, практычна не можа быць дасягнута, г. зн. канчатковае значэнне вільготнасці  $w_2^c > w_p^c$ . У выніку інтэгравання (10.47) у межах ад  $w_{кр}^c$  да  $w_2^c$  атрымаем

$$\ln \frac{w_{кр}^c - w_p^c}{w_2^c - w_p^c} = k\tau_2. \quad (10.48)$$

Калі пункт  $C$  (рыс. 10.8,  $\epsilon$ ) зрушваецца ў пункт  $C_1$  або  $C_2$ , трэба інтэграванне праводзіць ад  $w_{кр.п1}^c$  або  $w_{кр.п2}^c$ .

Каэфіцыент сушкі  $k$  можна вызначыць непасрэдна з графіка (рыс. 10.8,  $\epsilon$ ) як тангенс вугла нахілу прамой. Тады з выразу (10.48) час сушкі матэрыялу ў другім перыядзе будзе роўны

$$\tau_2 = \frac{1}{k} \ln \frac{w_{кр}^c - w_p^c}{w_2^c - w_p^c}. \quad (10.49)$$

Выкладзены прыбліжны метады разліку часу  $\tau_2$  прапанаваў А. В. Лыкаў. Добрай якасцю метаду з'яўляецца тое, што ён улічвае рэальныя ўмовы сушкі кожнага матэрыялу на падставе папярэдняга даволі простага эксперымента ў лабараторных умовах. Па атрыманых выніках магчыма разлічыць з улікам заканамернасцей маштабнага пераходу працягласць, хуткасць сушкі і іншыя параметры аналагічнага працэсу ў прамысловых сушылках.

## 10.6. Некаторыя варыянты працэсу сушкі

*Сушка з частковым падагрэвам паветра ў сушыльнай камеры.* Гэты варыянт адрозніваецца ад асноўнага толькі тым, што ў дадатковы каларыфер падводзіцца такая колькасць цяпла, каб велічыня  $\Delta$  была больш за нуль ( $\Delta > 0$ ). Тады агульны ўдзельны расход цяпла роўны (прыем для прастаты тэарэтычную сушку)

$$q_k + q_d = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} + \frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_0} = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}. \quad (10.50)$$

На дыяграме  $I-x$  гэта стасунак наступных адрэзкаў (з улікам маштабу):

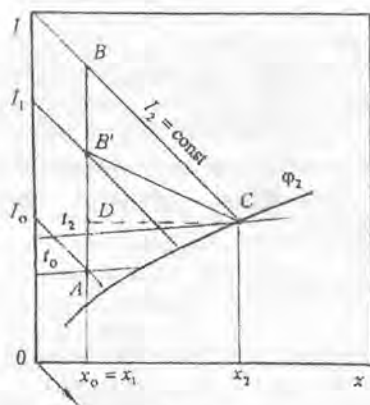
$$q_k + q_d = \frac{AB' + B'B}{DC} \cdot \frac{m_l}{m_x} = \frac{AB}{DC} \cdot \frac{m_l}{m_x}, \quad (10.51)$$

дзе  $m_l$ ,  $m_x$  – маштабы па восях  $l$  і  $x$  адпаведна.

Як бачна з рыс. 10.9 і выразу (10.50) і (10.51), агульны ўдзельны расход цяпла для такога варыянта такі ж, як і пры асноўнай схеме, але падагрэў паветра ў асноўным каларыферы можна праводзіць да тэмпературы, ніжэйшай за тэмпературу, якая адпавядае пункту  $B$ . Такім чынам, працэс сушкі будзе праходзіць пры меншых тэмпературах (пры «мяккіх» умовах), якія залежаць ад велічыні  $\Delta$ .

Агульная колькасць сухога паветра і цяпла разлічваецца па формулах (10.36), (10.37).

Значнае памяншэнне тэмпературы паветра на ўваходзе ў сушылку дасягаецца выкарыстаннем *сушкі з прамежкавым падагрэвам паветра паміж зонамі*. Такая сушка характэрная для камернай сушылки (рыс. 10.10, а) без рэцыркуляцыі паветра, у якой размешчаны некалькі дадатковых каларыфераў для падагрэву паветра па ходу яго руху. Працэс сушкі можна разбіць на некалькі зон (на рыс. 10.10, а схема-

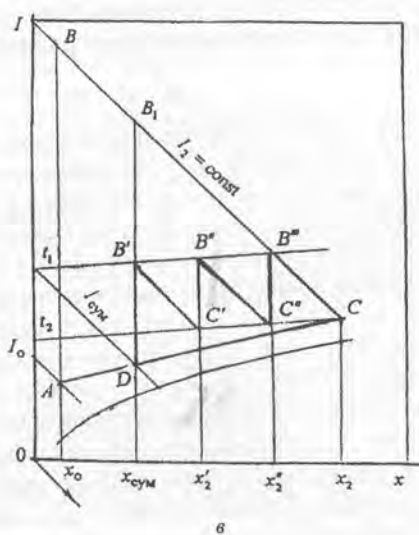
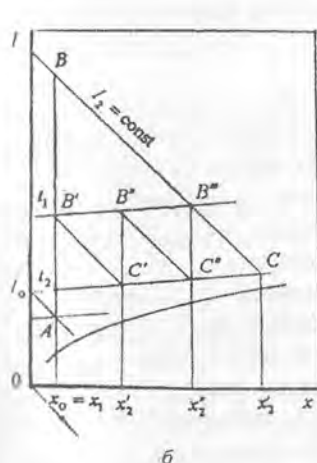
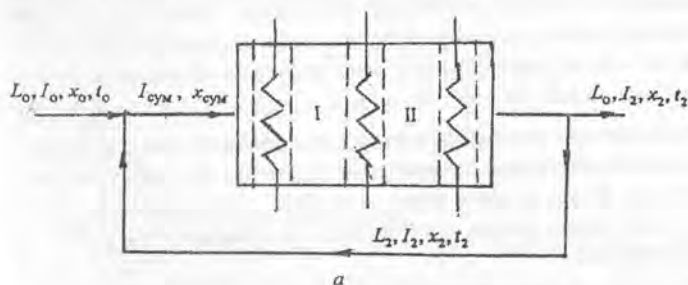


Рыс. 10.9. Схема сушкі з частковым падагрэвам паветра

тычна паказаны тры зоны). Пры-  
мем, што падагрэў паветра ў кожнай зоне адбываецца да тэмпературы  $t_1$ , а ахалоджвання – да тэмпературы  $t_2$  (хаця тэмпературы падагрэву, як і ахалоджвання, могуць быць рознымі для кожнай зоны) і працэс праходзіць як для тэарэтычнай сушкі. Пасля нагрэву на ўваходзе ў сушылку паветра кантактуе з матэрыялам, у выніку чаго выпарваецца частка вільгаці ( $W_1$ ) з матэрыялу і павялічваецца вільгацезмяшчэнне паветра (напрыклад, да значэння  $x'_2$  (рыс. 10.10, б). Тэмпература паветра панізіцца да



тэмпературы  $t_2$ . Затым паветра з параметрамі  $t_2$  і  $x_2'$  праходзіць наступны каларыфер і зноў падаграваецца да тэмпературы  $t_1$ , кантактуе з вільготным матэрыялам у другой зоне, пры гэтым выпарваецца таксама частка вільгаці ( $W_2$ ) і г. д. На выхадзе з сушылькі паветра выходзіць з параметрамі  $x_2$  і  $t_2$ . Такім чынам, вільгацезмяшчэнне паветра павялічваецца паслядоўна ад зоны да зоны. Расход жа абсалютна сухога паветра застаецца пастаянным для ўсіх зон і роўны расходу для ўсёй сушылькі.



Рыс. 10.10. Схема сушкі з праменявым падагрэвам паветра на зонах I, II, III:  
 а – прыцыповая схема; б, в – адлюстраванне працэсу на /x-дыяграме  
 без рэцыркуляцыі паветра (б) і з рэцыркуляцыяй (в)

$$L = l \cdot W = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{W_1}{x'_2 - x_0} = \frac{W_2}{x''_2 - x'_2} = \frac{W_3}{x_2 - x''_2}, \quad (10.52)$$

дзе  $W$  – агульная колькасць вільгаці, якая выпарваецца ў сушыльцы.

На дыяграме  $Ix$  такі працэс адлюстроўваецца ламанай лініяй  $AB'C''B''C''B'''C$ .

Разлік працэсу сушкі праводзяць паслядоўна для кожнай зоны па метадцы, як і для сушылькі асноўнай схемы. Пры гэтым звычайна будуць працэс тэрэтычнай сушкі для ўсёй сушылькі (ламаная лінія  $ABC$ ) пры вядомых параметрах паветра на ўваходзе ў сушылку і зададзеных параметрах на выхадзе з яе (напрыклад, тэмпературай  $t_2$  і  $\varphi_2$ ). Адрэзак на лініі абсцыс  $x_2 - x_0$  дзеляць на часткі, прапарцыянальныя колькасці выпаранай вільгаці па зонах: пры трох зонах  $W_1 : W_2 : W_3 = (x'_2 - x_0) : (x''_2 - x'_2) : (x_2 - x''_2)$ . У адпаведнасці з колькасцю выпаранай вільгаці для кожнай зоны разлічваюць  $\Delta_t$ , пры гэтым задаюцца двума параметрамі нагрэтага або адпрацаванага паветра (велічыня  $\Delta$ , для кожнай зоны можа быць як большай за нуль, так і меншай). У далейшым разлік праводзіцца для кожнай зоны па метадцы, прыведзенай вышэй.

Такім чынам, працэс на  $Ix$ -дыяграме будзе адпавядаць ламанай крывой  $AB'C''B''C''B'''C$ . Сумарны ўдзельны расход цяпла ва ўсіх зонах роўны суме ўдзельных расходаў па зонах:

$$q = q_1 + q_2 + q_3 = k(t_2 - I_0).$$

З рыс. 10.10, б бачна, што агульны расход цяпла паветра на прыведзенай схеме такі ж, як і для схемы асноўнага варыянта, але тэмпература нагрэву паветра значна ніжэйшая. Г. зн., што працэс ажыццяўляецца ў больш «мяккіх» умовах і можа выкарыстоўвацца пры сушцы матэрыялаў, для якіх недапушчальныя высокія тэмпературы.

*Сушка з частковай рэцыркуляцыяй адпрацаванага паветра* прыведзена на рыс. 10.10, в. Такі працэс будзе адрознівацца ад паказанага на рыс. 10.10, б тым, што некаторая колькасць адпрацаванага паветра ідзе ў сушылку на паўторны кантакт з вільготным матэрыялам. Для разліку працэсу па такой схеме неабходна знайсці параметры паветра на ўваходзе яго ў сушылку. Няхай колькасць зыходнага абсалютна сухога паветра  $L_0$ , а колькасць адпрацаванага, якое паступае зноў у сушылку, –  $L_2$  (рыс. 10.10, а). Параметры зыходнага паветра –  $x_0, I_0$ , адпрацаванага –  $x_2, I_2$ . Па правіле адытыўнасці можна вызначыць склад сумесі  $x_{\text{сум}}$  і яе энтальпію  $I_{\text{сум}}$ .

$$x_{\text{сум}}(L_0 + L_2) = L_0 \cdot x_0 + L_2 \cdot x_2,$$

$$I_{\text{сум}} (L_0 + L_2) = L_0 \cdot I_0 + L_2 \cdot I_2.$$

Адкуль

$$x_{\text{сум}} = \frac{L_0 \cdot x_0 + L_2 \cdot x_2}{L_0 + L_2}, \quad (10.53)$$

$$I_{\text{сум}} = \frac{L_0 \cdot I_0 + L_2 \cdot I_2}{L_0 + L_2}. \quad (10.54)$$

Разгледзім усе члены правай часткі ўраўненняў (10.53) і (10.54) на  $L_0$ :

$$x_{\text{сум}} = \frac{x_0 + n \cdot x_2}{1 + n}, \quad (10.55)$$

$$I_{\text{сум}} = \frac{I_0 + n \cdot I_2}{1 + n}, \quad (10.56)$$

дзе  $n = L_2 / L_0$  – кратнасць змешвання.

Калі знайсці з ўраўненняў (10.55) і (10.56) кратнасць змешвання  $n$  і прыраўнаваць выразы, тады атрымаем

$$\frac{x_{\text{сум}} - x_0}{x_2 - x_{\text{сум}}} = \frac{I_{\text{сум}} - I_0}{I_2 - I_{\text{сум}}}. \quad (10.57)$$

На дыяграме  $Ix$  ураўненне (10.57) уяўляе сабой прамую лінію, якая праходзіць праз пункты, адпаведныя стану зыходнага і адпрацаванага паветра (пункты  $A$  і  $C$ ). Пункт  $D$  характарызуе склад сумесі  $x_{\text{сум}}$  і дзеліць прамую  $AC$  на адрэзкі, суадносіны якіх роўныя  $n = L_2 / L_0$ . Пабудова працэсу сушкі з рэцыркуляцыяй адпрацаванага паветра адрозніваецца ад вышэйпрыведзенай тым, што спачатку пры вядомых параметрах зыходнага паветра і адпрацаванага (пункты  $A$  і  $C$  на дыяграме), а таксама кратнасці рэцыркуляцыі  $n$  праводзяць прамую  $AC$  і знаходзяць па (10.55) і (10.56)  $x_{\text{сум}}$  і  $I_{\text{сум}}$  (пункт  $D$ ). Далей сумесь награвяецца ў каларыферы і паступае ў першую зону. Далейшая пабудова працэсу на  $Ix$ -дыяграме і разлік параметраў праводзяцца аналагічна таму, як апісана вышэй. Увесь працэс (тэрэтычнай сушкі) будзе адпавядаць ламанай лініі  $ADB'C'B''C''B'''C$ . Удзельны расход зыходнага абсалютна сухога паветра роўны

$$l = 1 / (x_2 - x_0),$$

г. зн. такі ж, як і пры асноўнай схеме.

Удзельны расход сумесі большы за удзельны расход зыходнага абсалютна сухога паветра:

$$l_{\text{сум}} = \frac{1}{x_2 - x_{\text{сум}}}.$$

Удзельны расход цяпла, неабходнага для падагрэву сумесі ў каларыферах сушылкі, будзе роўны суме ўдзельных цяплынь для кожнага каларыфера:

$$q = l_{\text{сум}} (I_2 - I_{\text{сум}}). \quad (10.58)$$

Расход цяпла ў дадзенай сушылцы будзе такі ж, як і ў сушылцы, дзе сушка адбываецца па асноўнай схеме (гэта бачна з падабенства трохвугольнікаў  $DB_1C$  і  $ABC$ ).

