Capitolul 1

Mecanisme de transfer ale proprietății

Impulsul, energia termică și speciile moleculare pot fi transferate prin două mecanisme, și anume, unul **molecular**, la scară microscopică, desfășurat din aproape în aproape, prin intermediul unor particole, iar celălalt, **convectiv**, la scară macroscopică, realizat odată cu masa fluidului în curgere.

1.1 Transferuri de proprietate prin mecanism molecular

1.1.1 Transfer de impuls

Impulsul este definit ca forța ce acționează un anumit timp asupra sistemului, în final ajungânduse la produsul (masa x viteză).

Fluxul de impuls reprezintă cantitatea de impuls transferată în unitatea de timp, avînd semnificația fizică a unei forțe:

$$\frac{I}{t} = \frac{mv}{t} = ma = F , \qquad \text{kg} \cdot \text{m/s}^2$$

Fluxul specific de impuls deprezintă cantitatea de impuls transferată în unitatea de timp, prin unitatea de suprafață și are semnificația fizică a unei tensiuni:

 $I/(A \cdot t) = F \cdot t/(A \cdot t) = F/A = \tau$, $N/m^2 = Pa$

Transferul de impuls la scară microscopică este cuantificat de legea lui Newton, ecuația constitutivă fiind:

$$\tau_{\mathbf{X}\mathbf{Y}} = -\eta \frac{\partial v_y}{\partial x}$$

Ecuație onform căreia, fluxul specific de impuls sau tensiunea de forfecare este proporțional cu gradientul de viteză, constanta de proporționalitate fiind η coeficientul de vâscozitate al fluidului, de obicei măsurat sau tabelat. Unitățile de măsură corespunzătoare mărimilor sunt:

$$[\eta]_{\mathrm{SI}} = [\tau/(\mathrm{dv}/\mathrm{dy})]_{\mathrm{SI}} = \frac{N/m^2}{\frac{m}{s} \cdot \frac{1}{m}} = \frac{N}{m^2} \cdot s = Pa \cdot s = \frac{kg \cdot m}{s^2 \cdot m^2} \cdot s = \frac{kg}{m \cdot s}$$

 $[\eta]_{\text{CDS}} = \frac{dyn \cdot s}{cm^2} = \frac{\frac{g}{s^2} \cdot s}{cm^2} = \frac{g}{cm \cdot s} = P \quad (\text{Poise})$

De obicei se utilizează un submultiplu al Poise-ului, centiPoise (cP):

$$1cP=10^{-2}P=10^{-3}Pa \cdot s$$

Se definește vâscozitatea cinematică ca raport între vâscozitatea la forfecare și densitatea fluidului:

 $\vartheta = \frac{\eta}{\rho}$

care are ca unități de măsură:

$$[\vartheta]_{\text{SI}} = \frac{kg}{m \cdot s} \cdot \frac{m^3}{kg} = \frac{m^2}{s}$$
$$[\vartheta]_{\text{CGS}} = \frac{g}{cm \cdot s} \cdot \frac{cm^3}{g} = \frac{cm^2}{s} = St = 10^{-4} \text{m}^2/\text{s} \quad (\text{St} = \text{Stockes})$$

De obicei, vâscozitatea fluidelor este influențată de temperatură, pentru lichide aceasta scade cu creșterea temperaturii, iar pentru gaze, crește odată cu parametrul de stare. Vâscozitatea se poate determina experimental, citi din tabele funcție de temperatură sau calcula cu diverse ecuații din literatură. La gaze, la presiuni mari, vâscozitatea este influențată si de presiune.

Revenind la legea lui Newton, indicii x și respectiv, y indică direcția de curgere și respectiv, direcția de transmitere a impulsului care, datorită manifestării forțelor de frecare între volumele elementare de fluid determină o variație a vitezelor de deplasare a acestora pe direcție normală la direcția de curgere, așa cum este prezentat în figura 1, ce prezintă o curgere de tip Couette care poate fi întâlnită la convecția unui fluid între două plăci plane sau doi cilindri concentrici. Aceasta are loc numai cu transfer de impuls molecular. Fluidul cuprins între două plăci, dintre care una fixă și alta mobilă, care se deplasează cu viteza constantă V=ct. într-o singură direcție, sub acțiunea forței tangențiale F este reprezentat în Figura 1.1(a). Volumele elementare din imediata vecinătate a plăcii vor fi antrenate cu aceeați viteză V, acestea la rândul lor antrenând volumele elementare superioare care însă se vor deplasa cu viteze mai mici datorită acțiunii forțelor de frecare. Astfel, pe direcția Oy, apare un gradient de viteză, ce indică transmiterea fluxului de impuls pe această direcție. Profilurile vitezelor, la diverse momente de timp t=0, t₁, t₂ si la atingerea regimului staționar (t= ∞), când se atinge un profil liniar, sunt reprezentate în Figura 1.1 (b).



Figura 1.1 Profilul vitezelor la diverse momente de timp, în curgerea dintre două plăci paralele Orice fluid care respectă legea lui Newton se numește fluid newtonian.

1.1.2 Transfer de căldură

Transferul de căldură molecular, numit și transfer conductiv, este guvernat tot de o lege constitutivă, și anume legea lui Fourier:

$$q_y = -\lambda \frac{dT}{dy}$$

în care: q este fluxul specific de căldură, W/m^2

 $\lambda-coeficietul de conductivitate termică, W/mK$

 $\frac{dT}{dv}$ este gradientrul de temperatură dupădirecția de transmitere a fluxului termic, K/m.

Aceasta statutează că fluxul termic specific transferat prin mecanism conductiv este proporțional cu gradientul de temperatură. Transferul are loc în sensul scăderii temperaturii, adică a unui gradient de temperatură negativ, de aici și apariția semnului "–" în ecuație.

<u>Coeficientul de conductivitate termică</u>, λ , are valori diferite funcție de natura materialului, de starea de agregare, de temperatură și presiune. Pentru gaze, coeficientul de conductivitatea termică are valori între 0,006 – 0,6 W/mK, crescând odată cu temperatura, pentru lichide între 0,007-0,7 W/mK, variind invers cu temperatura, cu excepția apei și glicerinei. În multe cazuri, inginerul chimist trebuie să mărească sau să micșoreze transferul de căldură până la un anumit nivel, fapt realizabil adesea prin selectarea corectă a valorilor conductivităților termice

corespunzătoare diverselor materiale. Dintre materialele utilizate mai des în aplicațiile inginerești în vederea îmbunătățirii transferului termic, se pot menționa *materialele metalice* cu valori ale coeficienților de conductivitate termică cuprinse în intervalul 8,7 - 458 W/m²K, cum ar fi cuprul pur cu o conductivitate termică de aproape 400 W/m²K și aluminiul, cu o conductivitate termică de 203 W/m²K.

Limitarea transferului de căldură dar și a temperaturii suprafețelor este realizabilă prin utilizarea *materialelor izolante* caracterizate de valori mici ale coeficienților de conductivitate cuprinse în intervalul 0,02-0,12 W/mK. De exemplu, aerul sau orice gaz poate fi un bun izolator în special dacă se evită convecția în masa acestuia în timpul transferului de căldură. Vidul este un alt excelent izolator. Există o mare varietate de materiale izolante atât din punct de vedere al structurii, a costului cât și a temperaturilor maxime la care pot fi folosite. De obicei, cu cât temperatura de lucru a utilajului ce urmează a fi izolat este mai mare, cu atât conductivitate termică și costul materialului izolant vor fi mai mari. Printre materialele izolante utilizate des in industria chimică se pot număra vata de sticlă cu o varietate de densități ce se reflectă în valori diferite ale conductivității termice cuprinse între 0,03 și 0,06 W/mK, poliuretanul cu o conductivitate termică joasă de aproximativ 0,02 W/mK și o temperatură maximă de operare de 120°C, precum și perlita cu o temperatură maximă de operare de 980°C și conductivitate termică în intervalul 0,12-11 W/mK, au carateristici relativ diferite, ca de exemplu cărămida pe bază de oxid de aluminiu cu o conductivitate termică de 2 W/mK și o temperatură de lucru de aproximativ 1760°C.

În figura 2, este reprezentat un sistem de 2 plăci plane, între care există un fluid. Cea superioară are temperatura T_0 , și cea inferioară, temperatura $T_1>T_0$, astfel încât datorită distribuției neuniforme a temperaturii, apare un transfer de flux de căldură, pe direcția Oy, între plăci. Profilurile temperaturilor, la diverse momente de timp t=0, t₁, t₂ si respectiv, la atingerea regimului staționar (t= ∞), când se atinge un profil liniar, sunt reprezentate în Figura 1.2 (b).



Fig.1.2 Profilul temperaturilor la diverse momente de timp, la transferul conductiv într-un perete plan

1.1.3 Transfer de masă

Transferul de masă la scară microscopică, numit și difuzie moleculară, este cuantificat de următoare ecuație constitutivă:

$$n_A = -D_{AB} \, \frac{dc_A}{dy}$$

numită și legea lui Fick care stabilește legătura dintre fluxul specific de specie moleculară, n_A (kg A/m²s), și gradientul de concentrația al acesteia, $\frac{dc_A}{dy} \left(\frac{\frac{kgA}{m^3}}{m}\right)$, în condiții izoterme și izobare, constanta de proporționalitate fiind coeficientul de difuzie al speciei A în specia B, D_{AB} (m²/s).

Semnul minus apare, ca și în celelalte legi constitutive mai sus-menționate, deoarece transferul de specie are loc în sensul scăderii concetrației acesteia, adică în sensul unui gradient de concentrație negativ.

Coeficientul de difuziune moleculară reprezintă o proprietate a sistemului care se determină experimental, în caz contrar, se poate calcula utilizând o serie de ecuații din literatură ce au o bază teoretică sau sunt semi-empirice.

La gaze, valorile D_{AB} sunt cuprinse între 10⁻⁴ și 10⁻³ m²/s și pot fii considerate independente de concetrația componenților. La lichide, valorile sunt de 10⁻¹⁰ – 10⁻⁹ m²/s și depind de natura componenților, de temperatură, de vâscozitate și de concentrație.



Fig.1.3 Profilul concentrațiilor speciei moleculare A la diverse momente de timp, între plăci paralele

Considerând același fluid cuprins între două plăci, cea inferioară prin care poate difuza specia moleculară A, de concentrație c_{Ao} , și cea superioară, la cafre concentrația este 0, se va constata o difuzie a fluxului de specie moleculară A de la placa inferioară spre cea superioară. Profilurile concentrațiilor, la diverse momente de timp t=0, t₁, t₂ si respectiv, la atingerea regimului staționar (t= ∞), când se atinge un profil liniar, sunt reprezentate în Figura 1.3 (b).

1.1.4 Transferuri de proprietate în curgerea turbulentă

Spre deosebire de curgerea laminară, caracterizată de linii de curent paralele, curgerea turbulentă este caracterizată de o deplasare haotică, întâmplătoare a volumelor constituiente de fluid, respectiv de apariția turbioanelor, vârtejurilor.

Orice parametru caracteristic curgerii turbulente va avea fluctuații în timp și spațiu. Într-un punct din masa fluidului în curgere, viteza de exemplu, va avea o multitudine de valori într-un anumit interval de timp, așa cum este indicat în figura 1.4.



Fig.1.4 Fluctuații de viteză și viteza medie temporală, într-un punct din mas fluidului aflat în curgere turbulentă

Ecuațiile stabilite pentru curgerea laminară se pot extrapola la curgerea turbulentă prin introducerea valorilor instantanee ale mărimilor, urmată de o mediere temporală, caz în care în ecuații apar termeni auxiliari, caracteristici curgerii turbulente.

1.2 Transfer prin mecanism convectiv

Mecanismul de transfer convectiv constă în trnasportul impulsului, căldurii și masei de către un fluid aflat în curgere. Intensitatea curgerii este estimată prin intermediul criteriului Reynolds, Re, definit prin ecuația:

$\text{Re}=\rho v l/\eta$

în care ρ și η sunt densitatea și vâscozitatea fluidului, v este viteza medie de curgere a acestuia, l este o lungime caracteristică care, pentru o conductă este chiar diametrul acesteia, l=d. Valorile critice ale numărului Re sunt 2300 și respectiv 4000 pentru trecerea de la regimul laminar la cel intermediar și respectiv, pentru trecerea regim intermediar- regim turbulent.

Criteriul Reynolds intervine în toate ecuațiile criteriale caracteristice transferului de căldură și respectiv de masă, prezentate mai jos, indicând o creștere a coeficientilor individuali de transfer și implicit, al fluxului de proprietate transferat:

-transfer de căldură:

$$Nu = C \operatorname{Re}^{m} \operatorname{Pr}^{n} \operatorname{Gr}^{p} \left(l_{1}^{0} \right)^{r} \left(l_{2}^{0} \right)^{p} \dots \left(l_{n}^{0} \right)^{q}$$

unde Nu este criteriul fundamental al transferului de căldură, deoarece conține coeficientul individual al transferului de căldură, α .

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$$

-transfer de masă:

$$Sh = CRe^{m}Sc^{n}(l_{1}^{0})^{r}(l_{2}^{0})^{p}\dots(l_{n}^{0})^{q}$$

unde Sh este criteriul fundamental al transferului de masă, deoarece conține coeficientul individual al transferului de masă, *k*.

$$Sh = \frac{kl}{D_{AB}}$$

În ecuațiile criteriale unde *C*, respectiv, *m*, *n*, *p*, *r*, *q* sunt constanta și respectiv, exponenții caracteristici fiecărei ecuații criteriale ce se aplică unui anumit sistem.

Capitolul 2 Transferuri interfazice

Transfer interfazic de căldură și masă

În industria chimică, curgerea fluidelor este însoțită adesea de transfer de căldură între două fluide de temperaturi diferite sau de masă, între două faze diferite, procese ce intervin separat sau de cele mai multe ori simultan în cadrul unor operații unitare precum absorbție, adsorbție, distilare, rectificare, extracție, uscare etc. Pentru a caracteriza cinetica transferurilor din fiecare fază, s-au definit coeficienții individuali de transfer, coeficientul de frecare, coeficientul individual de transfer termic și coeficientul individual de transfer de masă. Stabilirea acestora se face din așa-numitele criterii de similitudine, Nu (Nusselt) și respectiv Sh (Sherwood), determinate din ecuații criteriale caracteristice transferurilor, a căror coeficienți sunt stabiliți pe cale experimentală.

2.1 Coeficienți individuali de transfer

2.1.1 Coeficientul de frecare

Fluidele curg prin spații de secțiuni diferite ca mărime și formă. Odata ce acestea vin în contact cu frontiere solide ce delimitează spațiul de curgere, în apropierea pereților se formează o zonă în care apar modificări ale distribuției vitezei, astfel chiar lângă perete viteza volumelor de fluid este 0 datorită forțelor de frecare semnificative manifestate între perete și fluid. Pe măsură ce ne depărtăm de perete, viteza acestora crește până când influența peretelui asupra fluidului devine nesemnificativă, ca urmare distribuția vitezelor rămîne plană (viteza ct.).Zona adiacentă frontierei solide în care viteza este variabilă pe direcție normală, formează stratul limită hidrodinamic (vezi figurile 2.1 și 2.3), unde este concentrată întreaga rezistență la transfer. Structura stratului este dependentă de regimul de curgere și de caracteristicile frontierei solide cum ar fi geometrie, rugozitate și dimensiuni.

În regimul laminar, grosimea stratului limită crește odată cu deplasarea fluidului de-a lungul plăcii. În regim turbulent, stratul limită cuprinde, zona substratului laminar, zona intermediară și zona turbulentă.

Integrarea ecuațiilor Navier-Stockes ce descriu conservarea fluxului specific de impuls transferat permit calculul efortului unitar/tensiunii la perete, cu relația:

$$\tau_p = \lambda \frac{\rho v_{\infty}^2}{2}$$

în care λ este coeficientul de frecare. Produsul dintre tensiune și suprafața A a frontierei solide ce vine în contact cu solidul permite calculul forței de antrenare a fluidului pe direcția de curgere:

$$F = \tau_p \cdot A = \lambda \frac{\rho v_{\infty}^2}{2} A$$

Coeficientul de frecare f este adimensional, depinde de natura fluidului, de regimul de curgere, de geometria (forma) și rugozitatea suprafeței solidului.

Calculul coeficientului de frecare se realizează pornind de la legea lui Newton, considerând că întreaga rezistență la curgere este concentrată în stratul limită, de grosime δ constantă:

$$\tau_p = -\eta \; \frac{d\nu}{dy}|_{y=0}$$

Considerând că viteza variază liniar în interiorul stratului limită,

$$\frac{dv}{dy}|_{y=0} = -\frac{v_{\infty}}{\delta}$$

rezultă că: $\tau_p = \eta \frac{v_{\infty}}{\delta}$

respectiv: $\lambda \frac{\rho v_{\infty}^2}{2} = \eta \frac{v_{\infty}}{\delta}$, relație ce poate fi pusă și în forma: $\frac{f}{2} \frac{\rho \cdot v_{\infty} L}{\eta} = \frac{L}{\delta}$

unde prin identificarea expresiei numărului Reynolds, se obține:

$$\frac{1}{2} \cdot \lambda \cdot Re = \frac{L}{\delta}$$

De reținut că într-o conductă prin care curge laminar un fluid, de la intrarea în conductă există o distanță L_s numită lungime de stabilizare a curgerii, de-a lungul căreia viteza este dependentă de coodonatele radială și axială. Pentru L>L_s, întreaga conductă devine ocupată de stratul limită,

profilul vitezelor devenind unul parabolic care se menține constant de-a lungul traseului de curgere, așa cum se observă și în figura 2.1 (a).

În cazul curgerii turbulente a unui fluid într-o conductă, zonele menționate anterior sunt în forma prezentată în figura 2.1 (b), în care sunt puse în evidență deosebirile dintre cele două regimuri de curgere, laminar și turbulent, din punctul de vedere al structurii și evoluției stratului limită:



Figura 2.1 Strat limită (a) laminar și (b) turbulent într-o conductă

2.1.2 Coeficientul individual de transfer de căldură

Coeficientul individual convectiv de transfer de căldură, α , indică intensitatea transferului de căldură convectiv conform ecuației:

$$\alpha = \frac{Q}{A(T_f - T_p)}$$

unde Q este fluxul termic transferat între fluidul de temperatură T_f și frontiera solidă de temperatură T_p , A este suprafața de transfer de căldură. Are ca unități de măsură W/m^{2o}C și va depinde de geometria frontierelor solide, de natura fluidului (conductivitate, capacitate calorică, densitate, vâscozitate etc.), starea de agregare și de regimul curgerii (laminar sau turbulent).

