

## ***IV.4.2. Transferul de masa interfazic***

Operatiile de separare a amestecurilor omogene se bazeaza pe transferul unui component sau a unui grup de componentii dintr-o faza in alta faza, proces cunoscut sub numele de *transfer de masa interfazic*.

Suprafata ce separa fazele care vin in contact se numeste *interfata*.

Transferul de masa interfazic presupune, in cazul general, trei etape elementare: *difuzia componentului (solutului) din interiorul fazei initiale spre interfata; traversarea interfetei si difuzia de la interfata catre masa curentului principal al fazei adiacente*.

Transportul de substanta in interiorul fiecărei faze este asigurat de un *gradient de concentratie* fata de interfata, determinat de absenta echilibrului intre fazele contactate.

Problema de baza a teoriei transferului de masa interfazic consta in elucidarea fenomenelor ce au loc la interfata ce separa fazele, pe baza carora se stabileste mecanismul transferului de masa prin interfata.

## ***IV.4.2.1. Mecanismul transferului de masa interfazic***

Pentru stabilirea unor relatii care sa exprime fluxul de solut transferat dintr-o faza in alta faza s-au propus mai multe modele fizice ale mecanismului de transport in imediata vecinatate a interfetei, dintre care cele mai importante sunt: *teoria celor doua filme* (propusa de Withman in anul 1923), *teoria penetratiei* (Higbie, 1935), *teoria reinoirii interfetei* (Danckwerts, 1951), *teoria film-penetratie* (Toor si Marchello, 1958).

Dintre acestea cel mai intuitiv si cel mai folosit si in prezent este *modelul celor doua filme* (sau *modelul stratului dublu*) care va servi la stabilirea ecuatiilor cinetice ale transferului de masa – denumite *ecuatiile transferului de masa*.

Teoria celor doua filme considera ca de o parte si de alta a interfetei se formeaza cate un *strat limita* in fiecare faza, in care se concentreaza intreaga rezistenta la transferul de masa intre fazele adiacente. Datorita interactiunii dintre faze viteza in cele doua straturi este foarte mica, astfel incat aici difuzia se realizeaza prin mecanism preponderent molecular (difuzie Fick). In afara celor doua straturi limita curgerea este turbulenta, ceea ce asigura un mecanism de difuzie turbulenta, care realizeaza transferul cu viteze mult mai mari decat difuzia moleculara, astfel incat concentratia solutului este practic uniforma in masa celor doua faze.

Rezulta ca in interiorul uneia dintre faze concentratia componentului care se transfera variaza numai in stratul limita.

Prin urmare *stratul limita intr-o faza este o zona adiacenta interfetei in care concentratia solutului variaza de la o valoare pe care o are in masa fluidului la valoarea pe care o are la interfata.*

O alta ipoteza a teoriei celor doua filme *admite ca interfata nu opune rezistenta la transferul de masa, si ca la interfata se stabileste echilibrul termodinamic intre faze.*

In regim *stationar la interfata nu exista acumulare de substanta.*

Rezistentele la transferul de masa (localizate in cele doua filme) *sunt inseriate ceea ce inseamna ca rezistenta globala este data de suma rezistentelor individuale.*

Modelul fizic al celor doua filme, pentru un sistem gaz-lichid este prezentat in figura urmatoare:

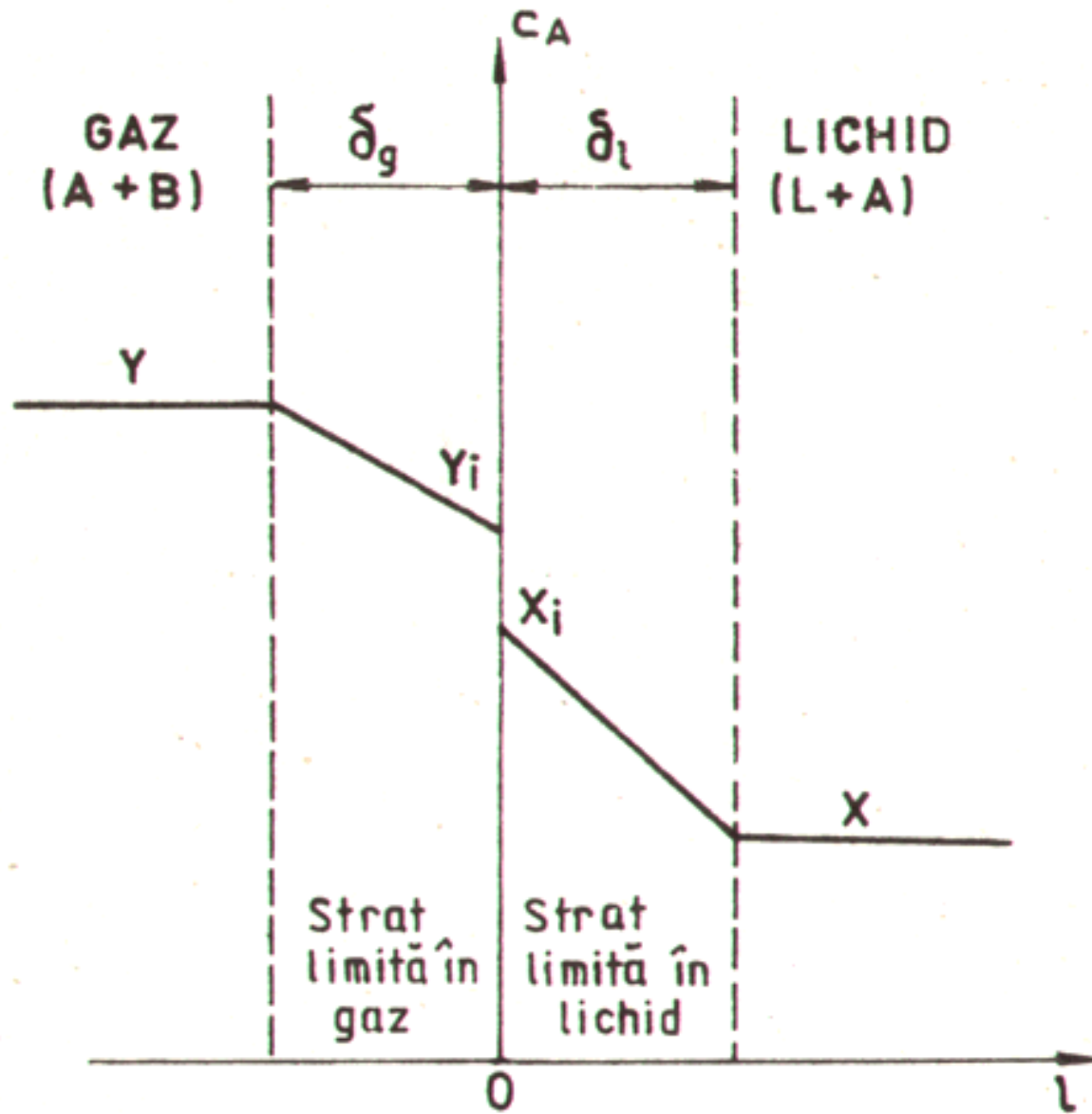


Fig. IV.9  
Modelul fizic al celor două filme pentru un sistem gaz-lichid.

## ***IV.4.2.2. Coeficienti individuali de transfer de masa***

Pentru a ilustra utilizarea acestui model la stabilirea ecuatiilor transferului de masa interfazic se considera cazul absorbtiei solutului **A** intr-un lichid absorbant **L**. Deoarece una dintre ipotezele acestui model considera ca in *stratul limita difuzia este moleculara*, fluxul unitar de difuzie al componentului **A**, din masa fluidului spre interfata (in gaz) sau in sens invers (in lichid), poate fi exprimat prin ecuatia lui Fick:

$$n_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dl} \quad (\text{IV.46})$$

Ecuatia Fick se poate integra separat pentru fiecare faza a sistemului, tinand cont de parametrii modelului fizic, obtinandu-se:

a) *pentru faza gaz:*

$$n_A \int_0^{-\delta_g} dl = -D_{AB} \int_{Y_i}^Y dc_A \quad (\text{IV.47})$$

de unde:

$$n_A = \frac{D_{AB}}{\delta_g} (Y - Y_i) \quad (\text{IV.48})$$

in care:  $\delta_g$  este grosimea stratului limita din faza gaz. Deoarece in majoritatea cazurilor grosimea stratului limita este necunoscuta, se noteaza raportul:

$$k_g = \frac{D_{AB}}{\delta_g} \quad (\text{IV.49})$$



unde:  $k_g$  este *coeficientul individual (partial) de transfer de masa raportat la faza gaz.*