Аналізуючы работу сушылкі з рэцыркуляцыйнай адпрацаванага паветра, можна адзначыць, што тут матэрыял можна сушыць пры больш нізкіх тэмпературах у параўнанні з сушылкай, дзе сушка адбываецца па асноўнай схеме. Разам з тым вільгацезмяшчэнне сумесі большае за вільгацезмяшчэнне зыходнага паветра, г. зн. на сушку падаецца больш вільготнае паветра. Тым самым паніжаецца рухальная сіла працэсу. Але іншы раз пры сушцы некаторых матэрыялаў патрабуецца больш вільготнае паветра. Пры выкарыстанні рэцыркуляцыі вільгацезмяшчэнне паветра можна рэгуляваць кратнасцю змешвання. Чым больш дабаўляецца адпрацаванага паветра, тым больш кратнасць змешвання  $n$  і тым самым большая велічыня  $x_{\text{сум}}$ . Пры  $n = 0$  пункт  $D$  змяшчаецца ў пункт  $A$ . Дабаўленне адпрацаванага паветра павялічвае расход паветра, якое праходзіць праз сушылку, і тым самым павялічваецца яго хуткасць, што садзейнічае больш інтэнсіўнаму працэсу цепламасаабмену. Да недахопаў такой схемы сушкі трэба аднесці і тое, што для падачы адпрацаванага паветра на паўторны кантакт з вільготным матэрыялам патрэбен вентылятар, а гэта прыводзіць да дадатковых энерга- і капітальных затрат.

**Сушка топачнымі газамі** характарызуецца тым, што топачныя газы, якія атрымліваюцца пры спальванні ў топках цвёрдага, вадкаснага або газападобнага паліва, маюць значна вышэйшую тэмпературу за паветра. У выніку вільгацэпаглынальная здольнасць іх у шмат разоў большая за вільгацэпаглынальную здольнасць паветра і тым самым большы патэнцыял сушкі. Звычайна топачныя газы разбаўляюць паветрам, каб знізіць іх тэмпературу. Для разліку параметраў сумесі, якая складаецца з паветра і топачных газаў, трэба вызначыць асноўныя параметры топачных газаў — энтальпію  $I_{T,г}$  і вільгацезмяшчэнне  $x_{T,г}$ . Апошнія разлічваюцца па формулах для працэсаў спальвання (напрыклад, у работах [66, 67]).

Топачныя газы выкарыстоўваюць для сушкі матэрыялаў у сушылках, якія працуюць па асноўнай схеме, а таксама ў сушылках з рэцыркуляцыяй адпрацаванага газу.

Па вызначаных параметрах топачных газаў ( $I_{т.г}$ ,  $x_{т.г}$ ) і параметрах паветра ( $x_0$ ,  $I_0$ ) на дыяграме  $Ix$  праз пункты  $A$  і  $M$  (рыс. 10.11) з каардынатамі  $A$  ( $x_0$ ,  $I_0$ ) і  $M$  ( $x_{т.г}$ ,  $I_{т.г}$ ) праводзяць прамую і ў залежнасці ад патрабуемай тэмпературы сушкі знаходзяць кратнасць змешвання  $n$  і пункт  $M'$ . Пункт  $M'$  будзе адпавядаць параметрам сушкі газу, які паступае ў сушылку.

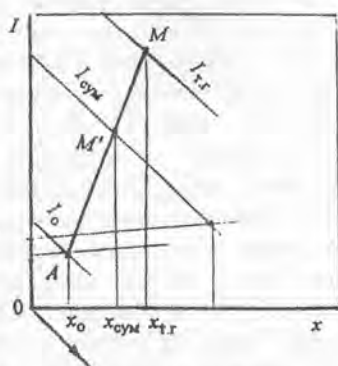
Далейшая пабудова працэсу сушкі на  $Ix$ -дыяграме, разлік расходаў цяпла і газу праводзіцца як для звычайнага працэсу ў адпаведнасці з вышэйпрыведзенымі метадыкамі.

Да пераваг сушкі топачнымі газамі трэба аднесці эканомію паліва (расход паліва на 1 кг выпаранай вільгаці ніжэй для сушылак з топачнымі газамі, чым для сушылак з паветрам), а таксама меншыя капітальныя затраты ў сувязі з адсутнасцю паветранагрэвальных апаратаў.

### 10.7. Сушыльнікі

Канструкцыі сушылак класіфікуюць па розных адзнаках. Па прынцыпу дзеяння сушыльнікі дзеляць на безупыннага і перыядычнага дзеяння; у залежнасці ад ціску сушыльнікі могуць быць атмасферныя і вакуумныя; па спосабу падводу цяпла – канвектыўныя, кантактныя, радыяцыйныя, камбінаваныя. Канвектыўныя сушыльнікі, акрамя таго, падраздзяляюцца па тыпу цепланосьбіта, які выкарыстоўваецца (сушка нагрэтым паветрам, топачнымі газамі, парай, вадкасцю). Ніжэй схематычна паказаны і апісаны некаторыя сушыльнікі, якія будзем класіфікаваць па спосабу падводу цяпла да матэрыялу.

**Канвектыўныя сушыльнікі. Тунэльныя сушыльнікі.** Адметнай асаблівасцю тунэльнай сушыльні з'яўляецца нерухомасць часцінак матэрыялу пры яго сушцы. У гэтых сушылках можна высушваць як ліставыя і штучныя матэрыялы, так і зярністыя, пастападобныя, валакністыя, а таксама і вадкасныя (у латках) матэрыялы. Гэтыя сушыльнікі могуць мець розныя прылады для транспартавання матэрыялу

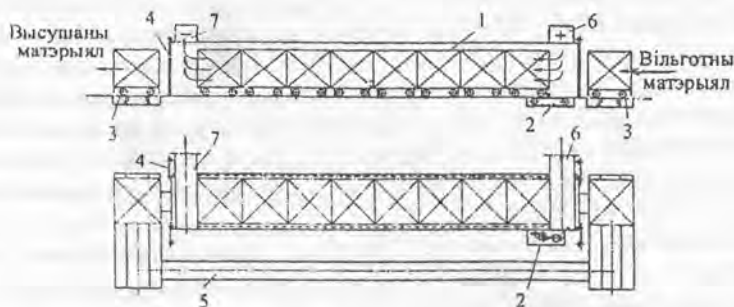


Рыс. 10.11. Схема сушкі топачнымі газамі

(ваганетки, рамы, стужкі). Ад таго, як падаецца сушыльны агент, залежыць працягласць сушкі. У якасці сушыльнага агенту выкарыстоўваюцца паветра, топачныя газы, перагрэтая пара. Пры сушцы нагрэтым паветрам паравыя каларыферы звычайна могуць быць размешчаны зверху камеры, або непасрэдна ў камеры, або побач з камерай у спецыяльных адсеках. Рух матэрыялу і сушыльнага агенту можа быць супрацьцёчным, прамацёчным і са змешаным цёкам. Зыходны сушыльны агент у залежнасці ад стану матэрыялу і яго формы падаецца ў сушылку знізу праз размеркавальныя вокны або збоку з двух бакоў па ўсёй вышыні камеры. Цыркуляцыя агенту можа быць па восі тунэля або папярочная і забяспечваецца вентылятарамі. Хуткасць газу на поўнае сячэнне тунэля прымаюць не менш як 1,0–1,5 м/с для забеспячэння яго размеркавання ў камеры і адпаведна сушцы матэрыялу.

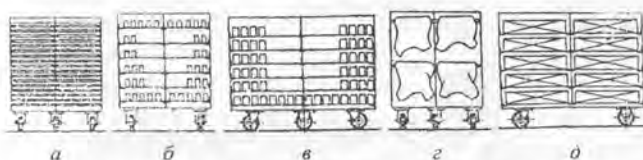
На рыс. 10.12 схематычна паказана тунэльная сушылка. Ваганетки ўваходзяць у камеру і выходзяць з яе праз герметычныя дзверы. Сушыльны агент паступае ў сушылку па канале 6 і выходзіць праз канал 7, які размешчаны знізу або зверху сушылкі. Іншы раз сушыльны агент падаецца збоку па бакавых каналах (напрыклад, пры гарызантальнай укладцы матэрыялу) (рыс. 10.13, а). Рухаюцца ваганетки па рэльсах з дапамогай прывада, размешчанага звонку камеры, або з прычыны нахілу рэек (~1/200). Даўжыня сушылак дасягае больш за 50 м.

Асноўным недахопам тунэльных сушылак з'яўляецца нераўнамернасць сушкі па вышыні ваганетки.



Рыс. 10.12. Тунэльная сушылка:

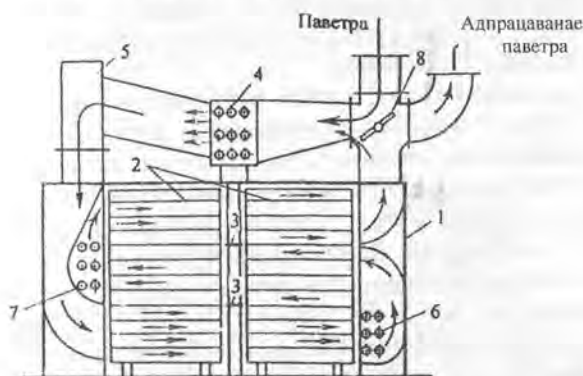
- 1 – ваганетки; 2 – механізм руху ваганетак; 3 – траверсныя цяжкі; 4 – дзверы;  
5 – абходны шлях; 6, 7 – уваход і выхад сушыльнага агенту



Рыс. 10.13. Схема размяшчэння высушваемых матэрыялаў:  
*a* – укладка сыпучых матэрыялаў на провінах або латаках;  
*б, в* – укладка штучных матэрыялаў; *г* – падвеска ліставых матэрыялаў;  
*д* – укладка ў скрынях

Камерныя сушыльні ўяўляюць сабой апараты перыядычнага дзеяння (рыс. 10.14). Вільготны матэрыял у камеры 1 размяшчаецца на паліцах 2. Сушыльны агент праходзіць паміж паліцамі над пластом матэрыялу. Зыходны сушыльны агент (паветра) награвецца ў каларыферы 4, засмоктваецца вентылятарам 5 і падаецца ў ніжнюю частку сушыльні. Затым паветра кантактуе з вільготным матэрыялам на ніжніх паліцах, зноў падагравецца ў наступным каларыферы і г. д. (далейшы рух паказаны стрэлкамі на рысунку). Частка адпрацаванага паветра выходзіць з сушыльні, а некаторая частка з дапамогай шыбера 8 ідзе на рэцыркуляцыю: змешваецца з зыходным паветрам і накіроўваецца зноў у камеру.

Камерныя сушыльні маюць нізкую прадукцыйнасць і параўнальна вялікую працягласць сушкі ў гэтых сушылках. Як і ў тунэльных, таксама існуе нераўнамернасць тэмператур па вышыні камеры. Выкарыстоўваюцца камерныя сушыльні для невялікіх партый матэрыялаў, для сушкі матэрыялаў, для якіх патрэбна працяглая сушка або сушка па ўласнаму рэжыму.



Рыс. 10.14. Камерная сушылка:  
 1 – сушыльная камера; 2 – паліцы; 3 – казыркі;  
 4, 6, 7 – каларыферы; 5 – вентылятар; 8 – шыбер

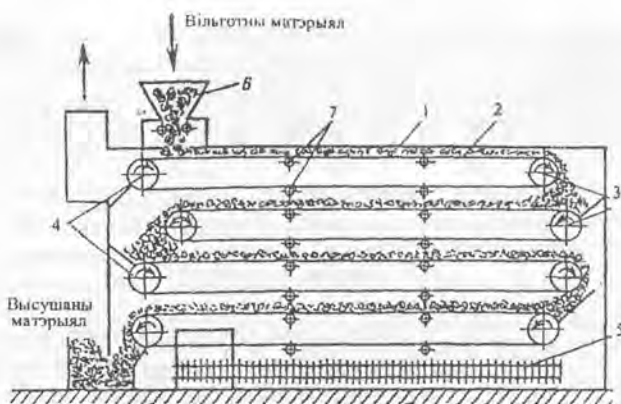


Рис. 10.15. Шмат'ярусная стужкавая сушылка:  
 1 – сушыльная камера; 2 – стужка; 3, 4 – вядучы і вядзены барабаны;  
 5 – каларыфер; 6 – сілкавальнік; 7 – апорныя ролікі

*Стужкавая сушылка.* Стужкавая сушылка выкарыстоўваецца для сушкі сыпучых (зярністых, грануляваных, буйнадысперсных), валакністых матэрыялаў. Асабліва мэтазгодныя гэтыя сушылкі для сушкі фармаваных вырабаў і грануляваных каталізатараў. Побач з сушкай у стужкавых сушылках можна праводзіць абпальванне і ахалоджанне матэрыялу. Канструкцыя шмат'яруснай стужкавай сушылкі (рис. 10.15) уяўляе сабой сушыльную камеру 1, у якой размешчана бясконца стужка (стужкавы транспарцёр) 2. Ён выконваецца ў выглядзе металічнай сеткі, перфарыраванай штампаванай стужкі, асобных прамавугольных латакоў з сеткай. Стужка з пластом матэрыялу рухаецца дзякуючы вядучым 3 і вядзеным 4 барабанам.

Сушка ажыццяўляецца гарачым паветрам або топачнымі газамі, якія кантактуюць з вільготным матэрыялам у супрацьцёжным або ў перакрываванацёчным рэжыме. Стужкавая сушылка з адным транспарцёрам звычайна выконваецца шматзонамі ў накірунку руху матэрыялу, прычым зоны могуць адрознівацца як накірункам газавай плыні, так і тэмпературай, вільготнасцю, хуткасцю газу (напрыклад, у зоне больш вільготнага матэрыялу хуткасць газу прымаюць большай, чым у іншых зонах).

На рис. 10.16 схематычна паказана аднастужкавая сушылка з некалькімі зонамі, у якіх сушка матэрыялу можа праводзіцца самастойна пры любых заданых рэжымах. Вільготны матэрыял насыпаецца ў выглядзе пласта на ступеневы транспарцёр 1 і праходзіць праз зоны.