La curgerea unui fluid de temperatură T_{∞} diferită de cea a frontierei solide, T_p , se formează un *strat limită termic* datorită gradienților de temperatură ce există în imediata apropiere a peretelui, v. figura 2.2.

Grosimea stratului limită termic, δ_T , reprezintă distanța pe direcție normală la direcția de curgere pentru care este valabil următorul raport:

$$\frac{T-T_p}{T_{\infty}-T_p} = 0.99$$



Figura 2.2 Straturile limită hidrodinamic și termic de-a lungul unei plăci

Grosimea acestuia, δ_T , este în general diferită de grosimea stratului limită hidrodinamic, δ , definită anterior ca distanța pe direcție normală pentru care este îndeplinită condiția: $v/v_{\infty}=0.99$. Dacă grosimea stratului limită hidrodinamic, δ , este dependentă de criteriul lui Reynolds, *Re_x*, grosimea stratului limită termic depinde atât de *Re_x* cât și de criteriul Prandtl, *Pr*, conform relațiilor:

$$\Pr > 0,7 \qquad \frac{\delta}{\delta_T} = \Pr^{\frac{1}{3}}$$
$$\Pr <<1 \qquad \frac{\delta}{\delta_T} = \Pr^{\frac{1}{2}}$$

În stratul limită termic transferul de căldură se realizează prin mecanism conductiv astfel încât fluxul termic specific local la o distanță x față de capătul de atac al plăcii, se poate calcula utilizând legea lui Fourier:

$$q_{y} = -\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \bigg|_{y=0,y}$$

Coeficientul de convecție local în stratul limită termic definit de:

$$\alpha_{x} = \frac{-\lambda \frac{\partial T}{\partial y}\Big|_{y=0,x}}{T_{p} - T_{\infty}}$$

depinde de gradientul de temperatură din strat la acea locație. Pe măsură ce stratul limită crește (odată cu creșterea lui x), gradientul de temperatură scade și ca urmare scade atât coeficientul de convecție (v. figura 2.3) cât și fluxul termic transferat.



Figura 2.4 Variația grosimii stratului limită și a coeficientului convectiv la curgerea de-a lungul unei plăci plane

În regim laminar, coeficientul α scade de-a lungul zonei de stabilizare hidrodinamică, după care acesta rămâne practic constant, iar în regim turbulent, scăderea este mai puțin accentuată.

2.1.3 Coeficientul individual de transfer de masă

Coeficientul individual de transfer de masă, *k*, reprezintă cantitatea de specie moleculară transferat în unitatea de timp prin unitatea de suprafață, sub acțiunea unei forțe motrice unitare:

$$k = \frac{N_A}{A(c_{Ap} - c_A)}$$

Unitatea de măsură va depinde de modul în care este exprimată concentrația.

Prin analogie cu transferul de căldură, a fost introdus conceptul de strat limită difuzional, care reprezintă filmul de fluid adiacent frontierei solide cu care vine în contact, în care apar gradienți de concentrație, pe direcție normală. În stratul limită, este concentrată întreaga rezistență a transferului de masă de specie moleculară.

Conform legii lui Fick: $n_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dy}|_{y=0}$

Gradientul de concentrație este constant, deci poate fi scris ca diferentă între concetrațiile de la limita stratului difuzional și cea de la perete, raportate la grosimea stratului, δ_c : $\frac{dc_A}{dy}|_{y=0} = \frac{c_{A-c_{Ap}}}{\delta_c}$

astfel încât:

$$n_A = \frac{D_{AB}}{\delta_c} (c_{Ap} - c_A)$$

unde $\frac{D_{AB}}{\delta_c} = k$, deci coeficientul individual de transfer de masă este invers proporțional cu grosimea stratului limită, deci:

$$n_A = k \big(c_{Ap} - c_A \big)$$

Coeficientul individual de transfer de masă apare în criteriul Sherwood care reprezintă raportul dintre fluxul transferat convectiv de component A, la interfață, și fluxul transferat prin mecanism molecular din același component A:

$$Sh = \frac{kl}{D_{AB}}$$

Ecuația criterială a transferului de masă are următoarea formă generală:

$$Sh = CRe^{m}Sc^{n}(l_{1}^{0})^{r}(l_{2}^{0})^{p}\dots(l_{n}^{0})^{q}$$

în care intervin criteriile Reynolds, Schmidt precum și criteriile geometrice caracteristice spațiului de curgere. Constanta C și exponenții criteriilor se determina pe cale experimentală. În literatură sunt prezentate o serie de ecuații criteriale relevante pentru transferul de masă. Pentru a folosi o asemenea ecuație, sistemul studiat trebuia încadrat într-o categorie pentru care este valabilă o anumită ecuație criterială.

2.2 Analogia între fenomenele de transfer

Analogiile între fenomenele de transfer, propuse în literatură, au la bază similitudinea dintre ecuații ce descriu transporturi de proprietate diferite.

În cazul coeficienților de transfer, s-au stabilit următoarele relații, din care poate fi exprimată lungimea caracteristică:

$$\frac{f}{2} Re = \frac{L}{\delta} \Longrightarrow L = \frac{1}{2} fRe\delta$$

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta t} \Longrightarrow Nu = \frac{\alpha L}{\lambda} = \frac{L}{\delta_t} \Longrightarrow L = Nu\delta_t$$

$$k = \frac{D_{AB}}{\delta_c} \Longrightarrow Sh = \frac{kL}{D_{AB}} = \frac{L}{\delta_c} \Longrightarrow L = Sh\delta_c$$
rezultând egalitățile: $\frac{1}{2} fRe\delta = Nu\delta_t = Sh\delta_c$

Această similitudine a fost stabilită de Reynolds și are în vedere curgerea turbulentă a unui fluid printre o conductă în care au loc atât transfer de căldură cât și de masă cu peretele conductei. În condițiile în care grosimile celor trei straturi limită pot fi considerate legale, $\delta = \delta_t = \delta_c$, Această condiție conduce la egalitățile: $\frac{1}{2}Re = Nu = Sh$, respectiv:

$$\frac{f}{2} = \frac{Nu}{Re} = \frac{Sh}{Re}$$

ecuație cunoscută și ca analogia Reynolds. Relatia poate fi folosită cu erori de maxim 35% numai în cazul gazelor, pentru care este respectată egalitatea grosimilor celor trei straturi limita. Relația nu se aplică la lichide.

O altă analogie utilizată este cea a lui Chilton și Colburn, care definesc coeficientul de transfer termic, J_H , și coeficientul de transfer de masă, J_D :

$$J_{H} = \frac{Nu}{RePr} Pr^{2/3}$$
$$J_{D} = \frac{Sh}{ReSc} Sc^{2/3}$$

Aceștia au observat similitudini între dependența grafică a coeficientului de frecare la curgerea unui lichid în conductă funcție de Reynolds și dependența grafică a coeficientului de transfer termic sau a coeficientului de transfer de masă funcție de același Reynolds. Astfel, egalitățile anterior prezentate: $\frac{1}{2}fRe\delta = Nu\delta_t = Sh\delta_c$ pot fi scrise: $\frac{f}{2} = \frac{Nu}{Re}\frac{\delta_t}{\delta} = \frac{Sh}{Re}\frac{\delta_c}{\delta}$

Se înlocuiesc pe rând, rapoartele criteriilor din expresiile coeficienților Colburn pentru transfer termic și de masă:

$$\frac{Nu}{Re} = J_H P r^{1/3}$$
$$\frac{Sh}{Re} = J_D S c^{1/3}$$

precum și rapoartele grosimilor straturilor limită deduse din condiția analogiei: $\frac{\delta_t}{\delta} = Pr^{-1/3}$ și $\frac{\delta_c}{\delta} = Sc^{-1/3}$.

După înlocuirea acestor expresii rezultă egalitățile, cunoscute drept analogia Chilton-Colburn:

$$\frac{J}{2} = J_H = J_D$$

Relația este valabilă pentru Pr cuprins între 0,6 și 60, Sc cuprins între 0,6 și 3.000. Proprietățile fizice se calculează la temperatura medie dintre perete și masa fluidului.

Analogia se poate utiliza când este posibilă măsurarea coeficientului de frecare pentru un fluid ce curge într-un spațiu de geometrie cunoscută, la o anumită valoare a numărului Reynolds. Pentru același fluid ce curge prin același spațiu la o aceeași valoare a criteriului Reynolds, se pot determina coeficienții individuali de transfer termic și de transfer de masă folosind analogia.

Aplicarea analogiei Chilton Colburn este restricționată în cazul curgerii prin spații geometrice cum ar fi suprafețe curbe de exemplu cilindri sau sfere când este valabilă numai egalitatea $J_H=J_D$

2.3 Transfer de căldură interfazic

Multe dintre aplicațiile transferului de căldură presupun contactarea a două fluide aflate la temperaturi diferite prin intermediul unui perete solid sau direct. Transferul de căldură are loc de la fluidul cald la perete prin mecanism predominant convectiv, prin perete prin mecanism conductiv, și respectiv de la perete spre masa de fluid rece prin mecanism predominant convectiv. Toate aceste procese elementare ce se desfășoară în serie formează *procesul de transfer de căldură global*. Acesta este caracteristic schimbătoarelor de căldură iar intensitatea sa este caracterizată de o mărime numită *coeficient global de transfer de căldură* a cărei determinare are importanță practică.

Într-un astfel de caz, procesul global de transfer de căldură cuprinde trei procese elementare desfășurate în serie (v.figura2.4):

- transfer de căldură convectiv de la fluidul cald la perete;

-transfer de căldură conductiv prin peretele/pereții solizi;

- transfer de căldură convectiv de la perete la fluidul rece.

Viteza procesului global este mai mică decât a celui mai lent proces elementar ce se numește proces elementar determinant. Sistemul va tinde spre atingerea echilibrului termic adică spre egalizarea temperaturilor.

În regim staționar, fluxurile specifice de căldură sunt egale:

$$q = \alpha_1 (T_1 - T_{p1}) = \frac{\lambda}{\delta} (T_{p1} - T_{p2}) = \alpha_2 (T_{p2} - T_2)$$

în care: α_1, α_2 sunt coeficienții individual de transfer termic pentru cele două fete

 λ este conductivitate termică a peretelui de grosime δ .

Ecuația transferului global de căldură în regim staționar este:

$$Q = KA\Delta T_{med}$$

în care:Q este fluxul termic transferat (W), K este coeficientul global de transfer termic(W/m^2K), A este suprafata de transfer termic (m^2), Δ Tmed este forta motrice globală medie(K).

Fluxul termic Q se calculează din bilanțul termic al procesului respectiv. Coeficientul global de transfer termic se determină cu relatia:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^3 \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

aceasta fiind valabilă pentru pereți plani dar și pereți cilindrici subțiri (Rext/Rint<2), peretele solid fiind format din trei straturi (2 depuneri).



Temperaturile celor două fețe variază pe suprafața de transfer termic în funcție de sensul de deplasare al fluidelor, dacă regimul este nestaționar, va avea loc și o variație a temperaturilor în timp.

Figura 2.4. Rezistențe termice de tip convectiv și conductiv la contactarea indirectă a două fluide

În cazul schimbătoarelor de căldură, sunt posibile mai multe scheme de contactare ale fluidelor: în echicurent, contracurent, curent încrucișat și circulație mixtă, v. figura 2.5. Cel mai des se utilizează contactarea în contracurent deoarece permite variația temperaturilor deoarece permite variația temperaturilor în limite mai largi. În plus, între aceleași limite de variație de temperatură,



forța motrice globală medie obținută în contracurent este mai mare decât cea în echicurent, ce conform ecuației de proiectare determină o arie de transfer mai mică a schimbătorului, deci costuri reduse de investiție și exploatare.

Figura 2.5 Scheme de contactare a fluidelor în practica industrială: \mathbf{a} – echicurent; \mathbf{b} -contracurent; \mathbf{c} -curent încrucișat; $\mathbf{d}, \mathbf{e}, \mathbf{f}$ – curent mixt.

O reprezentare a variațiilor de temperatură din schimbătoarele de căldură cu circulație paralelă de-a lungul ariei de transfer termic este indicată în figura 2.6 (a) în echicurent, (b) in contracurent.



Figura 2.6 Variația temperaturii în schimbătoare de căldură:

a. curgerea în echicurent și b. curgerea în contracurent
Forța motrice se calculează în aceste cazuri cu ecuația:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

în care , ΔT_1 și ΔT_2 sunt diferențele de temperatură dintre cele două fluide, de la capetele utilajului.

La contactarea mixtă sau încrucișată, calculul forței motrice globale medii este mai complex. Contactarea mixtă, adesea întâlnită în schimbătoarele de căldură cu mai multe treceri, cu sau fără șicane, presupune stabilirea concretă a schemei și pe baza acesteia, calculul forței motrice globale medii cu ecuația:

$$\Delta T_{med} = \varepsilon_T \Delta T_{med,c}$$

cu $\Delta T_{med,c}$ diferența medie de temperatură calculată ca medie logaritmică pentru contactarea în



contracurent. Coeficientul de corecție subunitar \mathcal{E}_T se determină grafic funcție de numerele adimensionale P și R, calculate cu anumite relații. Un exemplu de calcul pentru o astfel de schemă de contactare în curent mixt cu fluidul cald

având două treceri și fluidul rece, o singură trecere, conform figurii 1.40 a, este prezentat în continuare.

Figura 2.7 Contactarea mixtă a două fluide:a – schema de contactare; b – variația temperaturii fluidelor de-a lungul ariei de transfer; c – dependența ε_T de parametrii P și R.

În figura 2.7 b se reprezintă variația temperaturilor celor două fluide pentru schema considerată, funcție de suprafața de transfer termic, iar în figura 2.7 c este prezentat graficul pentru determinarea coeficientului ε_T funcție de numerele P și R determinate cu ecuațiile:

$$P = \frac{T_{2f} - T_{2i}}{T_{1i} - T_{2i}} \qquad \qquad R = \frac{T_{1i} - T_{1f}}{T_{2f} - T_{2i}}$$

Pentru fiecare mod de contactare mixtă există un grafic din care se cistește ε_T .

2.4 Transfer de masă interfazic

În industria chimică, sistemele sunt formate din două sau mai multe faze separate prin interfețe. Transferul de masă presupune transportul unei component dintr-o fază în alta până la atingerea echilibrului. în acest caz forța motrice a transferului de masă este diferența dintre concentrația reală și concentrația la echilibru a componentului transferat. atingerea echilibrului presupune în transferul de masă atingerea unor valori ale unor concentrații de echilibru, valori calculate cu ajutorul legilor de echilibru, care corelează concentrațiile componentului din cele două faze ale sistemului cu parametrii de stare, precum presiunea și temperatura.

pentru sistemele ideale gaz-lichid este valabilă legea lui Henry:

$$p_A = k_H x_A$$

în care p_A este presiunea parțială a componentului A în faza gazoasă, k_H este constanta lui Henry, iar x_A este fracția molară a componentului A în faza lichida.

Pentru sistemele ideale lichid- vapori este valabilă legea lui Raoult:

$$p_A = P_A x_A$$

în care p_A este presiunea parțială a componentului A în faza de vapori, P_A este presiunea de vapori a componentului A în stare pură, la temperatura sistemului, iar x_A este fracția molară a componentului A în faza lichidă.

Pentru sistemele ideale lichid- lichid este valabilă legea lui Nernst:

$$y_A = k_N x_A$$

în care y_A este fracția molară a componentului A în faza de extract, k_N este constanta de repartiție a lui Nernst, iar x_A este fracția molară a componentului A în faza de rafinat.

Stabilirea numarului de parametri ce definesc starea de echilibru se realizează utilizând legea fazelor:

L + F = C + 2

în care L este numărul gradelor de libertate necesar pentru definirea echilibrului, F este numărul de faze, iar C este numărul de componenți independenți.

Modele și teorii ale transferului de masă

Pentru descrierea și stabilirea ecuațiilor caracteristice transferului de masă au fost inaugurate mai multe modele și teorii. cele mai des utilizate sunt următoarele: modelul celor două filme, teoria reînnoirii suprafeței și modelul lui Danckwerts.

Modelul celor două filme:

- consideră că pe ambele fețe de intersecții se formează două straturi limita, numite filme, în care se concentrează întreaga rezistente la transfer;

- interfața nu opune rezistență la transferul de masă;

- în interiorul filmelor transferul are loc prin difuziune moleculară, variația concentrațiilor fiind liniară;

- în masă fluidelor, regimul de curgere este turbulent, transferurul se realizează și prin difuziune convectivă, iar concentrațiile componenților sunt uniform distribuite, în regim staționar;

- la interfață echilibrul se atinge instantaneu.



Figura 2.8 Modelul celor două filme

În figura 2.8, este prezentat un sistem gaz- lichid cu faza gazoasă formată din componenții A și B, iar faza lichidă, din componenții A și C. Componenetul A trece din faza gazoasă în faza lichidă, datorită distribuției neuniforme a concentrațiilor acestuia, în cele două faze, componenții B și C fiind considerați inerți. Fluxurile specifice de component A transferat prin cele două filme sunt:

$$n_A = k_g(p_A - p_{Ai})$$
$$n_A = k_l(x_{Ai} - x_A)$$

în care k_g și k_l sunt coeficienții individuali de transfer de masă din cele două faze, p_A este presiunea parțială a componentului A în faza gazoasă, x_A este fracția molară a componentului A în faza lichidă, p_{Ai} și x_{Ai} sunt concentrațiile componentului A la interfață, fiind concentrații de echilibru. Diferențele (p_A-p_{Ai}) și $(x_{Ai}-x_A)$ sunt forțele motrice individuale din cele două faze, sub acțiunea cărora are loc transferul de masă.