Deci ecuatia transferului de masa pentru faza gaz devine:

$$n_A = k_g (Y - Y_i) \quad (\text{IV.50})$$

Tinand cont de relatia dintre fluxul unitar si flux ( $n_A = N_A/A$ ):

$$N_A = k_g \cdot A (Y - Y_i) \quad (\text{IV.51})$$

Oricare din relatiile de mai sus reprezinta ecuatia *transferului de masa raportata la faza gaz.* Diferenta concentratiilor ( $Y - Y_i$ ) reprezinta *forta motoare individuala locala a transferului de masa raportata la faza gaz.*

b) *pentru faza lichid*, se procedeaza la fel ca si pentru faza gaz:

$$n_A \int_0^{\delta_l} dl = -D_{AL} \int_{X_i}^X dc_A \quad (\text{IV.53})$$

de unde:

$$n_A = \frac{D_{AL}}{\delta_l} (X_i - X) \quad (\text{IV.54})$$

Se noteaza raportul:

$$k_l = \frac{D_{AL}}{\delta_l} \quad (\text{IV.55})$$

$k_l$  fiind *coeficientul individual (partial) de transfer de masa raportat la faza lichid*.

Prin urmare:

$$n_A = k_l (X_i - X) \quad (\text{IV.56})$$

sau:

$$N_A = k_l \cdot A (X_i - X) \quad (\text{IV.57})$$

in care  $(X_i - X)$  reprezinta *forta motoare individuala locala a transferului de masa raportata la faza lichid.*

Ecuatiile transferului de masa se folosesc la calculul suprafetei de transfer de masa,  $A$ , marime de baza pentru dimensionarea utilajelor in care se realizeaza operatii ale transferului de masa. Din ecuatiile transferului de masa rezulta:

$$A = \frac{N_A}{k_g(Y - Y_i)} = \frac{N_A}{k_l(X_i - X)} \quad (\text{IV.58})$$

Fluxul transferat  $N_A$  se calculeaza din bilantul de materiale iar coeficienti individuali de transfer de masa  $k_g$  si  $k_l$  se determina din ecuatiile criteriale adecvate. Pentru calculul fortelor motoare individuale  $(Y - Y_i)$  sau  $(X_i - X)$  trebuie cunoscute concentratiile la interfata.

Pentru determinarea acestora se procedeaza astfel:

- considerand cunoscute datele de echilibru se traseaza la scara, in coordonate  $X$ ,  $Y$ , curba de echilibru si dreapta de operare:

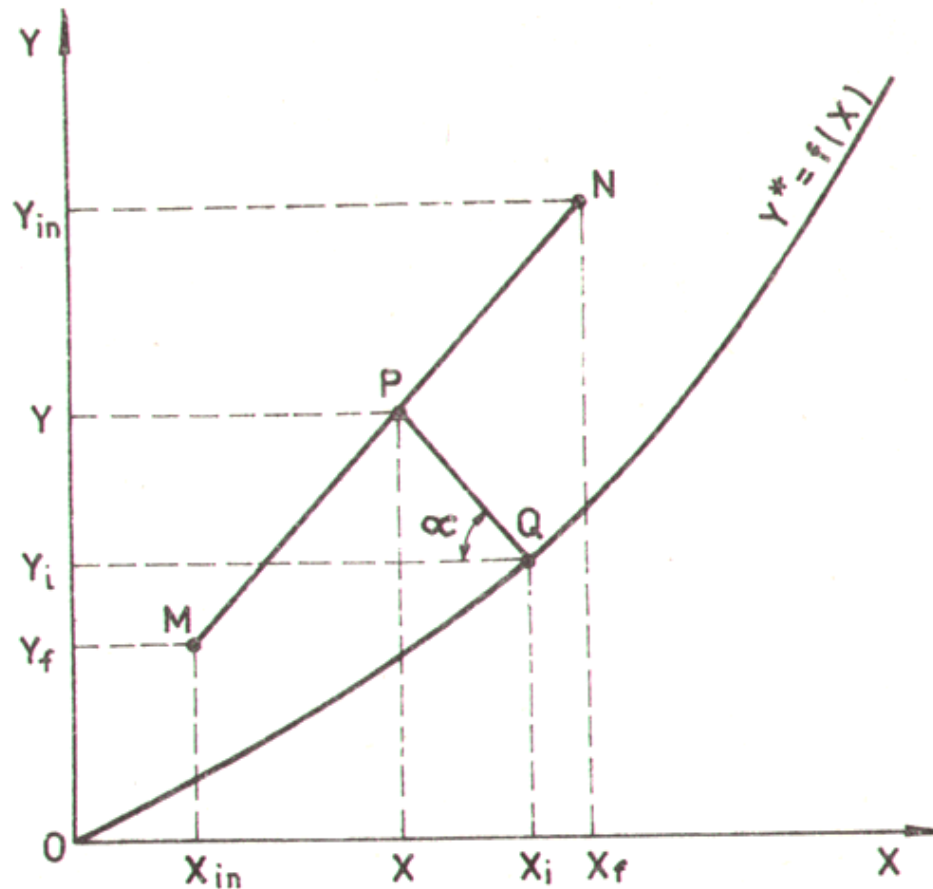


Fig. IV.10  
Determinarea concentrațiilor la interfață.

- din relatia care exprima ecuatiile transferului de masa, rezulta:

$$\frac{Y - Y_i}{X - X_i} = -\frac{k_l}{k_g} = \operatorname{tg}\alpha \quad (\text{IV.59})$$

Pentru determinarea concentratiilor la interfata, pentru o valoare oarecare a concentratiei  $Y$  in faza gaz, se stabileste pozitia punctului  $P$ , pe dreapta de operare. Prin acest punct

se duce o dreapta de panta:  $\operatorname{tg}\alpha = -\frac{k_l}{k_g}$ , pana la intersectia acesteia cu linia de echilibru, unde se gaseste pozitia punctului  $Q$ , ale carui coordonate dau concentratiile la interfata in cele doua faze. Atunci cand linia de echilibru nu este paralela cu linia de operare, fortile motoare sunt variabile pe suprafata si in acest caz in ecuatia transferului de masa trebuie folosita o valoare medie a fortelor motoare individuale, calculata din mai multe valori ale potentialelor locale.

### ***IV.4.2.3. Transferul de masa global***

Eliminarea concentratiilor de la interfata din ecuatiile transferului de masa se face pe baza ipotezei modelului celor doua filme, conform caruia *rezistentele la transferul de masa localizate in cele doua straturi limita sunt in serie, deci rezistenta globala la transfer este data de suma celor doua rezistente individuale.*

Totusi potentialul global nu poate fi obtinut printr-o simpla insumare a fortelor motoare individuale deoarece concentratiile la interfata se exprima in mod diferit in cele doua faze. De aceea se va *exprima forta motoare dintr-o faza intr-o forma echivalenta cu forta motoare din cealalta faza, utilizand legile echilibrului termodinamic.* In acest mod rezulta doi coeficienti globali de transfer, cate unul in raport cu fiecare faza.

## IV.4.2.3.1. Coeficienti globali de transfer de masa

Se considera din nou un sistem gaz-lichid in care se realizeaza absorbtia solutului **A**, in solventul **L**. Transferul de masa se realizeaza printr-un mecanism conform modelului celor doua filme:

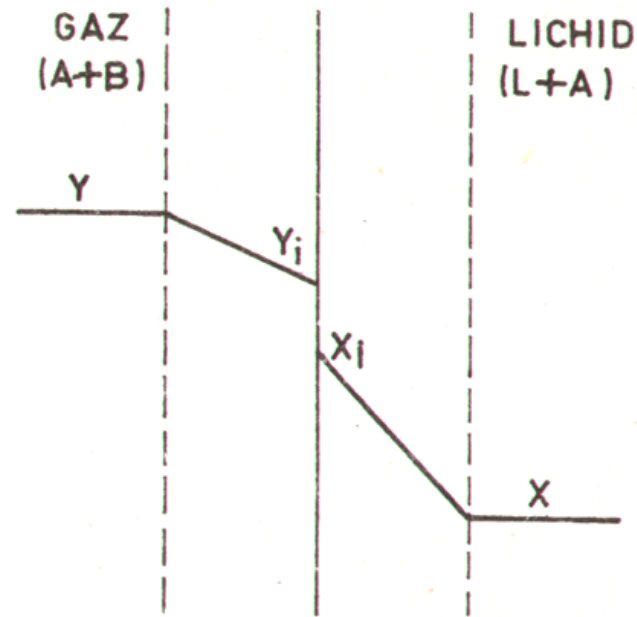


Fig. IV.11

Modelul celor două filme pentru determinarea coeficienților globali de transfer de masă.



In regim stationar acumularea de solut la interfata este nula, si:

$$n_A = k_g(Y - Y_i) = k_l(X_i - X) \quad (\text{IV.60})$$

Conform modelului celor doua filme, la interfata se stabileste echilibrul termodinamic intre faze, deci:

$$Y_i = K_H \cdot X_i \quad (\text{IV.61})$$

in care:  $K_H$  este constanta lui Henry.

