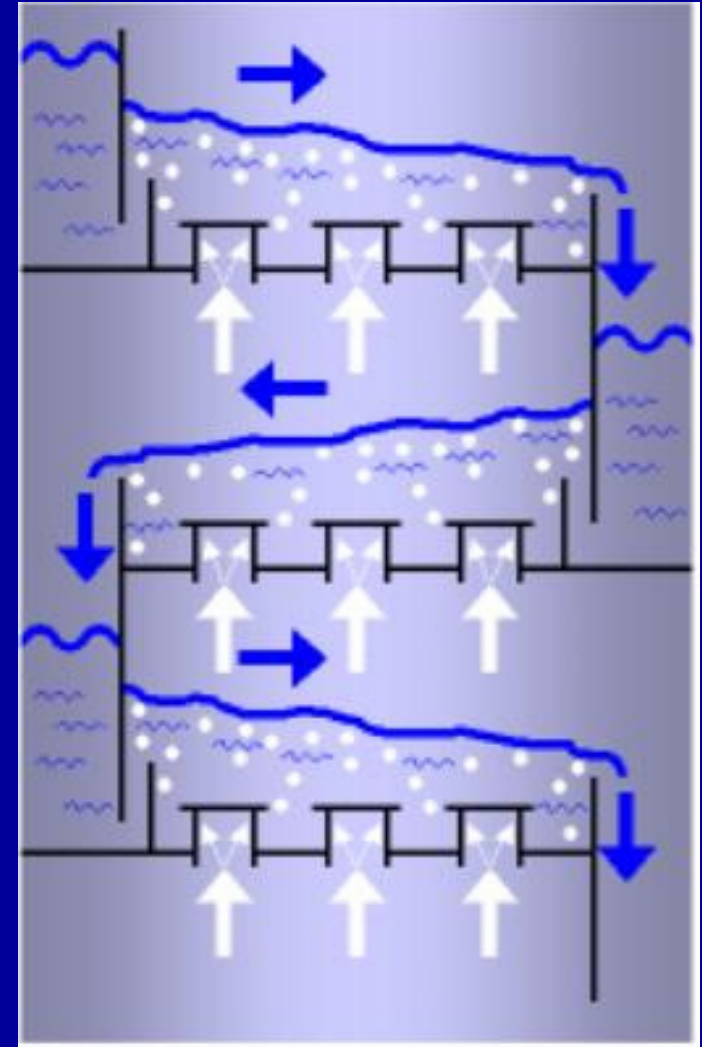


# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o În cazul mării majorități a proceselor industriale bazate pe transferul de masă, trecerea unui component dintr-o fază în alta, prin traversarea unei interfețe, este întâlnită în mod curent.

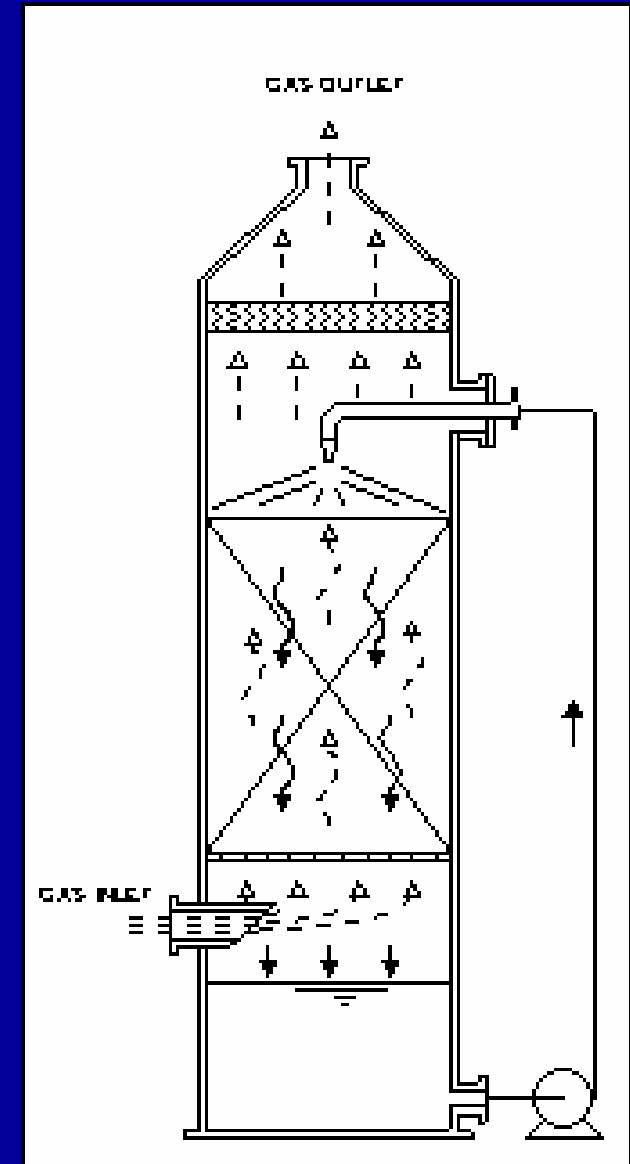
# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o De exemplu, în procesele de **distilare**, vaporii și lichidul se aduc în contact în coloana de fracționare, componentul mai volatil transferându-se din faza lichidă în faza de vapori, concomitent cu transferul componentului mai puțin volatil în sens opus, din faza de vapori în faza lichidă; este vorba aici despre o difuziune echimoleculară în contracurent.



# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o În cazul proceselor de **absorbție**, gazul solubil difuzează către suprafața lichidului (interfața gaz - lichid), se dizolvă și apoi difuzează în volumul fazei lichide. Partea din faza gazoasă insolubilă în lichid (inertul, gazul purtător, etc.) nu se transferă practic în lichid.



# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o În procesele de **extracție lichid - lichid**, solutul dintr-un lichid se transferă în extractant,
- o În procesele de **dizolvare a cristalelor**, solutul se transferă în faza lichidă prin interfața solid - lichid.

# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o În toate exemplele prezentate anterior, procesele sunt caracterizate de faptul că apare un transfer de substanță printr-o interfață.
- o Întrucât la interfață nu se acumulează substanță, rezultă că viteza de transfer de fiecare parte a interfeței este aceeași și deci gradientii de concentrație se modifică în așa fel încât să fie permanent proporționali cu rezistența la transfer din faza respectivă.

# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o În general, transferul interfazic are loc în trei etape succesive:
  1. Difuziunea componentului care se transferă din masa fazei spre interfață;
  2. Traversarea interfeței;
  3. Difuziunea componentului transferat de la interfață către interiorul celeilalte faze.

# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o Transferul de substanță în interiorul fiecărei faze este determinat de existența unui **gradient de concentrație față de interfață**, ca urmare a absenței echilibrului între fazele contactate.
- o La echilibru, schimbul net de substanță între cele două faze încetează, iar concentrațiile componentului difuzionat rămân constante.

# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o Echilibrul astfel stabilit este un **echilibru dinamic**: transferul nu încetează, dar fluxul de solut A, de exemplu, care difuzează din faza 1 în faza 2 este egal cu fluxul de solut A care difuzează în sens invers, din faza 2 în faza 1.



# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o Transferul de masă interfazic este un **proces complex**.
- o Viteza procesului de transfer între două faze depinde de:
  - proprietățile fizice ale celor două faze,
  - diferența de concentrație,
  - aria interfeței,
  - gradul de turbulență al fazelor.

# DIFUZIUNEA ÎNTRE DOUĂ FAZE

- o Utilajele pentru transfer de masă sunt astfel concepute încât să ofere o **suprafață de contact** între faze **cât mai mare** și să asigure o **turbulență cât mai ridicată** fluidelor puse în contact.
- o De regulă, fazele între care are loc transferul curg **continuu** prin utilaj, **în contracurent**.
- o În majoritatea echipamentelor industriale, caracterul curgerii este atât de complex încât nu poate fi descris în termeni matematici, iar aria suprafeței de contact dintre faze nu poate fi cunoscută cu exactitate.

# Mecanismul transferului de masă interfazic

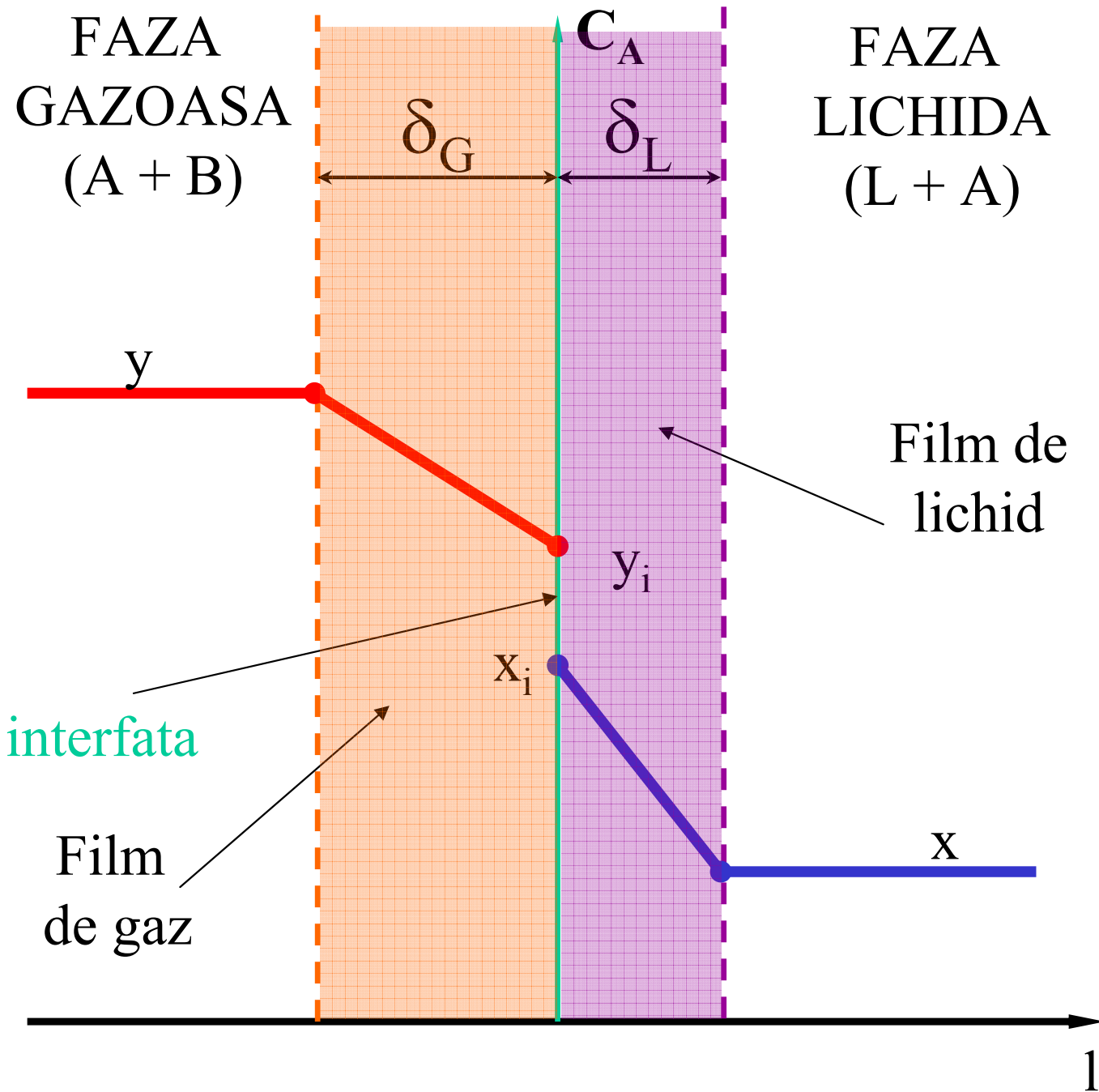
- o Pentru descrierea condițiilor existente la suprafața de separație dintre faze au fost propuse mai multe modele fizice care urmăresc să coreleze parametrii specifici ai transferului de masă precum și pe cei hidrodinamici.
- o Dintre acestea, cele mai cunoscute sunt:
  - modelul celor două filme (Withman, 1923);
  - modelul reînnoirii suprafeței (Higbie, 1935);
  - modelul reînnoirii întâmplătoare a suprafeței (Danckwerts, 1951);
  - modelul film - penetrație (Toor și Marchello, 1958).