Difuzia componentului A prin cele două filme este însoțită de contradifuzia componentului B prin filmul fazei gazoase și a componentului C, prin filmul fazei lichide, ceea ce ar modifica grosimea straturilor limita, fapt care, în regim staționar, este compensat prin difuzia convectivă din masa fazei gazoase filmul de gaz, și din filmul lichid spre masa fazei lichide.

Conform teoriei celor două filme, coeficienții individuali de transfer de masă sunt proporționali cu coeficientul de difuzie moleculară D_{AB} , fapt care nu a fost confirmat experimental.

Teoria reînnoirii suprafeței sau a penetrației

Consideră că transferul de masă are loc la interfață, prin intermediul unor turbioane ce transportă fluid proaspăt din ambele faze. Numărul acestora din este același în cele două faze, reînnoirea lor realizând la intervale de timp egale. Componentul A se transferă prin difuzie moleculară, pe o direcție normală la interfață. Conform acestei teorii coeficienții individual de transfer pe masă sunt proporționali cu $\sqrt{D_{AB}}$, fapt verificat experimental, dar depind și de timpul mediu de reînnoire al suprafeței, parametru ce nu poate fi măsurat.

Modelul Danckwerts (teoria statistică a penetrației)

Se bazează pe modelul precedent, dar introduce următoarele ipoteze:

- reînnoirea suprafeței cu turbioane proaspete nu este totală și nu se face într-o ordine definită;

- fracția de suprafață reînnoită poate fi considerată constantă din punct de vedere statistic;

- timpul de staționare al turbinelor la interfață este diferit, statistic însă poate fi considerat constant.

Conform acestei teorii $k_l = \sqrt{D_{AB}A_r}$, în care A_r este fracție de suprafață reînnoită, mărime care însă nu poate fi masurată.

Ecuațiile transferului de masă interfazic

Transferul global de masă are la bază două procese elementare, ce se desfășoară în serie:

- difuziunea componentului din masa unei faze până la interfață;

- difuziunea componentului de la interfață până în masă celei de a doua faze.

Transferul are loc până când se atinge caracterizată de valori ale concentrațiilor corespunzătoare concentrațiilor de echilibru.

În regim staționar, fluxurile specifice de component transferat se pot scrie astfel:

$$n_A = k_g (p_A - p_{Ai})$$
$$n_A = k_l (x_{Ai} - x_A)$$

Forțele motrice individuale, și anume diferențele $(p_A - p_{Ai})$ și $(x_{Ai} - x_A)$ sunt exprimate în unități de măsură diferite. Pentru a le putea aduna în vederea obținerii forței motrice globale a transferului de masă, concentrațiile dintr-o faza sunt exprimate prin intermediul legilor de echilibru într- o formă echivalentă corespunzătoare celei de a doua faze. Funcție de modul în care se face raportarea la o fază sau la cealaltă, vom avea doi coeficienți globali de transfer de masă și două forțe motrice globale medii de transfer de masă:

$$N_A = K_g A \Delta Y_{Amed}$$
 pt raportare la faza gazoasă
 $N_A = K_l A \Delta X_{Amed}$ pt raportare la faza lichidă

în care N_A este debitul masic sau molar de componentA ce se transferă dinr-o fază în cealaltă, K_g și K_l sunt coeficienții globali de transfer de masă raportați la cele două faze, A este suprafața de transfer de masă, iar ΔY_{Amed} și ΔX_{Amed} sunt forțele motrice globale medii raportate la cele două faze.

Dacă se consideră o coloană cu umplutură prin care se contactează în contracurent o fază gazoasă ce conține componentul A - componentul activ și B - componentul inert, cu o fază lichidă ce conține componentul C, numit absorbant, fază în care trece prin transfer componentul A , așa cum este prezentat în figura 2.9, debitul de component A transferat se calculează conform ecuațiilor de bilanț de masă:

$$N_A = G(Y_{Ai} - Y_{Af}) = L(X_{Af} - X_{Ai})$$



Figura 2.9 Coloană de absorbție (a); Linie de operare și curbă de echilibru (b)

în care *G* este debitul molar sau masic de gaz inert B, *L* este debitul molar sau masei de absorbant *C*. Y_{Ai} și Y_{Af} sunt concentrațiile componentului absorbit în faza gazoasă, la intrarea și respectiv, ieșirea din coloană, exprimate sub formă de rapoarte molare sau rapoarte masice. Coeficienții globali de transfer de masă pot fi calculați utilizând relațiile:

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{k_H}{k_l}}$$
$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{k_H k_g} + \frac{1}{k_l}}$$

în care k_g și k_l sunt coeficienții individual de transfer de masă pentru cele două faze, k_H este constanta lui Henry.

Suprafața de transfer pe masă, A, are expresia:

$$A = SH_u a f$$

în care S este secțiunea transversală a coloanei, Hu este înălțimea umpluturii, a suprafața specifică a umpluturii, f factorul de udare al umpluturii, reprezentând fracția din suprafața umpluturii care este umectată de lichid.

Forțele motrice globale medii raportate la faza gazoasă și respectiv la faza lichidă, pot fi calculate cu ecuațiile:

$$\Delta Y_{Amed} = \frac{Y_{Ai} - Y_{Af}}{\int_{Y_{Af}}^{Y_{Ai}} \frac{dY}{Y_{A} - Y_{A}^{*}}}$$

$$\Delta X_{Amed} = \frac{X_{Ai} - X_{Af}}{\int_{X_{Ai}}^{X_{Af}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A}}$$

în care Y_A^* și X_A^* sunt concentrații de echilibru.

Dacă se cunoaște linia de echilibru pentru sistemul investigat - de obicei aceasta se obține este experimental- integrala de la numitor se poate rezolva grafic sau prin metode numerice. Dacă linia de echilibru este o dreaptă, ecuațiile de mai sus pentru calculul forțelor motrice devin medii logaritmice a forțelor motrice globale de la extremitățile coloanei:

- pentru faza lichidă:

$$\Delta Y_{Amed} = \frac{\Delta Y_{Ai} - \Delta Y_{Af}}{ln\frac{\Delta Y_{Ai}}{\Delta Y_{Af}}}$$

cu $\Delta Y_{Ai} = Y_{Ai} - Y_{Ai}^*$ $\Delta Y_{Af} = Y_{Af} - Y_{Af}^*$

- pentru faza gazoasă:

$$\Delta X_{Amed} = \frac{\Delta X_{Af} - \Delta X_{Ai}}{ln \frac{\Delta X_{Af}}{\Delta X_{Ai}}}$$

 $cu \Delta X_{Ai} = X_{Ai}^* - X_{Ai}$ $\Delta X_{Af} = X_{Af}^* - X_{Af}$

Concentrațiile la echilibru, Xai*, XAf*, Yai*, Yaf* se pot calcula folosind o lege de echilibru.

Intensificarea proceselor/fenomenelor de transfer

Intensificarea proceselor cuprinde o categorie largă de tehnologii care are scopul de a reduce și / sau îmbunătăți eficiența proceselor chimice sau biotehnologice.

Intensificarea fenomenelor de transfer face parte integrantă din intensificarea proceselor de transfer, concentrându-se pe maximizarea parametrilor din ecuațiile ce guvernează aceste transferuri, utilizarea unor metode de intervenție directă sau indirectă asupra utilajului, a câmpurilor de curgere din spațiul acestuia care să contribuie în mod eficient, de obicei la creșterea semnificativă a gradului de turbulență și a microstructurilor convective, deci a intensității de transfer.

Generalități și pricipii de bază

Există o multitudine de definiții ale intensificării proceselor, mai mult sau mai puțin complete, dar toate converg spre ideea centrală a unui proces optimizat, eficient energetic, fără produși secundari pe cât posibil, cu un impact asupra mediului cât mai redus. Importanța intensificării proceselor chimice este susținută și de numeroasele încercări de a da o definiție cât mai cuprinzătoare a acesteia:

• Intensificarea proceselor chimice exprima proiectarea și punerea în lucru a unor instalații chimice extrem de compacte prin care se reduce atât gabaritul utilajelor centrale ale acestora cât și costul operării lor (Ramshaw, 1983; Boodhoo și Harvey, 2013)

 Intensificare a proceselor definește strategia de reducere a mărimii instalațiilor chimice necesare realizării într-o fabricație dată a unei producții cu obiective de consum și calitate impuse (Cross și Ramshaw, 2000)

• Intensificarea proceselor chimice se identifică prin dezvoltarea de aparate și tehnici inovatoare care oferă îmbunătățiri drastice în fabricarea și prelucrarea chimică, duc la diminuarea substanțială a volumului de, a consumului de energie, a generării de deșeuri, în cele din urmă conducând la tehnologii mai durabile și mai sigure (Stankiewicz și Mouljin, 2000)

• Intensificarea proceselor de transfer se referă la tehnologii ce permit înlocuirea echipamentelor mari sau costisitoare cu consum mare de energie cu altele, mai mici, mai

puțin costisitoare, mai eficiente sau care combină mai multe operațiuni în mai multe dispozitive (utilaje multifuncționale) (Tsouris și Porcelli, 2001)

• Ingineria proceselor chimice urmărește instruirea inginerului specialist spre principii radical inovatoare în cercetarea și proiectarea proceselor și echipamentelor specifice fabricației de profil (chimice, biochimice, alimentare și de material), astfel încât eficiența energetică, tehnologică, financiară și de calitate a produsului să fie cât mai bună, odată cu minimizarea deșeurilor și litigiilor de exploatare (Dobre, 2016)

• Intensificarea proceselor chimice reprezintă o abordare integrată pentru inovarea proceselor și produselor în cercetarea chimică de dezvoltare tehnologică și în inginerie chimică, pentru a susține profitabilitatea, chiar și în prezența creșterii continue a incertitudinilor. (Becht s.a., 2008)

Aceste definiții reliefează necesitatea de a găsi soluții inovatoare în abordarea oricărui proces din industria chimică, un rol important revenind modelării matematice a acestuia.

Stankiewicz și Mouljin consideră că problematica intensificării proceselor chimice este împărțită în două mari domenii:

- echipamente de intensificare a proceselor cum ar fi reactoarele noi și intensive, curgerea cu amestecare specială, dispozitive noi pentru transferul de căldură și transferul de masă

- metode de intensificare a proceselor, precum separările noi sau hibride, integrarea reacției chimice cu separarea, schimbul de căldură cu tranziție de fază în reactoarele multifuncționale, tehnici de lucru cu energie alternativă provenind din surse diverse (lumina, ultrasunete etc), noi metode de control ale proceselor.

Multe dintre discuțiile privind intensificarea proceselor chimice sunt legate de nivelul de micro- scală sau macro- scală la care trebuie acționat pentru ca dezideratele mai sus menționate să fie atinse. Ideea combinației dintre reacție ca proces de micro-scală și separare ca proces în aparență de macro-scală, poate crește conversia la 100%, în cazul reacțiilor reversibile, dacă ambele procese decurg simultan în același aparat. De aceea orientarea cercetării în inginerie chimică, în direcția proceselor cuplate cu considerarea desfășurării acestora la nivel de micro-

scală, este privită ca una dintre cele mai inovatoare soluției ce se poate aplica în intensificarea proceselor (Moulijin s.a., 2000).

În ultimii ani, o serie de cercetători au formulat câteva principii de bază pentru intensificarea proceselor chimice:

- maximizarea eficacității evenimentelor intra și intermoleculare- principiul se referă la procesele moleculare din cadrul procesului nimic ce trebuie intensificate, fapt ce poate fi realizat prin favorizarea reacției principale (de exemplu prin utilizarea unui catalizator mai bun, utilizarea unui raport de reactanți convenabil, alegerea unor parametrii de lucru optimi: temperatură, presiune, un control al nivelului de concentrație al reactanților prin folosirea unui inert.

- toate moleculele trebuie să treacă prin aceeași experiență în proces - principiul se referă la faptul că produsul final va avea o calitate superioară, neconținând impurități, dacă toate moleculele sau structurile turbulente participante vor avea aceeași istorie, în cadrul procesului fizic sau chimic ce are loc. Acest principiu poate fi atins dacă sunt luate în considerație distribuția timpului mediu de staționare în aparat, eliminarea zonelor moarte, micro- și mezoamestecarea, gradienți de temperatură și concentrație din spațiul de proces.

- optimizarea forțelor motoare din proces la orice scară și maximizarea suprafețelor asupra cărora acestea acționează- principiul se referă la procesele de transfer interfazic pentru care forța motoare trebuie optimizată, suprafața de transfer trebuie maximizată, astfel încât fluxul transferat dintre faze să fie cel mai mare.

- maximizarea efectelor sinergetice ale proceselor, inclusiv a celor secundare- acest principiu se referă la creșterea maximă a acelor fenomene care se condiționează reciproc în mod amplificat. Un exemplu de proces cuplat sinergetic este procesul de esterificare unde eliminarea apei din mediul de reacție constituie ideea centrală a cuplării sinergetice.

Multe dintre abordările de intensificare a proceselor se bazează pe echipamente de transfer de căldură, fie ca o unitate de funcționare cu dimensiuni reduse (de exemplu, schimbător de căldură compact), fie ca o componentă ce integrează funcționărea mai multor unități funcționale (de exemplu, microreactoare sau proces de distilare integrat cu reactie chimică).

Stankiewicz și Moulijn (2000) afirmă că intensificarea proceselor de transfer constă în utilizarea unor echipamente și / sau metode de proces (sau o combinație a acestora) pentru a atinge obiectivul reducerii dimensiunii și / sau al îmbunătățirii eficienței în industria proceselor chimice În special pentru echipamentele de transfer de căldură și masă, au fost utilizate tehnici de intensificare a proceselor pentru a reduce dimensiunea echipamentului, pentru a crește capacitatea de prelucrare a unui anumit utilaj și pentru a-i îmbunătăți eficiența.

Intensificarea fenomenelor de transfer se referă la metode prin care transferurile de proprietate sunt maximizate, ocupând un loc important în cadrul intensificării proceselor de transfer.

În general, metodele de intensificarea a fenomenelor de transfer desfășurate pot fi caracterizate ca fiind pasive sau active. Metodele pasive nu necesită un consum propriu-zis de energie din exterior (cu excepția unei puteri de pompare mai mari, necesare pentru a acoperi pierderile de presiune). Metodele pasive impun alimentare externă, totuși de multe ori gradul de intensificare obținut precum și beneficiile rezultate sunt cu mult mai importante.

Câteva dintre tehnicile pasive pentru îmbunătățirea transferului de căldură/masă includ:

• utilizarea mixerelor sau a altor dispozitive ce pot produce vortexuri sau alte structuri convective caracteristice unei turbulențe dezvoltate (rotația pasivă)

• utilizarea microcanalelor

• utilizarea unor aditivi precum nanoparticule ce îmbunătățesc în special transferul de căldură, prin modificarea valorilor coeficienților de conductivitate termică sau a unor adaosuri care modifică anumite proprietăți ale fluidelor, conducând, în final al o creștere a gradului de turbulență locală

• modificări ale suprafeței (prin creșterea rugozității sau realizarea unor depuneri)

Dintre tehnicile active se enumeră:

• Vibrația fluidelor (inclusiv vibrațiile de suprafață sau ale întregii mase de fluid) și ultrasunetele

- Rotația activă a fluidului
- Injecție cu bule/particole
- Aplicarea unor câmpuri diferite (de ex. electrostatic)

Alte metode și abordări pentru miniaturizarea și intensificarea în aparatele de transfer de căldură sau masă (clasificate deseori mai simplu, ca tehnologii de intensificare a proceselor) cuprind:

- Integrarea echipamentelor de transfer de căldură/masă cu alte operațiuni unitare
- Intensificarea separărilor cu echipamente integrate de schimb de căldură/masă.

INTENSIFICAREA FENOMENELOR DE TRANSFER PE BAZA ECUAȚIILOR CE CARACTERIZEAZĂ TRANSFERUL DE PROPRIETATE

Metodele de intensificare a proceselor de transfer rezultă din analiza proceselor elementare ce formează procesul global. În fiecare caz trebuie analizat procesul elementar determinant, adică are loc cu viteza cea mai mică, să se acționeze în sensul intensificării acestuia.

Multiplele direcții de acționare asupra intensificarii operațiilor de transfer au condus la dezvoltarea unei game foarte variate, de la forme simple de intervenție în construcția aparatelor și circulația fluidelor până la tehnici de lucru complexe sau combinarea avantajelor a două tehnici de lucru diferite.

Transferurile interfazice de căldură și masă sunt caracterizate de ecuațiile:

$$Q_{s} = KA\Delta T_{med}$$
$$N_{A} = K_{g}A\Delta Y_{Amed}$$
$$N_{A} = K_{l}A\Delta X_{Amed}$$

Conform acestor expresii, intensificarea se poate realiza prin:

- mărirea coeficientului global de transfer de căldură K sau a coeficienților globali de transfer de masă (α_1 , α_2) prin modificarea condițiilor hidrodinamice în sensul creșterii turbulenței, ceea ce duce la mărirea acestora (datorată dependențelor Nusselt de Reynolds, și respectiv, Sherwood de Reynolds din ecuațiile criteriale ale: transferului de căldură și respectiv, a transferului de masă).

Mărirea coeficienților globali de transfer de căldură sau a celor de transfer de masă corespunde micșorării rezistenței totale a transferurilor. dacă se consideră ecuațiile de calcul a coeficienților globali:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{dep1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{dep2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$
$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{k_H}{k_l}}}$$
$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{\frac{1}{k_l} + \frac{1}{k_g k_H}}}$$

Se poate constata că pentru a *mări valoarea lui K*, trebuie mărită valoarea cea mai mică $\alpha_1 \, \text{sau} \, \alpha_2$, respectiv a lui k_g , k_l , adică micșorată cea mai mare rezistență a procesului global. Dacă se intervine asupra altor factori, de exemplu se acționează în sensul micșorării celei mai mici rezistente parțiale, rezultatele nu sunt satisfăcătoare, dat fiind că rezistența globală rămâne apropiată de valoarea celei mai mari rezistențe. Intensitatea schimbului de căldură dintre fluid și perete, caracterizat de α , poate fi mărită prin utilizarea unui regim turbulent, respectiv prin mărirea vitezei de curgere a fluidului dar și creșterea turbulenței.