Паветра награваетца ў каларыферы 6 і вентылятарах 7 падаецца ў размеркавальны канал 8, а затым праходзіць пласт матэрыялу 4 зверху ўніз. Частка адпрацаванага паветра выдаляецца вентылятарам 9, а частка праз вокны 3 ідзе на рэцыркуляцыю. Свежае паветра падаецца праз акно 5. Для раўнамернай сушкі матэрыялу па вышыні пласта праз кожныя 5–6 м па даўжыні стужкі ўстаноўлены варушылкі, якія верцяцца і ўзрыхляюць матэрыял.

У шматстужкавых сушылках, якія маюць некалькі размешчаных адзін над другім транспарцёраў, сушыльны агент прапускаюць знізу ўверх паслядоўна праз транспарцёры з матэрыялам, прычым перад кожным пластом яго падагравваюць у каларыферах, якія ўстаноўлены паміж стужкамі. Іншы раз пад кожную стужку падаюць зыходны (свежы) агент, які пасля кантакту з матэрыялам выдаляецца з сушыльніка. Гэта дазваляе на кожным транспарцёры ствараць асобныя ўмовы сушкі (тэмпературу, хуткасць газу).

Больш раўнамерная сушка па вышыні пласта матэрыялу пры кантакце яго з сушыльным агентам у кожнай зоне дасягаецца дзякуючы перамешванню матэрыялу пры яго перасыпанні з адной стужкі на другую. У некаторых сушылках для перамешвання матэрыялу выкарыстоўваюць спецыяльныя варушылкі (валкі з пальцамі, якія верцяцца і перамешваюць матэрыял). Працэс сушкі ў гэтых сушылках адбываецца пры атмасферным ціску. Акрамя топачных газаў і паветра, сушыльным агентам можа быць перагрэтая пара.

Да недахопаў стужкавых сушылак трэба аднесці іх грукасткасць і складанасць пры абслугоўванні. Удзельная прадукцыйнасць, аднесеная на 1 м<sup>2</sup> паверхні стужкі, невялікая, а ўдзельныя страты цяпла даволі высокія.

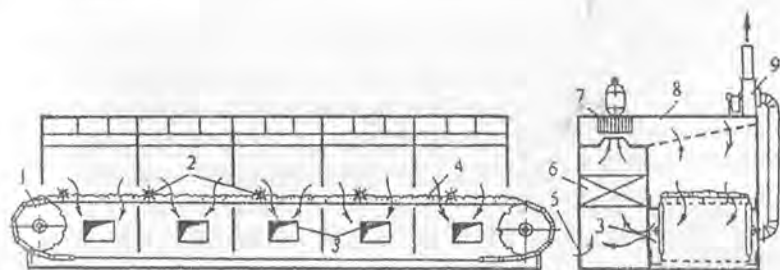


Рис. 10.16. Аднастужкавая шматзонная сушылка:

- 1 – транспарцёр; 2 – варушылкі; 3, 5 – вокны; 4 – пласт матэрыялу;  
6 – каларыфер; 7, 9 – вентылятары; 8 – размеркавальны канал

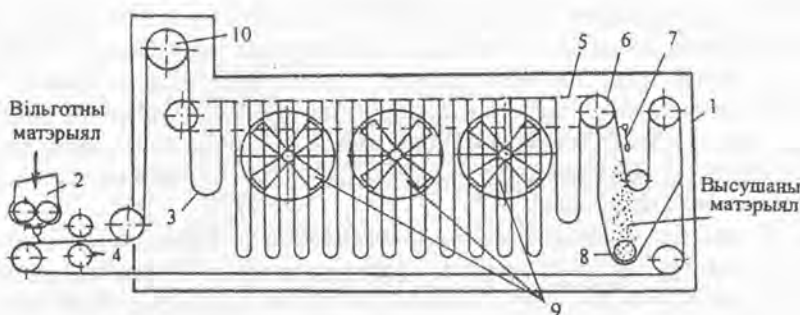


Рис. 10.17. Пятлістая сушылка:

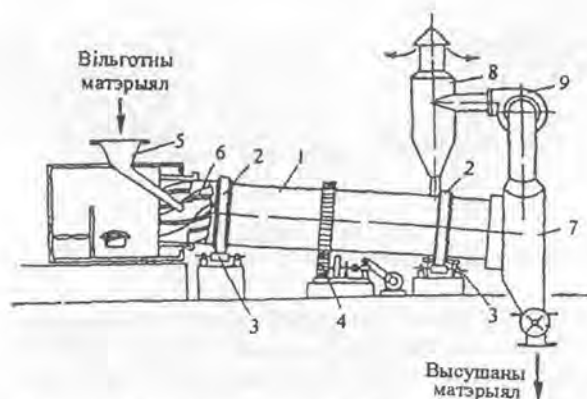
1 – камера; 2 – сілкавальнік; 3 – стужка; 4 – прыціскныя вальцы; 5 – транспарцёр; 6 – ролік; 7 – ударны механізм; 8 – шнэк; 9 – вентылятар; 10 – накіравальны барабан

*Пятлістая сушылка.* Выкарыстоўваюць для сушкі гібкіх матэрыялаў, такіх як плёўка, тканіна, папера і інш., а таксама рознай пасты. На рис. 10.17 схематычна паказана пятлістая сушылка для сушкі пасты. Сушылка складаецца з камеры 1 прамавугольнага сячэння, унутры якой матэрыял рухаецца ў выглядзе петляў. Паста падаецца праз сілкавальнік 2 на бясконца гібкую сеткаватую стужку 3 і дзякуючы прыціскным вальцам 4, якія абаграваюцца парай, уціскаецца ў сетку ўнутр ячэек стужкі. Затым стужка паступае ў сушылку, дзе стварае петлю за кошт выступаў на спецыяльных планках. Планкі размешчаны адна ад адной на стужцы на вызначанай адлегласці і абапіраюцца на ланцуговы транспарцёр 5. З дапамогай роліка 6 стужка адводзіцца да аўтаматычнага ўдарнага механізма 7, які выбівае з сеткі высушаны прадукт. Шнэкам 8 прадукт выдаляецца з сушылка, а ачышчанае стужка ідзе зноў на загрузку.

Цыркуляцыя паветра (газу) ажыццяўляецца восевымі вентылятарамі 9, прычым нагрэтае паветра (газ) рухаецца ўпоперак стужкі 3. У залежнасці ад уласцівасцей матэрыялу працэс сушкі можна праводзіць у некалькіх зонах з рознымі тэмпературамі і вільготнасцю паветра (газу). Таўшчыня пласта матэрыялу ўстанаўліваецца ў межах ад 5 да 25 мм; нагрузка па сухім прадукце на  $1 \text{ м}^2$  сеткі  $\cong 5\text{--}15 \text{ кг}$ .

Працэс сушкі ў пятлістых сушылках праходзіць пры атмасферным ціску.

Асноўныя недахопы пятлістых сушылак – параўнальна малая інтэнсіўнасць сушкі, канструкцыйна даволі складаныя, патрабуюць значных эксплуатацыйных расходаў.



Рыс. 10.18. Барабанная сушылка: 1 – барабан; 2 – бандажы; 3 – ролікі; 4 – прывад; 5 – сілкавальнік; 6 – насадкі; 7 – разгрузачная камера; 8 – цыклон; 9 – вентылятар

Барабанныя сушыльнікі адносяцца да сушылак з перамешваннем пласта матэрыялу. Гэтыя сушыльнікі шырока выкарыстоўваюцца для безупынай сушкі (звычайна пры атмасферным ціску) кускавых, зярністых і сыпучых матэрыялаў. Барабанная сушылка (рыс. 10.18) уяўляе сабой цыліндрычны барабан 1, які ўстаноўлены з невялікім нахілам да гарызонту ( $2-7^\circ$ ). Барабан абапіраецца праз бандажы 2 на ролікі 3 і прыводзіцца ў рух прывадам 4. Частата вярчэння барабана звычайна 5–8 аб./хвіл. Матэрыял загрузаецца ў сілкавальнік 5 і паступае на ўнутраную насадку, якая размешчана амаль на ўсёй даўжыні барабана. Пры вярчэнні барабана насадка забяспечвае раўнамернае размеркаванне і добрае перамешванне матэрыялу па сячэнні барабана, а таксама яго кантакт з сушыльнымі агентамі. На кірунак руху матэрыялу і сушыльнага агента можа быць супрацьдзейным і прамацённым. На ўваходзе і выхадзе барабана прадугледжаны ўшчыльненні для прадукінення ўцечкі сушыльнага агента. Высушаны матэрыял выдаляецца праз разгрузачную камеру 7. Для аддзялення дробных часцінак ад газавай плыні на выхадзе з сушыльніка прадугледжаны цыклон 8; калі ў працэсе сушкі выдаляюцца газы (напрыклад,  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$  і інш.), тады пасля сушыльніка ўстанаўліваюцца мокрыя скруберы, або абсорберы.

Выбар унутранай насадкі залежыць ад размераў кавалкаў і ўласцівасцей высушваемага матэрыялу. Звычайна на ўваходзе матэрыялу выкарыстоўваюць размеркавальную насадку ў выглядзе шрубавых лопасцей (даўжыня  $\sim 0,5D$ ,  $D$  – дыяметр барабана). За шрубавай насадкай размяшчаюць другі тып насадкі ў залежнасці ад таго, які матэрыял высушваецца.

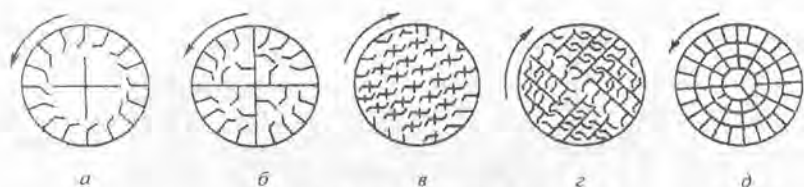


Рис. 10.19. Тыпы насадак:

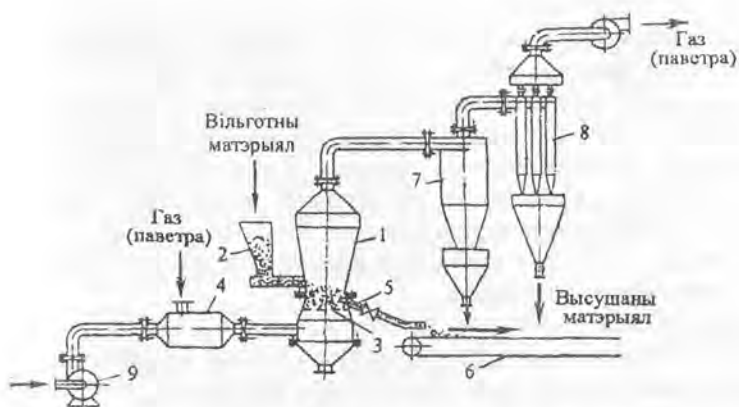
*а* – пад’ёмна-лопасцевая; *б* – сектарная; *в, г* – размеркавальная; *д* – перавалачная

Пры буйнакавалкавых і схільных да наліпання матэрыялах часцей выкарыстоўваюць пад’ёмна-лопасцевую насадку (рыс. 10.19, *а*), для сушкі дробнакавалкавага і сыпучага матэрыялу – сектарную і размеркавальную (рыс. 10.19, *б, в, г*), для сушкі тонкадысперсных матэрыялаў – перавалачную (рыс. 10.19, *д*). Іншы раз у сушылку ўстанаўліваюць розныя па тыпу насадкі.

Сушылкі з «кіпячым» (псеўдазвадкаваным) пластом знайшлі шырокае распаўсюджанне пры сушцы зярністых сыпучых, пастападобных і вадкасных матэрыялаў. Гэтыя сушылкі адрозніваюцца высокай інтэнсіўнасцю працякання працэсу (напрыклад, аб’ёмны каэфіцыент цеплаабмену, аднесены да пласта матэрыялу, роўны  $\sim 5,0\text{--}11,0$  кДж/( $\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{град}$ ). Для барабанных сушылак гэты паказчык складае на ўвесь аб’ём не больш як  $\sim 0,6$  кДж/( $\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{град}$ ).

Устаноўкі з кіпячым пластом дазваляюць праводзіць адначасова сушку, абпальванне, класіфікацыю па размерах часцінак.

Сярод мноства розных канструкцый сушылак трэба адзначыць аднакамерныя сушылкі безупыннага дзеяння (рыс. 10.20). Вільготны матэрыял падаецца ў камеру 1 са шнэкавага сілкавальніка 2 на размеркавальную рашотку 3. Сушыльны агент (газ або паветра) пасля каларыфера 4 з вызначанай хуткасцю праходзіць праз размеркавальную рашотку і падтрымлівае на ёй «кіпячы» стан матэрыялу. Высушаны матэрыял паступае праз штуцэр 5 некалькі вышэй за рашотку на транспарцёр 6 і адводзіцца. Адпрацаваныя газы ачышчаюць ад дробных часцінак матэрыялу з дапамогай цыклона 7 і батарэйнага цыклона 8. Каб павысіць раўнамернасць сушкі і знізіць вынас цвёрдыў часцінак з апарата, замест цыліндрычных камер выкарыстоўваюць канічныя, у якіх плошча сячэння павялічваецца па вышыні. Пры такой форме камеры дасягаецца больш арганізаваная цыркуляцыя цвёрдых часцінак, паколькі назіраецца рэжым фантанавання, пры якім часцінкі падлятаюць уверх у цэнтры апарата і падаюць уніз каля сценкі.



Рыс. 10.20. Аднакамерная сушылка з «квіпачым» пластом:

- 1 – камера; 2 – сілкавальнік; 3 – рашотка; 4 – каларыфер; 5 – штуцэр;  
6 – транспарэцёр; 7 – цыклон; 8 – батарэйны цыклон; 9 – вентылятар

Шматкамерныя сушылкі выконваюцца з дзвюх і больш камер, праз якія паслядоўна рухаецца высушваемы матэрыял. Камеры могуць размяшчацца побач адна за другой або адна над другой. Схематычна двухкамерная сушылка для сушкі палімерных матэрыялаў прыведзена на рыс. 10.21. Гарачае паветра падаецца праз адтуліны рашоткі ў кожную камеру паасобку. Пасля кантакту з вільготным матэрыялам праз калектар паветра адводзіцца з сушылкі і ідзе на ачыстку. Вільготны матэрыял паступае ў верхнюю камеру 1, падсушваецца і перасыпаецца ў ніжнюю камеру 2. Над верхняй рашоткай устаноўлены механічны разрыхляльнік 3 для разрыхлення пласта матэрыялу. Для памяншэння вынасу цвёрдых часцінак камеры пашыраюцца.