# Teoria celor două filme (Teoria stratului dublu)

are la bază următoarele considerații:

1. De ambele părți ale interfeței se formează câte un strat limită în care curgerea este laminară;
2. Întreaga rezistență la transferul de masă într-o fază se concentrează în stratul limită corespunzător fazei respective;
3. În stratul limită, transferul de masă are loc preponderent prin difuziune moleculară în regim staționar, iar concentrația variază liniar de la interfață către interiorul fazelor;
4. Interfața este plană, nu variază în timp și nu opune nici o rezistență la transfer;

5. La interfață se stabilește instantaneu echilibrul între faze;
6. Rezistențele celor două straturi limită sunt în serie, rezistența totală la transfer fiind dată de suma rezistențelor straturilor limită;
7. În afara straturilor limită curgere este turbulentă, iar transferul de masă decurge prin difuziune turbulentă. Concentrația solutului este practic uniformă în volumul fazelor, cunoscut fiind faptul că viteza difuziunii turbulente este mult mai mare decât viteza difuziunii moleculare.



- o Considerațiile decurgând din acest model vor fi utilizate pentru definirea coeficienților parțiali și totali de transfer de masă.
- o Modelul nu permite determinarea valorii coeficienților parțiali de transfer de masă deoarece grosimile celor două filme ( $\delta_g$  și  $\delta_l$ ) nu se cunosc și nici nu se pot măsura.
- o În conformitate cu acest model, coeficientul parțial de transfer de masă este direct proporțional cu coeficientul de difuziune și invers proporțional cu grosimea filmului.

## o Aspecte controversate ale teoriei:

- este greu de acceptat că filmul în care se realizează efectiv schimbul de masă este staționar; chiar la viteze nu prea mari ale fazei lichide se constată turbulențe în vecinătatea interfeței;
- rezultatele experimentale dovedesc o dependență între coeficientul individual de transfer de masă ( $k$ ) și coeficientul de difuziune ( $D$ ) mai apropiată de proporționalitatea cu  $D^{1/2}$  decât cu  $D$ , așa cum rezultă din teoria celor două filme.



- o Deși simplu și cu toate imperfecțiunile pe care le prezintă, acest model a permis rezolvarea multor probleme de cercetare și proiectare în ceea ce privește transferul de masă, fiind utilizat și la ora actuală.
- o Modelul se apropie de realitate atunci când timpul necesar pentru stabilirea gradientului de concentrație este mic în comparație cu timpul de contact sau când capacitatea filmului este neglijabilă.

# Coeficienți individuali de transfer de masă

- o Toate teoriile indică faptul că, în absența difuziunii convective și turbulente, viteza transferului de masă este direct proporțională cu forța motoare a procesului, exprimată ca diferență de concentrații:

$$j_A = k \cdot (C_{A,i} - C_{A,V}) \quad (144)$$

- o Factorul de proporționalitate este coeficientul individual de transfer de masă,  $k$ .
- o Acest coeficient de transfer este funcție de coeficientul de difuziune,  $D$ , iar dependența  $k = f(D)$  depinde de modelul de transfer adoptat:

Modelul	Dependentă $k = f(D)$
film	$k = \frac{D}{\delta}$
reînnoirea suprafeței	$k = \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot t}}$
reînnoirea statistică a suprafeței	$k = \sqrt{D \cdot s}$
<p data-bbox="136 900 719 975">film - penetrație</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="226 991 936 1198">• pentru <math>0 &lt; \frac{\delta^2}{D \cdot t} &lt; \pi</math>:</li> <li data-bbox="226 1230 936 1437">• pentru <math>\pi &lt; \frac{\delta^2}{D \cdot t} &lt; \infty</math>:</li> </ul>	$k = \frac{D}{\delta} \cdot \left\{ 1 + 2 \exp \left[ -\frac{\pi^2 D \cdot t}{\delta^2} \right] \right\}$ $k = \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot t}} \cdot \left\{ 1 + 2 \exp \left[ -\frac{\delta^2}{D \cdot t} \right] \right\}$

- o În majoritatea cazurilor, coeficienții individuali de transfer de masă nu pot fi calculați pe baza relațiilor deduse din diverse teorii, întrucât relațiile de calcul din tabel conțin mărimi nemăsurabile, cum ar fi grosimea stratului limită ( $\delta$ ), timpul de staționare al turbioanelor la interfață ( $\tau$ ), sau viteza de reînnoire a suprafeței ( $s$ ).
- o Modul în care se modifică valoarea coeficientului individual de transfer de masă la schimbarea condițiilor de operare poate fi însă prezis pe baza teoriei care concordă cel mai bine cu procesul în discuție.

o Coeficientul individual de transfer de masă poate fi definit pe baza ecuației (144):

$$j_A = k \cdot (C_{A,i} - C_{A,V}) \quad (144)$$

o care definește fluxul transferat:

$$k = \frac{j_A}{\Delta C_A} \quad (145)$$

- o Întrucât concentrația, respectiv diferența de concentrație poate fi exprimată în diverse moduri, și coeficienții individuali de transfer de masă vor avea expresii și unități de măsură diferite, pentru fiecare caz în parte.
- o Astfel, în cazul transferului componentului A peste un strat de inert B netransferabil, se poate scrie:

$$j_B = 0; \quad \frac{j_A}{j_A + j_B} = 1 \quad (146)$$

- o Acest caz este întâlnit în mod frecvent în operațiile de **absorbție**.

o Pentru faza gazoasă, ecuația (144) se scrie:

$$j_A = k_G(p_{A1} - p_{A2}) = k_y(y_{A1} - y_{A2}) = k_C(C_{A1} - C_{A2}) \quad (147)$$

o iar pentru faza lichidă se scrie:

$$j_A = k_L(C_{A1} - C_{A2}) = k_x(x_{A1} - x_{A2}) \quad (148)$$

o În cazul transferului echimolecular în contracurent (caracteristic operațiilor de **rectificare**), se poate scrie:

$$j_A = -j_B; \quad \frac{j_A}{j_A + j_B} = \infty \quad (149)$$



o Pentru faza gazoasă, ecuația (144) se scrie:

$$j_A = k_G'(p_{A1} - p_{A2}) = k_y'(y_{A1} - y_{A2}) = k_C'(C_{A1} - C_{A2}) \quad (150)$$

o iar pentru faza lichidă se scrie:

$$j_A = k_L'(C_{A1} - C_{A2}) = k_x'(x_{A1} - x_{A2}) \quad (151)$$

o Dacă fluxurile specifice de substanță transferată sunt exprimate în  $[\text{mol}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}]$ , coeficienții individuali de transfer de masă vor fi exprimați în unitățile de măsură prezentate în tabelul următor.

Faza	Coeficientul	Unitatea de măsură
G A Z O A S Ă	$k_G$ $k_G'$	$\frac{\text{moli transferati}}{\text{suprafata} \times \text{timp} \times \text{presiune}} = \frac{\text{timp}}{\text{lungime}} = \left[ \frac{\text{s}}{\text{m}} \right]$
	$k_y$ $k_y'$	$\frac{\text{moli transferati}}{\text{suprafata} \times \text{timp} \times \text{fractie volumica}} = \left[ \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right]$
	$k_c$ $k_c'$	$\frac{\text{moli transferati}}{\text{suprafata} \times \text{timp} \times \frac{\text{moli}}{\text{volum}}} = \frac{\text{lungime}}{\text{timp}} = \left[ \frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$
L I C H I D Ă	$k_L$ $k_L'$	$\frac{\text{moli transferati}}{\text{suprafata} \times \text{timp} \times \frac{\text{moli}}{\text{volum}}} = \frac{\text{lungime}}{\text{timp}} = \left[ \frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$
	$k_x$ $k_x'$	$\frac{\text{moli transferati}}{\text{suprafata} \times \text{timp} \times \text{fractie molara}} = \left[ \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right]$

- o Fluxurile specifice transferate se mai pot exprima și în unități masice [ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ ], sau, în cazul gazelor, în unități volumice [ $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ ].
- o În aceste cazuri, coeficienții individuali de transfer de masă se exprimă în unități corespunzătoare.
- o Între coeficienții individuali de transfer de masă prezentați în tabelul anterior există următoarele relații de transformare:

$$k_G = \frac{k_y}{p} = \frac{k_C}{\mathfrak{R} \cdot T}; \quad k_G' = \frac{k_y'}{p} = \frac{k_C'}{\mathfrak{R} \cdot T};$$
$$k_L = \frac{k_x}{C}; \quad k_L' = \frac{k_x'}{C};$$

(152)

- o Cunoașterea coeficienților individuali de transfer de masă este deosebit de importantă pentru dimensionarea echipamentelor în care transferul de substanță, însoțit sau nu de o reacție chimică, este determinant.
- o Calculul acestor coeficienți este dificil datorită:
  - complexității fenomenului,
  - numărului mare de factori care îl influențează.

- o Dintre factorii care influențează coeficienții individuali de transfer de masă se pot menționa:
  - factori referitori la natura fluidului:
    - densitate ( $\rho$ ),
    - viscozitate ( $\mu$ ),
    - coeficient de difuziune ( $D_{AB}$ );
  - factori referitori la curgerea fluidului:
    - viteza ( $v$ ),
    - distribuția câmpului vitezelor în masa fluidului;
  - factori referitori la geometria echipamentului de contactare a fazelor.

o Într-o formă generală, coeficientul individual de transfer de masă se poate scrie ca o funcție de variabilele enumerate mai sus:

$$k = f(\rho, \mu, D_{AB}, v, G_1, G_2, \dots) \quad (153)$$

- o Pentru determinarea valorii coeficienților individuali de transfer de masă pot fi utilizate următoarele metode:
  - analiza dimensională și teoria similitudinii, completate de experiment;
  - rezolvarea (exactă sau aproximativă, analitică sau numerică) ecuațiilor difuziunii și a ecuațiilor curgerii;
  - analogia fenomenelor de transfer;
  - determinarea experimentală.
- o În literatură există un număr mare de relații de calcul pentru coeficienții individuali de transfer de masă.



# Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu pereți udați

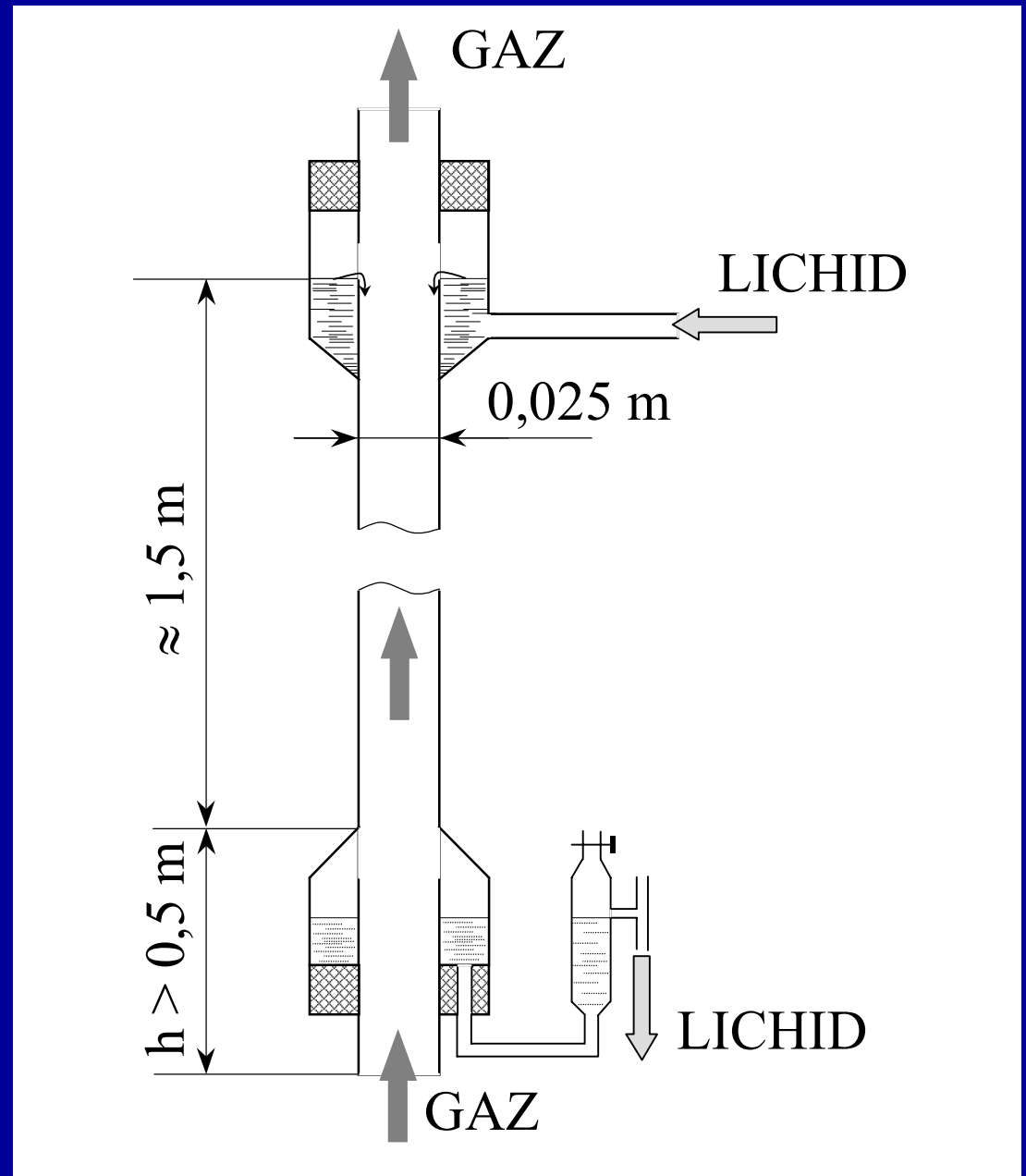
o La curgerea fazei gazoase în regim laminar se utilizează ecuația:

$$(Sh)_G = \frac{k_G \cdot d}{D} = 0,50 \cdot Re \cdot Sc \cdot \frac{d}{H}$$

$$\text{pentru } Re \cdot Sc \cdot \frac{d}{H} < 4,5 \quad (154)$$

$$(Sh)_G = \frac{k_G \cdot d}{D} = 1,62 \cdot Re^{1/3} \cdot Sc^{1/3} \cdot \left(\frac{d}{H}\right)^{1/3}$$

$$\text{pentru } Re \cdot Sc \cdot \frac{d}{H} > 13 \quad (155)$$



Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu pereți udați

o La curgerea turbulentă a fazei gazoase:

$$(\text{Sh})_G = \frac{k_G \cdot d}{D} = 0,023 \cdot \text{Re}^{0,83} \cdot \text{Sc}^{0,44} \quad (156)$$

o În ecuațiile (154) - (156), criteriile de similitudine folosite au expresiile:

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu} \quad \text{Sc} = \frac{3600 \cdot \mu}{\rho \cdot D} \quad (157)$$

## Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu pereți udați

în care:

- o  $k_G$  - coeficientul individual de transfer de masă raportat la faza gazoasă [ $m.h^{-1}$ ];
- o  $d$  - diametrul coloanei [ $m$ ];
- o  $D$  - coeficientul de difuziune prin filmul de gaz [ $m^2.h^{-1}$ ];
- o  $v$  - viteza gazului prin coloană [ $m.s^{-1}$ ];
- o  $\rho$  - densitatea gazului [ $kg.m^{-3}$ ];
- o  $\mu$  - viscozitatea gazului [ $Pa.s$ ];
- o  $H$  - înălțimea coloanei [ $m$ ].

## Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu pereți udați

- o Pentru curgerea fazei lichide este valabilă relația:

$$(\text{Sh})_L = \frac{k_L \cdot \delta}{D} = 0,725 \cdot \text{Re}^{0,33} \cdot \text{Sc}^{0,5} \cdot \left(\frac{\delta}{H}\right)^{0,5} \quad (158)$$

- o  $\text{Re} = \frac{4m_m}{P_u \cdot \mu}$  criteriul Reynolds al fazei lichide;

- o  $\delta = \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{\rho^2 \cdot g}}$  grosimea filmului de lichid [m];

## Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu pereți udați

- o  $m_m$  - este debitul masic al fazei lichide [ $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ ];
- o  $P_u$  - perimetrul udat al coloanei [ $\text{m}$ ];
- o  $k_L$  - coeficientul individual de transfer de masă raportat la faza lichidă [ $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$ ];
- o  $g$  - accelerația gravitațională [ $\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$ ];
- o  $\rho$  - densitatea lichidului [ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ];
- o  $\mu$  - viscozitatea lichidului [ $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ];
- o  $H$  - înălțimea coloanei [ $\text{m}$ ].

- o Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu umplură
- o Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu talere
- o Coeficienți individuali de transfer de masă în coloane cu barbotare
- o Coeficienți individuali de transfer de masă în sisteme gaz - lichid prevăzute cu agitare mecanică
- o Coeficienți individuali de transfer de masă în sisteme gaz - solid

# Transferul global de masă

o Fluxul de substanță transferat printr-o fază către interfață, respectiv de la interfață către volumul fazei, poate fi exprimat printr-o ecuație generală de forma:

$$\begin{aligned} j_{A1} &= k_{X1} \cdot (x_{A,V1} - x_{A,i1}) = k_{X1} \cdot \Delta x_{A,1} \\ j_{A2} &= k_{X2} \cdot (x_{A,i2} - x_{A,V2}) = k_{X2} \cdot \Delta x_{A,2} \end{aligned} \quad (217)$$

o în care:

- $j_{Am}$  - fluxul unitar de component A transferat prin faza "m";
- $k_{x_m}$  - coeficientul individual de transfer de masă prin faza "m";
- $x_{A,Vm}$  - concentrația componentului A în volumul fazei "m";
- $x_{A,im}$  - concentrația componentului A la interfață în faza "m";
- $\Delta x_{A,m}$  - potențialul transferului de masă raportat la faza "m";
- m - notație generică pentru fazele "1" și "2" din ecuația (217).



- o Forma expresiei fluxului este aceeași indiferent de modelul de transfer adoptat (film, penetrație, etc.).
- o Ecuațiile de tip (217) nu pot fi utilizate în practică, deoarece potențialul individual al transferului de masă ( $\Delta x$ ) nu poate fi măsurat, întrucât acesta conține concentrațiile la interfață, mărimi care nu pot fi determinate experimental.

o Singurele concentrații măsurabile direct experimental fiind concentrațiile în volumul celor două faze, în practică se utilizează un **potențial global al transferului de masă**, respectiv un **coeficient global de transfer de masă**, coeficient care înglobează ambii coeficienți individuali de transfer de masă.

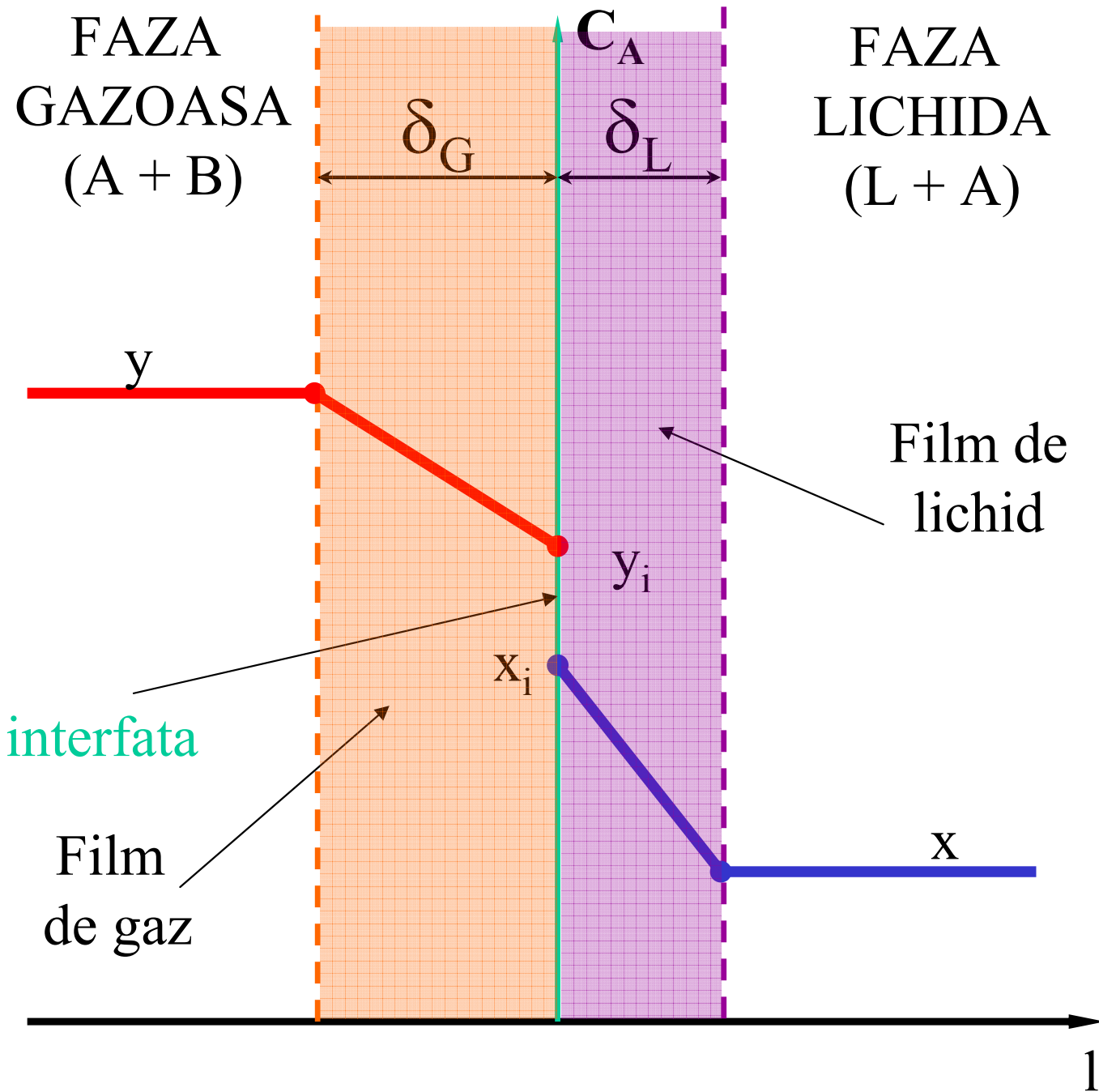
- o Cf. modelului celor două filme, rezistențele transferului de masă în cele două straturi limită adiacente interfeței sunt în serie;
- o → **rezistența totală la transfer** = suma rezistențelor individuale.
- o Concentrațiile la interfață fiind diferite în cele două faze, potențialul global al transferului nu poate fi obținut prin simpla însumare a potențialelor individuale.
- o Din acest motiv, se exprimă forța motoare dintr-o fază într-o formă echivalentă cu forța motoare din cealaltă fază, utilizând legile echilibrului termodinamic. Se obțin astfel doi coeficienți globali de transfer de masă, câte unul raportat la fiecare fază.

o Diferența de concentrație dintre faze se poate menține constantă în timpul transferului, sau poate să se modifice. Ca urmare, transferul global de masă poate avea loc:

- La potential constant
- La potential variabil

# Transfer global de masă la potențial constant

- o Cf. teoriei celor 2 filme, se consideră un sistem bifazic gaz - lichid.
- o Faza gazoasă: inertul B + solutul A,
- o Faza lichidă: componentul L (solvent) în care se solubilizează solutul A provenit din faza gazoasă.
- o Raționamentul aplicat acestui sistem rămâne valabil pentru orice sistem eterogen bifazic.
- o În sistem nu există reacții chimice, iar regimul este staționar