Imbunătățirea condițiilor hidrodinamice poate fi realizată în cazul transferului de căldură de exemplu prin utilizarea schimbătoarelor cu mai multe mersuri sau a schimbătoarelor cu șicane, iar în cazul evaporării, prin utilizarea evaporatoarelor cu circulație forțată. În cazul transferului de masă, condiții de hidrodinamice pot fi optimizate prin utilizarea coloanelor cu barbotare, a coloanelor de extracție cu injector sau a unor coloane cu talere rotative, cu agitare etc. În general, îmbunătățirea condițiilor hidrodinamice se poate realiza prin utilizarea așa numiților promotori de turbulență sau de deplasare a fluidelor, procedee ce vor fi detaliate în cadrul metodelor pasive de intensificare dar și prin metode active. De asemenea, în unele cazuri, cum ar fi cele ce decurg cu schimbarea stării de agregare, poziția suprafeței, orizontală sau verticală, este caracterizată de valori α diferite. Astfel, la condensarea vaporilor în spațiul intratubular al unui schimbător de căldură, poziționarea orizontală a schimbătorului determină un coeficient α mai mare decât în cazul poziționării acestuia vertical.

Mărirea coeficientului global K se mai poate realiza și prin mărirea λ/δ - de obicei, în schimbătoarele de căldură acest raport are o valoare mare deoarece materialul din care se fac pereții schimbătoarelor au grosimi mici și conductivitate termică mare. De asemenea starea suprafeței cu care fluidele vin în contact este foarte importantă. Suprafața termică trebuie menținută curată, fără depuneri. Depunerile constituie rezistențe suplimentare la transferul de căldură conductiv.

Mărirea suprafeței de contactare a fazelor

Astfel în cadrul transferului termic, acest lucru este posibil prin utilizarea unor schimbătoare multitubulare cu mai multe mersuri, a unor schimbătoare cu plăci (suprafața plăcilor striată),

schimbătoare spirale sau schimbătoare cu aripioare, iar în transferul de masă, utilizarea unor coloane cu umplutura, a unor vase cu agitare.

De asemenea, mărirea suprafeței de contact interfazic se poate realiza și prin divizarea fazelor, folosind metode pasive sau active.

Amplificarea potențialului transferului se poate realiza și prin impunerea unei circulații în contracurent a fluidelor sau a fazelor.

Dacă există în cazul transferului de căldură de exemplu mecanism radiativ, se urmărește mărirea coeficientului de emisie cu care este proporțional fluxul de schimb termic radiativ.

METODE PASIVE DE INTENSIFICARE A FENOMENELOR DE TRANSFER

Metodele pasive de intensificare se caracterizează prin generarea de turbulență suplimentară în cămpul de curgere al fluidului, fără consum de energie din exterior. Acest deziderat este obținut prin amplasarea în spațiul de curgere a unor elemente fizice de geometrii diferite care deși constituie rezistențe suplimentare contribuind la creșterea indirectă a energiei consumate de utilajul de transport, contribuie la inițierea unor structuri convective turbulente ce intensifică transferul de proprietate.

Intensificarea transferului de căldură/ masa prin promotori de turbulență de suprafață

Prin *modificarea stării suprafețelor* de transfer obținută prin introducerea rugozității artificiale se poate intensifica transferul de căldură/ masă. Aceaste rugozități determină modificări ale stratului limită, reducându-l, ceea ce conduce la creșterea coeficienților individuali de transfer de proprietate, dar și a coeficientului de frecare.

Există mai multe tipuri de rugozități și anume, canal, nervură sau granular.



Figura 1 Rugozități de tip filet (a) (b) (c) trapezoidale (cu un început sau 6 începuturi) (d) triunghiulare

Rugozitățile de tip canal sunt profile obținute prin prelucrarea mecanică în peretele suprafeței de transfer sub formă de canale inelare de tip filet, cu diverse profile: trapezoidal, triunghiular sau alte geometrii ale șanțurilor (v. Figura 1).

Rugozitățile de tip nervură se realizează sub formă de:

- benzi subțiri metalice (v. Figura2), sudate longitudinal (a) sau transversal (c) pe exteriorul conductelor, nervuri dreptunghiulare sau triunghiulare prelucrate transversal, elicoidal (b) sau lamelar(d) pe suprafața exterioară a tuburilor spirale sau inele de sârmă (v. Figura 3), libere sau sudate pe suprafețele exterioare sau interioare.



Figura 2 Nervuri exterioare: (a)longitudinale (b)elicoidale (c)radiale (d)lamelare



Figura 3 Rugozități exterioare a-spiră de sârmă sudată b- fire libere

Rugozitățile granulare sunt asperități de forme și dimensiuni diferite, obținute prin frecarea suprafețelor metalice cu hârtii speciale și pastă de diamant.

Pentru transferul de căldură, în cazul curgerii fluidelor monofazice în asemenea sisteme, în literatură sunt propuse o serie de relații de calcul:

- de exemplu în cazul rugozităților de tip filet, pentru transferul de căldură în reactoare nucleare, se introduce un criteriu de eficacitate:

$$E_r = \frac{\alpha_r}{\alpha} \frac{f}{f_r}$$

unde: α_r și α sunt coeficienții de transfer convectivi, în prezența și respectiv în absența rugozității

f, fr sunt coeficienții de frecare în cazul conductei netede și cu rugozități.

O reprezentare grafică a criteriului de eficacitate funcție de raporturi între pasul canalelor și eu înălțimea rugozităților (p_r/h_r) indică că eficiența maximă a transferului se obține la valori ale raportului de 23 până la 28, în plus rugozitățile de tip finet cu șase începuturi sunt mai eficiente în transferul de căldură decât cele cu un singur început, așa cum se observă și în Figura 4:


Figura 4 Variația criteriului de eficacitate pentru diverse rugozități de tip filet

Pentru diverse tipuri de rugozități, în literatură sunt propuse ecuații criteriale de calcul a coeficienților de transfer de căldură/ masă a căror valori comparate cu cele obținute pentru suprafețele netede indică clar o creștere semnificativă a transferurilor de proprietate.

Schimbul de căldură în conductele rugoase se desfășoară cu același mecanism ca în conductele netede. Cu creșterea rugozității apare un efect mărit asupra structurii curgerii prin reducerea grosimii substratului laminar. Această reducere îmbunătățește transmisia căldurii prin stratul limită, în sensul micșorării rezistenței termice acestuia datorită intensificării transportului turbulent de masă. Difuzia turbulenta a căldurii este dependenta de numărul Prandtl, astfel încât acest efect va fi mai mare la valori mai ridicate ale criteriului Pr.

În cazul <u>proceselor de fierbere și condensare</u>, natura suprafeței materialului pe care are loc procesul respectiv are o influență însemnată. Pentru intensificarea, de exemplu, a fierberii nucleate se folosesc promotori precum pete de teflon sau alte materiale neudabile, fixate ori pe suprafață de încălzire ori în diverse orificii. Rezultatele cercetării au indicat că sunt necesare supraîncălziri reduse pentru activarea cavităților reprezentate de materialele aplicate, cu o creștere semnificativă a coeficienților individuali de transfer. De exemplu, utilizarea rugozității granulare în cazul fierberii hidrocarburilor duce la creșteri ale coeficientului de transfer de căldură de până la 200%.

Intensificarea transferului de masă este posibilă prin creșterea vitezei relative între faze și a ariei suprafeței interfaciale . Acestea sunt posibile prin curgerea fazelor sub formă de film subțire

peste suprafețe solide, prin divizarea lichidului în picături mici sau a gazului sub forma de bule în lichid.

Curgerea fazelor peste suprafețe solide de diverse forme, ca de exemplu în coloane de separare cu umpluturi din inele Raschig etc. sau, mai recent, peste umpluturi multistructurate de tip Sulzer (cilindri de sită metalică-v. Figura 5 a), umpluturi elicoidale confecționate din sârmă de oțel, sticlă sau polietilenă, determină o intensificare a turbulenței locale, deci o intensificare a transferului de masă. De exemplu, în cazul coloanelor cu umplutură Sulzer, se înregistrează o intensificare a transferului de masă de până la 250%, funcție de viteza lichidului în coloană, față de coloana fără umplutură.



Figura 5 Pachete umplutură (a)Sultzer (Mellapak) (b) Perform

Umplutura de tip Perform, confecționată din pachete de elemente ca în Figura 5b este o umplutură ce asigură o suprafață mare de contact și o secțiune liberă maximă pentru curgerea fazelor. Prin modul de amplasare al elementelor se realizează o turbulență intensă, cu reînnoirea continuă a straturilor limită. În general, este recomandată pentru rectificarea sub vid a lichidelor termosensibile.

Pentru intensificarea transferului de masă pot fi utilizate atât rugozități artificiale de suprafață cât și promotori sub formă de fire și benzi metalice montate perpendicular pe direcția de curgere sau sub formă de spirale. S-au înregistrat intensificări ale transferului de masă de 95% la curgerea peliculară.

Dispozitive de divizare a fazelor

Se introduc în coloanele cu talere cu scopul de a dispersa faza gazoasă sub forma de bule, iar faza lichida sub formă de picături.

În cazul circulației în contracurent a celor două faze, în locul talerelor normale, se utilizează variante constructive diferite dintre care mai cunoscute și întrebuințate sunt:

talerul jet, talerul jet -sită și talerul cu profile. Pe aceste talere, lichidul este total sau parțial transformat în picături de către curentul de gaz sau vapori. Condițiile hidrodinamice modificându-se în regim de picături sau de pulverizare determină o creștere a eficienței talerului, iar reținerea fazei lichide în coloană devine independentă de înălțimea pragului deversor și de viteza fazei gazoase. În comparație cu talerele clasice, aceste tipuri de talere prezintă avantajul că asigură dimensiuni reduse pentru coloanele în care sunt utilizate.



Figura 1 Tipuri de talere a. talet jet; b. talet jet-sită; c. taler cu profile

În cazul circulației în echicurent a celor două faze, se utilizează <u>dispozitive turbionare</u>. Pentru operația de rectificare, dispozitivul este format dintr-un tub central cu diametrul mic 1, pe care este fixată o suprafață elicoidală în trepte 2. Vaporii circulă ascendent și formează pe suprafața elicoidală un curent turbionar cu viteză mare. Lichidul este alimentat prin tubul central intră în curentul turbionar și este dispersat sub formă de picături mici. Sub acțiunea forței centrifuge, picăturile se deplasează spre peretele coloanei, unde sunt reținute de șicanele verticale 4 și apoi sunt dirijate în partea centrală, spre tuburile de injecție 3.



Figura 2 Dispozitive turbionare într-o coloană de contactare vapori-lichid Pentru coloane cu secțiunea rectangulară, au fost concepute dispozitivele turbionare formate din plăci conice (1, 2, 5), sită directoare (3), șicană curbă (4), preaplin(6).



Figura 3 Dispozitiv turbionar pentru o coloană cu secțiune rectangulară

Coloana este formată din trepte suprapuse, fazele au circulație turbionara, iar contactul gazlichid are loc atât în filmele ce se deplasează cu viteză mare cât și în regiunile turbionare. Acest tip de coloane se utilizează în operațiile de absorbție, în spălarea și uscarea gazelor, în uscarea materialelor granulare.

Elementele de contact turbionare pot înlocui supapele de pe talere. În acest caz, fiecare orificiu de pe taler este prevăzut cu două tuburi concentrice. Prin tubul interior, intră faza gazoasă care circulă ascendent. În tubul exterior se utilizează promotori statici de deplasare care fie se montează deasupra tubului (varianta A) sau în interiorul tubului (varianta B).



Figura 4 Coloana cu elemente de deplasare turbionară

1-tub de intrare a fazei gazoase, 2- tub concetric cu primul, 3 -conuri de separare, 4 paletă elicoidală

Prin deschiderea inelară dintre cele două tuburi, lichidul de pe taler este antrenat de faza gazoasă în mișcare ascendentă. Curentul bifazic capătă o circulație turbionară între paletele elicoidale 4. Sub acțiunea forței centrifuge, lichidul este dirijat spre periferia conurilor 3 și se reîntoarce pe taler, antrenând o cantitate mică de gaz.

În comparație cu talerele cu supape, productivitatea acestor coloane este de două-trei ori mai mare, deoarece creează o turbulență puternică și asigură o separare completă a fazelor la ieșirea din dispozitivul de contact.

Intensificarea transferurilor prin promotori de deplasare a fluidului (mixere statice)

Pentru intensificarea transferurilor de proprietate, se pot utiliza promotori de deplasare ce sunt dispozitive statice care se montează în interiorul conductei, creând o turbulență artificială în toată masa fluidului. Cele mai utilizate dispozitive sunt: plăcile perforate montate perpendicular pe direcția de curgere spirale de plane suprafețele comice benzi metalice răsucite, palete turbionare. Aceste dispozitive sunt deosebit de eficiente în cazul transferului termic la numere Reynolds mici. În figurile 5 și 6, sunt prezentate diverse tipuri constructive de promotori, montați în interiorul conductelor. Aceștia pot fi spirale plane (a), suprafețe conice(c), benzi metalice răsucite(d), palete turbionare(b),v. Figura 5.



Figura 5 Promotori de turbulență montați în conducte

Figura 6 prezintă căteva tipuri constructive de mixere statice des utilizate în industria chimică de azi, împreună cu evoluția în timp a turbulenței create.



Figura 6 Mixere statice moderne

Intensificarea fenomenelor de transfer Titular: E.lacobTudose

Efectul Marangoni și influența lui asupra intensificării fenomenelor de transfer

Operațiile cu transfer de masă sau de căldură se pot intensifica prin modificarea forțelor de tensiune superficială, fenomen datorat unui gradient de temperatură sau de concentrație (efectul Marangoni) sau ca urmare a introducerii în sistem a unor substanțe tensioactive.

Efectul Marangoni

Dacă pe o interfață lichid- lichid sau gaz- lichid apare un gradient de tensiune superficială, ca urmare a variației tensiunii superficiale cu temperatura (efect termocapilar), sau ca urmare a variației tensiunii superficiale cu concentrația (efect soluto-capilar), atunci zonele cu tensiune interfacială redusă se vor extinde pe interfață în timp ce zonele cu tensiunea interfacială ridicată se vor contracta. Aceste extinderi și contracții simultane ale zonelor cu tensiune interfaciala diferită determină o mișcare în planul interfeței cunoscută sub denumirea de efectul Marangoni.

Pentru o mai bună înțelegere a efectului, se consideră o cavitate rectangulară cu un film subțire de lichid, căruia i se aplică un gradient de temperatură. Odată ce diferența de temperatură a fost aplicată suprafeței orizontale libere a stratului de lichid, regiunile situate în apropierea peretelui rece vor tinde să se micșoreze în detrimentul regiunilor situate în apropierea peretelui fierbinte, determinând deplasarea suprafeței lichidului într-o direcție opusă gradientului de temperatură al suprafeței, adică de la peretele fierbinte spre peretele rece așa cum este reprezentat în Figura 7.



Figura 7 Convecție termocapilară într-un film subțire de lichid (efect Marangoni datorat gradientului de temperatură)

Video efect Marangoni: <u>https://www.youtube.com/watch?v=hksYbKYultc</u> https://www.youtube.com/watch?v=y44rQdiixuw



Figura 8 Efect Marangoni – structuri convective caracteristice – vedere de sus, vedere laterală

Mișcarea pe interfață și în zonele adiacente interfeței încetează când tensiunea superficială se uniformizează pe întreaga suprafață de contact a fazelor. Efectul Marangoni poate creea o turbulență interfacială organizată uneori sub forma unor vârtejuri numite și celule rotitoare, de dimensiuni variabile, de ordinul mm, în funcție de sistem și de durate de existență diferite. Turbulența interfacială poate fi declanșată de factori interni sistemul precum diferența dintre tensiunile superficiale ale fazelor în contact stau diferența de concentrație determinată de difuziunea unui component între faze și de pe turbați externe precum vibrații, distribuție neuniformă a temperaturilor, introducerea în sistem a unor substanțe tensioactive.

Efectul Marangoni este cel care stă la baza circulației interne pusă în evidență experimental în interiorul picăturilor de lichid sau a bulelor de gaz. În acest caz, variația gradientului de tensiune superficială este determinată de variația concentrației componentului care se transferă între faza dispersată și faza continuă. Intensitatea circulației interne depinde de valoarea tensiunii superficiale pe interfața elementului dispers și de dimensiunile picăturii sau bulei.

Efectul Marangoni duce la creșterea vitezei proceselor de transfer în special la sisteme stagnante și pentru circulația în echicurent. Pentru operația de extracție lichid- lichid în

echicurent, s-a constatat creșterea coeficienților globali de transfer de masă de până la 400%, numai dacă solutul se transferă din faza organică în faza apoasă.

Pentru operația de rectificare, efectul Marangoni este important în cazul coloanelor cu umplutura sau coloanelor cu talere sită. În acest caz, comportarea sistemului este influențată de diferența dintre tensiunile superficiale ale componenților. Dacă tensiunea superficială a componentului greu volatil este mai mare, efectul Marangoni va tinde să stabilizeze schimbul de lichid prin îngroșare, datorită extinderii zonelor adiacente cu tensiune superficială mai mică (v. Figura 9a). Dacă tensiunea superficială a componentului ușor volatil este mai mare, mișcarea determinată de efectul Marangoni va duce la ruperea filmului de reflux (v. Figuta 9b), cu un efect negativ asupra transferului de masă, deoarece se micșorează suprafața de contact dintre faze. În cazul coloanelor cu talere sita, apare același mecanism, spuma formată fiind stabilizată prin mecanism Marangoni numai dacă tensiunea superficială a componentului greu volatil este mai mare.



Figura 9 Efect Marangoni cu tendințe opusea. stabilizarea filmului; b. ruperea filmuluiZonele hașurate au tensiune superficială mai mică.

Influența efectului Marangoni asupra transferului de masă depinde de regimul de curgere a fazelor, aceasta ar fi mai puternică în sistem de curgere laminara și mai redusă în sistemele

de curgere turbulentă, deoarece turbulența hidrodinamică generează oricum procesul de reînnoire la interfață.

Efectul substanțelor tensioactive

Prezența substanțelor tensioactive influențează hidrodinamica interfețelor plane sau curbe, stagnante sau în curgere laminară. Adăugarea în sistemele bifazice de substanțe ce scadd tensiunea superficială cum sunt etanolul, izobutanolul, alchil aril sulfonat de sodiu a determinat creșteri ale vitezelor de transfer de masă în special prin creșterea interfeței de contact.