Відавочна, што гэтыя сушылкі ў параўнанні з аднакамернымі канструкцыйна больш складаныя, патрабуюць большых удзельных расходаў сушыльнага агенту і электраэнергіі. Выкарыстанне шматкамерных сушылак мэтазгодна пры сушыцы матэрыялаў, для якіх патрэбна



Рыс. 10.21. Двухкамерная сушылка з «квіпачым» пластом:

- 1, 2 – верхняя і ніжняя камеры;  
3 – разрыхляльнік

рэгуляваць тэмпературны рэжым і якія са значным супраціўленнем унутранай дыфузіі вільгаці, для чаго патрэбны доўгі час сушкі.

Адзначым, што для забеспячэння раўнамернага «кіпення», надзейнага транспарту матэрыялу і стварэння больш раўнамернага працэсу пры сушцы тонкадысперснага матэрыялу з высокай адгезіяй, а таксама цяжкасыпучых і схільных да агрэгіравання матэрыялаў у сушыльных камерах устанаўліваюць спецыяльныя варушылкі, шнэкі, рухальныя перагародкі і інш. Для разбурэння каналаў для праходу газу выкарыстоўваюць вібрацыю рашоткі.

Для сушылак з «кіпячым» пластом характэрна высокая інтэнсіўнасць сушкі, магчымасць сушкі пры параўнальна высокіх тэмпературах. Да недахопаў трэба аднесці немагчымасць сушкі матэрыялаў, якія цяжка прывесці ў «кіпячы» стан (напрыклад, з буйных часцінак, матэрыялаў з вялікай вільгацю і інш.), сціранне часцінак і іх вынас.

*Распыляльныя сушыльнікі.* Распыляльныя сушыльнікі выкарыстоўваюць для сушкі вадкасных і пастападобных матэрыялаў, якія дыспергуюцца з дапамогай спецыяльных прыстасаванняў і кантактуюць непасрэдна з сушыльнымі агентамі. У выніку кантакту сушыльнага агента з дробна дыспергаваным матэрыялам з вялікай удзельнай паверхняй дасягаецца высокая інтэнсіўнасць выпарэння вільгаці.

Працэс сушкі праходзіць вельмі хутка і заканчваецца праз ~15–30 с. У такіх умовах тэмпература паверхні часцінак матэрыялу, нягледзячы на высокую тэмпературу сушыльнага агента (выкарыстоўваецца гарачае паветра або топачныя газы), не намнога перавышае тэмпературу адыябатычнага выпарэння чыстай вадкасці. Тым самым сушка праходзіць у «мяккіх» тэмпературных умовах. Высушаны матэрыял атрымліваецца раўнамернага складу, сыпучым і дробнадысперсным.

Распыленне матэрыялу забяспечваецца механічнымі і пнеўматычнымі фарсункамі, цэнтрабежнымі дыскамі, хуткасць вярчэння якіх складае 4000–20 000 аб./хвіл. Распыленне механічнымі фарсункамі, у якія вадкасць падаецца помпай пры ціску 3,0–20,0 МПа, больш эканамічнае, але гэты спосаб можна выкарыстоўваць для вадкасцей, якія не змяшчаюць цвёрдыя часцінкі (фарсункі могуць забрудзіцца). Распыленне вадкасцей з прымешкамі цвёрдых часцінак можна ажыццявіць з дапамогай пнеўматычных фарсунак (падаецца сціснутае паветра ціскам ~6 ат), але гэты спосаб мае такія недахопы, як параўнальна высокія затраты энергіі і неаднароднасць распылення.

На рыс. 10.22 схематычна прыведзена распыляльная сушылка з цэнтральнай падачай газу ў камеру 1 праз рашотку 2 і адводам праз трубу 3.

Вільготны матэрыял паступае ў фарсункі 4, дыспергуецца на дробныя кроплі і кантактуе з газам у рэжыме прамацёку. Сумесна з газамі з камеры выходзяць толькі дробныя часцінкі матэрыялу, якія затым аддзяляюцца ў цыклоне або фільтры.

Акрамя сушылак з прамацёчным рухам газу і матэрыялу, існуюць распыляльныя сушылькі, у якіх кантакт фаз ажыццяўляецца ў супрацьцёчным і змешаным накірунках. Накірунак руху газу адносна матэрыялу прымаюць у залежнасці ад патрабумега рэжыму сушкі. Напрыклад, прамацёк дазваляе праводзіць сушку пры высокіх тэмпературах без перагрэву матэрыялу, пры супрацьцёчным руху хуткасць асаджэння часцінак памяншаецца, таму час знаходжання часцінак у камеры павялічваецца, што дазваляе сушыць матэрыял з большай шчыльнасцю.

Да пераваг гэтага спосабу трэба аднесці магчымасць выкарыстання сушыльнага агента пры высокіх тэмпературах для атрымання якаснага прадукту і рэгулявання яго якасных паказчыкаў. Высокая дысперснасць матэрыялу садзейнічае павышэнню хуткасці яго высушвання. Але вялікія габарыты ўстаноўкі пры нізкіх тэмпературах сушкі і павышаныя страты электраэнергіі з'яўляюцца недахопамі гэтага спосабу сушкі.

*Сушылькі з пнеўматранспартам* матэрыялу (пнеўматычныя сушылькі) выкарыстоўваюць для сушкі зярністых матэрыялаў. Сушка адбываецца ў вертыкальнай трубе пры хуткасці газу, дастатковай для вынасу часцінак з трубы. Даўжыня трубы ў зоне сушкі дасягае ~20 м. Аптымальнае значэнне хуткасці газу ў трубах-сушылках залежыць ад розных фактараў. Перш за ўсё хуткасць газу павінна быць большай за хуткасць лунання найбольш буйных часцінак. Акрамя таго, хуткасць налейнага транспартавання залежыць ад канцэнтрацыі матэрыялу ў газавай фазе і ад дыяметра трубы. Чым вышэйшая канцэнтрацыя, тым большай павінна быць хуткасць. Пры аднолькавым значэнні канцэнтрацыі хуткасць газу можа быць ніжэйшай для труб меншага дыяметра. Дыяметр часцінак не павінен быць большым за 8–10 мм.

На рыс. 10.23 схематычна паказана труба-сушылка. Вільготны матэрыял шнэкавым сілкавальнікам 1 падаецца знізу ў трубу 2. Паветра (газ), нагрэатае ў каларыферы 3, паступае ў трубу з хуткасцю, большай за хуткасць руху буйных часцінак, і транспартуе матэрыял. Пры транспар-

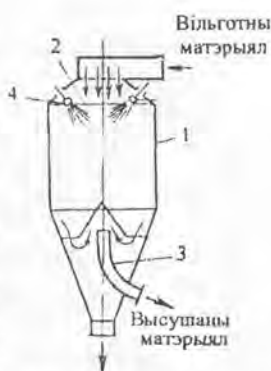


Рис. 10.22. Распыляльная сушылка:  
1 — камера; 2 — рашотка;  
3 — труба; 4 — фарсункі



Рис. 10.23. Пнеўматычная сушылка:

- 1 — сілкавальнік; 2 — труба;  
3 — каларыфэр; 4 — гравітацыйная камера;  
5 — цыклон; 6 — вентылятар

з'яўляецца тое, што цяпло для выпарэння вільгаці матэрыялу перадаецца ад нагрэтай паверхні, а паветра або газы выкарыстоўваюцца толькі для выдалення вільгаці, і цеплыя патокі да матэрыялу, які высушваецца, значна большыя, чым пры канвектыўнай сушцы. Пры сушцы дысперсных матэрыялаў вынас пылу з апарата мінімальны.

У якасці цепланосьбітаў пры сушцы выкарыстоўваюцца вадзяную пару, высокакіпячыя арганічныя цепланосьбіты, вадру пры ціску, большым за атмасферны, расплавы солей. Кэфіцыенты цеплааддачы павінны быць высокімі, таму і матэрыял сценкі выбіраецца з высокай цеплаправоднасцю. Газы для абагрэву паверхні выкарыстоўваюцца рэдка з прычыны нізкіх кэфіцыентаў цеплааддачы. Цяпло таксама можа перадавацца і ад другога дысперснага цвёрдага або вадкаснага прамежкавага цепланосьбіта. Існуюць і іншыя спосабы падводу цяпла.

таванні адбываецца інтэнсіўная сушка матэрыялу. Паветра выносіць часцінкі ў гравітацыйную камеру 4, дзе найбольш буйныя часцінкі асядаюць, а дробныя з паветрам паступаюць у цыклон 5 для дадатковай ачысткі. Для павелічэння часу знаходжання матэрыялу ў сушыльцы выкарыстоўваюцца шматкратную рэцыркуляцыю матэрыялу і паветра.

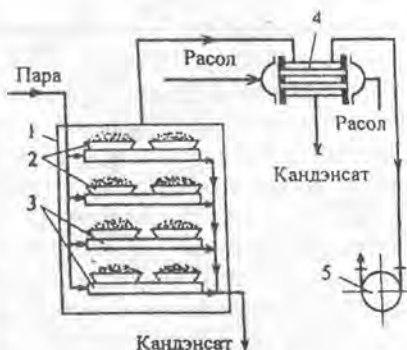
Працэс сушкі з пнеўматранспартам матэрыялу патрабуе значных затрат энергіі. З памяншэннем размеру часцінак затраты энергіі памяншаюцца. Для выдалення з матэрыялу звязанай вільгаці, а таксама для сушкі матэрыялу з буйнымі часцінкамі пнеўматычныя сушылькі камбінуюць з іншымі тыпамі сушылак.

Акрамя прыведзеных сушылак, існуюць сушылькі з закручанымі плынямі (віхравыя, спіральныя) і іншыя [66, 72].

**Кантактная (кандукцыйная) сушка.** Сушка матэрыялаў гэтым спосабам шырока выкарыстоўваецца ў тых выпадках, калі ў працэсе сушкі адначасова вылучаюцца газы, якія трэба ўлаўліваць. Асабліва часта кандукцыйнай сушкі



Вакуум-сушыльныя шафы з'яўляюцца аднымі з простых па канструкцыі сушылак перыядычнага дзеяння. Выкарыстоўваюцца для сушкі вільготных матэрыялаў, якія выбухованебяспечныя, вылучаюць шкодныя або каштоўныя газы, лёгка акісляюцца і інш., прычым пры невялікіх прадукцыйнасцях. Схематычна вакуум-сушыльная шафа паказана на рыс. 10.24. Уяўляе сабой камеру 1 з размешчанымі ўнутры полымі паліцамі 2. Апошняя абаграваюцца ўнутры парай або гарачай вадкасцю (часта вадой). Вільготны матэрыял насыпаюць у латакі 3 (патэльні), якія ўстанаўліваюць на паліцы. Камера ў час сушкі шчыльна закрытая і злучаная з вакуум-помпай для стварэння ў камеры вакууму.

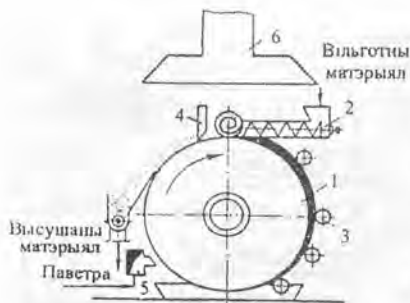


Рыс. 10.24. Устаноўка з вакуум-сушыльнай шафай:  
1 – камера; 2 – паліцы; 3 – латакі (патэльні);  
4 – кандэнсатар; 5 – вакуум-помпа

Гэтыя сушыльнікі малаэфектыўныя па той прычыне, што пласт матэрыялу нерухомы, а наяўнасць розных зазораў паміж паліцамі і патэльніямі, якія дрэнна праводзяць цяпло, пагаршае працэс цеплаабмену.

*Вальцовыя сушыльнікі.* Гэтыя сушыльнікі выконваюцца адна- і двухвальцовымі і прызначаны для сушкі вадкасных і пастападобных матэрыялаў пад вакуумам або пры атмасферным ціску. Звычайна матэрыял наносіцца спецыяльнымі прыстасаваннямі на паверхню зверху або знізу вальцоў (цыліндраў).

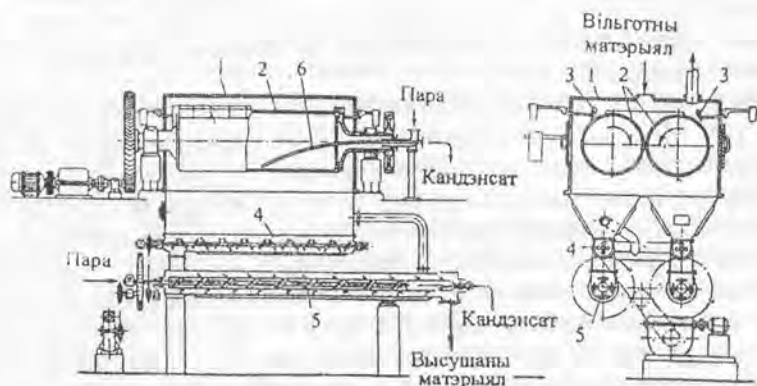
На рыс. 10.25 паказана схема аднавальцовай сушыльнікі фірмы «Овертон» (ЗША), у якой пастападобны матэрыял падаецца зверху на паверхню корпуса 1 (цыліндра) сілкавальнікам 2. На першай стадыі сушкі (па акружнасці цыліндра размешчаны валікі 3. Першым валікам (па накірунку руху матэрыялу) рэгулюецца таўшчыня пласта матэрыялу, а астатнія валікі прызначаны для ўшчыльнення матэрыялу. Высушаны матэрыял зрываецца нажом 4 у верхняй частцы цыліндра. Каб матэрыял лепш выдаляўся з паверхні цыліндра, яго ў канцы сушкі ахалоджаюць паветрам, якое падаюць праз спецыяльны паветравод 5. Насычанае вільгаццю паветра адсмоктваецца праз парасон 6 вентылятарам. Асаблівасцю гэтай сушыльнікі з'яўляецца максімальнае выкарыстанне паверхні нагрэву і магчымасць ушчыльнення пласта матэрыялу ў працэсе сушкі.