- o Componentul A care se transferă are:
  - în [ ]g presiunea parțială  $p_A$ , iar la interfață  $p_{Ai}$ ;
  - în [ ]l are concentrația  $x_A$ , iar la interfață  $x_{Ai}$ .
- o La interfață se stabilește instantaneu echilibrul între faze.
- o Între pres. parțiale din [ ]g și concentrațiile din [ ]l se stabilește o corespondență.
- o Pt. sist. ideale, această corespondență este dată de legea lui Henry:

$$p_A = k_{HA} \cdot x_A$$

(218)

o Regimul fiind staționar, fluxul transferat este identic în ambele straturi limită, adică:

$$j_A = k_G \cdot (p_A - p_{Ai}) = k_x \cdot (x_{Ai} - x_A) \quad (219)$$

o Prin intermediul legii lui Henry se exprimă conc. din [ ] în funcție de pres. parțiale din [ ]g:

$$x_{Ai} = \frac{p_{Ai}}{k_{HA}} ; \quad x_A = \frac{p_A^*}{k_{HA}} \quad (220)$$

o  $p_A^*$  = presiunea parțială de echilibru coresp. conc.  $x_A$  din [ ]l.



o Înlocuind conc. (220) în (219) se obține:

$$j_A = k_G \cdot (p_A - p_{Ai}) = \frac{k_x}{k_{HA}} \cdot (p_{Ai} - p_A^*) \quad (221)$$

o Din (221) se pot explicita expresiile potențialelor individuale de transfer de masă:

$$p_A - p_{Ai} = j_A \cdot \frac{1}{k_G}$$
$$p_{Ai} - p_A^* = j_A \cdot \frac{k_{HA}}{k_x} \quad (222)$$

o Însușind ec. (222) membru cu membru, se obține expresia potențialului global al transferului de masă raportat la faza gazoasă:

$$p_A - p_A^* = \Delta p = j_A \cdot \left( \frac{1}{k_G} + \frac{k_{HA}}{k_x} \right) \quad (223)$$

o Ec. (223) se poate scrie sub forma:

$$j_A = K_p \cdot (p_A - p_A^*) = K_p \cdot \Delta p \quad (224)$$

o Cf. căreia coef. global de transfer de masă raportat la [ ]g are expresia:

$$K_p = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{k_{HA}}{k_x}} \quad (225)$$

- o Coef. global de transfer de masă  $K_p$  = cant. de subst. transferată dintr-o fază în alta, prin unitatea de suprafață, în unitatea de timp.
- o Notăția coef. global de transfer de masă este însoțită de un indice care arată unitatea de măsură a potențialului.

o Din (224) se poate exprima fluxul total transferat:

$$J_A = K_p \cdot A \cdot \Delta p \quad (226)$$

o respectiv cantitatea totală de component  $A$  transferată într-un timp oarecare  $t$ .

o Dacă  $J_A$  este flux molar [kmol/s], atunci:

$$n_A = K_p \cdot A \cdot \Delta p \cdot t \quad [\text{kmol}] \quad (227)$$

o Dacă în (219) se înlocuiesc, prin intermediul legii lui Henry, presiunile parțiale  $p_A$  și  $p_{Ai}$  funcție de conc. corespunzătoare din [ ], în conformitate cu ec. (220) scrise sub forma:

$$p_{Ai} = x_{Ai} \cdot k_{HA} \quad ; \quad p_A^* = x_A \cdot k_{HA} \quad (228)$$

o se obține următoarea expresie a fluxului unitar transferat:

$$j_A = k_G \cdot k_{HA} \cdot (x_A^* - x_{Ai}) = k_x \cdot (x_{Ai} - x_A) \quad (229)$$

o După explicitarea potențialelor individuale de transfer din (229) și adunarea membru cu membru a ecuațiilor rezultate, se obține expresia **potențialului global de transfer de masă raportat la faza lichidă**, exprimat ca diferență de fracții molare de component **A**:

$$x_A^* - x_A = \Delta x = j_A \cdot \left( \frac{1}{k_G \cdot k_{HA}} + \frac{1}{k_x} \right) \quad (230)$$

o În aceste condiții, fluxurile de masă transferate se pot scrie:

$$j_A = K_x \cdot (x_A^* - x_A) = K_x \cdot \Delta x$$
$$J_A = K_x \cdot A \cdot (x_A^* - x_A) = K_x \cdot A \cdot \Delta x$$
(231)

o în care coeficientul global de transfer de masă raportat la faza lichidă are expresia:

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{k_G \cdot k_{HA}} + \frac{1}{k_x}}$$
(232)

- o Unitatea de măsură a coeficientului global  $K_x$  este identică cu cea a coeficientului individual de transfer prin faza lichidă,  $k_x$ .
- o Ținând seama și de celelalte modalități de exprimare ale coeficienților individuali de transfer de masă, ec. fluxului de comp. A transferat se pot scrie și sub formele:

$$j_A = K_y \cdot A \cdot (y_A - y_A^*) = K_y \cdot A \cdot \Delta y \quad (233a)$$

$$j_A = K_C \cdot A \cdot (C_A^* - C_A) = K_C \cdot A \cdot \Delta C \quad (233b)$$

$$j_A = K_Y \cdot A \cdot (Y_A - Y_A^*) = K_Y \cdot A \cdot \Delta Y \quad (233c)$$

$$j_A = K_X \cdot A \cdot (X_A^* - X_A) = K_X \cdot A \cdot \Delta X \quad (233d)$$



- o după cum potențialul transferului este exprimat în fracții volumice din faza gazoasă (a), concentrații molare din faza lichidă (b), rapoarte volumice din faza gazoasă (c), rapoarte molare din faza lichidă (d).
- o Leg. între rap. molare  $Y_A$  din [ ]g și rap. molare  $X_A$  din [ ]l se obține, în cazul sist. ideale, din legea Henry scrisă sub forma:

$$Y_A = \frac{k_{HA}}{P} \cdot X_A = k_f \cdot X_A \quad (234)$$

- o  $k_f$  = ct. de echil. a fazelor.

- o Ec. (233) servesc la calculul suprafeței de transfer de masă, **A**, mărime în funcție de care se stabilesc dimensiunile principale ale echipamentelor de transfer de masă.
- o Ec. (225), respectiv (232) se pot scrie și în termeni de rezistențe la transfer.
- o Inversul coeficienților individuali de transfer = **rezistențe parțiale**;
- o Inversul coeficienților globali de transfer = **rezistențe totale la transfer**:

$$\frac{1}{K_p} = \frac{1}{k_G} + \frac{k_{HA}}{k_x} \quad (235)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_G \cdot k_{HA}} + \frac{1}{k_x} \quad (236)$$

- o În cazul gazelor cu solubilitate ridicată (HCl în apă, de exemplu) constanta lui Henry are valori foarte mici, astfel încât ultimul termen al ec. (235) este neglijabil:

$$\frac{1}{K_p} \approx \frac{1}{k_G} \quad \text{respectiv} \quad K_p \approx k_G \quad (237)$$

- o adică întreaga rezistență la transferul de masă este concentrată în filmul de gaz, rezistența filmului de lichid fiind nulă.

- o În cazul gazelor cu solubilitate scăzută ( $O_2$  în apă, de exemplu),  $k_{HA}$  are valori foarte mari, astfel încât primul termen din ec. (236) se poate neglija și:

$$\frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \quad \text{respectiv} \quad K_x \approx k_x \quad (238)$$

- o adică întreaga rezistență la transferul de masă este concentrată în filmul de lichid de la interfață, rezistența filmului de gaz fiind practic nulă.

o Pentru gazele cu solubilitate medie ( $\text{CO}_2$  în apă, de exemplu), procesul de transfer interfazic este controlat de rezistența ambelor filme, coeficientul global de transfer de masă înglobând ambii coeficienți individuali de transfer.

# Transfer global de masă la potențial variabil

- o În majoritatea cazurilor întâlnite în practică, în aparatele în care se efectuează transferul de masă, forța motoare globală variază în lungul aparatului.
- o Pentru calcule se utilizează o **valoare medie** a potențialului global de transfer de masă, valabilă pe tot domeniul de variație al concentrațiilor.

- o Se consideră sistemul gaz - lichid anterior, cu observația că forța motoare a procesului de transfer de masă este variabilă pe suprafața de transfer de masă  $A$ .
- o Pe o suprafață infinit mică,  $dA$ , se poate considera potențialul transferului ca fiind constant, astfel încât fluxul de solut  $A$  transferat din [ ]g în [ ]l va fi:

$$\begin{aligned} dN_A &= K_Y \cdot (Y_A - Y_A^*) \cdot dA \\ &= K_X \cdot (X_A^* - X_A) \cdot dA \end{aligned} \quad (239)$$



- o  $N_A$  = fluxul de A transferat [kmol A / s],
- o  $Y_A, X_A$  = conc. comp. A în [ ]g, respectiv [ ]l, exprimate sub formă de rapoarte molare { [kmol A / kmol B], respectiv [kmol A / kmol L] },
- o  $Y_A^*, X_A^*$  = conc. de echilibru ale lui A,
- o  $K_y$  și  $K_x$  = coeficienții globali de transfer de masă raportați la [ ]g, respectiv la [ ]l.

o Print transferarea fluxului de solut  $dN_A$ :

- Conc. lui A în [ ]g scade cu  $dY_A$ ,
- Conc. lui A în [ ]l crește cu  $dX_A$ .

o Notând:

- $G$  debitul de gaz inert B din [ ]g [kmol B / s]
- $L$  debitul de solvent inert L din [ ]l [kmol L / s],  
se poate scrie următoarea ecuație de bilanț de materiale:

$$dN_A = -G \cdot dY_A = +L \cdot dX_A$$

(240)

o Combinând (239) și (240) se obțin ec. diferențiale:

- pentru faza gazoasă:

$$K_Y \cdot (Y_A - Y_A^*) \cdot dA = -G \cdot dY_A \quad (241)$$

- pentru faza lichidă:

$$K_X \cdot (X_A^* - X_A) \cdot dA = +L \cdot dX_A \quad (242)$$

o Separând variabilele și integrând cele două ecuații cu următoarele condiții la limită:

$$\begin{aligned} \text{La } A = 0, \quad Y_A &= Y_{IN}, \quad X_A = X_{IN} \\ \text{La } A = A, \quad Y_A &= Y_{FIN}, \quad X_A = X_{FIN} \end{aligned} \quad (243)$$

- o  $IN$  = valorile conc. la intrare (inițial) in aparat
- o  $FIN$  = valorile conc. la ieșire (final) din aparat,
- o se obțin expresiile:

$$A = \frac{G}{K_Y} \cdot \int_{Y_{FIN}}^{Y_{IN}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*}$$

$$A = \frac{L}{K_X} \cdot \int_{X_{IN}}^{X_{FIN}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A}$$

(244)

o Debitele **G** și **L** rezultă din integrarea ecuației (240):

$$\int_0^{N_A} dN_A = -G \cdot \int_{Y_{IN}}^{Y_{FIN}} dY_A \quad \Rightarrow \quad G = \frac{N_A}{Y_{IN} - Y_{FIN}}$$

$$\int_0^{N_A} dN_A = L \cdot \int_{X_{IN}}^{X_{FIN}} dX_A \quad \Rightarrow \quad L = \frac{N_A}{X_{FIN} - X_{IN}}$$

(245)

o Combinând ec. (244) cu ec. (245) se obțin expresiile fluxului de component A transferat, ecuații care reprezintă **ecuațiile transferului global de masă la potențial variabil:**

$$N_A = K_Y \cdot A \cdot \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{\int_{Y_{FIN}}^{Y_{IN}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*}} = K_Y \cdot A \cdot \Delta Y_{med}$$

$$N_A = K_X \cdot A \cdot \frac{X_{FIN} - X_{IN}}{\int_{X_{IN}}^{X_{FIN}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A}} = K_X \cdot A \cdot \Delta X_{med}$$

(246)