În operațiile de transfer termic în care are loc transformarea de fază (fierbere sau condensare) s-au obținut rezultate deosebite prin adăugarea substanțelor tensioactive. Dacă vaporii conțin aceste substanțe sau suprafața de transfer este impurificată cu astfel de produse (mercaptani, acidul oleic) care micșorează tensiunea superficiala a condensului, condensarea se realizează în picături. Coeficienții de transfer termic în acest caz sunt de 4-8 ori mai mari decât coeficienții pentru condensarea în film.

Intensificarea fierberii se poate face prin introducerea de detergenți în lichid care scad tensiunea superficială și măresc până la 30% coeficienții de transfer termic. În cazul fierberii nucleate, adăugarea de alcooli a produs o creștere a coeficientilor de transfer termic de până la 40%.

METODE ACTIVE DE INTENSIFICARE

Intensificarea proceselor de transfer prin utilizarea oscilațiilor

Această metodă constă în suprapunerea peste mișcarea normală a fluidelor a unei mișcări oscilatorii obținute prin utilizarea pulsațiilor și a vibrațiilor mecanice, sonice și ultrasonice.

Oscilațiile aplicate fluidelor pot fi: vibrații aplicate aparatului sau suprafeței solide în contact cu fluidul și pulsații aplicate mediului fluid.

Utilizarea vibrațiilor în intensificarea transferului de căldură

În transferul de căldură al fluidelor monofazice au fost supuși vibrațiilor, cu precădere cilindrii orizontali și suprafețele verticale. Cercetările au arătat că cele mai convenabile vibrații care conduc la creșterea coeficienților de transfer de căldură sunt cele aplicate la convecție forțată. În figura 1 se prezintă câteva dintre rezultatele obținute în acest sens.



Figura 1 Efectul vibrației suprafeței asupra transferului de căldură la mișcarea forțată a unui lichid în conductă: A –Re_o=380 (cavitație), B- Re_o=720 (cavitație), C-corelat, D- Re_o=541,

E: Re_o=5000, F - Re_o=20000, G - D_o=50,8mm, H - Re_o=645/420, I - Re_o=1140/862, J - Re_o=9500, K- corelat, L - Re_o=200, M - Re_o=400

Nota:Cavitația este fenomenul de formare a unor bule de vapori într-un sistem datorită scăderii presiunii și implicit a temperaturii la care lichidul vaporizează.

Această combinație de energie foarte concentrată și direcție focalizată face ca colapsul bulele de gaz să aibă un efect distructiv. Undele de șoc ale cavitație pot provoca vibrații severe care pot duce la deteriorarea utilajului.

Se observă că efectele asupra transferului de căldură sunt diverse, variind de la scăderea ale coeficientului de transfer până la creșteri de 300%, fenomenul depinzând de sistem și de intensitatea vibrației, definită ca produsul dintre amplitudine și frecvența oscilației. Când intensitatea vibrației este foarte mare poate apărea și fenomenul de *cavitație* așa cum se observă la curbele A^{*} și B^{*}, deoarece se produce o scădere însemnată a transferului de căldură. În general, din considerente tehnico- economice, aplicarea vibrațiilor nu este practică la utilajele mari.

În cazul fierberii și al condensarii, o serie de studii au arătat că aceste procese nu sunt afectate de vibrații.

Utilizarea pulsațiilor în intensificarea transferului de căldură

Pentru producerea pulsațiilor în fluid, se utilizează generatoare de forme constructive diverse. Acestea pot fi întrerupătoare de debit sau traductoare piezoelectrice (este un traductor electroacustic utilizat pentru conversie de presiune sau stres mecanic într-o alternativă forța electrică), ce realizează pulsații de la 1 Hz până la ultrasunete de 10⁶ Hz. De-a lungul timpului, s- au efectuat numeroase cercetări legate de transferul de căldură în cazul cilindrilor orizontali sau verticali. Câmpul sonor, realizat utilizând diverse sirene sau difuzoare, a fost orientat axial sau transversal față de suprafețele orizontale sau verticale. În unele cazuri, coeficienții de transfer de căldură la convecția liberă în lichide au crescut de la 30% până la 450 %, prin utilizarea sunetelor și ultrasunetelor. Acest mod de intensificare a transferului de căldură este totuși costisitor, în

comparație cu utilizarea convecției forțate. În figura 2, este reprezentată creșterea coeficienților de transfer în cazul utilizării pulsațiilor în canale.



Figura 2 Efectul pulsațiilor asupra transferului de căldură la curgerea lichidelor în conducte (A-L desemnează rezultatele obținute de diverși cercetători)

Se observă că această creștere este mai semnificativă în domeniul de tranziție de la curgerea laminară la cea turbulentă, respectiv pentru Re între 10³ și 10⁴. S-a demonstrat că în cazul pulsațiilor de frecvență joasă (cca 80 Hz), coeficienții de transfer de căldură cresc cu 50% la convecție forțată.

Utilizarea vibrațiilor și pulsațiilor în intensificarea transferului de masă

Utilizarea oscilațiilor conduce la intensificarea proceselor de transfer de masă precum extracție, dizolvare, sublimare sau în operațiile cu transfer simultan de căldură și masă, cum ar fi evaporarea rectificarea, uscarea. Și în cazul transferului de masă, intensificarea se realizează atât prin micșorarea rezistenței la transfer ca urmare a creșterii turbulenței în stratul limită și în volumul fluidului, dar și prin creșterea suprafeței de contact dintre faze.

Intensificarea proceselor de transfer de masă prin vibrare s-a studiat în cazul coloanelor cu film de fluid, a coloanelor cu umplutură, în coloanele cu fază continuă și o fază dispersată sub forma de bule, picături, particole solide dar și în coloane cu dispozitive de agitare.

Intensificarea transferului de masă în film descendent prin pulsarea fazei gazoase indică o creștere a absorbției amoniacului în apă de 210% în condiții de rezonanță față de sistemul neoscilat. Pentru calculul coeficientului total de absorbție, se pot folosi ecuațiile empirice de mai jos:

$$k_{ps} = 2,93a^{0,385}\vartheta^{0,538}$$
 pt $1 < \vartheta < 9,3$ Hz
 $k_{ps} = 73,2a^{0,538}\vartheta^{0,902}$ pt $9,3 < \vartheta < 15$ Hz

în care: k_{ps} este coeficientul total de absorbție, kmoli/m²h

a este amplitudinea, m

 ϑ este frecvența, Hz.

Și în acest caz se constată că efectul oscilațiilor asupra intensificării scade cu creșterea criteriului Re.

Aplicarea vibrațiilor la coloanele cu umplutură determină o intensificare a transferului de masă prin realizarea unei distribuții uniforme a lichidului în umplutură, o acoperire uniformă a suprafeței de contact, cu viteze relativ mari de curgere a fazelor, gradienți mari de viteză la interfață și turbulență în filmul de lichid.

S-a stabilit că vibrarea verticală a umpluturii coloanelor este mai eficientă decât utilizarea pulsației unei faze.

În cazul utilizării unor dispozitive pentru dispersarea unei faze sub formă de picături de lichid, bule de gaz, particule solide și a oscilării sistemului se obțin intensificări notabile ale transferului de masă.

Pentru calculul transferului de masă, s-au stabilit următoarele relații:

-sisteme de particule solide-fluid:

Pentru un cilindru vibrat în fluide incompresibile:

$$Sh = 0.746 Re^{0.8} Sc^{0.33} \left(\frac{a}{r}\right)^{1/6}$$

unde *r* este raza cilindrului,

$$Re = \frac{2\omega ar}{\vartheta_f}$$

 ω este pulsația, în rad/s,

a este amplitudinea, în m,

 ϑ_f este vâscozitatea cinematică a fluidului.

Pentru sfere solide în apă:

$$Sh = 18,2Re_m (0,076 + 0,03a/d_p)Sc^{0,33}$$
 pentru $Re_m = 3800$
 $Sh = 45,7Sc^{0,33}$ pentru $Re_m = 7500$

unde d_p este diametrul sferei

$$Re_m = \frac{4\rho a\vartheta d_p}{\eta}$$

-sisteme de picături de lichid-gaz

Pentru evaporarea unei picături de apă în curent de aer pulsat, în figura 3 se prezintă variația coeficientului de transfer de masă cu frecvența.



Frecvența, ϑ , Hz

Figura 3 Variația raportului Sh_p/Sh cu frecvența pulsațiilor (Re_{apa}=27,5)

a=0,047 m;
a=0,086 m;
a=0,140m;

-sisteme bule de gaz-lichid

Dintre multiplele studii, se remarcă variația criteriului Sherwood în funcție de accelerația vibratorie (dată de produsul pulsație²·amplitudine, $\omega^2 a$) la mișcarea unei bule de gaz într-o coloană de lichid vibrată, prezentată în figura 4.





Pulsarea fazei fluide se poate realiza cu dispozitive mecanice, electromecanice (de exemplu, membrane acționate de un vibrator electrodinamic) sau cu generatoare de sunete în domeniul acustic sau ultrasonic.

Sunt utilizate cu precădere pompele cu piston, pompele cu diafragmă, burduf, fără supape la pulsarea gazelor și pompele cu piston perforat la coloanele de lichid.

INTENSIFICAREA FENOMENELOR DE TRANSFER CU AJUTORUL OSCILAȚIILOR (METODE ACTIVE)

Mișcarea oscilatorie poate fi creată prin utilizarea pulsațiilor sau a vibrațiilor. În cazul pulsațiilor, mișcarea oscilatorie se aplică mediului fluid, înainte de intrarea în utilaj sau într-o anumită zonă a utilajului. În cazul vibrațiilor, oscilația se aplică direct utilajului sau unei suprafețe solide aflate în contact direct cu fluidul.

Oscilațiile pot fi produse pe cale mecanică, cu ajutorul undelor sonore sau a ultrasunetelor.

Cele mai utilizate sunt oscilațiile sinusoidale, acestea fiind longitudinale când se aplică pe direcția axei utilajului, sau transversale, când se aplică pe o direcție perpendiculară sau înclinată față de axa utilajului.

Oscilațiile se caracterizează prin următoarele mărimi:

- viteză unghiulară, $\omega = 2\pi n/60$ (rad/s)

- frecvență, f= $\omega/2\pi$ (Hz=s⁻¹) sau perioadă T(s)
- amplitudine a (m)

Se mai utilizează și intensitatea oscilației, dată de produsul dintre amplitudine și frecvență: I=a f(m/s)

Mecanisme de intensificare prin oscilații

Aplicând oscilații sistemului, se creează condiții hidrodinamice mai favorabile desfășurării procesului de transfer, se mărește suprafața de contactare dintre faze și se uniformizează durata de staționare a fazei dispersate sub formă de bule, picături sau granule. Mecanismele de intensificare sunt detaliate mai jos:

1. Creșterea turbulenței.

Aplicarea oscilațiilor are ca efect apariția turbulenței de oscilare, care determină o scădere a rezistenței la transfer a straturilor limită adiacente interfeței. Ca urmare, coeficientii globali de transfer de căldură și de masă cresc foarte mult, de două sau chiar de trei ori. Turbulența de oscilare este influențată de mărimea amplitudinii și frecvenței.

Oscilațiile au fost utilizate pentru intensificarea procesului de absorbție. În acest caz, influența pozitivă intervine numai la curgerea laminară a gazului, când crește cu amplitudinea și respectiv, prezintă un maxim pentru o frecvență caracteristică sistemului ce trebuie separat.

Transferul de căldură a fost studiat în schimbătoare multitubulare, când fluidul din spațiul intertubular a fost pulsat, iar prin țevi circulă un agent termic.

La pulsarea unui gaz, efectele favorabile apar în regim laminar și cresc cu maxim 50%, iar la lichide, efectul este mai puternic, de până la 300%, funcție de amplitudinea și frecvența utilizate.



Fig.1 Creșterea coeficienților de transfer de masa din faza gazoasă funcție de frecvența și amplitudinea oscilațiilor

2.Înnoirea suprafeței de contact

Conform modelului Danckwerts, la suprafața de contact dintre faze transferul are loc prin elemente de volum de fluid care se reînnoiesc mereu. Oscilațiile au ca efect mărirea frecvenței de formare și distrugere a acestor elemente. Acest proces de înnoire mai frecventă a suprafeței de contact contribuie la intensificarea transferului de masă.

3. Creșterea suprafeței de contact.

Acest efect joacă un rol deosebit de important operația de extracție lichid -lichid ce se desfășoară în coloane cu talere sită. Transferul de masă are loc între două faze lichide, de densități diferite. Faza grea o constituie faza cu cea mai mare densitate, care se introduce pe la partea superioară a coloanei, circulând descendent prin tuburi deversoare. Cealaltă fază, de densitate mai mică, numită și faza ușoară, este introdusă pe la baza coloanei, fiind dispersată în picături în urma trecerii prin perforațiile talerului, având o circulație ascendentă prin coloană. Suprafața de transfer de masă este dată de suprafața tuturor picăturilor din sistem. În coloanele fără pulsații sau cu pulsații extrem de mici, formarea picăturilor are loc în regim de amestecare, deasupra talerului formându-se numai picături ale fazei ușoare.



Fig.2 Regimuri hidrodinamice diferite în coloana de extracție lichid-lichid cu talere sită și deversoare (1-coloană; 2- taler sită; 3-deversor)

Dacă se aplică pulsații de intensitate mică, apare un regim de tranziție caracterizat prin formarea de picături în ambele faze, o parte din faza grea curgând prin deversoare iar cealaltă parte fiind dispersată în faza ușoară. La intensități mari ale pulsațiilor apare regimul de emulsionare, când ambele faze sunt sub formă de picături, trecând simultan prin orificiile talerului.

Cele 3 regimuri descrise sunt separate prin puncte de discontinuitate. Fracția de fază dispersată, x_d, se calculează cu relațiile:

- pentru regimul de amestecare: $x_d = 0.52 \left(\frac{af}{v_d}\right) \left(1 + \frac{v_d}{v_c}\right) h^{-1.2} d^{-0.26}$ -pentru regimul de tranziție: $x_d = 0.42(af) v_d^{0.37} \left(1 + \frac{v_d}{v_c}\right)^{-0.7} h^{-0.68} d^{-0.37}$ - pentru regimul de emulsionare: $x_d = 0.54(af)^{2.4} \left(1 + \frac{v_d}{v_c}\right)^{-0.7} h^{-1.2} d^{0.89}$

în care v_d este viteza fazei disperse, v_c este viteza fazei continue, a este amplitudinea, f este frecvența, h este distanța dintre talere, d este diametrul orificiilor de pe taler.

În regimul de emulsionare, fracția de picături formate crește foarte mult ceea ce conduce la o suprafață de contact mărită, și ca urmare, la o intensificare a procesului de extracție lichid-lichid.

In extracția solid- lichid, utilizărea pulsațiilor pentru faza lichidă, poate conduce la o creștere cu 300% a transferului de masă, în special în procesul de extracție a uleiurilor vegetale. Oscilațiile produc o scădere a mărimii particulelor solide, respectiv o creștere a numărului lor. De asemenea, au loc fenomene ca distrugerea membranei celulare sau apariția cavitatiei (fenomen în care se formează bule de gaz/ vapori în interiorul unui lichid în mișcare sau sub acțiunea unor câmpuri externe, de ex. câmp ultrasonic) produse de pulsarea masei de lichid.

4. Creșterea și uniformizarea duratelor de staționare

Prezența oscilațiilor produce scăderea dimensiunilor caracteristice elementelor din faza dispersată, a căror viteză de deplasare se micșorează. Ca urmare, durata de staționare respectiv durata de contactare a fazelor crește și se uniformizează. Datorită scăderii vitezei de deplasare a particulelor, crește reținerea adică crește fracția volumică a fazei disperse din utilaj. O valoare minimă a vitezei de deplasare apare la așa numită frecvența de rezonanță a particulei. La rezonanță, frecvența proprie caracteristică a sistemului pulsat sau vibrat este egală cu frecvența oscilatorului (aplicată), iar amplitudinea oscilației devine maximă. Experimental, s-a demonstrat că eficacitatea introducerii oscilațiilor depinde de raportul vitezelor celor două faze discontinue (dispersată) și continuă (v_d/v_c), de natura sistemului și de intensitatea oscilațiilor.

5. Modificarea suprafeței libere a fazei lichide

În utilajele în care faza lichidă prezintă o suprafață libera continuă, de exemplu sub formă de film, introducerea de pulsații în fază gazoasă duce la modificarea acesteia. La frecvențe mici, suprafața preia exact mișcările oscilatorii, iar la frecvențe mai mari, suprafața oscilează intens, fiind antrenate bule de gaz în masa lichidului. Odată cu creșterea frecvenței, crește turbulența

suprafeței și o parte din lichid este dispersat sub formă de picături în faza gazoasă. Aceste modificări produc o intensificare de până la 200% a transferului de masă.

Moduri de producere a oscilațiilor

Într- un sistem dat, oscilațiile pot fi aplicate prin următoarele metode:

1. pulsarea fazei fluide continue (lichid sau gaz);

2. vibrarea unor suprafețe solide că de exemplu tuburi, pereți, fire care vin în contact cu un film de lichid;

3. vibrarea suporturilor de bază sau a întregului utilaj;

4. vibrarea unor elemente constructive montate în interiorul utilajului, ca de exemplu corpuri de diferite forme, talere, agitatoare.

Pulsarea fazei influente se poate realiza cu dispozitive mecanice, dispozitive electromecanice, cu generatoare de sunete sau generatoare de ultrasunete. Cel mai des utilizate sunt dispozitivele mecanice precum pompă cu piston sau pompă cu diafragmă.

Generatoarele de vibrații sunt de obicei de natură electromagnetică sau mecanică, cele mecanice având mase excentrice acționate de motoare electrice.

Intensificarea operațiilor de transfer prin utilizarea oscilațiilor conduce de obicei la micșorarea dimensiunii utilajelor pentru o aceeași productivitate și calitatea produselor sau, pentru aceleași dimensiuni ale utilajelor, la o productivitate mai mare și o calitate a produselor mai bună. În estimarea costurilor, trebuie însă introduse și cheltuielile aferente producerii oscilațiilor.