Рыс. 10.25. Аднавальцовая сушылак:  
1 – корпус; 2 – сілкавальнік; 3 – валькі;  
4 – нож; 5 – павэтравод; 6 – парасон

Найбольш часта выкарыстоўваюцца двухвальцовыя сушылкі (рыс. 10.26), якія складаюцца з двух вальцоў 1, што верцяцца насустрач адзін другому. Зверху ў зазор (~0,5–1,0 мм) паміж вальцамі безупынна паступае матэрыял. Высушванне матэрыялу адбываецца інтэнсіўна ў тонкім пласце на працягу аднаго няпоўнага абароту вальцоў. Плеўка падушанага матэрыялу здымаецца нажамамі 2. Чым меншая таўшчыня плеўкі, тым хутчэй высахне матэрыял. Хаця зазор паміж вальцамі можна рэгуляваць з дапамогай перамяшчэння вядомага вальца, але іншы раз з прычыны малой працягласці сушкі патрэбна праводзіць дадатковую сушку. Хуткасць вярчэння вальцоў для двухвальцовых сушылак складае ~4,2–13,0 аб./хвіл, аднавальцовых – ~3,0–7,5 аб./хвіл.

Добрымі якасцямі вальцовых сушылак з'яўляюцца безупынная сушка пры даволі вялікім напружанні паверхні нагрэву (да  $70 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{гадз})$ ), эканамічнасць сушкі з-за малых страт цяпла з адпрацаваным павэтрам. Да недахопаў трэба аднесці магчымае перагрэву матэрыялу і параўнальна высокую вільготнасць высушанага матэрыялу.



Рыс. 10.26. Двухвальцовая сушылак:  
1 – корпус; 2 – вальцы; 3 – нажа; 4, 5 – сушылкі; 6 – сіфонная трубка

*Грабильныя вакуум-сушылка.* Выкарыстанне гэтых сушылак перыядычнага дзеяння дазваляе некалькі павысіць хуткасць сушкі ў выніку перамешвання матэрыялу. Перамешванне ажыццяўляецца гарызантальнай мяшалкай з граблямі. На рыс. 10.27 схематычна паказана грабильная вакуум-сушылка, якая складаецца з цыліндрычнага корпуса (барабана) 1 з паравым кажухом 2. Граблі мяшалкі 3 замацаваны на вале 4 узаемна перпендыкулярна, прычым на адной палавіне даўжыні барабана яны выгнутыя ў адзін бок, на другой палавіне – у супрацьлеглы. Накірунак вярчэння мяшалкі праз ~5–8 хвіл зменяецца з дапамогай рэверсіўнага прывада. Матэрыял загрузаецца праз люк 5 і ад таго, што мяшалка верціцца ў розных бакі, перамяшчаецца перыядычна ад перыферыі барабана да яго сярэдзіны і наадварот. Абагрэў матэрыялу ажыццяўляецца парай, якая падаецца ў кажух 2, а таксама праз полы вал 4. Для дадатковага перамешвання выкарыстоўваюць валькі 6, якія павольна перакатваюцца паміж граблямі і садзейнічаюць разбурэнню кавалкаў і перамешванню матэрыялу. Выдаляецца матэрыял з барабана праз люк 7.

Прадукцыйнасць кантактных сушылак залежыць ад тэмпературы нагрэвальнага агента (пары), велічыні вакууму і вільготнасці матэрыялу. Напружанне па вільгаці  $A_F$ , кг/(м<sup>2</sup> · гадз), для кантактных сушылак у залежнасці ад канструкцыі, матэрыялу і іншых параметраў знаходзіцца ў межах ад ~0,5 кг/(м<sup>2</sup> · гадз) для сушыльных шафаў, да ~90–100 кг/(м<sup>2</sup> · гадз) – для вальцовых.

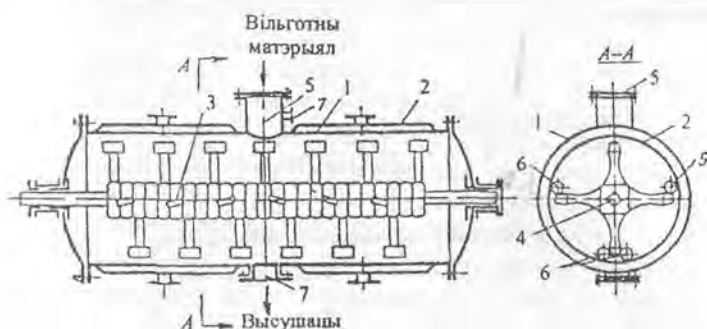


Рис. 10.27. Грабильная вакуум-сушылка:

- 1 – корпус; 2 – кажух; 3 – мяшалка; 4 – вал; 5 – люк; 6 – валькі;  
7 – люк для выгрузкі матэрыялу

### Спецыяльныя віды сушкі і тыпы сушылак. *Радыяцыйная сушка.*

Сушку вільготных матэрыялаў пры перадачы цяпла ад нагрэтай паверхні праменнай энергіяй называюць радыяцыйнай або сушкай інфрачырвонымі прамянямі. Добрай якасцю радыяцыйнай сушкі ў параўнанні з канвектыўнай з'яўляецца магчымасць атрымання вялікіх цеплавых патокаў. Напрыклад, пры тэмпературы выпраменьвання  $600^{\circ}\text{C}$  цеплавы паток складае  $\sim 26 \text{ кВт/м}^2$ , у той жа час для канвектыўнай сушкі пры той жа тэмпературы і хуткасці газу  $\sim 2 \text{ м/с}$  шчыльнасць цеплага патоку складае не больш як  $\sim 9,9 \text{ кВт/м}^2$ . Радыяцыйную сушку выкарыстоўваюць у асноўным для сушкі тонкіх матэрыялаў, плекак і г. д., паколькі пры вялікім цеплавым патоку ўзнікаюць вялікія градыенты тэмпературы ў матэрыяле, што іншы раз недапушчальна па яго ўласцівасцях. Акрамя таго, у выніку цеплага выпраменьвання адбываецца хуткае награванне не ўсяго матэрыялу, а толькі яго паверхні. Пры гэтым выпарваецца інтэнсіўна адвольная вільгаць, а не звязаная. Хуткасць выпарэння звязанай вільгаці лімітуецца не прытокам цяпла, а дыфузіяй вільгаці ўнутры матэрыялу да яго паверхні.

Працэс радыяцыйнай сушкі праводзіцца ў тэрма радыяцыйных сушылках з электрычным і газавым абагрэвам. У якасці электрычных вылучальнікаў цяпла могуць быць люстраныя лампы або элементы супраціўлення (панэльныя або трубчастыя), а таксама керамічныя нагрэвальнікі (электрычныя спіралі, размешчаныя ў керамічнай масе). Газавы абагрэў больш эканамічны, чым электрычны, і прасцейшы. Пры газавым абагрэве вылучальнікамі цяпла з'яўляюцца металічныя або керамічныя пліты, якія награвваюцца да неабходных тэмператур адкрытым полымем або топачнымі газамі.

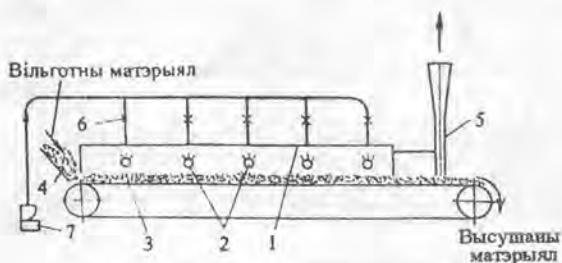


Рис. 10.28. Тэрма радыяцыйная сушылка:

- 1 - панэль; 2 - газавыя гарэлкі; 3 - транспарцёр; 4 - бункер;
- 5 - труба; 6 - падача газу; 7 - вентылятэр

На рис. 10.28 показана сушилка, у якой абагрэў панэлі 1 адбываецца адкрытым полым газавых гарэлак 2 з боку. Матэрыял паступае на транспарцёр 3 праз бункер 4. Прадукты згарання і пара выдаляюцца праз трубу 5. Для павышэння каэфіцыента цеплааддачы ад газу выкарыстоўваюць іх рэцыркуляцыю, а для лепшага выкарыстання цяпла адпрацаваных газаў іх падаюць на падагрэў паветра, якое паступае ў камеру спальвання. У газавых радыяцыйных сушилках цяпло адпрацаваных газаў выкарыстоўваецца таксама для падеўшкі зыходнага матэрыялу або канчатковай дасушкі высушанага матэрыялу.

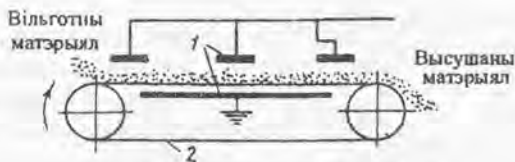
Нягледзячы на тое, што пры радыяцыйнай сушцы выдаленне вільгаці з танкапластавых матэрыялаў або лакафарбавых пакрыццяў адбываецца хутка пры нязначных стратах цяпла ў навакольнае асяроддзе і сушыльнікі па канструкцыі кампактныя, гэты спосаб мае і недахопы. Да апошніх трэба аднесці немагчымасць высушвання тоўстых пластоў матэрыялу, нераўнамернасць яго нагрэву і значны расход энергіі (~1,5–2,5 кВт · гадз на 1 кг вільгаці).

*Сушка ў полі токаў высокай частаты. Высокачастотныя (дыэлектрычныя) сушыльнікі.*

У аснову метаду сушкі ў полі токаў высокай частаты закладзена нагрэванне матэрыялаў, якія ўладаюць дыэлектрычнымі ўласцівасцямі ў электрычным полі высокай частаты.

Высокачастотная сушилка складаецца з дзвюх асноўных частак: высокачастотнага генератара і сушыльнай камеры. У залежнасці ад матэрыялу ў сушыльнай камеры могуць быць размешчаны ваганеткі або стэлажы (для буйнага матэрыялу), або транспарцёры (для сыпучага матэрыялу). У абодвух варыянтах матэрыял размяшчаецца паміж пласцінамі кандэнсатараў, а сушыльная камера праддуваецца паветрам для выдалення пары.

Сушка праводзіцца па наступнай прынцыповай схеме (рис. 10.29). Пераменны ток паступае ў выпрамнік і пераўтвараецца ў пастаянны ток высокага напружання (4–11 кВ). Пры дапамозе генератара (на рис. 10.29 не паказаны) пастаянны ток пераўтвараецца ў пераменны ток высокай частаты, які падводзіцца да пласцін кандэнсатара 1. Паміж апошнімі ўтвараецца поле высокай частаты. Вільготны матэрыял насыпаецца ў выглядзе пласта на транспарцёр 2 і праходзіць паміж пласцінамі. Пад дзеяннем электрычнага поля адбываецца палярызация малекул, якая суправаджаецца ваганнем малекул і трэннем паміж імі. Гэтыя працэсы прыводзяць да вылучэння цяпла і да хуткага нагрэву матэрыялу. Інтэнсіўнасць нагрэву залежыць ад частаты электрычнага поля і яго магнутнасці, а таксама ад уласцівасцей матэрыялу.



Рыс. 10.29. Высокачастотная сушылка:  
1 – пласціны кандэнсатара; 2 – транспарцёр

Да пераваг сушкі токамі высокай частаты адносяцца раўнамернае награванне ўсёй аднароднай масы матэрыялу і хуткае выдаленне вільгаці з матэрыялу. Акрамя таго, магчыма выбіральнае выдаленне вільгаці з неаднароднага матэрыялу шляхам падбору даўжыні хваляў (частаты поля). Асноўныя недахопы: вялікі расход электраэнергіі (2,5–5 кВт · гадз на 1 кг выпарэння вільгаці); складанасць і дарагоўля пры абслугоўванні ўстаноўкі. Таму выкарыстанне высокачастотнай сушкі патрабуе тэхніка-эканамічнага абгрунтавання для кожнага канкрэтнага выпадку.

**Сублімацыйная сушка** – гэта працэс сушкі матэрыялаў у замарожаным стане. Пры гэтым вільгаць пераходзіць у паравую фазу, абмінаючы вадкасны стан. Сублімацыйная сушка праводзіцца пры глыбокім вакууме (астаткавы ціск ~133–13 Па) і нізкіх тэмпературах. Астаткавы ціск залежыць ад тэмпературы сушкі. Напрыклад [69, с. 801], сушка матэрыялаў, якія маюць тэмпературу  $-15^{\circ}\text{C}$ , павінна праводзіцца пры астатковым ціску ~180 Па. Гэты ціск адпавядае ціску вадзяной пары пры раўнавазе яе з льдом. Пры  $-50^{\circ}\text{C}$  астаткавы ціск ~4 Па.

Цяпло для выпарэння вільгаці перадаецца праз сценку сушыльнай камеры. Прынцыповая схема сублімацыйнай сушылкі паказана на рыс. 10.30. У сушыльнай камеры (субліматары) 1 размешчаны пусташельныя пліты 2, унутры якіх цыркулюе гарачая вада. Высушваемы матэрыял насыпаецца ў патэльні 3 і ставіцца на пліты. Паверхня днішча патэльні не датыкаецца да паверхні пліты дзякуючы невялікім борцікам. Таму цяпло перадаецца да матэрыялу пераважна радыяцый. Паравяветраная сумесь з субліматара 1 паступае ў трубы кандэнсатара-вымарожальніка 4. У трубах апошняга цыркулюе холадагент (напрыклад, аміяк). Вакуум-помпай выдаліюцца з кандэнсатара газы, якія не кандэнсуюцца. У трубах кандэнсатара адбываецца і замарожванне вадзяной пары. Для больш зручнага выдалення лёду звычайна выкарыстоўваюць два кандэнсатары, якія папераменна працуюць і размарожваюцца.

Працэс выдалення вільгаці праходзіць наступным чынам. Спачатку пры паніжэнні ціску ў сушыльнай камеры адбываецца замарожванне вільгаці і сублімацыя льду за кошт цяпла матэрыялу (выдаляецца ~15% вільгаці). Затым выдаляецца асноўная частка вільгаці сублімацыяй за кошт падводзімага цяпла.