- o  $\Delta X_{med}$  și  $\Delta Y_{med}$  = potențialul global mediu al transferului de masă, raportat la faza lichidă, respectiv la faza gazoasă.
- o Similar se pot defini și expresiile potențialului global mediu al transferului exprimate în termeni de:
  - presiuni parțiale ( $\Delta p_{med}$ ), (247a)
  - fracții volumice ( $\Delta y_{med}$ ), (247b)
  - fracții molare ( $\Delta x_{med}$ ). (247c)



$$\Delta p_{med} = \frac{p_{IN} - p_{FIN}}{\int_{p_{FIN}}^{p_{IN}} \frac{dp_A}{p_A - p_A^*}} \quad (247a)$$

$$\Delta y_{med} = \frac{y_{IN} - y_{FIN}}{\int_{y_{FIN}}^{y_{IN}} \frac{dy_A}{y_A - y_A^*}} \quad (247b)$$

$$\Delta x_{med} = \frac{x_{FIN} - x_{IN}}{\int_{x_{IN}}^{x_{FIN}} \frac{dx_A}{x_A^* - x_A}} \quad (247c)$$

o Pentru calculul de dimensionare al aparatelor de transfer de masă, din ec. (246) se explicitază aria suprafeței de transfer de masă:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{N_A}{K_Y \cdot \Delta Y_{med}} = \frac{N_A}{K_X \cdot \Delta X_{med}} = \\
 &= \frac{N_A}{K_G \cdot \Delta p_{med}} = \frac{N_A}{K_y \cdot \Delta y_{med}} = \frac{N_A}{K_x \cdot \Delta x_{med}}
 \end{aligned}$$

(248)

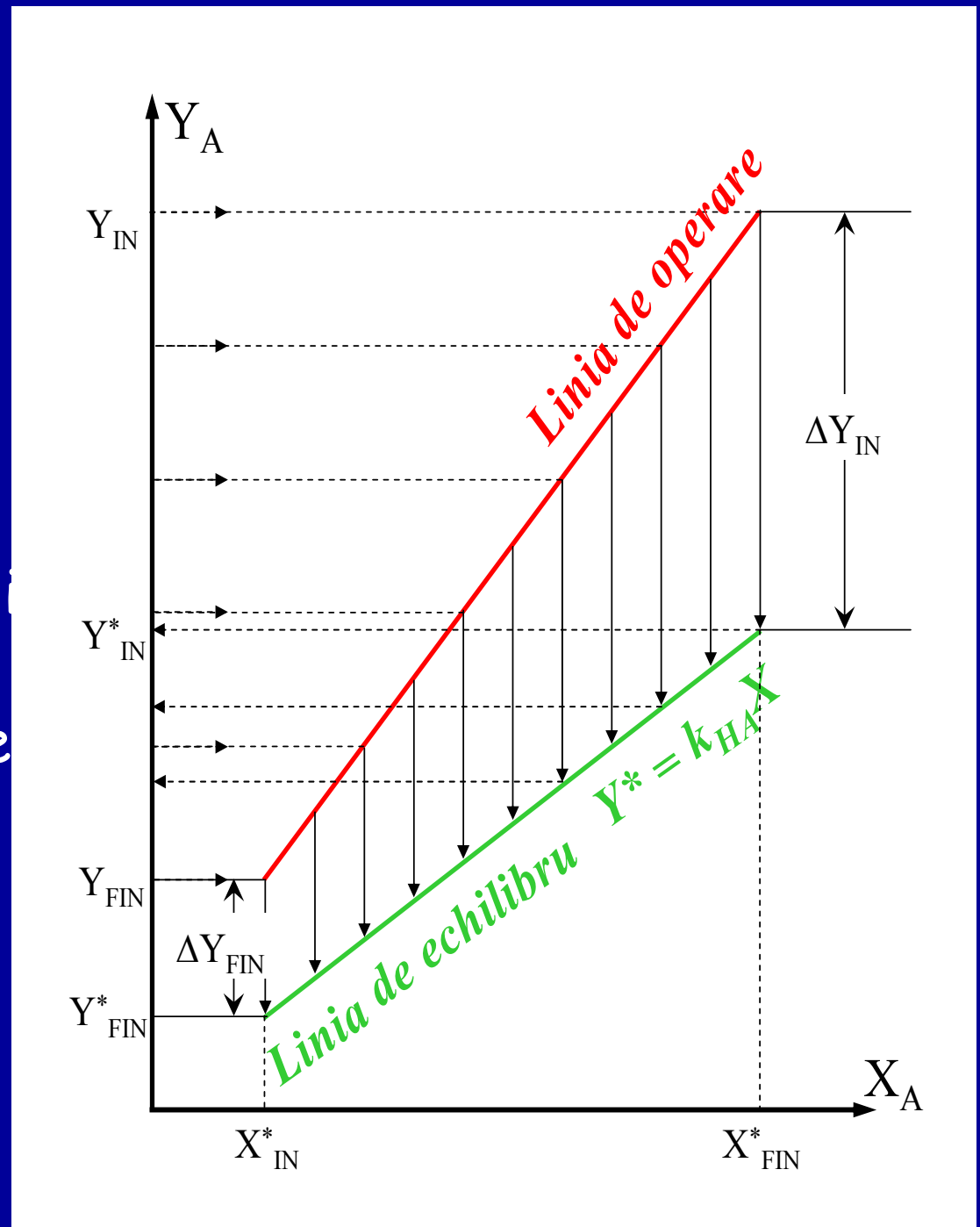
# Calculul potențialului global mediu al transferului de masă

- o Rezolvarea ec. (248) necesită cunoașterea valorilor potențialului global mediu al transferului de masă.
- o Pt. calculul potențialului global mediu cu ajutorul ec. tip (247) este necesară cunoașterea valorilor:
  - inițiale (la intrarea în aparat)
  - finale (la ieșirea din aparat)ale conc. comp. transferat.
- o De asemenea, trebuie rezolvate integralele care intervin în ec. de definire a potențialului global mediu.

- o Într-un aparat de transfer de masă, ecuația care face legătura între concentrațiile actuale (curente) ale fazelor aflate în contact, poartă denumirea de **ecuația liniei de operare**.
- o Ecuația care corelează aceleași mărimi la echilibru este **ecuația liniei de echilibru**.
- o Ambele linii pot fi drepte sau curbe.

- o Când liniile de operare și de echilibru sunt drepte, potențialul devine o funcție liniară de compoziție, iar integrala din ec. (247) se poate rezolva analitic.
- o Dacă cel puțin una din linii este curbă, rezolvarea integralei nu se mai poate efectua pe cale analitică.

Linia de operare și linia de echilibru pentru sisteme G – L care respectă legea lui Henry



# Calculul analitic al potențialului global de transfer de masă

- o Se poate efectua atunci când este valabilă situația din fig. anterioara.
- o Potențialul global variază de la  $\Delta Y_{IN}$  la  $\Delta Y_{FIN}$ .
- o Panta dreptei este:

$$\frac{\Delta Y_{IN} - \Delta Y_{FIN}}{Y_{IN} - Y_{FIN}} = \Gamma \quad (249)$$

o Constanta  $\Gamma$  din ec. (196) este egală și cu raportul diferențialelor:

$$\frac{d\Delta Y_A}{dY_A} = \Gamma \Leftrightarrow \frac{d\Delta Y_A}{dY_A} = \frac{\Delta Y_{IN} - \Delta Y_{FIN}}{Y_{IN} - Y_{FIN}} \quad (250)$$

o de unde rezultă:

$$dY_A = \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{\Delta Y_{IN} - \Delta Y_{FIN}} \cdot d\Delta Y_A \quad (251)$$

o Înlocuind expresia lui  $dY_A$  în expresia potențialului global mediu, se obține:

$$\Delta Y_{med} = \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{\int_{Y_{FIN}}^{Y_{IN}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*}} = \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{\ln \frac{\Delta Y_{IN}}{\Delta Y_{FIN}}} \quad (252)$$

- o  $\Delta Y_{IN}$ ,  $\Delta Y_{FIN}$  reprezintă respectiv potențialele globale la intrarea și la ieșirea din aparatul de transfer de masă.
- o Semnificația acestor mărimi este evidențiată în fig. 5.17.



o În mod similar se obțin și expresiile potențialelor medii

-  $\Delta X_{med}$

-  $\Delta p_{med}$

-  $\Delta x_{med}$

-  $\Delta y_{med}$

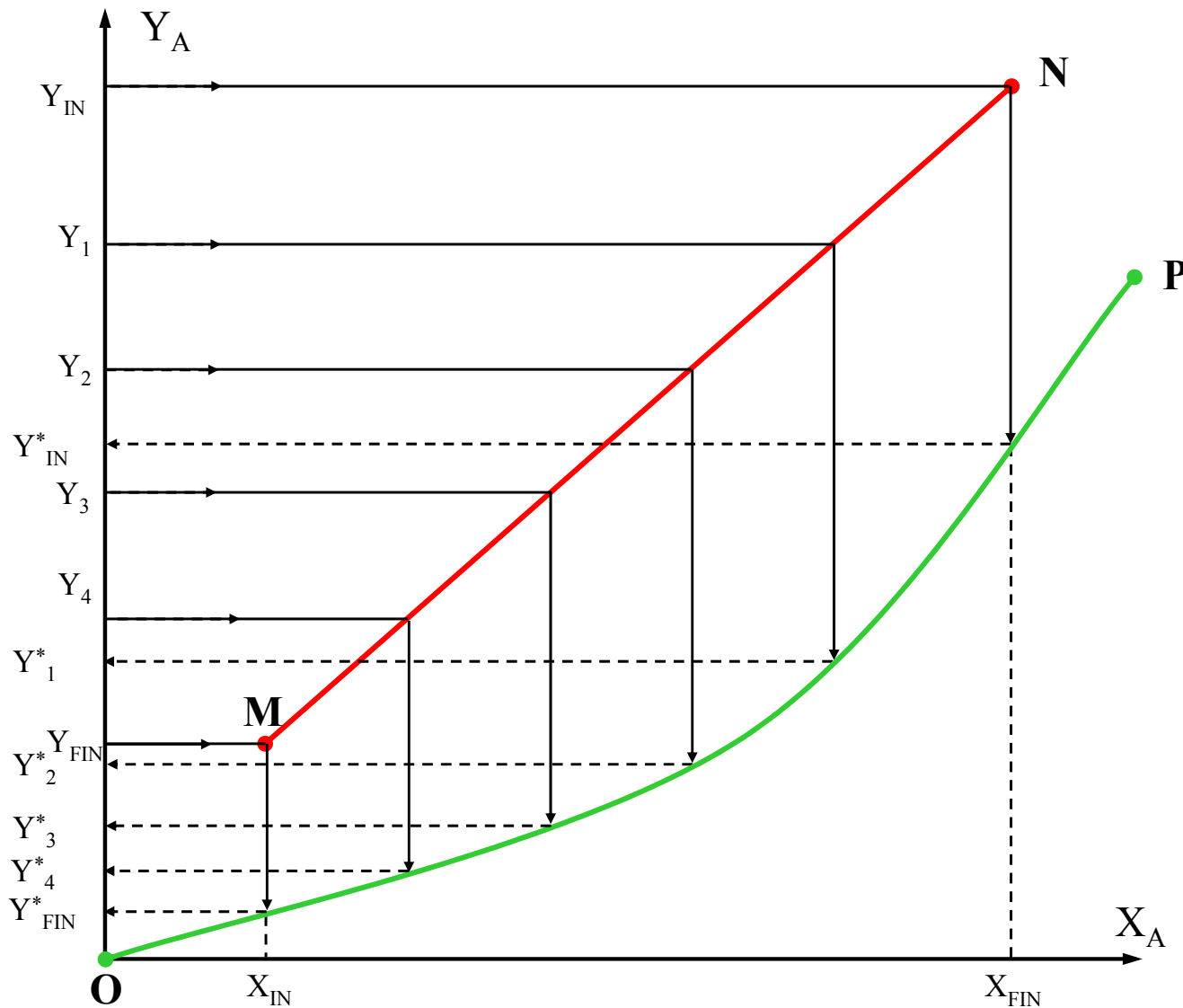
-  $\Delta C_{med}$

o În toate aceste expresii, potențialul global mediu al transferului de masă este dat de media logaritmică a potențialelor de transfer la extremitățile aparatului.