Se recomandă, dacă este posibil, operarea în domeniul frecvențelor de rezonanță, când se obține intensificarea maximă a transferului de proprietate cu un consum minim de energie. Frecvența de rezonanță depinde de înălțimea aparatului, nefiind influențată de diametru.

Aplicații ale pulsațiilor în transferul de căldură

Intensificarea transferului de căldură prin utilizarea pulsațiilor cu cele mai bune rezultate sa obținut pentru sisteme disperse gaz- solid. Aplicând pulsații agentului termic gazos la intrarea în schimbătorul de căldură, se obține un strat pulsatoriu dispers. Pentru a obține o intensificare maximă a transferului, pentru fiecare caz de încălzire, răcire sau uscare a solidului granular, trebuie stabilite amplitudinile și frecvențele optime ale pulsațiilor. În acest sens, se poate considera o instalație de ardere a cărbunelui în calitate de combustibil solid într-o centrală termică. Transferul de căldură are loc într-o conductă verticală formată din mai multe tronsoane conice 2. Agentul termic este aer atmosferic, încălzit în prealabil întru -un schimbător de căldură extern 5. Circulația se realizează în contracurent. materialul granular se introduce pe la partea superioară a conductei, dintru un buncăr de alimentare 1, iar materialul granular cald este depozitat în buncărul 6 și se evacuează la bază cu ajutorul unui transportor elicoidal 7.



Fig3. Instalație de ardere a cărbunelui (combustibil)

 1- buncăr de alimentare; 2- tronson de conductă de formă conică; 3- ventilator, 4- dispozitiv de generare a pulsațiilor; 5- schimbător de căldură;6- buncăr de depozitare; 7- transportor elicoidal;
 8 - ciclon.

Oscilațiile fazei gazoase sunt generate de către un dispozitiv cu acționare automată 4, montat pe conducta de aspirație a ventilatorului 3. La ieșirea din conducta verticală, aerul intră într-un ciclon 8, pentru reținerea particulelor solide antrenate, după care se evacuează în exterior. Conducta verticală are secțiune variabilă, cu îngustări și lărgiri succesive. Prin acumularea solidului granular la baza tronsoanelor conice, se realizează o amestecare suplimentară și se amplifică pulsațiile gazului.

Aceeași metodă se poate aplica și pentru o circulație în echicurent a celor două faze. În aceste condiții, pe înălțimea conductei se pot delimita mai multe zone în care au loc succesiv încălzirea și uscarea materialului granular, arderea combustibilului și răcirea produselor finale.

Aplicații ale vibrațiilor în procesele de transport, mărunțire și clasare ale solidelor

Vibrațiile produse pe cale electromagnetică sunt extrem de eficiente în transportul materialelor granulare corozive, abrazive, având temperaturi foarte mari sau foarte mici. Vibratorul electromagnetic se aplică pe suprafața exterioară a utilajelor de transport, acestea putând fi închise - transportoare tubulare cu lungimi de maxim 30 m- sau deschise - transportoare cu bandă - sau elicoidale, montate în poziție verticală. Vibrațiile produse electromagnetic se pot utiliza și în cazul dozatoarelor.



Fig.4 Schema unui vibrator electromagnetic

1- suprafață vibrată; 2- placa vibratorului; 3- unitate comandă; 4- electromagnet;

5- transmisie;

Se pot obține frecvențe de până la 120 Hz. Caracteristicile vibrațiilor pot fi ușor modificate și reglate, funcție de natura materialului transportat sau dozat.

Vibrațiile se mai utilizează în mod frecvent pentru o mărunțire fină a solidelor. Un utilaj des folosit în acest sens este moara vibrată. Vibrarea morii, ce conține aproximativ 80% corpuri de măcinare, se face pe cale mecanică. Deși eficacitatea mărunțirii este foarte bună, în timp apare o solicitare intensă a elementelor constructive ale morii și a elementelor de suport.



Fig.5 Instalație de sortare și clasare a sistemelor polidisperse solide

Utilizarea vibrațiilor este deosebit de eficientă în operația de clasare și sortare a sistemelor polidisperse solide, caracteristice industriei chimice, industriei farmaceutice și industriei alimentare. În acest scop, se folosesc utilaje formate din mai multe site suprapuse (Fig.5), înclinate la aproximativ 15°. Prin intermediul unui excentric acționat se imprimă ansamblului o mișcare oscilatorie. Sitele sunt amplasate în ordinea descreșterii ochiurilor. La capătul fiecărei site se separă o anumită fracțiune granulometrică.

Sitele vibratoare sunt prevăzute cu o legătură elastică între dispozitivele de cernere și antrenare, prin intermediul unor arcuri.

În comparație cu sitele rotative, formate din cilindri de tablă perforată care se rotesc în jurul axului, cele vibrate au un consum de energie de 10 ori mai mic, productivitate mai mare și uzură mai redusă.

Aplicații ale oscilațiilor în utilaje cu film lichid

Tehnica filmului subțire este utilizată în industrie pentru evaporarea soluțiilor, în absorție, rectificare, reacții gaz- lichid, încălzire, răcire și condensarea vaporilor. Lichidul curge sub forma unui film subțire, pelicular, de-a lungul unei suprafețe solide ce poate fi plană, cilindrică sau de o altă geometrie. Curgerea în film subțire se poate realiza sub acțiunea forței gravitaționale, a forțelor de frecare, de tensiune superficială sau a forței centrifuge.

Regimul de curgere se stabilește funcție de valoarea criteriului Reynolds, definit cu relația:

$$Re = \frac{4M_m}{\delta\eta}$$

în care Mm este debitul masic de lichid, η este vâscozitatea lichidului, iar δ este grosimea medie a filmului de lichid. Curgerea se consideră laminară pentru Re<1600, suprafața liberă a filmului fiind neteda numai la debite foarte mici, pentru Re<20. La debite mai mari, pe suprafață apar valuri ce sunt caracterizate de amplitudini mari și instabilitate, în regim turbulent, pentru Re>1600. Prezența valurilor modifică suprafața liberă a lichidului, generând turbulență și având un efect pozitiv asupra fenomenelor de transfer.

Intensificarea în filme subțiri de lichid a fost studiată în special pentru operația de absorție. În acest caz a fost pulsată faza gazoasă, a fost supus vibrării suportul solid al filmului de lichid și întregul ansamblu. În toate cazurile, s-au obținut valori mult mai mari ale coeficientului individual de transfer de masă din filmul de lichid. Și în acest caz, efectul pozitiv al oscilațiilor depinde de frecvență și amplitudine, dar și de regimul de curgere al filmului. Depinzând de sistemul gaz lichid studiat, coeficientul de transfer de masă prezintă un maxim la o intensitate caracteristică a oscilației, cele mai mari valori apărând în regim laminar.



Fig.6 Mărirea coeficientului de transfer de masa din faza lichidă

Utilizarea oscilațiilor intensifică transferul de masă modificarea condițiilor hidrodinamice la interfața dintre cele două faze. În cazul curgerii laminare a filmului, se micșorează grosimea stratului limită laminar, se creează turbulență de suprafață și crește suprafața de contact datorită apariției valurilor. La curgerea turbulentă, se micșorează substratul laminar și pe suprafața liberă a filmului, se regasesc valuri de frecvență și amplitudine mai mare ce intensifică transferul.

Un caz particular al curgerii în film subțire îl constituie coloanele cu umplutură, în care pelicula de lichid se formează pe suprafața corpurilor de umplere, faza gazoasă curgând în contracurent, prin spațiile rămase libere. Coloanele cu umplutură prezintă multe avantaje, cum ar fi suprafața de contact mare, pierderea de presiune mică, o construcție simplă și ușor de utilizat. Ca principal dezavantaj, se poate menționa dificultatea de a avea o distribuție uniformă a celor două faze, gazoasă și lichidă, pe întreaga secțiune transversală a coloanei. Lichidul are tendința de a curge preferențial prin zona din imediata apropiere a peretelui, ceea ce conduce la apariția unor curgeri radiale, care scad eficacitatea coloanei.

Distribuția neuniformă a lichidului pe secțiunea coloanei este nefavorabilă și în cazul rectificării, când debitul de lichid este important, mai ales la cifre mari de reflux. În acest caz, s-a studiat vibrarea coloanei la frecvențe și amplitudini mici. Se pot utiliza vibratoare electromagnetice cu frecvențe de ordinul zecilor de Hz și amplitudini de 1-3 mm. Nu sunt recomandate intensități mai mari ale vibrațiilor, acestea având efecte nefavorabile asupra corpurilor de umplere.



Fig.7 Coloană de rectificare cu umplutură

 1- coloană de rectificare cu umplutură; 2- condensator; 3- fierbător; 4- distribuitor de lichid Vibrarea umpluturii determină o distribuție uniformă a lichidului și a vaporilor pe secțiunea transversală a coloanei, precum și udarea completă a corpurilor de umplere, indiferent de valoarea debitului de reflux. Eficacitatea coloanei crește proporțional cu intensitatea vibrațiilor, dar efectul acestora scade la debite foarte mari de reflux și pentru corpuri de umplere de dimensiuni mici. Rectificarea în coloane vibrate se recomandă pentru separare a componenților ce au volatilități apropiate.

Efectul oscilațiilor în extracția lichid-lichid

Pentru creșterea eficacității coloanelor de extracție lichid- lichid, se pot utiliza oscilații generate prin două metode:

- prin pulsarea uneia din fazele lichide, de obicei a fazei cu densitate mai mică;

- prin vibrarea întregii coloane sau a unor dispozitive Interne, cum ar fi talerele perforate sau agitatoarele.

Se consideră ca exemplu o coloană cu talere perforate, fără deversoare, în care pulsarea lichidului se realizează cu o pompă cu piston sau o pompă cu membrană. Coloana este operată în regim de emulsionare, cu cele două faze, ușoară și grea, circulând în sens contrar prin perforațiile talerelor. La debite mari ale fazei grele, coloană poate fi prevăzută și cu deversoare.

Pentru intensificarea transferului de masă, se pot vibra talerele perforate din interiorul coloanei. S-a constatat că cea mai bună soluție este alternarea unui taler vibrat cu unul fix, de formă inelară, prins de peretele coloanei.



Fig.8 Coloane de extracție lichid-lichid

1- coloană de extracție; 2- talere perforate;

1- coloană de extracție;2- arbore central

3- pompă cu piston; 4- pernă de gaz inert.

3- taler fix perete; 4- taler vibrat.

light liquid- faza ușoară; heavy liquid - faza grea

Pentru sistemele lichid- lichid ce au densități apropiate și sunt dificil de dispersat, între două talere consecutive se pot monta agitatoare. Rezultate foarte bune s-au obținut folosind agitatoare cu palete verticale perforate (Fig.9), la care sensul de rotație se schimbă la intervale fixate în timp. Peste curgerea axială a fazelor în contracurent, se suprapune o deplasare radială cu turbulență locală generată la ieșirea lichidului prin perforații. În funcție de condițiile de lucru, performantele extractorului pot crește și de până la 10 ori.



Fig.9 Agitatoare cu palete perforate

Cele două metode de intensificare, pulsarea unei faze și utilizarea de agitatoare, se pot aplica concomitent. S-au construit coloane de extracție cu talere fixate de axul central aflate în mișcare de rotație sau coloane în care s-au introdus agitatoare centrifugale în zona dintre două talere fixe. Concomitent , s-a imprimat o mișcare pulsatorie pentru una din fazele lichide.

Utilizarea ultrasunetelor pentru producerea oscilațiilor

Ultrasunetele sunt unde acustice cu frecvența cuprinsă între 16 kHz și 10⁶ kHz. Pentru Intensificarea operațiilor cu transfer de căldură și de masă, în medii lichide sau gazoase, sunt importante undele ultrasonice longitudinale plane. Acestea au traiectorie liniară, se propagă prin orice mediu elastic gazos, lichid sau solid și determină deplasarea particulelor în direcția propagării undelor. Regiunea mediului elastic prin care se propagă undele ultrasonice și care se găsește în stare de vibrație se numește câmp ultrasonic. În orice punct din câmpul ultrasonic, presiunea totală este dată de suma dintre presiunea statică în acel punct și o presiune acustică instantanee:

$$P = p_{st} + p_i$$

Viteza de propagare a ultrasunetelor depinde de elasticitatea mediului. În cazul gazelor, viteza de propagare este influențată de temperatură și de structura moleculară a gazului și se poate calcula cu relația:

$$v_u = \sqrt{k \frac{RT}{M}}$$

în care k este indicele adiabatic, R este constantă universală a gazelor, T este temperatura absolută, M este masa moleculară.

Propagarea undelor este însoțită de o pierdere de energie caracterizată prin constanta de atenuare. Atenuarea ultrasunetelor este determinată de absorbția în mediu prin frecarea internă (efecte de vâscozitate), transfer termic prin conducție și radiație, ciocniri intermoleculare și fenomenul de rezonanță.

În cazul lichidelor, viteza de propagare se poate calcula cu relația:

$$v_u = \sqrt{\frac{1}{k_c \rho}}$$

în care k_c este compresibilitatea lichidului, iar ρ este densitatea.

Viteza de propagare în lichide variază invers proporțional cu temperatura, cu excepția apei, la care apare un maxim la 74°c, este minimă. Presiunea determină creșterea liniară a vitezei de propagare până la valori de 500 at. Atenuarea ultrasunetelor în lichide este mult mai pronunțată decât în gaze și intensitatea lor scade rapid cu creșterea distanței față de sursa de generare. Ultrasunetele sunt utilizate industrial pentru realizarea următoarelor operații: sedimentarea particulelor solide din gaze, filtrarea suspensiilor, formarea emulsiilor, transfer de căldură, uscare, cristalizare, reacții chimice

Sedimentarea în câmpul ultrasonic.

Ultrasunetele produc ciocniri între particulele dispersate, care se aglomerează rezultând particule cu dimensiuni mult mai mari. Viteza de sedimentare crește foarte mult și pot fi separate și particulele ultrafine.Productivitatea utilajelor este foarte ridicată în condiții de expunere la câmpul ultrasonic pe o perioadă de 4-5 s. Pe același principiu se bazează și sedimentarea picăturilor din aerosolii lichizi. Metoda prezintă numeroase avantaje precum posibilitatea de a purifica gaze de temperaturi ridicate, separarea particulelor polidisperse, purificarea gazelor inflamabile, fiabilitate ridicată, preț de cost mai mic în comparație cu metodele electrostatice.

Filtrarea în câmp ultrasonic

În cazul suspensiilor, aplicarea ultrasunetelor este limitată de apariția fenomenului de cavitație în faza lichidă. Ultrasunetele se utilizează pentru vibrarea suprafeței filtrante. În acest mod, se evita astuparea porilor materialului filtrant cu particule de dimensiuni mici și se împiedică depunerea precipitatului pe suprafața de filtrare. Generatorul de ultrasunete este montat la partea superioară a filtrului. Vibrațiile sunt transmise materialului filtrant prin intermediul unei bare cu secțiune variabilă. Materialul filtrant este montat astfel încât vibrează ca un piston rigid. Suspensia are o circulație ascendentă, lichidul trecând prin porii materialului și fiind evacuațt sub formă de

vibrațiilor se desprind și se depun la baza filtrului, de unde se evacuează precipitatul.



1- filtru, 2- material filtrant, 3- bară pentru transmiterea vibrațiilor, 4- generator de ultrasunete

Formarea emulsiilor

Prin utilizarea ultrasunetelor se obțin emulsii stabile, omogene, cu grad mare de dispersie. Ttimpul de amestecare este redus și scade concentrația de emulgator necesară pentru stabilizare. deoarece ultrasunetele au și un efect de coagulare a particulelor, pentru a obține o emulsie fiind dispersată se utilizează ultrasunete de intensitate mică și cu o durată scurtă de aplicare.

Transfer de căldură

Prin aplicarea de vibrații ultrasonice țevilor unui schimbător de căldură multitubular, se mărește viteza transferului termic și în plus, se evită fenomenul de depunere a crustelor pe suprafața țevilor.

Uscare

Ultrasunetele au, în acest caz, două efecte de intensificare a operației:

-creșterea forței motrice a transferului de masă și mărirea vitezei de transport a vaporilor de deasupra materialului, prin creșterea turbulenței gazului. În câmp ultrasonic, uscarea se poate realiza la temperaturi mai scăzute, astfel evitându- se degradarea termică a materialului și se reduce durata de uscare, ceea ce înseamnă o creștere a productivității. Cele mai bune rezultate s-au obținut la uscătoarele cu strat fix, cu o grosime de maxim 6 cm a stratului de material.

Cristalizarea

Ultrasonicarea poate fi utilizată pentru a controla nucleația și creșterea cristalelor. Cavitația ultrasonică generează microbule care promovează formarea de nuclee și distribuția uniformă a dimensiunii cristalelor. Metoda are aplicații în obținerea cristalelor fine de zahăr sau sare precum și în purificarea compușilor farmaceutici prin cristalizare controlată.

Reacții chimice

Ultrasonicarea crește rata reacțiilor chimice prin crearea unor condiții extreme la nivel local (presiuni și temperaturi foarte mari). Aceste condiții sunt generate prin colapsul bulelor de cavitație, facilitând reacții chimice altfel dificile. Câteva dintre reacțiile intensificate prin ultrasonicare sunt: reacțiile de oxidare, polimerizările, reacții de sinteză nanoparticule.

În concluzie, ultrasonicare prezintă numeroase avantaje cum ar fi reducerea timpului necesar procesării, adaptabilitatea la cantități mici de reactivi chimici și solvenți, versatilitate deoarece poate fi aplicată la o gamă largă de procese din diverse industrii precu cea farmaceutică, alimentară, a materialelor avansate.

Intensificarea fenomenelor de transfer prin utilizarea stratului fluidizat

Fluidizarea este o tehnică de contactare a unei faze solide granulare cu o fază fluidă, stratul fluidizat format arvând proprietăți asemănătoare lichidelor. Fluidizarea este o metodă importantă de intensificare a fenomenelor de transfer, deoarece asigură o suprafață mare de contact între faza fluidă și faza solidă, o agitare intensă a stratului de granule si provoacă turbulențe locale.