Значныя затраты энергіі на замарожванне матэрыялу, кандэнсаванне пары пры нізкіх тэмпературах і вакуумаванне працэсу – асноўныя прычыны рэдкага выкарыстання ў прамысловасці гэтага метаду сушкі. Сублімацыйная сушка праводзіцца пры сушцы вельмі каштоўных тэрмалабільных рэчываў, якія захоўваюць свае ўласцівасці толькі пры нізкіх тэмпературах.

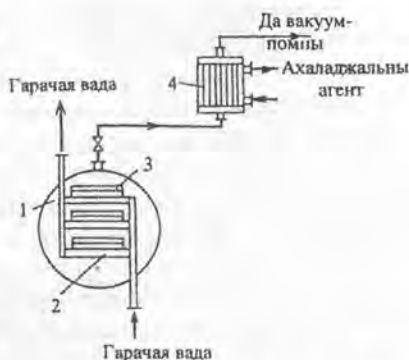


Рис. 10.30. Сублімацыйная сушылка:  
1 – камера (субліматар); 2 – пліта; 3 – патэльна;  
4 – кандэнсатар-вымарожвальнік

## 10.8. Разлік сушылак

Разлік сушылак даволі складаны працэс, паколькі пры сушцы прысутнічае і цеплаабмен, і масаабмен паміж высушваемым матэрыялам і награвальным агентам. Паслядоўнасць разліку сушылак наступная.

1. Па патрэбнай прадукцыйнасці складаецца матэрыяльны баланс для вызначэння колькасці выпарваемай вільгаці, сухога прадукту, сушыльнага агента (паветра) і іншых параметраў.

2. Складаюць цеплавы баланс для вызначэння расхода цяпла, паліва, пары і г. д. Пры высокатэмпературнай сушцы ( $t \geq 300^\circ$ ) разлік праводзяць для зімовых умоў па сярэдніх даных найбольш халоднага месяца года. Пры нізкатэмпературнай сушцы цеплавы баланс складаецца для зімовых і летніх умоў. Расход паліва прымаюць па зімовых умовах, а расход паветра і адпаведна выбар вентыляцыйнага абсталявання разлічваюць з цеплавых балансаў, складзеных для летніх умоў (вільгацезмяшчэнне паветра вышэйшае летам, чым зімой, і г. зн. павялічваецца яго расход на сушку).

3. У адпаведнасці з зададзеным рэжымам сушкі і расходамі сушыльнага агента вызначаюць неабходную паверхню цепла- і масаабмену матэрыялу, якая забяспечвае прадукцыйнасць сушылка. Па велічыні паверхні знаходзяць габарыты сушылка.

4. Разлічваюць і падбіраюць дапаможнае абсталяванне (каларыферы, топку, пылаўлоўнікі, вентылятары і інш.). Каб атрымаць тэхніка-эканамічныя паказчыкі сушыльнай устаноўкі, вызначаюць агульныя ўдзельныя расходы цяпла, электраэнергіі, газаў і г. д.

Адзначым фактары, якія робяць уплыў і садзейнічаюць павышэнню хуткасці сушкі: павышэнне тэмпературы працэсу і паніжэнне ціску ў прасторы над вільготным матэрыялам; паніжэнне вільгацезмяшчэння паветра (газу); павышэнне лінейнай хуткасці паветра (газу) над матэрыялам; перамешванне матэрыялу пры сушыцы.

Для вызначэння асноўных параметраў (расход газу, паветру і цяпла) часта выкарыстоўваюць графааналітычны метад, а таксама залежнасці, прыведзеныя вышэй. Каб разлічыць аб'ём (паверхню) кантакту (г. зн. размеры сушыльнай камеры), неабходна ведаць аб'ёмныя або паверхневыя каэфіцыенты цеплааддачы, якія атрыманы на падставе эксперыментальных даследаванняў. Напрыклад, пры разліку дыскавых распыляльных сушылак дыяметр сушыльнай камеры ( $D$ , м) можна вызначыць па рыс. 10.31, а яе аб'ём ( $V$ , м<sup>3</sup>) – з дапамогай эмпірычнага ўраўнення для аб'ёмнага каэфіцыента цеплааддачы ( $\alpha_{аб}$ , Вт/(м<sup>3</sup> · град)) [69, с. 792]:

$$\alpha_{аб} = 5,69\lambda \cdot q \left( \frac{1}{d_{ср}} \right)^{1,6} \left( \frac{1}{w_{ар} + w_{ли}} \right)^{0,8}, \quad (10.59)$$

дзе  $\lambda$  – сярэдняя цеплаправоднасць сушыльнага агенту, Вт/(м · град);  $q$  – аб'ёмная прадукцыйнасць сушылькі па зыходным раствору шчыльнасцю  $\rho$ , кг/м<sup>3</sup>, аднесена да 1 м<sup>2</sup> сячэння  $F_k$  сушыльнай камеры;  $d_{ср}$  – сярэдні дыяметр кропель, м;  $w_{ар}$ ,  $w_{ли}$  – сярэднія хуткасці сушыльнага агенту і лунання сухіх часцінак (адпаведна) пры сярэдняй тэмпературы сушыльнага агенту, м/с.

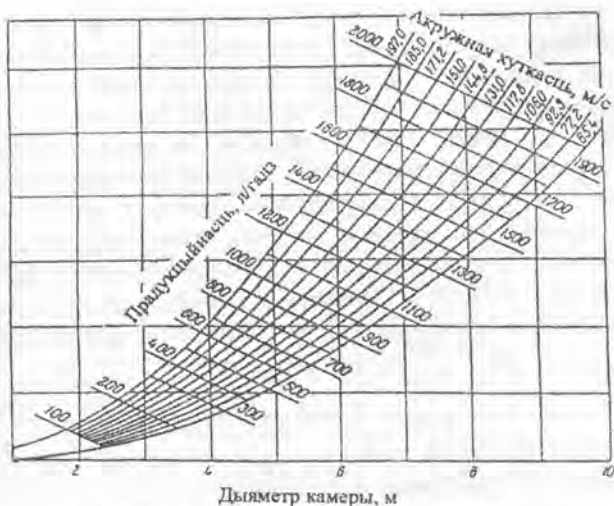
Ураўненне (10.59) можна выкарыстоўваць пры  $d_{ср} = 46\text{--}168$  мкм,  $w_{ар} = 0,19\text{--}0,35$  м/с,  $w_{ли} = 0,06\text{--}0,25$  м/с і тэмпературы сушыльнага агенту ў межах 170–600 °С. Пры вядомых велічынях  $D$  і  $V$  можна вызначыць вышыню сушыльнай камеры.

Пры разліку кантактных сушылак (вальцовых) каэфіцыент цеплааддачы ( $\alpha_{вып}$ , Вт/(м<sup>2</sup> · град)) ад вільгаці, якая выпарваецца з матэрыялу, да паветра можна разлічыць па залежнасці

$$\alpha_{вып} = G \cdot r / (t_{пв} - t_n), \quad (10.60)$$

дзе  $G$  – хуткасць выпарэння вільгаці, кг/(м<sup>2</sup> · с);  $r$  – цеплыня выпарэння, Дж/кг;  $t_{пв}$ ,  $t_n$  – тэмпературы паверхні высушваемага матэрыялу і паветра, °С.





Рыс. 10.31. Залежнасць дыяметра сушылнай камеры распыляльнай сушылькі ад прадукцыйнасці і акружнай хуткасці дыска

Велічыню  $G$  можна разлічыць прыблізна па эмпірычнай формуле

$$G = 8,83 \cdot 10^{-4} \cdot \sqrt{w \cdot \rho} \cdot (t_{\text{п}} - t_{\text{м.т}}), \quad (10.61)$$

дзе  $w \cdot \rho$  – масавая хуткасць паветра,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ;  $t_{\text{м.т}}$  – тэмпература мокрага тэрмометра,  $^{\circ}\text{C}$ .

Пры адсутнасці надзейных разліковых залежнасцей для вызначэння каэфіцыентаў маса- і цеплаперадачы рабочы аб'ём сушылнай камеры або рабочую паверхню высушваемага матэрыялу прыблізна можна разлічыць па велічыні, называемай напружаннем па вільгаці аб'ёму камеры або рабочай паверхні [66]. Гэта велічыня характарызуе колькасць вільгаці, якая выпарваецца за ўвесь працэс і аднесена да адзінкі часу і адзінкі аб'ёму або паверхні. Напружанне па вільгаці, якое ўяўляе сабой сярэдняю інтэнсіўнасць сушкі для барабанных, распыляльных, шахтных і іншых сушылак, адносяць да  $1 \text{ м}^3$  рабочага аб'ёму апарата і абазначаюць  $A_V$ ,  $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{гадз})$ . Для сушылак, у якіх выпарэнне вільгаці адбываецца ў невялікім пласце матэрыялу або з паверхні тонкага ліставога матэрыялу, напружанне па вільгаці адносяць да  $1 \text{ м}^2$  умоўнай паверхні  $A_F$ ,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{гадз})$ . Напрыклад, для стужкавых і камерных з лапаткамі

сушылак колькасць вільгаці адносяць да плошчы сеткі, пры сушцы паперы з дапамогай цыліндрычных сушылак або пасты на вальцовых сушылках – да абаграваемай, рабочай або поўнай паверхні. Пры сушцы інфрачырвоным праменнем – да абпрамененай паверхні.

Аб'ёмнае або паверхневае напружанне па вільгаці залежыць ад структуры матэрыялу, яго вільготнасці, тэмпературы сушыльнага агенту, дысперснасці матэрыялу, гідрадынамічных умоў і інш. Напружанне па вільгаці звычайна знаходзяць па сярэдніх даных эксплуатацыі прамысловых устаноў. Лікавыя значэнні  $A_F$  і  $A_V$  для некаторых тыпаў сушылак прыведзены ў табл. 10.1. Прынятая велічыня  $A_F$  або  $A_V$  дазваляе вызначыць рабочую паверхню матэрыялу  $F$  або аб'ём сушыльнай камеры  $V_p$ :

$$F = W / A_F; \quad (10.62)$$

$$V_p = W / A_V. \quad (10.63)$$

Прыблізныя паказчыкі працэсу і рэкамендуемыя спосабы сушкі розных матэрыялаў прыведзены ў табл. 10.1.

Табліца 10.1

Асноўныя паказчыкі працэсу для розных спосабаў сушкі

Сушылкі	Рэжым сушкі	Інтэнсіўнасць сушкі $A_F$ , кг/(м <sup>2</sup> · гадз); $A_V$ , кг/(м <sup>3</sup> · гадз) $K$ , кВт/(м <sup>2</sup> · К)	Удзельны расход цяпла, кДж/кг вільгаці
1	2	3	4
Вадкасныя матэрыялы			
Вальцовыя атмасферныя	Ціск пары 2–5 ат	$A_F = 7-60$ $K = 0,052-0,29$	1,3–2,5 кг пары
Вальцовыя вакуумныя	–	$A_F = 4-15$ $K = 0,029-0,198$ (чыстыя сценкі)	1,3–1,8 кг пары
Распыляльныя	$t = 120-900^\circ\text{C}$ $w_j = 20-98\%$	$A_V = 1,5-25$ $\alpha_V = 0,029-0,08$	3560–5000 5000–11 700
Устаноўкі з кіпячым пластом (для тэрмастойкіх раствораў)	$t = 500-750^\circ\text{C}$ $w = 1,5-2,5$ м/с	$A_F = 100-600$	3770–5000
Пастападобныя матэрыялы			
Камерныя сушылкі з латакамі	–	$A_F = 4-15$ (высокая вільготнасць) $A_F = 0,3-2$ (нізкая вільготнасць)	2–4 кг пары
Пятлістыя	$t = 100-135^\circ\text{C}$ Нагрузка 7 кг/м <sup>2</sup>	$A_F = 1-2$	8400–29 300

1	2	3	4
Цвёрдыя дысперсныя матэрыялы			
Стужкавая канвеерная	$t = 100-200^{\circ}\text{C}$ $u_{\text{стуж}} = 0,1-0,5 \text{ м/с}$	$A_F = 5-18$	3770-6280
Шнэкавая і скрабковыя	Ціск пары 2-6 ат	$A_F = 5-20$ (высокая вільготнасць) $K = 0,0116-0,175$	1,5-2,5 кг пары
Паравая трубчастая	Ціск пары 1,5-4,5 ат	$A_F = 3,5-8$ $K = 0,0116-0,07$	3060-3560
Галеркавая	—	$A_F = 1,5-1,2$ $K = 0,035-0,07$	3140-3560
Турбінная (фірмы Бютнера)	$t = 200-500^{\circ}\text{C}$	$A_F = 1-10$	3600-10 500
Шахтная	$t = 100-250^{\circ}\text{C}$ $w = 0,1-0,3 \text{ м/с}$	$A_V = 20-50$	
Барабанная	$t = 150-700^{\circ}\text{C}$ $n = 1,5-5 \text{ аб/хв.}$	$A_V = 3-150$ $A_F^{\text{сп}} = 24-50$	4085-8170
Пнеўматрубы	$t = 150-1000^{\circ}\text{C}$ $w = 10-60 \text{ м/с}$	$A_V = 200-800$	3560-4600
З кіпячым пластом	$t = 120-700^{\circ}\text{C}$ $w = 0,8-3,5 \text{ м/с}$	$A_F = 10-1000$	3980-5860
Тонкія ліставыя матэрыялы			
Пятлістыя	$t = 28-120^{\circ}\text{C}$ $w_l = 50-90\%$	$A_F = 0,8-20$	2-3 кг пары
Цыліндрычныя	Ціск пары 1,5-3,0 ат $w_l = 60-70\%$	$A_F = 8-14$ $K = 0,23-0,47$	2-2,5 кг пары

Падрабязней з працэсам сушкі, канструкцыямі сушылак, іх разлікам можна азнаёміцца з літаратуры [66, 68-72].