# Calculul grafic al potențialului global de transfer de masă

- o Sunt extrem de rare cazurile din practica industrială în care **atât linia de echilibru cât și linia de operare sunt drepte**, astfel încât potențialul global mediu să poată fi determinat analitic.
- o Pentru determinarea grafică a potențialului mediu este necesară cunoașterea liniilor **de operare** și **de echilibru** ale sistemului considerat.

- o Linia de operare se obține pe baza bilanțului de materiale al componentului care se transferă.
- o De regulă, se cunosc conc. comp. transferat, în cele 2 faze, la intrarea și la ieșirea din aparat (coordonatele punctelor  $M$  și  $N$  din fig. 5.18).
- o Linia de operare se trasează unind cele două puncte; datorită acestui fapt ea apare întotdeauna ca o dreaptă.
- o Alura exactă a liniei de operare poate fi determinată numai pe baza datelor experimentale.



*Fig. 18. Determinarea concentrațiilor la echilibru prin metoda grafică*

o Linia de echilibru (**curba  $OP$**  din fig. 18) se construiește:

- pe baza datelor de echilibru pentru sistemul considerat ( obținute experimental),
- pe baza unor relații de echilibru de forma:

$$Y_A^* = f(X_A^*) \quad (253)$$

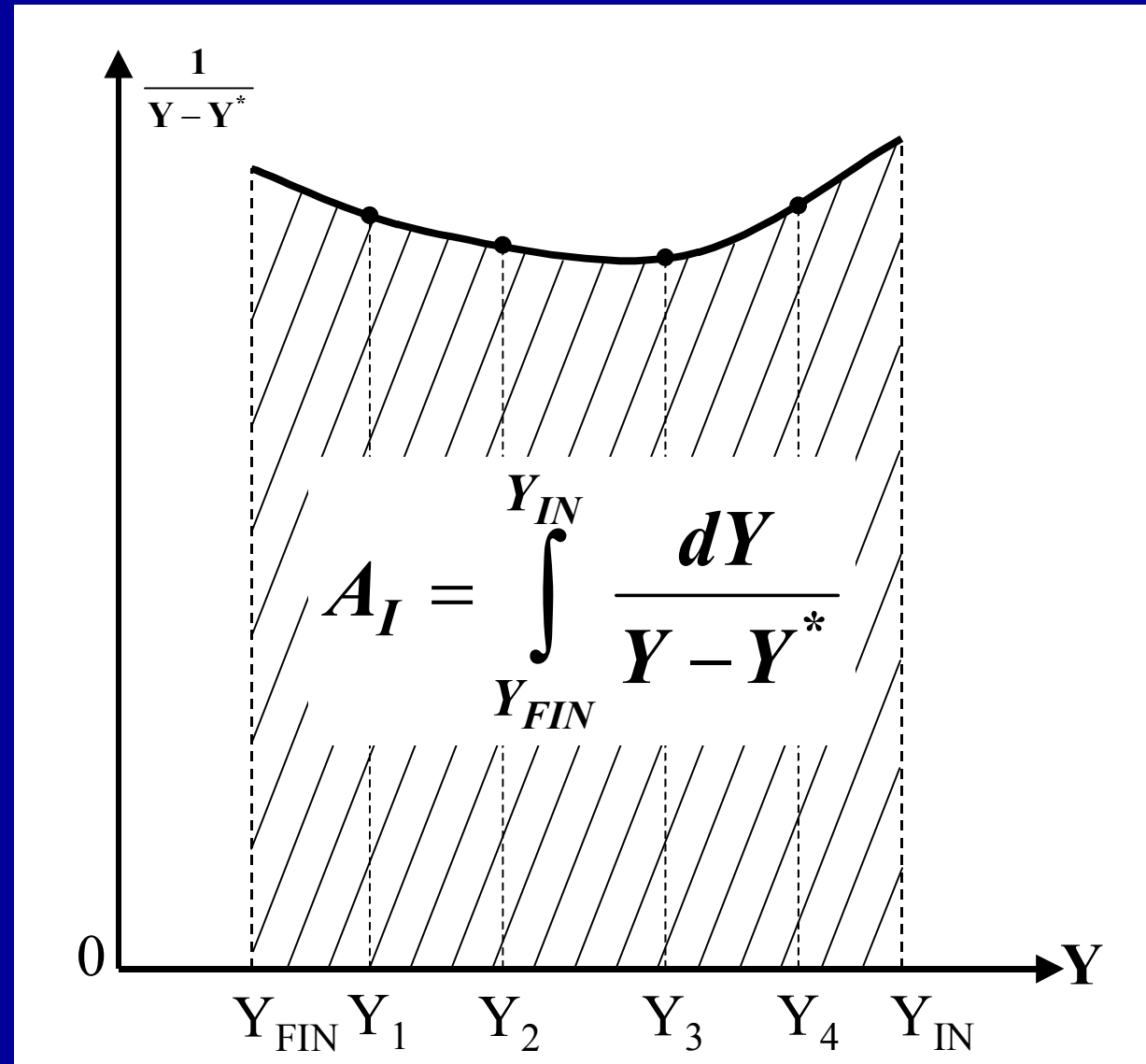
o Între conc. corespunzătoare intrării ( $Y_{IN}$ ) și ieșirii ( $Y_{FIN}$ ) din aparat se aleg câteva valori intermediare,  $y_1, y_2, \dots, y_n$ .

- o Pt. fiecare valoare  $Y_j$  aleasă se citește, de pe linia de echilibru, valoarea concentrației de echilibru,  $Y_j^*$ , corespunzătoare, așa cum se indică în fig. 18.
- o Cu perechile de valori  $Y_j - Y_j^*$  se construiește funcția:

$$f(Y) = \frac{1}{Y - Y^*}$$

(254)

o Reprezentând grafic funcția  $f(Y)$  între  $Y = Y_{FIN}$  și  $Y = Y_{IN}$  (fig. 19), valoarea integralei din ec. (246 a) este tocmai aria delimitată de curba  $f(Y) = 1/(Y - Y^*)$ ; și de dreptele  $f(Y) = 0$ ;  $Y = Y_{FIN}$ ; și  $Y = Y_{IN}$ .

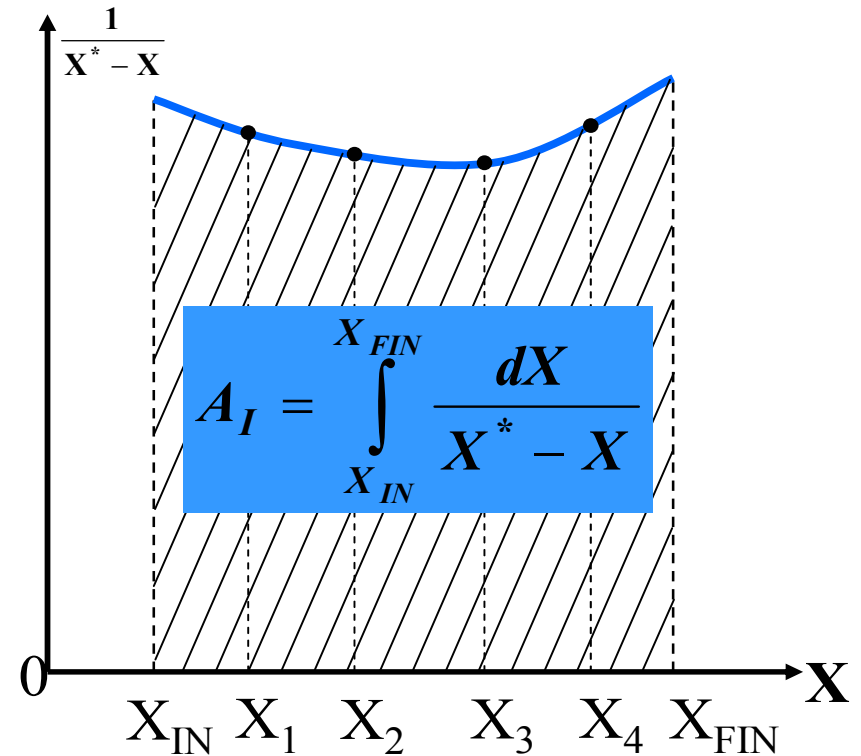
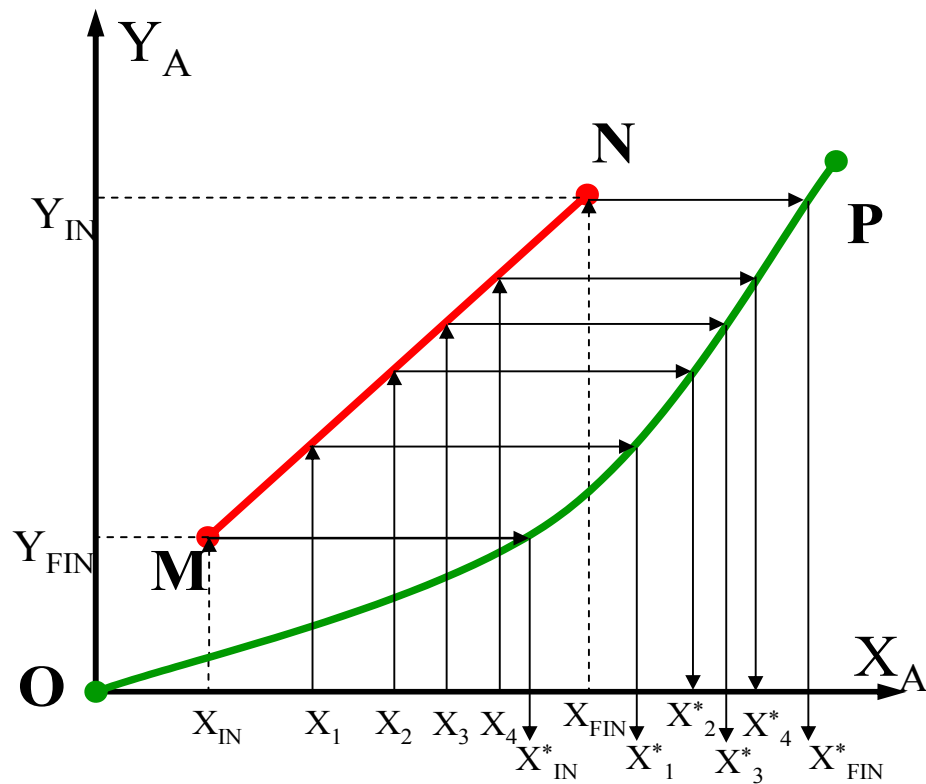


- o Expresia potențialului global mediu de transfer de masă raportat la faza gazoasă devine:

$$\Delta Y_{med} = \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{A_I} \quad (255)$$

- o Pentru calculul potențialului global mediu raportat la faza lichidă se procedează în mod similar, din diagramă citindu-se de pe linia de echilibru valorile  $X_j^*$  corespunzătoare valorilor  $X_j$  de pe linia de operare (fig. 20 a).





**Fig. 20. Calculul grafic al potențialului raportat la faza lichidă  
 a - determinarea concentrațiilor la echilibru; b - rezolvarea grafică a  
 integralei**

- o Valoarea integralei din ec. (246 b) este tocmai aria delimitată de:
  - curba  $f(X) = 1/(X^* - X)$
  - dreptele:  $f(X) = 0$ ;  $X = X_{IN}$ ;  $X = X_{FIN}$  (fig. 20 b)
- o potențialul global raportat la faza lichidă devine:

$$\Delta X_{med} = \frac{X_{FIN} - X_{IN}}{A_I} \quad (256)$$

# DIMENSIONAREA TEHNOLOGICĂ A UTILAJELOR DE TRANSFER DE MASĂ

- o Operațiile unitare bazate pe transferul de masă interfazic (**absorbția, distilarea, rectificarea, extracția, etc**) necesită punerea în contact a celor două faze între care are loc transferul de substanță.
- o Majoritatea instalațiilor industriale folosesc pentru contactarea fazelor **aparate de tip coloană**, cu funcționare:
  - continuă
  - discontinuă.