Dar legea Henry permite si exprimarea concentratiei solutului intr-o faza, in functie de concentratia din cealalta faza, daca intre faze s-a stabilit echilibrul, adica:

$$Y^* = K_H \cdot X \quad (\text{IV.62})$$

respectiv:

$$X^* = \frac{Y}{K_H} \quad (\text{IV.63})$$

Relatiile de echilibru permit exprimarea celor doua forte motoare individuale astfel:

$$Y - Y_i = K_H \cdot X^* - K_H \cdot X_i = K_H (X^* - X_i) \quad (\text{IV.64})$$

respectiv:

$$X_i - X = \frac{Y_i}{K_H} - \frac{Y^*}{K_H} = \frac{1}{K_H} (Y_i - Y^*) \quad (\text{IV.65})$$

Pe de alta parte din ecuatia transferului de masa, rezulta:

$$Y - Y_i = \frac{n_A}{k_g} \quad (\text{IV.66})$$

respectiv:

$$X_i - X = \frac{n_A}{k_l} \quad (\text{IV.67})$$

Dar  $(X_i - X)$  se poate exprima prin relatia:

$$X_i - X = \frac{1}{K_H} (Y_i - Y^*) = \frac{n_A}{k_l} \quad (\text{IV.68})$$

de unde:

$$Y_i - Y^* = \frac{K_H}{k_l} \cdot n_A \quad (\text{IV.69})$$

Adunand relatiile (66) si (69) se obtine:

$$Y - Y^* = n_A \left( \frac{1}{k_g} + \frac{K_H}{k_l} \right) \quad (\text{IV.70})$$

de unde:

$$n_A = \frac{Y - Y^*}{\frac{1}{k_g} + \frac{K_H}{k_l}} \quad (\text{IV.71})$$

Raportul:

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{K_H}{k_l}} \quad (\text{IV.72})$$

se numeste *coeficient global de transfer de masa raportat la faza gaz.*

iar:

$$\Delta Y = Y - Y^* \quad (\text{IV.73})$$

reprezinta *forta motoare globala a transferului de masa, raportata la faza gaz.*

Cu aceste notatii relatia (IV.71) devine:

$$n_A = K_g \cdot \Delta Y \quad (\text{IV.74})$$

sau daca se tine cont de relatia dintre fluxul unitar si flux:

$$N_A = K_g \cdot A \cdot \Delta Y \quad (\text{IV.75})$$

Relatia (IV.74) sau (IV.75) reprezinta *ecuatia transferului de masa global, raportata la faza gaz, la forta motoare globala constanta.*

Printr-un rationament similar se deduce si *ecuatia transferului de masa global, raportata la faza lichid.* Astfel din relatiile (IV.66) si (IV.68) rezulta:

$$Y - Y_i = K_H (X^* - X_i) = \frac{n_A}{k_g} \quad (\text{IV.76})$$

de unde:

$$X^* - X_i = \frac{n_A}{K_H \cdot k_g} \quad (\text{IV.77})$$

Sumand relatiile (IV.67) si (IV.77), rezulta:

$$X^* - X = n_A \left( \frac{1}{K_H \cdot k_g} + \frac{1}{k_l} \right) \quad (\text{IV.78})$$

de unde:

$$n_A = \frac{X^* - X}{\left( \frac{1}{K_H \cdot k_g} + \frac{1}{k_l} \right)} \quad (\text{IV.79})$$

in care:

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{K_H \cdot k_g} + \frac{1}{k_l}} \quad (\text{IV.80})$$

*este coeficientul global de transfer de masa, raportat la faza lichid, iar  $\Delta X = X^* - X$  este forta motoare globala a transferului de masa raportata la faza lichid.*

Cu aceste notatii relatia (IV.79) devine:

$$n_A = K_l \cdot \Delta X \quad (\text{IV.81})$$

respectiv (tinand cont ca  $n_A = N_A/A$ ):

$$N_A = K_l \cdot A \cdot \Delta X \quad (\text{IV.82})$$

Relatia (IV.81) sau (IV.82) reprezinta *ecuatia transferului de masa global, raportata la faza lichid, la forta motoare globala constanta.*

Din *ecuatiiile transferului de masa se calculeaza suprafata de transfer de masa*, in functie de care se stabilesc dimensiunile principale ale utilajelor pentru transferul de masa.