## ЛІТАРАТУРА

1. Миснар А. Теплопроводность твердых тел, жидкостей, газов и их композиций. – М.: Мир, 1968. – 460 с.
2. Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача: учебник для вузов. – Изд. 3-е, перер. и доп. – М.: Энергия, 1975. – 488 с.
3. Михеев М. А. Основы теплопередачи. – М.: Госэнергоиздат, 1956. – 302 с.
4. Кутателадзе С. С. Основы теории теплообмена. – М.: Атомиздат, 1979. – 416 с.
5. Невский А. С. Лучистый теплообмен в печах и топках. – М.: Металлургия, 1971. – 440 с.
6. Варгафтик Н. Б. Теплофизические свойства веществ (справочник). – М.; Л.: Госэнергоиздат, 1956. – 368 с.
7. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – Изд. 10-е, стереотипное, дораб. Перепеч. с изд. 1973 г. – М.: Альянс, 2004. – 750 с.
8. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк, М. И. Курочкина. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
9. Теплообменная аппаратура химических производств / О. Н. Маньковский, А. Р. Толчинский, Н. В. Александрова. – Л.: Химия, 1976. – 368 с.
10. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии / Под ред. В. Г. Айнштейна. В 2 кн. – М.: Химия, 1999. – 1759 с.
11. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В 2 кн. – М.: Химия, 1981. – 811 с.
12. Маркаў У. А., Вайцяховіч П. Я. Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі. У 2 ч. Ч. I. Гідрамеханічныя і механічныя працэсы. – Мн.: БДТУ, 2002. – 299 с.
13. Хоблер Т. Теплопередача и теплообменники / Пер. с польского; Под ред. чл.-кор. АН СССР П. Г. Романкова. – Л.: Госхимиздат, 1961. – 812 с.

14. Коган В. Б. Теоретические основы тепловых процессов химической технологии. – Л.: Химия, 1972. – 592 с.
15. Бажан П. И., Каневец Г. Е., Селивестров В. М. Справочник по теплообменным аппаратам. – М.: Машиностроение, 1989. – 366 с.
16. Лыков А. В. Теория теплопроводности. – М.: Высшая школа, 1967. – 620 с.
17. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии. – Изд. 2-е. В 2 кн. – М.: Химия, 1995. – 767 с.
18. Васильев Л. Л. Теплообменники на тепловых трубах. – Мн.: Наука и техника, 1981. – 143 с.
19. Справочник химика. Т. V. – М.; Л.: Химия, 1966. – 974 с.
20. Таубман Е. И. Выпаривание. – М.: Химия, 1982. – 328 с.
21. Чернобыльский И. И. Выпарные установки. – Киев, 1960. – 272 с.
22. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Быков, Ю. И. Дытнерский и др. Под ред. Ю. И. Дытнерского. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1991. – 490 с.
23. Стахеев И. В. Основы проектирования процессов и аппаратов пищевых производств. – Мн.: Вышэйшая школа, 1972. – 301 с.
24. Скобло А. И., Трегубова И. А., Молоканов Ю. К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1982. – 583 с.
25. Равновесие между жидкостью и паром / В. Б. Коган, В. М. Фридман, В. В. Кафаров. Кн. 1 и 2. – Л.; М.: Наука, 1966. – 1426 с.
26. Рамм В. М. Абсорбция газов. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.: Химия, 1976.
27. Shewood T. K., Ryan I. M. Chem. Eng. Sci., 1959. – V 11, N 2. – P. 81–91.
28. Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. – Изд. 2-е. – М.: Физматгиз, 1959. – 669 с.
29. Данквертс П. В. Газожидкостные реакции / Пер. с англ. канд. техн. наук И. А. Гиндельблата. – М.: Химия, 1972. – 296 с.
30. Higbil R. Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 1935. – V 31, N 2. – P. 365–389.
31. Кричевский И. Р. Фазовые равновесия в растворах при высоких давлениях. – Изд. 2-е. – М.: Госхимиздат, 1952. – 167 с.
32. Grassmann P., Widmer F. Einführung in die thermische Verfahrenstechnik. Zweite Auflage. Walter de Gruyter. Berlin. New York. – 1974. – 390 s.

33. Eduljee H. E. Brit. Chem. Eng. 1960. – V 5. № 5. – P. 330–334.
34. Sahay B. N., Sharma M. M. Chem. Eng. Sci. – 1973. – V 28, N 1. – P. 41–47.
35. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – 3-е изд., перераб. – М.: Химия, 1978. – 377 с.
36. Кафаров В. В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1962. – 655 с.
37. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – Изд. 3-е. – М.: Химия, 1974. – 440 с.
38. Колонные аппараты. Каталог. – Изд. 2-е. – М.: ЦИНТИХИМ-НЕФТЕМАШ, 1978. – 30 с.
39. Основы жидкостной экстракции / Г. А. Ягодин, С. З. Каган, В. В. Тарасов и др.; Под ред. Г. А. Ягодина. – М.: Химия, 1981. – 400 с.
40. Трейбал Р. Жидкостная экстракция. – М.: Химия, 1966. – 723 с.
41. Pratt H. R. – В кн.: Жидкостная экстракция. – М.: ГХИ, 1958. – С. 92–97.
42. Мишек Т. Жидкостная экстракция. – Л.: Химия, 1969. – 290 с.
43. Аксельруд Г. А., Лысянский В. М. Экстрагирование (система твердое тело – жидкость). – Л.: Химия, 1974. – 256 с.
44. Аксельруд Г. А., Молчанов А. Д. Растворение твердых веществ. – М.: Химия, 1977. – 268 с.
45. Здановский А. Б. Кинетика растворения природных солей в условиях вынужденной конвекции. – Л.: Госхимиздат, 1956. – 272 с.
46. Технология электрохимических производств / С. А. Зарецкий, Е. Н. Сучков, В. А. Шляпников. – М.: Высшая школа, 1970. – 424 с.
47. Вайнер Я. В., Дасоян М. Я. Технология электрохимических покрытий. – Изд. 2-е. – Л.: Машиностроение, 1972. – 464 с.
48. Справочник по растворимости солевых систем / А. Б. Здановский, А. И. Ляховская, Р. Э. Шлеймович. – М.; Л.: Госхимиздат, 1953. – Т. 1. – 672 с.
49. Растворимость неорганических веществ в воде / А. Н. Киргинцев, Л. Н. Грушников, В. Г. Лаврентьева. – Л.: Химия, 1972. – 245 с.
50. Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1969. – 416 с.
51. Брунауэр С. Адсорбция газов и паров. Т. 1. Физическая адсорбция / Пер. с англ.; Под ред. акад. М. М. Дубинина. – М.: ИЛ, 1948.
52. Массопередача / Пер. с англ. Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки. – М.: Химия, 1982. – 696 с.

53. Колышкин Д. А., Михайлов К. К. Активные угли. – Л.: Химия, 1978. – 320 с.
54. Коуль А., Розенфельд С. Очистка газов. – М.: Недра, 1969. – 289 с.
55. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: учебник для вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
56. Техника защиты окружающей среды / А. И. Родионов, В. Н. Клушин, Н. С. Торочешников: учебник для вузов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1989. – 512 с.
57. Матусевич Л. Н. Кристаллизация из растворов в химической промышленности. – М.: Химия, 1968. – 304 с.
58. Капустин А. П. Влияние ультразвука на кинетику кристаллизации. – М.: АН СССР, 1962.
59. Циборовский Я. Процессы химической технологии / Пер. с польского. – М.: Госхимиздат, 1958.
60. Кристаллизация в псевдооживленном слое / В. Г. Пономаренко, К. П. Ткаченко, Ю. А. Курлянд. – Киев: Техника, 1972. – 132 с.
61. Хамский Е. В. Кристаллизация в химической промышленности. – М.: Химия, 1979. – 343 с.
62. Массовая кристаллизация из растворов / О. М. Годес, В. А. Себалло, А. Д. Гольшикер. – Л.: Химия, 1984. – 232 с.
63. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. – М.: Химия, 1986. – 272 с.
64. Флеров Г. Н. Вестник АН СССР. – 1984. – № 4. – С. 35–48.
65. Хванг С. Т., Каммермейер К. Мембранные процессы разделения / Пер. с англ.; Под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1981. – 464 с.
66. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. – М.: Химия, 1970. – 432 с.
67. Чечеткин А. В., Занемонец Н. А. Теплотехника: учебник для химико-технол. спец. вузов. – М.: Высшая школа, 1986. – 346 с.
68. Сажин Е. С. Основы техники сушки. – М.: Химия, 1984. – 320 с.
69. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1967. – 848 с.
70. Лыков А. В. Теория сушки. – М.: Энергия, 1968.
71. Лебедев П. Д. Расчет и конструирование сушильных установок. – М.: Госэнергоиздат, 1963.
72. Сушильные аппараты. Каталог-справочник. – М.: Машгиз, 1965.

## ПРАДМЕТНЫ ПАКАЗАЛЬНІК

- Абсорберы 174  
– разлік 192
- Абсорбцыя 117  
– кінетыка 160  
– матэрыяльны баланс 163  
– раўнавага 161  
– схемы працэсу 172  
– цеплавы баланс 163  
– хемасорбцыя 170
- Адсарбат 300
- Адсарбенты  
– актыўны вугаль 302  
– алюмагелі 305  
– селікагелі 304  
– цэаліты 305
- Адсорберы 315  
– разлік 319
- Адсарбтыў 300
- Адсорбцыя 17, 301  
– абагачальнасць 301  
– выбіральнасць 301  
– дынаміка 309  
– каэфіцыент афіннасці 309  
– паглынальная здольнасць 301  
– раўнавага 306  
– ураўненне Шылава 312  
– фронт адсорбцыі 310
- Агульная рознасць тэмператур 93
- Азеатропная рэактыфікацыя 235
- Астатычны ціск 364
- Асноўныя схемы шматкорпусных выпарных устаноў 96
- Ахаладжальныя агенты 69
- Бінадальныя крывыя 257
- Бінарныя сумесі  
– класіфікацыя 207
- Вада  
– формы сувязі з матэрыялам 387
- Варыянты працэсу сушкі 399
- Віды цеплааддачы  
– без змянення агрэгатнага стану 36  
– пры змяненні агрэгатнага стану 43
- Вільгаць матэрыялу 377
- Вільготны газ, фізічныя ўласцівасці  
– абсалютная вільготнасць 378  
– вільгацезмяшчэнне 378  
– цеплаёмкасць удзельная 379  
– энтальпія 379
- Вызначэнне ліку пераносу 147
- Выпарванне



- другасная пара 88
- матэрыяльны баланс 90, 98
- першасная пара 88
- цеплавы баланс 91, 98
- экстрапара 88

#### Выпарныя ўстаноўкі

- аднакорпусныя 89
- з цеплавой помпай 102
- шматкорпусныя 96

#### Выпраменьванне 35, 31

- газаў 31
- цвёрдых цел 27

#### Вышчалочванне 281

#### Вышыня адзінкі пераносу 143

#### Другасная пара 88

#### Дынаміка адсорбцыі 309

#### Дыстыляцыя 117, 206

- аднакратная 218
- з вадзяной парай 222
- з дэфлегмацыяй 222
- з падводам цяпла 204
- паступовая 217
- простая 216
- пры зніжэнні ціску 203
- малекулярная 239
- у цёку інэртнага газу 202

#### Дыфузія малекулярная 127

#### Дыэлектрычная сушка 421

#### Дыяграма

- вільготнага паветра ( $I_x$ ) 380
- $I$  і  $x$  213
- $P_x$ ,  $h_x$ ,  $u_x$  209, 212, 213, 218
- фазавай раўнавагі пара –

#### вадкасць 209

#### Дыяліз 363

#### Дэпрэсія

- гідрастатычная 93

#### – гідраўлічная 93

#### – тэмпературная 93

#### Дэсорбцыя абсарбенту 201

- адсарбенту 323

#### Закон

- Віка 29
- Гібса 337
- Генры 161
- Дальтона 161, 207
- Ньютана – Рыхмана 21
- Стэфана – Больцмана 29
- Планка 28
- Фіка 127, 131
- Фур'е 9

#### Зародкі крышталёў 331

#### Ідэальныя сумесі 118

#### Ізагідрычная крышталізацыя 342

#### Ізаморфныя рэчывы 332

#### Ізатэрмічная крышталізацыя 351

#### Ізатэрмы

- адсорбцыі 307
- сушкі 382

#### Іёнаабменныя працэсы 325

- кінетыка 327
- матэрыяльны баланс 326
- схемы апаратаў і ўстано-

#### вак 328

#### Іяніты 117, 325

- монафункцыянальныя 323
- поліфункцыянальныя 323

#### Кампаненты

- нізкакіпячыя (НКК) 205
- высокакіпячыя (ВКК) 205

- Канвектыўны
  - масаабмен 128
  - цеплаабмен 21
- Карысная рознасць тэмператур 93
- Казфіцыент
  - адноснай лятучасці 210
  - актыўнасці 212
  - афіннасці 309
  - выбірання 150
  - дыялізу 363
  - карыснага дзеяння (Мэрфры) 155, 241
  - малекулярнай дыфузіі 127
  - масааддачы, масаперадачы 144, 338
  - аб'ёмныя 142
  - аднесеныя да адзінкі рабочай плошчы 243
  - паверхневыя 134, 139
  - масаправоднасці 313
  - паскарэння масаабмену 170
  - размеркавання 257
  - цеплаперадачы 5
  - цеплаправоднасці 14
- Кінетыка
  - іёнаабменных працэсаў 327
  - крышталізацыі 336
  - сушкі 395
- Крытэрыі дыфузійныя
  - Біа 158
  - Нусальта 136
  - Пекле 137
  - Фур'е 136
- Крытэрыі цеплавых
  - Нусельта 33
  - Пекле 34
  - Прандтля 35
  - Фур'е 34
- Крышталі 331, 332
  - зародкі 331
- Крышталізатары 343
- Крышталізацыя
  - дыяграмы складу 335
  - ізагідрычная 342
  - ізатэрмічная 351
  - матэрыяльны баланс 353
  - метады крышталізацыі 342
  - разлік 352
  - тэорыя Гібса 337
- Лік адзінак пераносу 142
- Малекулярная дыстыляцыя 239
- Малекулярная дыфузія 127
- Масаабмен у сістэме вадкасць (газ) – цвёрдае цела 157
- Масаабменныя апараты 174
- Масаабменныя працэсы 117
  - мадэлі механізму масапераносу
  - абнаўлення паверхні 133
  - межавага дыфузійнага пласта 132
  - плеўкавая 132
  - Масааддача 134
  - Масаперадача 139
  - раўнавага 121
- Матэрыяльны баланс выпарных устаноў 90, 98
- Матэрыяльны баланс масаабменных працэсаў 123
  - пры абсорбцыі 163
- Матэрыяльны баланс сушкі 389
  - пры экстрагаванні 251
- Мембраны 358
  - вадкасныя 358