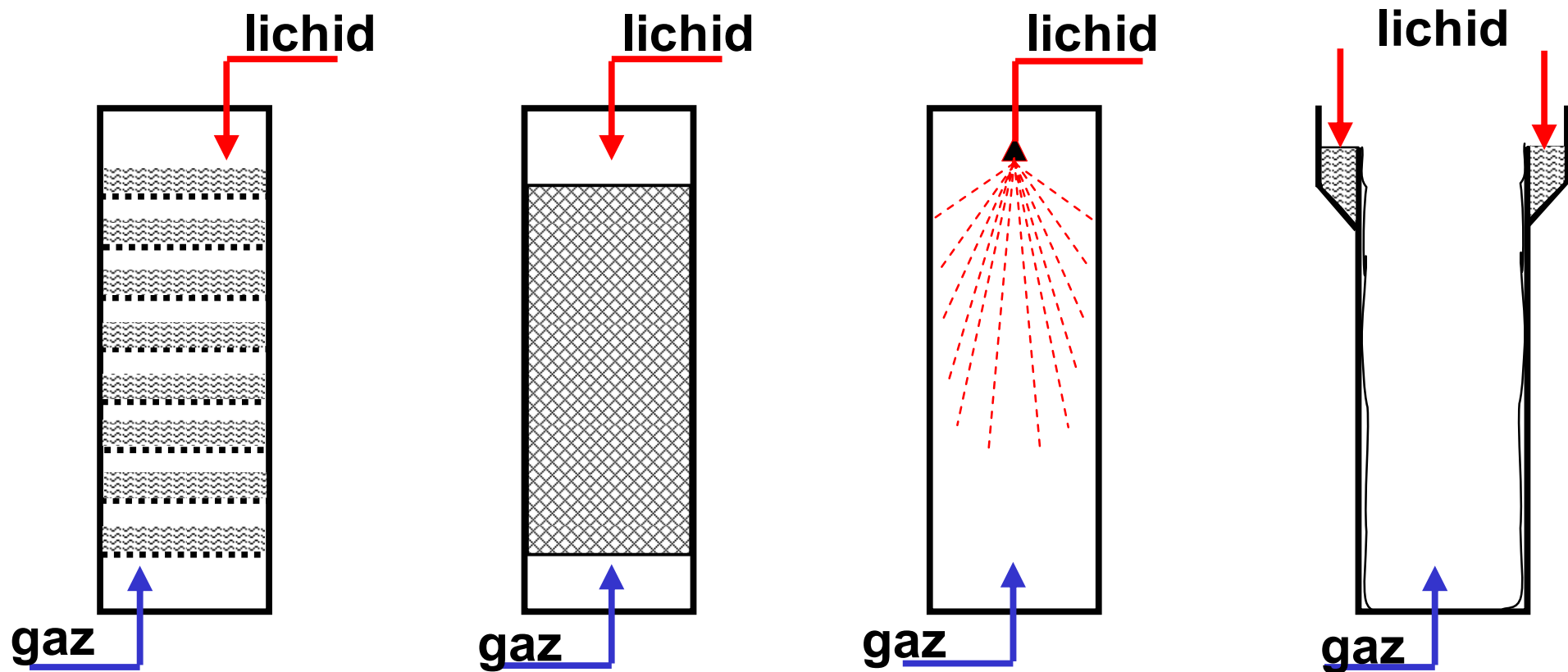
o Un aparat de tip coloană este un recipient tubular având  $H \gg D$  prevăzut sau nu cu amenajări interioare:

- talere,
- grătare,
- umpluturi,
- distribuitoare, etc.

o prin care fazele implicate în proces curg în:

- echicurent,
- contracurent,
- curent încrucișat.

- o Punerea în contact a fazelor în aparatele tip coloană se poate realiza:
  - în trepte: conc. fazelor variază în salturi,
  - diferențial: conc. fazelor variază continuu.
- o Coloanele prevăzute cu talere, indiferent de construcția talerului, sunt considerate aparate cu contact în trepte,
- o Coloanele cu umplutură, cu pulverizare, cu pereți udați sunt considerate aparate cu contact diferențial.



a.

b1.

b2.

b3.

Fig. 21. Tipuri de coloane pentru operații bazate pe transferul de masă

a - Coloană cu contact în trepte (cu talere);

b - Coloane cu contact diferențial:

1 - cu umplutură; 2 - cu pulverizare; 3 - cu pereți udați.

- o Coloanele destinate realizării proceselor de transfer de masă trebuie să asigure fazelor puse în contact:
  - o secțiune de curgere care să asigure o hidrodinamică optimă pentru realizarea procesului,
  - o suprafață de transfer de masă corespunzătoare.
- o Secțiunea de curgere: dată de diametrul coloanei, (măsură a capacității coloanei).
- o Suprafața de transfer de masă: dată de înălțimea coloanei, (măsură a eficacității separării).



# Calculul diametrului coloanelor de transfer de masă

- o În coloanele de transfer de masă (de absorbție, desorbție, distilare, rectificare, extracție) există întotdeauna minimum **două faze** care circulă în echicurent, contracurent sau în curent încrucișat.
- o Faza care ocupă o fracție mai mare din aparat = faza continuă,
- o Faza care ocupă o fracție mai mică din aparat = faza dispersă (discontinuu).

- o O relație simplă care permite estimarea diametrului coloanei este derivată din ecuația debitului mediu de fază continuă:

$$d = \sqrt{\frac{4m_v}{\pi \cdot v}} \quad (257)$$

- o  $m_v$  = debitul volumic al fazei continue  $[m^3/s]$ ,
- o  $v$  = viteza fictivă a fazei continue  $[m/s]$ .

- o Viteza fictivă a fazei continue depinde de mai mulți factori:
  - tipul procesului (absorbție, distilare, extracție, etc.)
  - modul de contactare al fazelor (în trepte sau diferențial).
- o Coloane cu talere: viteza admisibilă a fazelor depinde de:
  - tipul talerului (cu clopoței, taler sită, etc.)
  - caracteristicile geometrice ale talerului.
- o Coloane cu umplutură: viteza fictivă a fazei continue este funcție de viteza de inversie a fazelor (FDT vol. I).

# Calculul înălțimii coloanelor de transfer de masă

o Înălțimea coloanelor depinde de:

- gradul de separare impus,
- forța motoare a procesului,
- viteza transferului de masă.

o Determinarea înălțimii se face funcție de modul de contactare a fazelor în coloană:

- în trepte
- diferențial

# Calculul înălțimii coloanelor cu contact în trepte

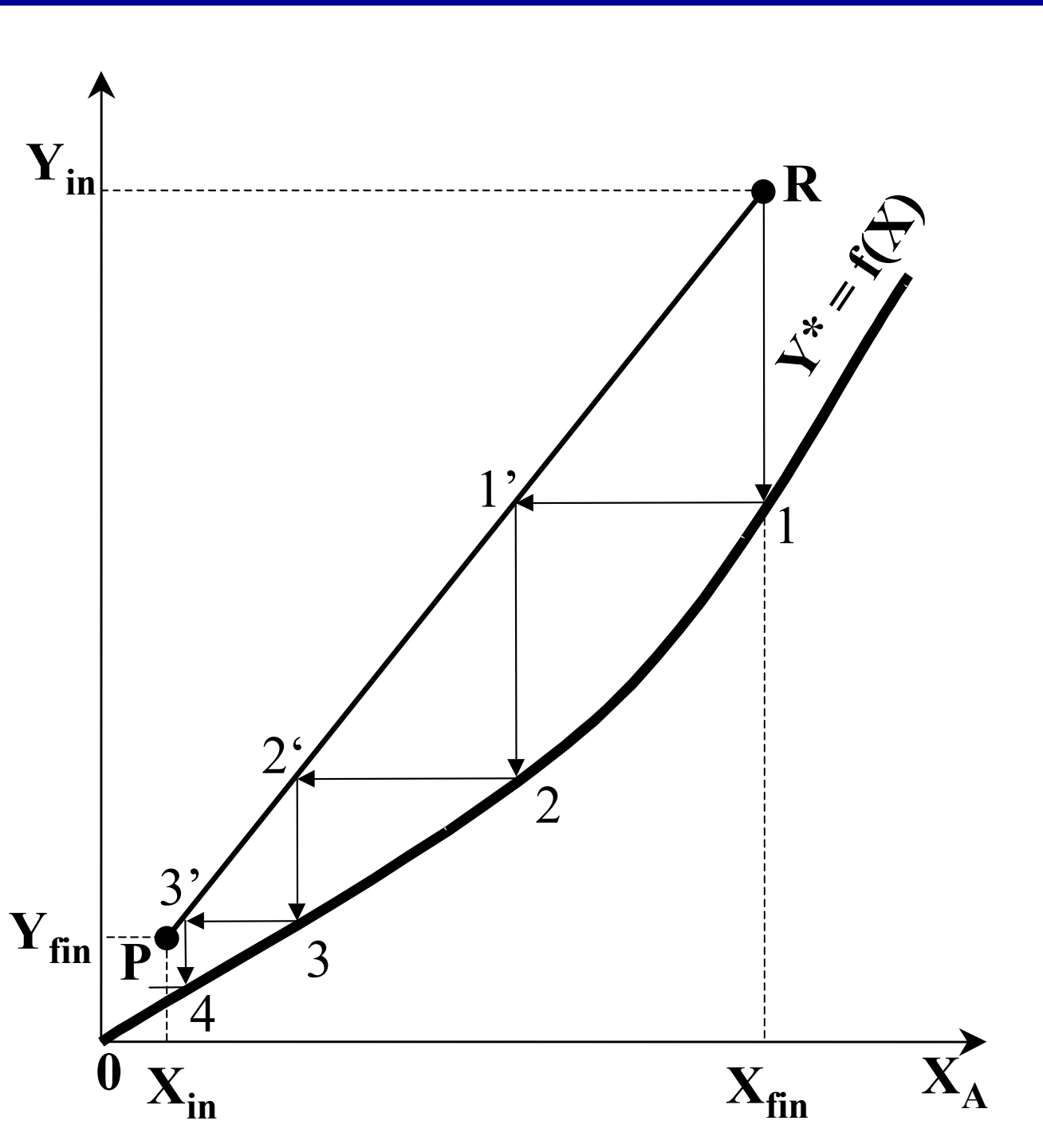
- o Coloanele cu contact în trepte sunt aparate prevăzute cu mai multe trepte (unități) de contact, dispuse astfel încât fazele contactate în aparat să le parcurgă în contracurent sau în curent încrucișat.
- o **Treapta de contact** = o porțiune a unui utilaj, un utilaj, sau o combinație de utilaje în care fazele sunt contactate în scopul realizării transferului de masă, după care acestea se separă.

- o Când concentrațiile fazelor sunt în echilibru, treapta respectivă poartă denumirea de **treaptă teoretică de contact**.
- o Întrucât majoritatea aparatelor cu contact în trepte sunt coloane cu talere, treapta teoretică de contact este denumită uneori **taler teoretic**.
- o Practic, în utilajele industriale nu se atinge echilibrul termodinamic în treptele de contact, întrucât acest lucru ar necesita un timp de contact foarte îndelungat.
- o Ca urmare, **treapta teoretică de contact este un concept idealizat**.

- o Determinarea numărului treptelor teoretice de contact ( $N_T$ ) se poate efectua prin metode:
  - analitice,
  - grafice,
  - grafo-analitice,
- o specifice fiecărui proces în parte.
- o O metodă rapidă și care oferă rezultate satisfăcătoare este metoda grafică prezentată în continuare.

- o Se trasează la scară, ca în fig. 22, linia de echilibru,  $Y^* = f(X)$  și linia de operare, **PR**.
- o Fie în punctul R conc. inițială (la intrarea în aparat) a comp. de separat în faza I (gaz, vapori, lichid ușor - după cum este vorba respectiv de absorbție, rectificare, extracție lichid - lichid),
- o Fie în punctul P conc. finală (la ieșirea din aparat) a comp. de separat în aceeași fază I.





- o Din punctul R se duce o construcție în trepte astfel: se coboară din R o dreaptă paralelă cu  $O_y$  până la intersecția cu curba de echilibru în punctul 1.
- o Din 1 se duce o dreaptă paralelă cu  $O_x$  până la intersecția cu linia de operare PR, în punctul 1'.
- o Din 1' se duce o dreaptă paralelă cu  $O_y$  până la intersecția cu curba de echilibru în punctul 2.
- o Din 2 se duce o dreaptă paralelă cu  $O_x$  până la intersecția cu linia de operare PR, în punctul 2', și așa mai departe, până când ultima dreaptă orizontală se trasează sub punctul P.