Acest procedeu a fost utilizat pentru prima dată în 1921, de Winkel, pentru gazeificarea cărbunilor. În prezent, stratul fluidizat are numeroase aplicații industriale: prăjirea minereurilor, hidrogenarea cărbunilor, cracarea catalitică, uscarea materialelor, amestecarea solidelor, acoperirea particulelor cu pelicule subțiri, adsorbția, cristalizarea, extracția solid – lichid etc.

Fluidizarea se poate realiza într-un utilaj în care materialul solid în stare granulară este așezat pe un suport perforat, străbătut în sens ascendent de un fluid al cărui debit este reglabil. La viteze mici ale fluidului, stratul rămâne fix și are loc curgerea fluidului prin spațiile libere. La o anumită valoare a vitezei, numită viteză minimă de fluidizare, granulele sunt susținute de curentul de fluid, încep să se deplaseze și stratul are aspectul unui lichid în fierbere. Pe măsură ce crește viteza, circulația granulelor în strat se amplifică, similar cu o fierberte intensă. Când se atinge viteza de antrenare, granulele încep să fie transportate de faza fluidă. Dacă fluidul este un gaz are loc un transport pneumatic, iar dacă este un lichid începe transportul hidraulic. Domeniul de existență a stratului fluidizat este cuprins între viteza minimă de fluidizare și viteza de transport.

Un strat fluidizat cu gaze poate avea o structură omogenă sau neomogenă, în timp ce un strat fluidizat cu lichide, datorită diferenței mici de densitate, are întotdeauna o structură omogenă. Fluidizarea neomogenă se caracterizează prin prezența agregatelor de particule solide și prin trecerea unei părți a gazului de fluidizare prin strat sub formă de bule.



În cazul straturilor neomogene pot să apară unele defecte ca pistonarea sau canalizarea. Fenomenul de pistonare apare la straturile de înălțime mare, când

7

întregul strat, sau numai o porțiune din el, este ridicată ca un piston de agentul de fluidizare. Fenomenul poate să apară și în cazul granulelor umede, când forțele de suprafață le mențin sub formă de bloc. Defectul poate fi evitat prin micșorarea raportului dintre înălțimea stratului și diametrul coloanei. Canalizarea apare la granule care au tendința de aglomerare și se manifestă prin formarea de canale în interiorul stratului, prin care trece cea mai mare parte din gaz. Pentru evitarea acestui defect se pot utiliza agitatoare, sau se vibrează distribuitorul.

Utilizarea fluidizării este limitată de granulația materialului solid. Materialele cu granulație foarte mică nu pot fi fluidizate din cauza tendinței de aglomerare, iar cele cu granulație mai mare de 3 mm nu pot fi fluidizate deoarece în utilajele de dimensiuni mari apar zone preferențiale de curgere a agentului de fluidizare.

X Hidrodinamica stratului fluidizat

Între agentul de fluidizare și stratul de granule are loc un schimb de energie care are ca efect scăderea presiunii agentului de fluidizare. Variația căderii de presiune în funcție de viteza agentului de fluidizare este o curbă caracteristică, din care se poate stabili domeniul de fluidizare.

La viteze mici ale gazului are loc o curgere în strat fix; căderea de presiune a fluidului la trecerea prin strat crește proporțional cu viteza (curba AB). În punctul B se atinge viteza minimă de fluidizare și pierderea de presiune devine egală cu



presiunea corespunzătoare greutății stratului. Se constată o expandare a stratului, granulele fiind mentinute în stare de suspensie de curentul de fluid. Pierderea de presiune scade ușor, deoarece scade viteza locală a gazului, iar granulele se rearanjează în poziția în care opun cea mai mică rezistentă (curba BC).

În portiunea CD are loc o fluidizare omogenă, caracterizată

72

prin deplasări mici ale granulelor, o delimitare netă între strat și faza gazoasă superioară și o cădere de presiune constantă. Pe măsură ce crește viteza gazului, circulația granulelor se intensifică, delimitarea stratului fluidizat devine difuză (fluidizare neomogenă), iar căderea de presiune crește ușor (curba DE). Când viteza gazului atinge valori la care forța de frecare dintre gaz și granule depășește greutatea granulelor, ele sunt antrenate de curentul de gaz și sistemul se află în domeniul transportului pneumatic.

Fluidizarea este un proces reversibil: micsorarea vitezei conduce, în ordine inversă, la aceleași fenomene. În domeniul stratului fix se obține o curbă distinctă, deoarece stratul se reface într-o stare mai afânată, iar căderea de presiune este mai mică.

Din punct de vedere hidrodinamic interesează calculul următorilor parametri:

pierderea de presiune a agentului de fluidizare. Ap:
- viteza minimă de fluidizare, v_m;
- viteza maximă de fluidizare, v_M.

Pierderea de presiune a fluidului în timpul fluidizării este dată de suma a trei $\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3$ termeni:

în care Δp_1 apare ca urmare a frecării dintre fluid și granule, Δp_2 apare ca urmare a frecării dintre fluid și peretele coloanei, iar Δp_3 apare ca urmare a ciocnirilor dintre particulele solide și peretele coloanei.

În cazul fluidizării omogene este suficient calculul primului termen, care este aproximativ egal cu presiunea exercitată de greutatea stratului:

$$\Delta \mathbf{p} = (\rho_{\circ} - \rho) \cdot (1 - \varepsilon_{\circ}) \cdot \mathbf{h}_{\circ} \cdot \mathbf{g}$$

în care ρ_s este densitatea granulelor, ρ este densitatea fluidului, ϵ_o este porozitatea stratului fix, ho este înălțimea stratului fix, iar g este accelerația gravitațională.

Viteza minimă de fluidizare se calculează din criteriul Reynolds:

$$\operatorname{Re}_{m} = \frac{\rho \cdot v_{m} \cdot d_{p}}{\eta} \implies v_{m} = \frac{\operatorname{Re}_{m} \cdot \eta}{d_{p} \cdot \rho}$$

în care η este vâscozitatea fluidului în Pa.s, d_p este diametrul mediu al particulelor solide și ρ este densitatea fluidului în kg/m³. Criteriul Reynolds, Re_m, se calculează în funcție de criteriul Arhimede, conform expresiei:

$$\operatorname{Re}_{m} = \frac{\operatorname{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\operatorname{Ar}}}$$

nlează cu relația:
$$\operatorname{Ar} = \frac{\operatorname{d}_{p}^{3} \cdot (\rho_{s} - \rho) \cdot \rho \cdot g}{n^{2}}.$$

Criteriul Arhimede, Ar, se calculează cu relația:

Viteza maximă de fluidizare, adică viteza aerului la care începe transportul pneumatic, se calculează în același mod:

$$\operatorname{Re}_{M} = \frac{\rho \cdot v_{M} \cdot d_{p}}{\eta} \implies v_{M} = \frac{\operatorname{Re}_{M} \cdot \eta}{d_{p} \cdot \rho}$$

în care criteriul Re_M se stabilește conform relației:

18 + 0.61

XProcedee de îmbunătățire a structurii stratului fluidizat

Rezultatele remarcabile obținute în procesele de transfer care se desfășoară în strat fluidizat sunt influențate, în principal, de structura stratului. Performanțele maxime apar în straturile fluidizate omogene și orice defect de structură duce la scăderea vitezelor de transfer.

Pentru omogenizarea structurii stratului fluidizat se pot utiliza mai multe procedee: fluidizare cu gaze sub presiune, fluidizare cu circulația pulsată a fluidului, fluidizare cu agitare mecanică, fluidizare în câmp centrifugal, fluidizare în câmp magnetic sau electric, vibrofluidizarea.

Fluidizarea cu circulație pulsată a fluidului este recomandată la fluidizarea particulelor de dimensiuni mari cu ajutorul gazelor. Pulsarea gazului se poate realiza cu dispozitive mecanice, dispozitive electromecanice sau cu generatoare de ultrasunete. Prin pulsarea agentului de fluidizare s-au obținut următoarele efecte pozitive: scăderea pierderii de presiune a gazului, scăderea vitezei minime de fluidizare, creșterea concentrației solidului din strat prin micșorarea fracției de goluri. Principala utilizare este în operația de uscare a unor medicamente și polimeri.

Fluidizarea în câmp centrifugal. Câmpul centrifugal se poate realiza prin introducerea tangențială a gazului în strat, prin rotirea distribuitorului de fluid sau prin rotirea aparatului de fluidizare.

Introducerea tangențială a gazului produce o mișcare de rotație a particulelor solide la periferia aparatului, pe orbite staționare la diferite înălțimi. Se recomandă pentru uscarea materialelor granulare poroase care necesită o durată mare de stationare în uscător.

Utilizarea plăcilor de distribuție rotative elimină zonele de stagnare a solidului și împiedică formarea aglomeratelor din particule. Forța centrifugă modifică distribuția gazului în strat și induce sensuri noi de deplasare a particulelor. Procedeul este eficient pentru particule de dimensiuni mici și pentru cazurile când există schimbătoare de căldură imersate în start.

Rotirea utilajului cu strat fluidizat înseamnă consumuri suplimentare mari de energie și se justifică numai în cazul uscării unor materiale pulverulente care nu pot fi prelucrate prin alte procedee.

J Fluidizarea în câmp magnetic sau electric. Câmpul magnetic se utilizează în cazul fluidizării de particule feromagnetice. Electromagnetul se plasează în interiorul sau deasupra stratului fluidizat și are ca efect menținerea solidului într-un volum de strat dorit. Circulația particulelor este intensificată, scade fracția de goluri din strat și se pot utiliza debite mai mari de gaz.

Câmpul electric se utilizează pentru separarea particulelor solide. Stratul fluidizat este străbătut de un câmp electric unidirecțional, particulele solide se încarcă cu polarități diferite și se separă. Separarea este influențată de intensitatea câmpului electric, de compoziția, temperatura și umiditatea particulelor și de înălțimea stratului. Avantajul metodei constă în faptul că pot fi separate straturi de particule foarte fine.

Vibrofluidizarea. Prin aplicarea simultană a vibrațiilor și fluidizării unui sistem de particule disperse se îmbină avantajele celor două tehnici, în scopul extinderii domeniului de aplicare al fluidizării.

Introducerea vibrațiilor în sistem se poate realiza prin vibrarea plăcilor de distribuție a gazului, prin vibrarea agitatoarelor introduse în strat sau prin vibrarea aparatului de fluidizare în plan orizontal sau vertical. În prezența vibrațiilor, fluidizarea începe la baza stratului, spre deosebire de fluidizarea nevibrată, când stratul se fluidizează începând de la partea superioară.

Diagrama de variație a pierderii de presiune în funcție de viteza agentului de fluidizare în condiții vibrate arată că există două domenii ale stării fluidizate:

- stratul vibrofluidizat (domeniul III), creat ca urmare a participării, cu efect cumulativ și pondere variabilă, a forței exercitate de vibrare și a forței de presiune a gazului de fluidizare;
- stratul fluidizat vibrat (domeniul IV), în care forța de presiune a gazului de fluidizare este suficientă pentru susținerea stratului, iar forța exercitată de vibrare realizează numai îmbunătățirea structurii stratului.



I- Strat fix
II- Strat de tranziție
III- Strat vibrofluidizat
IV- Strat fluidizat vibrat

 v_m - viteza minimă de fluidizare

 $v_{m,v}$ - viteza minimă de fluidizare în condiții vibrate

Structura stratului vibrofluidizat este omogenă, particulele solide sunt individualizate, gazul circulă numai pe direcție ascendentă și nu există bule de gaz.

Stratul fluidizat vibrat are aspectul unui lichid în fierbere liniștită în tot volumul stratului. Acest tip de strat este cel mai utilizat în procesele industriale, deoarece permite operarea în domeniul vitezelor mari de fluidizare. Pentru aceeași intensitate a vibrațiilor, cele mai bune rezultate se obțin în vibrarea verticală.

Stratul fluidizat vibrat pe direcție verticală prezintă următoarele avantaje:

- · crește domeniul de viteze în care se poate realiza starea fluidizată;
- se elimină antrenarea particulelor de dimensiuni mici din strat;
- crește concentrația solidului în strat, ceea ce duce la scăderea dimensiunilor utilajelor cu până la 20%;
- se intensifică procesele de transfer de masă și căldură;
- se pot utiliza straturi cu înălțime mai mare decât în condiții nevibrate.

X Intensificarea fenomenelor de transfer prin utilizarea stratului străpuns

Stratul străpuns poate fi considerat un caz particular al stratului fluidizat neomogen, realizat în condiții dinamice și geometrice speciale. Tehnica stratului străpuns se aplică pentru particule de dimensiuni mari ($d_p > 3$ mm), care nu pot fi aduse în stare de strat fluidizat omogen.

Stratul străpuns se realizează în coloane cilindrice cu baza conică, în care fluidul de străpungere se introduce, sub formă de jet, pe la vârful conului. În interiorul coloanei se formează două zone:

 o zonă centrală, de formă tronconică, în care particulele solide sunt antrenate, cu viteză mare, în sens ascendent;

 o zonă inelară compactă, care se deplasează în sens descendent (strat mobil), în contracurent cu jetul de gaz.

În coloanele cu strat străpuns unghiul conului trebuie să fie mai mare de 60°, iar raportul D/d să fie mai mare de 4.

Pentru definirea cantitativă a stratului străpuns se stabilește variația căderii de presiune în funcție de viteza gazului la trecerea prin strat. Porțiunea AB reprezintă



punctul B în C are loc străpungerea internă a stratului, care este completă în punctul C (străpungere minimă). La creșterea în continuare a vitezei gazului, se formează stratul străpuns, care devine stabil în punctul D. Din acest punct, pierderea de presiune scade brusc, datorită micșorării concentrației solidului în jetul central. Creșterea în continuare a vitezei nu mai influențează

curgerea gazului în strat fix. Din

structura de strat străpuns.

La descreșterea progresivă a vitezei, stratul străpuns rămâne stabil până în punctul E, în care jetul de gaz se retrage în strat, iar căderea de presiune crește brusc. Acestui punct îi corespunde viteza minimă de străpungere. Micșorând în continuare viteza, se obține curba CA, bucla de histerezis ABC fiind determinată de rearanjarea particulelor solide în strat.

Stratul străpuns este definit de următorii parametri hidrodinamici: căderea de presiune a fluidului, viteza minimă de străpungere., domeniul de stabilitate și înălțimea maximă de străpungere.

Căderea de presiune maximă din strat, Δp_{sM} , se calculează cu relația empirică:

$$\Delta p_{sM} = \left(\frac{6.8}{\text{tg}\alpha} \cdot \frac{d}{D} + 0.8\right) \cdot \text{H} \cdot \rho_s - 34.4 \cdot d_p \cdot \rho_s$$

6

în care α este unghiul conului coloanei, d este diametrul orificiului de intrare a gazului. D este diametrul coloanei. H este înălțimea stratului, iar d_p este diametrul mediu al particulelor. Această mărime determină consumul de energie necesar pentru străpungerea stratului și învingerea frecărilor.

Viteza minimă de străpungere a stratului se calculează cu relația:

$$v_{sm} = \frac{d_p}{D} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0.01} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H \cdot \frac{\rho_s - \rho}{\rho}}$$

în care ρ_s este densitatea granulelor, iar ρ este densitatea gazului.

Domeniul de existență al stratului străpuns stabil este determinat de mai mulți factori: dimensiunile și forma granulelor, raportul D/d, unghiul conului, debitul de gaz, înălțimea inițială a stratului. Aceste dependențe se reprezintă grafic sub forma diagramelor de fază.



Pentru un sistem dat, pe o diagramă de fază se pot delimita regiunile de strat fix, strat străpuns și strat fluidizat.

Dacă se depășește înălțimea maximă de străpungere. H_M , creșterea vitezei gazului duce la distrugerea străpungerii și trecerea la fluidizare turbulentă în cazul particulelor de dimensiuni mici, sau la pistonare în cazul particulelor mari. La straturile de înălțime mică structura stratului străpuns este stabilă, pentru orice viteză, însă operarea în aceste condiții nu este eficientă.

Structura de strat străpuns este dependentă direct de viteza gazului și se poate realiza între viteza minimă de străpungere și viteza maximă de străpungere, care coincide cu viteza minimă de fluidizare.

Dacă stratul are înălțimea maximă de străpungere, expandarea atinge cea mai mare valoare, căderea de presiune din strat egalează greutatea stratului pe unitatea de suprafață, iar viteza gazului este identică cu viteza minimă de fluidizare. Înălțimea maximă de străpungere se calculează cu relații empirice și depinde de dimensiunile aparatului și de proprietățile fazei solide granulare.

Stratul străpuns se caracterizează printr-o agitare intensă a particulelor și un contact gaz – solid foarte eficient. În aplicațiile industriale tehnica stratului străpuns înlocuiește tehnica fluidizării pentru sistemele formate din particule mari, de până la 15 mm. Procedeul este recomandat în următoarele situații:

- Uscarea materialelor granulare termosensibile sau lipicioase ca produse agricole, polimeri, azotat de amoniu;

- Uscarea soluțiilor și suspensiilor;
- Răcirea îngrăşămintelor în aparate etajate de la 120°C la 40°C;
- Acoperirea tabletelor cu un strat de protectie;
- Fabricarea cărbunelui activ prin activare cu vapori de apă și dioxid de carbon;
- Cocsificarea cărbunilor la temperaturi joase, de cca 500°C;
- Mărunțirea solidelor.

UTILAJE INTENSIVE

Echipamentele pentru intensificarea proceselor sunt clasificate ca tipuri de echipamente fără reacție chimică și cu reacție chimică, adică reactoare. Din prima categorie fac parte inclusiv mixerele statice. După cum s-a mai prezentat, mixerele statice se referă în mod normal la tuburi, coloane, sau conducte echipate cu elemente care pot diviza, reordona și recombine fluidele fără surse de energie suplimentare. Astfel de elemente fixe pot fi lame sau deflectoare, având geometrii diferite. Datorită prezenței lor, fluidele miscibile sunt în mod eficient amestecate și se pot forma bule și picături mici când există în mixer faze nemiscibile ale fluidelor. În comparație cu dispozitivele tipice de amestecare, cum ar fi agitatoarele mecanice clasice, mixerele statice au costuri reduse ale echipamentelor, datorită compactității și datorită faptului ca

nu necesită energie suplimentară, pot funcționa în spații mici.