- порыстыя 358
- Мембранныя працэсы 118, 357
- адваротны осмас 364
- дыяліз 363
- выпарэнне праз мембрану 367
- разлік апаратаў 373
- ультра- і мікрафільтрацыя 366
- электрамебранныя працэсы 367
- электрадыяліз 367

Метады крышталізацыі 342

Метады разліку масаабменных апаратаў 153, 258

Награванне 65, 68

- Нестацыянарны канвектыўны цеплаабмен 62
- Нестацыянарны цеплаабмен цвёрдага цела 56

Осмас 364

- адваротны 364
- асматычны ціск 364

Падабенства

- пераносу масы 135
- цеплавое 32

Паглынальная здольнасць адсарбенту 300

Палірызацыя канцэнтрацыйная 362

Палімарфізм 332

Паліморфныя рэчывы 332

Працэсы

- абсорбцыя 117, 160
- адсорбцыя 117, 300
- выпарванне 88

- дэсорбцыя 201, 223
- дыстыляцыя 117, 206
- іёнаабменныя 325
- крышталізацыя 330
- мембранныя 118, 357
- рэактыфікацыя 117, 223
- сушка 117, 377
- цеплаабмен 4
- экстракцыя 118, 250, 281, 288

Рабочыя лініі масаабменных працэсаў 123, 227

Радыяцыйная сушка 420

Раздзяленне шматкампанентных сумесей 248

Разлік апаратаў

- абсорбераў 192
- адсорбераў 319
- выпарных 114
- крышталізатараў 352
- мембранных 373
- рэактыфікацыйных 241
- сушылак 423
- цеплаабменных 84
- экстрактараў 275

Размеркаванне карыснай рознасці тэмператур 104

Растварэнне цвёрдых рэчываў 283

Раўнавага пры масаперадачы 121

- абсорбцыі 161
- адсорбцыі 306
- іённым абмене 326
- крышталізацыі 333
- мембранным раздзяленні 362
- сушцы 386
- экстрагаванні 251

Рухальная сіла масаабмену  
139, 142

Рэактыфікацыя 223

– азеатропная 235

– малекулярная дыстыля-  
цыя 239

– матэрыяльны і цеплавы

балансы 226, 232

– перыядычны працэс 233

– экстракцыйная 235

Спосабы награвання (ахалодж-  
вання) 65

Ступень падоўжнага перамеш-  
вання 244

Сувязь паміж каэфіцыентамі

– масаперадачы і масаадда-  
чы 140

– цеплааддачы і цеплапера-  
дачы 21, 36, 5, 48

Сушка

– варыянты працэсу сушкі 399

– вільготнасць матэрыялу 386

– кантактная 377

– кінэтыка 395

– матэрыяльны і цеплавы  
балансы 387

– радыяцыйная сушка 377

– разлік сушылак 423

– раўнавага 386

– сублімацыйная 377

– сушылкі 405

Схемы апаратаў і ўстановак пры  
іёным абмене 328

Схемы шматкорпусных выпар-  
ных устаноў 99

Схема шматступеневай экстрак-  
цыі 289

Тэмпература кіпення раствору 92

Тэмператураправоднасць  
каэфіцыент 14

Тэмпературнае поле 7

Тэмпературны

– градыент 7

– напор 54

Тэмпературныя страты 92

– гідраўлічная дэпрэсія 93, 94

– гідростатычная дэпрэсія 93, 94

– тэмпературная дэпрэсія 93

Тэорыя

– Гібса 332

– Дубініна 308

– Лэнгмюра 307

– патэнцыяльная 307

Ураўненне

– канвектыўнага масаабме-  
ну 128

– канвектыўнага цеплаабмену 22

– Лапласа 15

– малекулярнай дыфузіі 313

– Пуасона 15

– Фур'е – Кіргофа 24, 131

– цеплаправоднасці 11

– Шылава 312

Ураўненні матэрыяльнага і цепла-  
вога балансаў (гл. *Працэсы*)

Фазавая раўнавага (гл. *Працэсы*,  
*Раўнавага*)

Фактар паскарэння 170

Флегмавы лік 229

Хемасорбцыя 160, 172

- Цеплаабмен канвектыўны 21
- Цеплаабмен нестацыянарны
- канвектыўны 62
  - цвёрдага цела 56
- Цеплааддача 5, 21, 36, 43
- каэфіцыенты 21
- Цеплавое выпраменьванне 4, 25, 31
- Цеплавое падабенства 32
- Цепланосьбіты 65
- Цеплаперадача 5, 48
- каэфіцыент 21
- Цеплаправоднасць 4, 9
- плоскай сценкі 15
  - цыліндрычнай сценкі 18
- Шматкорпусныя выпарныя ўстаноўкі 99**
- Шматступеневая экстракцыя 289
- Экстрагаванне ў сістэмах вадкасць – вадкасць 250
- бінадальная крывая 257
  - матэрыяльны баланс 251
  - метады экстракцыі аднаразовая 259
  - супрацьная з двума экстрагентамі 266
  - супрацьная з флегмай 265
  - шматкратная з перакрываваемым цёкам 261
  - шматступеневая супрацьная безупынная 263
  - разлік экстрактараў 275
- Экстрагаванне і растварэнне ў сістэмах цвёрдае цела – вадкасць 281, 288
- кінетыка фізічнага растварэння 283
  - матэрыяльны баланс 284
  - разліковыя залежнасці 284
  - экстрактары (тыпы) 291
- Экстрапара 88
- Экстракцыя 118
- Эфектыўнасць па Мэрфры 155

## ЗМЕСТ

Прадмова .....	3
Раздзел 1. ЦЕПЛАВЫЯ ПРАЦЭСЫ .....	4
Глава 1. Асновы цеплавых працэсаў .....	4
1.1. Агульныя паняцці .....	4
1.2. Цеплавая баланс .....	6
1.3. Тэмпературнае поле, тэмпературны градыент .....	7
1.4. Цеплаправоднасць .....	9
1.5. Перадача цяпла канвекцыяй .....	20
1.6. Цеплаабмен выпраменьваннем .....	25
1.7. Цеплавое падабенства .....	32
1.8. Віды цеплааддачы. Разліковыя залежнасці для вызначэння каэфіцыентаў цеплааддачы .....	36
1.8.1. Цеплааддача пры канвекцыі без змянення агрэгатнага стану .....	37
1.8.2. Цеплааддача пры змяненні агрэгатнага стану цепланосьбітаў .....	43
1.9. Цеплаперадача .....	48
1.10. Нестацыянарны цеплаабмен .....	56
1.11. Некаторыя цепланосьбіты і спосабы награвання (ахалоджвання) .....	65
1.11.1. Награвальныя агенты, спосабы награвання .....	65
1.11.2. Ахаладжальныя агенты, спосабы ахалоджвання .....	69
1.12. Цеплаабменныя апараты .....	70
1.13. Разлік цеплаабменных апаратаў .....	84
Глава 2. Выпарванне .....	88
2.1. Агульныя паняцці .....	88
2.2. Аднакорпусныя выпарныя ўстаноўкі .....	89

2.3. Шматкорпусныя выпарныя ўстаноўкі. Асноўныя схемы шматкорпусных выпарных устаноўак	96
2.4. Выпарныя апараты	107
2.5. Парадак разліку шматкорпуснай выпарнай устаноўкі	114
<b>Раздзел 2. МАСААБМЕННЫЯ ПРАЦЭСЫ</b>	117
<b>Глава 3. Асновы масаабменных працэсаў</b>	117
3.1. Агульныя паняцці	117
3.2. Раўнавага пры масаперадачы	11
3.3. Матэрыяльны баланс масаабменнага працэсу. Рабочая лінія	123
3.4. Механізм і кінетыка пераносу масы	126
3.5. Масааддача. Падабенства працэсаў пераносу масы	134
3.6. Масаперадача	139
3.6.1. Аб'ёмныя каэфіцыенты масааддачи і масаперадачы	141
3.6.2. Сярэдняя рухальная сіла. Лік і вышыня адзнак пераносу	142
3.6.3. Уплыў розных фактараў на працэс масаабмену	152
3.7. Метады разліку асноўных размераў масаабменных апаратаў	153
3.8. Масаабмен у сістэмах вадкасць (газ) – цвёрдае цела	157
<b>Глава 4. Абсорбцыя</b>	160
4.1. Агульныя паняцці	160
4.2. Раўнавага паміж фазамі пры фізічнай абсорбцыі	161
4.3. Матэрыяльны і цеплавы балансы працэсу	163
4.4. Абсорбцыя, якая суправаджаецца хімічнай рэакцыяй (хемасорбцыя)	170
4.5. Некаторыя схемы працэсу абсорбцыі	172
4.6. Канструкцыі абсарбцыйных апаратаў	174
4.6.1. Паверхневыя абсорберы	174
4.6.2. Барбатажныя абсорберы	183
4.6.3. Распыляльныя абсорберы	190
4.7. Разлік асноўных параметраў абсарбцыйных апаратаў	192
4.8. Дэсорбцыя (рэгенерацыя) абсарбенту	201
<b>Глава 5. Дыстыляцыя і рэктыфікацыя</b>	206
5.1. Агульныя паняцці	206
5.2. Асноўныя ўласцівасці двухфазных сістэм вадкасць – пара	206
5.3. Простая дыстыляцыя	216

5.4. Рэктывікацыя .....	223
5.4.1. Матэрыяльны і цеплавы балансы няспыннай рэктывікацыі бінарных сумесей .....	226
5.4.2. Перыядычны працэс рэктывікацыі .....	233
5.4.3. Працэсы экстрактыўнай і азеатропнай рэктывікацыі, іх асаблівасці .....	235
5.4.4. Малекулярная дыстыляцыя .....	239
5.5. Разлік апаратаў для правядзення працэсаў рэктывікацыі .....	241
5.6. Асаблівасці раздзялення шматкампанентных сумесей	248
Глава 6. Экстрагаванне .....	250
6.1. Працэсы экстрагавання ў сістэмах вадкасць – вадкасць	250
6.1.1. Агульныя паняцці .....	250
6.1.2. Раўнавага пры экстрагаванні. Матэрыяльны баланс .....	251
6.1.3. Асноўныя метады экстракцыі .....	258
6.1.4. Апараты для правядзення працэсу вадкаснай экстракцыі (экстрактары) .....	267
6.1.5. Разлік экстрактараў .....	275
6.2. Экстрагаванне і растварэнне ў сістэмах цвёрдае цела – вадкасць .....	281
6.2.1. Агульныя паняцці .....	281
6.2.2. Растварэнне цвёрдых рэчываў .....	283
6.2.3. Экстрагаванне кампанентаў з цвёрдых рэчываў (вышчалочванне) .....	288
6.2.4. Асноўныя тыпы экстрактараў для сістэм вадкасць – цвёрдае цела .....	291
Глава 7. Адсорбцыя .....	300
7.1. Агульныя паняцці .....	300
7.2. Адсарбенты і іх характарыстыкі .....	301
7.3. Раўнавага пры адсорбцыі .....	306
7.4. Дынаміка адсорбцыі .....	309
7.5. Масаперадача пры адсорбцыі .....	313
7.6. Канструкцыі адсорбераў .....	315
7.7. Разлік адсорбераў .....	319
7.8. Дэсорбцыя .....	323
7.9. Іёнаабменныя працэсы .....	325
Глава 8. Крышталізацыя .....	331
8.1. Агульныя паняцці .....	331



8.2. Раўнавага ў працэсах крышталізацыі .....	333
8.3. Кінетыка крышталізацыі .....	336
8.4. Некаторыя канструкцыі апаратаў (крышталізатараў) ...	343
8.5. Разлік крышталізатараў .....	352
Глава 9. Мембранныя працэсы раздзялення .....	357
9.1. Агульныя паняцці .....	357
9.2. Мембраны .....	358
9.3. Раўнаважныя суадносіны і ўплыў розных фактараў на працэс мембраннага раздзялення .....	362
9.4. Сутнасць некаторых мембранных працэсаў .....	363
9.5. Апараты для мембраннага раздзялення сумесей .....	369
9.6. Разлік апаратаў для мембраннага раздзялення сумесей ...	373
Глава 10. Сушка .....	377
10.1. Агульныя паняцці .....	377
10.2. Асноўныя фізічныя ўласцівасці вільготнага газу ....	378
10.3. Уласцівасці вільготных матэрыялаў. Раўнавага пры сушцы .....	386
10.4. Матэрыяльны і цеплавы балансы сушкі .....	389
10.5. Кінетыка працэсу сушкі вільготных матэрыялаў .....	395
10.6. Некаторыя варыянты працэсу сушкі .....	399
10.7. Сушылкі .....	405
10.8. Разлік сушылак .....	423
Літаратура .....	428
Прадметны паказальнік .....	432

Вучэбнае выданне

Маркаў Уладзімір Аляксеевіч

**ПРАЦЭСЫ І АПАРАТЫ  
ХІМІЧНАЙ ТЭХНАЛОГІІ**

Вучэбны дапаможнік

У 2-х частках

**Ч. II. Цеплавая  
і масаабменныя працэсы**

Рэдактары *Р. М. Рабая, М. Ф. Мурашка*  
Камп'ютэрная вёрстка *А. В. Ільчанка*

Падпісана да друку 30.05.2006. Фармат 60×84<sup>1</sup>/<sub>16</sub>  
Папера афсетная. Гарнітура Таймс. Друк афсетны.  
Ум. друк. арк. 25,7. Ул.-выд. арк. 23,0.  
Тыраж 350 экз. Заказ *344*,

Установа адукацыі  
«Беларускі дзяржаўны тэхналагічны ўніверсітэт».  
220050. Мінск, Свядлова, 13а.  
ЛИ № 02330/0133255 ад 30.04.2004.

Аддрукавана ў лабараторыі паліграфіі ўстановы адукацыі  
«Беларускі дзяржаўны тэхналагічны ўніверсітэт».  
220050. Мінск, Свядлова, 13.  
ЛП № 02330/0056739 ад 22.01.2004.

Пераплётна-брашуровачныя працэсы  
выкананы ў ААТ «Паліграфкамбінат імя Я. Коласа».  
220600. Мінск, Чырвоная, 23. Заказ *2051*.