- o **Segmentele verticale** = variația conc. fazei I,
- o **Segmentele orizontale** = variația conc. fazei II.
- o Când concentrația fazei I scade de la R la 1, concentrația fazei II crește de la 1' la 1.
- o Aceste variații au loc în treaptă și punctul de intersecție al dreptei R1 cu dreapta 1'1 marchează treapta teoretică de contact.
- o Numărul treptelor teoretice de contact este dat de numărul punctelor de intersecție ale construcției în trepte cu curba de echilibru.
- o În cazul prezentat în fig. 22, numărul treptelor teoretice de contact este  $N_T = 4$ .

- o Întrucât în aparatul real nu se atinge echilibrul între faze, numărul real al treptelor de contact necesare este **mai mare** decât numărul treptelor teoretice de contact rezultat din determinarea grafică.
- o Abaterea de la atingerea echilibrului se exprimă prin **eficiența unei trepte**:

$$E_Y = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - Y_2^*} \quad \text{sau} \quad E_X = \frac{X_2 - X_1}{X_2^* - X_1} \quad (258)$$

- o sau prin **eficiența globală** a ansamblului de trepte (eficiența globală a aparatului):

$$E_G = \frac{N_T}{N_R} \quad (259)$$

o eficiența unei trepte de contact este dată de raportul dintre variația concentrației într-o fază, ca urmare a contactării cu cealaltă fază, și variația maximă a concentrației la atingerea echilibrului.

- o Eficiența globală a aparatului reprezintă raportul dintre numărul treptelor teoretice de contact ( $N_T$ ) și numărul real al treptelor de contact ( $N_R$ ) necesare unei separări impuse.
- o Eficiența globală a aparatelor este funcție de **natura și hidrodinamica fazelor**, fiind o mărime care se determină pe cale experimentală.

- o Înălțimea aparatelor cu contact în trepte ( $H$ ) se determină înmulțind numărul real al treptelor de contact cu distanța dintre două trepte consecutive ( $h$ ):

$$H = N_R \cdot h \quad (260)$$

- o Nr. real de trepte de contact se determină din ec. (259), pe baza nr. treptelor teoretice de contact determinat grafic și a eficienței globale a aparatului apreciată din date experimentale.
- o Distanța dintre trepte ( $h$ ) se alege pe bază de încercări experimentale efectuate în instalații similare celor care sunt dimensionate.

# Calculul înălțimii coloanelor cu contact diferențial

o Calculul se poate efectua:

- pornind de la suprafața de transfer de masă,
- pornind de la numărul treptelor de contact.



# Calculul înălțimii din suprafața de transfer de masă

- o Se utilizează ec. transferului global de masă (246) din care se calculează suprafața de transfer de masă,  $A$ :

$$N_A = K_Y \cdot A \cdot \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{\int_{Y_{FIN}}^{Y_{IN}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*}} = K_Y \cdot A \cdot \Delta Y_{med} \quad (246)$$
$$N_A = K_X \cdot A \cdot \frac{X_{FIN} - X_{IN}}{\int_{X_{IN}}^{X_{FIN}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A}} = K_X \cdot A \cdot \Delta X_{med}$$

$$A = \frac{N_A}{K_Y \cdot \Delta Y_{med}} = \frac{N_A}{K_X \cdot \Delta X_{med}} \quad (261)$$

- o Fluxul de masă  $N_A$  se calculează din bilanțul de masă al solutului, coeficienții globali de transfer de masă  $K_y$  și  $K_x$  se determină din ecuațiile prezentate anterior;
- o Potențialul mediu al transferului de masă se determină cu relații de forma (252) sau (255), (256);
- o Suprafața de transfer de masă,  $A$ , se explicitază funcție de tipul constructiv al coloanei:

- o pentru coloanele cu pulverizare, suprafața de transfer este dată de suprafața exterioară a picăturilor fazei disperse.
- o Considerând picăturile de formă sferică, suprafața de transfer se poate calcula cu relația (270)

o pentru coloanele cu pereți udați, suprafața de transfer este dată de suprafața peliculei de fază lichidă:

$$A = \pi(D - 2\delta) \cdot H \quad (262)$$

unde:

- $D$  = diametrul interior al coloanei,
- $H$  = înălțimea peretelui udat al coloanei,
- $\delta$  = grosimea filmului de lichid.

- o pentru coloanele cu umplură, suprafața de transfer de masă este dată de suprafața umpluturii:

$$A = V_u \cdot \sigma_u \cdot f = H_u \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot \sigma_u \cdot f \quad (263)$$

- o  $V_u$  = volumul umpluturii [ $m^3$ ];
- o  $\sigma_u$  = suprafața specifică a umpluturii [ $m^2/m^3$  strat];
- o  $f$  ( $< 1$ ) = factorul adimensional de udare al umpluturii;
- o  $D$  = diametrul coloanei [ $m$ ];
- o  $H_u$  = înălțimea stratului de umplură [ $m$ ].

o Explicitând  $H_u$  din (263) și înlocuind suprafața de transfer din (261), se obține:

$$\begin{aligned}
 H_u &= \frac{4A}{\pi D^2 \cdot \sigma_u \cdot f} = \\
 &= \frac{4N_A}{\pi D^2 \cdot K_Y \cdot \Delta Y_{med} \cdot \sigma_u \cdot f} = \\
 &= \frac{4N_A}{\pi D^2 \cdot K_X \cdot \Delta X_{med} \cdot \sigma_u \cdot f}
 \end{aligned}
 \tag{264}$$

# Calculul înălțimii ca produs între înălțimea unității de transfer (IUT) și numărul unităților de transfer (NUT)

- o Metoda, utilizată în special pentru calculul înălțimii coloanelor cu umplură, se bazează pe conceptul de **înălțime a unității de transfer**, concept introdus de către Chilton și Colburn în 1935.

o înălțimea  $H_u$  a stratului de umplură este dată de relația:

$$H_u = (IUT) \times (NUT) \quad (265)$$

o în care:

- (IUT) = înălțimea unității de transfer,
- (NUT) = numărul unităților de transfer.



o Pentru calculul înălțimii umpluturii conform acestei metode se pornește de la ecuația transferului global de masă la potențial variabil (246):

$$N_A = K_Y \cdot A \cdot \frac{Y_{IN} - Y_{FIN}}{\int_{Y_{FIN}}^{Y_{IN}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*}} = K_Y \cdot A \cdot \Delta Y_{med}$$

$$N_A = K_X \cdot A \cdot \frac{X_{FIN} - X_{IN}}{\int_{X_{IN}}^{X_{FIN}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A}} = K_X \cdot A \cdot \Delta X_{med}$$

o în care suprafața de transfer de masă  $A$  se înlocuiește cu expresia (263):

$$A = V_u \cdot \sigma_u \cdot f = H_u \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot \sigma_u \cdot f$$

o iar fluxul molar  $N_A$  se explicitează din bilanțul solutului.

o În cazul unui proces G - L (absorbție, de ex.), se poate scrie, pe baza ecuațiilor (245):

$$N_A = G \cdot (Y_{IN} - Y_{FIN}) = L \cdot (X_{FIN} - X_{IN}) \quad (266)$$

o Înlocuind (263) și (266) în ecuațiile (246), și explicitând în funcție de  $H_u$ , rezultă:

$$H_u = \frac{4G}{K_Y \cdot \pi D^2 \cdot \sigma_u \cdot f} \cdot \int_{Y_{FIN}}^{Y_{IN}} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

(267)

$$H_u = \frac{4L}{K_X \cdot \pi D^2 \cdot \sigma_u \cdot f} \cdot \int_{X_{IN}}^{X_{FIN}} \frac{dX}{X^* - X}$$

- o Valorile integralelor din relațiile (267) sunt numere adimensionale reprezentând *numărul unităților de transfer* (NUT),
- o Rapoartele din fața integralelor au dimensiunile unor înălțimi, reprezentând *înălțimea unității de transfer* (IUT).
- o Ecuațiile (267) se pot scrie sub forma:

$$H_u = (IUT)_g \times (NUT)_g \quad (268)$$

$$H_u = (IUT)_l \times (NUT)_l$$

o în care:

$$(IUT)_g = \frac{4G}{K_Y \cdot \pi D^2 \cdot \sigma_u \cdot f} \quad (269)$$

$$(IUT)_l = \frac{4L}{K_X \cdot \pi D^2 \cdot \sigma_u \cdot f}$$

o sunt înălțimile unităților de transfer raportate la faza gazoasă, respectiv la faza lichidă, iar:

$$\begin{aligned} (\text{NUT})_{\text{g}} &= \int_{Y_{\text{FIN}}}^{Y_{\text{IN}}} \frac{dY}{Y - Y^*} \\ (\text{NUT})_{\text{l}} &= \int_{X_{\text{IN}}}^{X_{\text{FIN}}} \frac{dX}{X^* - X} \end{aligned} \quad (270)$$

reprezintă numărul unităților de transfer raportat la faza gazoasă, respectiv la faza lichidă.

**Calculul înălțimii ca produs  
între numărul de trepte  
teoretice de contact (NT) și  
înălțimea echivalentă a unei  
trepte teoretice de transfer  
(IETT)**

- o Metoda permite determinarea înălțimii umpluturii din coloanele cu contact diferențial înmulțind numărul de trepte teoretice cu înălțimea echivalentă a unei trepte teoretice:

$$H_u = N_T \cdot IETT \quad (271)$$

- o **Numărul treptelor teoretice,  $N_T$** , se determină folosind aceleași metode care se utilizează în cazul coloanelor cu contact în trepte.



- o **Înălțimea echivalentă a unei trepte teoretice,  $IETT$** , este înălțimea porțiunii din aparat în care se obține, la o fază, o variație a concentrației egală cu aceea dintr-o treaptă teoretică.
- o Valoarea numerică a  $IETT$  se ia aceeași pentru toate treptele teoretice, deși gradul de separare este diferit pe fiecare treaptă.
- o Determinarea  $IETT$  se face pe cale experimentală.

- o În literatură există și o serie de relații de calcul a  $IETT$ , acestea având însă valabilitate restrânsă.
- o În cazul coloanelor cu umplură,  $IETT$  este funcție de forma și mărimea umplurii, de sistemul care se separă, de geometria aparatului, de modul de contactare și hidrodinamica fazelor.
- o Câteva valori experimentale ale  $IETT$  pentru coloane cu umplură sunt redată în tab. 20.

Tab. 5.20. Valori experimentale ale înălțimii echivalente unei trepte teoretice de contact (IETT) în coloane cu umplutură

Tipul umplurii	d [mm]	H <sub>u</sub> [m]	D [m]	Amestecul de separat	$m_v$ [ $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$ ]	IETT [m]
inele Raschig ceramice	50	3,05	0,300	etanol - apă	1,111	0,670
	25	3,05	0,300		1,067	0,365
	12,5	2,70	0,125		0,744	0,300
inele Raschig de sticlă	10,2	1,00	0,035		0,068	0,090
	10,2	1,00	0,035		0,950	0,150
șei Berl ceramice	25	2,74	0,300		0,203	0,425
	25	2,74	0,300		1,305	0,335
	12,5	3,00	0,300		0,257	0,455
	12,5	3,00	0,300		1,250	0,273
	12,5	2,58	0,050		n-Heptan – metil-ciclohexan	0,271
	12,5	2,58	0,050	0,950		0,170
	12,5	2,58	0,050	1,355		0,158
șei Berl de aluminiu	12,5	2,58	0,050	0,404		0,150
	12,5	2,58	0,050	0,950		1,137
	12,5	2,58	0,050	1,628	0,103	

d – diametrul corpurilor de umplere;

H<sub>u</sub> – înălțimea stratului de umplutură;

D – diametrul coloanei;

M<sub>v</sub> – debitul specific de vapori;

IETT – înălțimea echivalentă a unei trepte teoretice.