Reactoarele cu mixere statice pot fi utilizate și pentru sistemele cu reacție chimică, cum ar fi polimerizarea, deoarece asigură o amestecare radială eficientă și sporesc semnificativ rata de transfer termic. Pentru polimerizarea poli (L-lactidei), de exemplu, s-au înregistrat condiții mai bune de amestecare într-un reactor mixer static decât într-un extruder.

Reactorul mixer Sulzer

Reactorul mixer Sulzer SMR este construit cu elemente de amestecare realizate din tuburi cu forme specifice. Acestea permit fluidelor ce schimbă flux termic să curgă prin/peste structura caracteristică, prezența elementelor asigurând o zonă cu transfer de căldură foarte ridicat, un amestec radial intens și o distribuție a timpilor de staționare restrânsă.



Figura 1 Construcția reactorului mixer Sulzer

Reactorul mixer SMR este un echipament utilizat pentru realizarea chiar și a unor reacții puternic exoterme, precum polimerizările. Ca schimbător de căldură, se aplică mai ales în răcire, în sistemele unde vâscozitatea fluidelor crește pe măsură ce temperatura este redusă.

Reactoarele cu microcanale (microreactoare)

Reactoarele de capacitate mică, numite microreactoare, pot fi utilizate în aplicații în care reactoarele tradiționale nu sunt eficiente sau nu pot fi utilizate. Microreactoarele sunt construite dintr-o rețea de canale miniaturizate în care au loc reacții chimice. Au o structură tip sandwich și dimensiuni ale canalelor interne uneori mai mici decât 1 mm, dimensiunile exterioare ajungând la câțiva centimetri, sunt un alt exemplu de echipament de intensificare. Spre deosebire de reactoarele tradiționale, microreactoarele găzduiesc reacții chimice desfășurate în volume mici de 5 - 100 ml.

Se pot construi din materiale diverse sticla, plexiglas, silicon, ceramica etc.



Figura 2 Microreactoare din (a) metal; (b) ceramică; (c) poli(dimetilsiloxan), (d) sticlă; și e) f) silicon.

Chiar dacă microreactoarele sunt mici, acestea pot tolera temperaturi și presiuni de până la 650 ° C și 25 de bari. Această caracteristică permite ca în microreactoare să se desfășoare la scară mică, reacții puternic exoterme sau chiar explozive, deci reacții cu un potențial de periculozitate mare pentru a se desfășura la scară largă. De asemenea, anumite materiale pot fi manipulate în siguranță numai în cantități foarte mici și nu pot fi utilizate în procese la scară largă.

MRT este în prezent una dintre cele mai inovatoare tehnici în domeniul sintezei chimice și domenii similare, deschizând modalități de a dezvolta noi procese și de a construi instalații chimice economice avansate. Este o alternativă inovatoare la producția pe scară largă din industria chimică.

Avantajele MRT:

Efectele dimensiunilor structurale extrem de mici în asemenea cazuri sunt, producerea unui raport ridicat suprafață/volum, generarea unor zone de contactare a fazelor/interfaciale mari între fluidele nemiscibile, îmbunătățirea efectelor de amestecare, capacitatea de a absorbi căldura creată dintr-o reacție mult mai eficient decât orice reactor discontinuu, îmbunătățirea dramatică a transferului de căldură/masă. Datorită dimensiunilor interne mici, reactoarele cu microcanale pot crește vitezele reacțiilor chimice specifice de până la 1000 de ori față de cele din sistemele convenționale.

Oferă condiții de reacție noi, condiții de deșeuri reduse, un control mai bun al temperaturii, amestecarea foarte eficientă în interiorul celulei de reacție ceea ce previne apariția gradienților de concentrație, volumul mic de reacție în combinație cu absorbția eficientă a căldurii oferă siguranță în desfășurarea procesului.

Dezavantaje MRT:

Probleme de cost, canale cu depuneri, cu obstrucționarea secțiunii de curgere, pomparea mecanică poate genera un flux pulsatoriu care poate fi dezavantajos. Au fost dezvoltate pompe cu pulsație redusă. Dacă se are în vedere trecerea de la scară micro la scară pilot, reacțiile care se comportă foarte bine într-un microreactor întâmpină multe probleme la trecerea la o scară mai mare. Adesea, raportul mare între suprafață și volum și timpul uniform de staționare nu pot fi ușor scalate.

Coroziunea constituie o problemă mare în microreactoare. Degradarea de câțiva µm poate trece neobservată în vasele convenționale. Deoarece dimensiunile interioare tipice ale canalelor sunt de același ordine de mărime, caracteristicile câmpurilor pot fi modificate semnificativ.

Entry	Amine	Residence Time [min]	Yield [%]	Throughput [g/h]
1	1-propylamine	13	98	6.4
2	1-butylamine	13	99	7.4
3	1-pentylamine	2	99	49.8
4	1-hexylamine	4	100	27.8
5	1-heptylamine	1	94	6.7
6	1-octylamine	4	99	32.9
7	1-nonylamine	2	95	68.3
8	3-methyl-2-butylamine	1	85	5.0
9	2-methyl-2-butylamine	1	75	4.4
10	t-butylamine	13	70	5.2
11	cyclopentylamine	2	100	49.5
12	cyclohexylamine	13	89	8.2
13	cycloheptylamine	2	83	50.3
14	aniline	1	- 99	6.1
15	1-naphthylamine	1	46	3.8

Tabel 1 Exemple de timpi de staționare, randamente și producție în cazul unui microreactor

Reactoarele multifuncționale

O serie de reactoare au devenit intensive prin adăugarea unor funcții operațiilor convenționale realizate de acestea. Exemple de reactoare multifuncționale includ reactoare cu schimbător de căldură și sisteme de separare reactivă. Reactoarele cu schimbător de căldură se referă la reactoare în care se pot realiza operații cu transfer de căldură, în principal pentru intensificarea termică. De exemplu, aria specifică (m²/m³), coeficientul global de transfer de căldură (W /m²K), și raportul sarcina termică per volumul reactorului multifuncțional compact (kW/ m³K) s-au dovedit a crește de 160, de 8,75 și respectiv de 1400 de ori comparativ cu cele din tehnologii convenționale (de exemplu, reactor discontinuu cu manta).

Echipamentele intensive, anterior menționate, de tip reactoare cu mixere statice și reactoare cu microcanale, pot fi combinate cu schimbătoare de căldură pentru a facilita transferul de căldură în timpul reacțiilor chimice.

Reactoare cu separare reactivă cuplează reacțiile chimice cu procese de separare pentru a evita reacții sau alte fenomene chimice nedorite, cum ar fi otrăvirea catalizatorului / biocatalizatorului sau menținerea unei forțe motrice ridicate. Un exemplu bine cunoscut în acest sens este procesul de separare reactivă a acetatului de metil al firmei Eastman Chemical, care are la bază distilarea reactivă, realizată într-o coloană specială, intensivă (Figura 3, b), în care se realizează pe zone toate procesele chimice și fizice, anterior finalizate într-un flux tehnologic conform Figurii 3,a.



intensification. Figure adapted from Reference 4 with permission.

Figura 3 Proces tehnologic de obținere a acetatului de metil (Eastman Chemical) având la bază distilarea reactivă

Aparatele în care are loc intensificarea fenomenelor de transfer/a proceselor tehnologice sunt cele în care se utilizează diverse *câmpuri cu intensitate ridicată*. Adăugarea de surse de energie externe la operațiunile unitare poate intensifica transferurile de masă, căldură și de impuls. Sursele tipice de energie utilizate pentru intensificarea proceselor includ câmpul gravitațional, câmpul centrifugal, câmpuri acustice, radiații electromagnetice și câmpuri electrice.

Un exemplu în acest sens sunt așa-numitele *reactoare HiGee* ce includ utilaje cu strat (pat) rotativ și respectiv cu disc rotativ.

Funcționarea unui reactor cu strat rotativ este prezentată în videoclipul următor: https://www.youtube.com/watch?v=yd3sfKZS4_k

Coeficienții de transfer de masă de partea lichidului și respectiv, a gazului în asemenea reactoare cu strat rotativ sunt de 44 de ori și respectiv, de 9 ori mai mari decât cele din sistemele convenționale, în acest caz reducându-se volumul cu cel puțin două ordine de mărime. Parametrii de funcționare influențează intensitatea proceselor desfășurate.

Contactorul/reactorul centrifugal

Un alt exemplu de sistem cu câmp de forțe intensificat este contactorul / reactorul centrifug care poate fi folosit deopotrivă în procese fizice și chimice, de ex.extracție lichid-lichid, reacție și separare de faze în aceeași unitate. Un astfel de contactor / reactor centrifugal constă doi cilindri concentrici, unul static si altul rotativ, prevăzuți cu o serie de racorduri/ spații de alimentare și evacuare a fazelor. În contactor există 2 zone:

o zonă de amestecare și o zonă de separare (Fig. 5, Fig. 6, ultima pt extracție). Reacțiile apar în principal în zona de amestecare, unde are loc mixarea intensă datorită unui câmp de forfecare puternic. Câmpul de forțe intens din zona de separare determină ulterior separarea celor două faze. Astfel contactorul/reactorul centrifugal este eficient pentru transferul de masă, reacții chimice și separarea fazelor.

Funcționarea unui astfel de utilaj este redată secvențial în Figura 5 (a-c).



Figura 5 (a-c) Contactor/reactor centrifugal - etape în funcționare

Fluxurile de lichide nemiscibile (în galben și albastru) intră în regiunea de amestecare inelară (Figura 5(a)). Are loc amestecarea și dispersia fazelor datorită forfecării induse de rotorul

în zona inelară formată (Figura 5(b)). Paletele staționare de sub rotor stopează rotirea lichidului, forțându-l în rotorul gol. Acesta acționează ca o centrifugă care separă fazele și pompează fluidul în sus (Figura 5(c)). Fazele curg peste deversoare, în zonele inelare colectoare și părăsesc aparatul.





O parte din producția de biodiesel se bazează pe utilizarea unor astfel de reactoare. Datorită forțelor de forfecare mari și a turbulenței accentuate în zona de amestecare, aici efectele de transfer de masă au fost reduse la minimum și astfel producția de biodiesel este practic limitată numai de cinetica reacției. Timpul de staționare al fluidelor într-un contactor / reactor centrifug convențional este relativ scurt. Pentru un sistem reactiv lent, cum este cel pentru sinteza biodieselului prin reacții de esterificare, a fost introdus un contactor centrifugal modificat pentru a controla timpul de staționare în zona de amestecare. Acest contactor / reactor centrifugal poate fi utilizat la temperaturi mai mari de 100° C pentru extracția în sisteme lichid-lichid dar și pentru sisteme gaz-lichid.

Reactoarele cu disc rotativ pot, de asemenea îmbunătăți semnificativ intensitatea transferurilor de masă și căldură și oferă timpi de staționare mult mai scurți decât reactoarele convenționale (de ex., reactorul discontinuu cu amestecare).

Câmpurile acustice sunt adesea folosite pentru intensificarea proceselor, deoarece energia undelor sonore poate provoca cavitație acustică care poate mări transferul de masă și poate genera radicali care pot mări viteza de reacție. În general, *reactoarele cu ultrasunete* se referă la reactoarele echipate cu traductoare de ultrasunete cu o frecvență de 18 kHz și 1 MHz.

Utilizarea ultrasunetelor poate îmbunătăți dramatic viteza de reacție și randamentul de obținere a produsului. De exemplu, atunci când ultrasunetele au fost utilizate, randamentul de producție al oxidării aril-alcanilor a fost sporit cu un factor de 6,7. Efectele ultrasunetelor pot fi controlate prin reglarea puterii. Când un traductor cu ultrasunete cu o frecvența de 18 kHz și o putere de 50 W a fost utilizată pentru extragerea uleiului de migdale folosind CO₂ supercritic, randamentul de obținere a produsului a crescut cu 20% . Când puterea a fost mărită la 110 W, randamentul reacției a crescut cu aproximativ 90%.

UTILAJE/TEHNOLOGII INTENSIVE continuare

TEHNOLOGIA CU DISC ROTATIV

Reactorul cu disc rotativ (spinning disc reactor, SDR) a primit o atenție sporită în ultimii ani datorită caracteristicilor sale îmbunătățite de curgere a fluidului, rezultând transferuri îmbunătățite de căldură și masă. Amesterea intensificată din filmul de lichid și formarea valurilor pe suprafața liberă a acestuia, timpii scurți de rezidență precum și alte caracteristici ale tehnologiei discului rotitor fac ca tehnologia SD să fie extrem de fezabilă pentru un număr mare de aplicații din industria chimică. Capitolul acoperă hidrodinamica SDR și, de asemenea, caracteristicile de transfer de căldură și masă, precum și o serie de aplicații, de la polimerizări la procesarea alimentelor, sinteze de substanțe chimice fine și nanoparticule și îndepărtarea fotocatalitică a poluanților apei, toate acestea subliniind beneficiile implementării tehnologiei SD.

Introducere

Efectele de rotație asupra diferitelor sisteme au fost utilizate de foarte mult timp. În mod similar, tehnologia Spinning Disc (SD) funcționează prin utilizarea câmpului centrifug intens creat prin rotația unui disc pe a cărui suprafață este alimentat un fluid, de obicei cât mai apropiat de axa discului. Lichidul alimentat curge radial spre exterior formând o peliculă foarte subțire, adesea cu valuri de suprafață. Astfel de pelicule subțiri îmbunătățesc semnificativ ratele de transfer de căldură și masă tocmai datorită amestecării intense. Tehnologia SD a fost dezvoltată pentru operațiuni tipice de transfer de căldură și masă, cum ar fi încălzirea, răcirea, amestecarea, adsorbția, reacții catalitice etc. Reactorul cu disc rotativ (SDR), conține un disc rotativ pe care sunt contactați reactanții. Distanțele scurte de convecție / difuzie caracteristice SD induc capacități de transport excelente pentru impuls, căldura și transferul de masă în sisteme gaz-lichid și / sau gaz-solid. Mai mult, SDR poate suporta reacții exotermice sau endotermice rapide, chiar și pentru sisteme lichide cu vâscozitate medie până la mare. De asemenea, poate fi folosit ca evaporator (Lemme și Langlois, 2001; Wang și colab., 1980) sau chiar, ca aerator sau pentru desorbție. Astfel, SDR poate crește substanțial eficiența multor procese cheie și, ulterior, reduce costurile de operare.

Funcționare

În literatură, reactoarele care utilizează un disc rotativ au fost cercetate încă din anii 1960, unul dintre primele SDR constând într-un disc rotativ, scufundat într-un vas umplut cu lichid, a fost descris de Schlichting. Atâta timp cât regimul de convecție este laminar, coeficientul de transfer de masă solid-lichid rămâne constant pe întregul disc. Pe măsură ce viteza de rotație crește, regimul laminar de curgere evoluează către un regim de tranziție și, ulterior, către un regim turbulent (Mohr și Newman, 1976), caracterizat prin creșterea coeficienților de transfer de masă (Ellison și Cornet, 1971). Aplicațiile unui astfel de disc rotativ scufundat în masa lichidă se referă la procesele de tip electrochimic (Selman și Tobias, 1978), reacții catalizate eterogen, cum ar fi hidrogenările, unde catalizatorul este fixat pe discul rotativ (White și Litt, 1975). Un reactor tipic cu disc rotativ, utilizat în special pentru sistemele gaz-lichid, dar și pentru sistemele solid-lichid, lichid-lichid sau gaz-solid, este prezentat schematic în figura 1.



Figura 1 Sistem cu dosc rotitor

Lichidul este alimentat prin unul sau mai multe tuburi de alimentare, pe un disc orizontal, fixat pe un arbore rotativ. Forța centrifuga generată este mare și determină formarea unei pelicule subțiri de lichid pe disc, caracterizată de tensiuni de forfecare mari. În funcție de viteza de rotație, pot fi atinse diferite regimuri de curgere în filmul de lichid. De pe marginea discului, filmul este aruncat către pereții dubli cilindrici staționari ai carcasei reactorului, unde poate fi răcit. Pentru sistemele gaz-lichid sau gaz-solid, gazul intră în SDR printr-un orificiu din stator,

plasat lângă janta discului. Pentru aplicații de amestecare, distribuitoarele de lichid trebuie așezate aproape de suprafața discului, spre centrul său. De obicei, diametrul discului poate varia între 0,1 m și 1 m, viteza acestuia variază de la 200 rpm până la 6000 rpm, în timp ce debitele lichidului variază în intervalul 0,5-200 cm³ / s, în funcție de grosimea dorită a filmului lichid. Suprafața discului poate fi netedă sau striată, prevăzută cu identații sau diverse depuneri metalice sub formă de știfturi sau fire - pentru a spori aria suprafeței, turbulența din interiorul filmului și pentru a crește timpul de rezidență al reactanților pe suprafață. Tot pe suprafață se pot depune catalizatori (de exemplu platină, paladiu, nichel etc.) care să mărească randamentul de transformare al reactanților(Ramshaw și Mallinson, 1980; Henderson și colab., 2004). https://www.youtube.com/watch?v=6HRed3JPXTk

Hidrodinamica filmului de pe disc

Filmul lichid care curge pe un disc rotativ neted este caracterizat de o dinamică complexă care respectă ecuația continuității (conservarea masei) și ecuațiile Navier-Stockes (conservarea impulsului). Un echilibru în direcție radială, între forța centrifugă, care acționează spre marginea filmului lichid, și forța vâscoasă, de frecare, care acționează în direcția opusă, poate fi scrisă în următoarea formă:

$$-\rho\omega^2 r = \mu \frac{\partial^2 v_r}{\partial y^2} \tag{1}$$

Un model simplificat bazat pe teoria lui Nusselt pentru un film de condens (presupunând că nu există forfecare la interfața gaz-lichid, că filmul este fără valuri și că nu există alunecare tangențială la suprafața disc-lichid) permite calculul distribuției vitezei radiale, v_r , a vitezei radiale medii, v_m , a grosimii filmului, δ , a vitezei de forfecare, $\dot{\gamma}$ precum și a timpului mediu de rezidența (staționare) pe disc, t_{res} , pentru un regim laminar de curgere pe disc, la un debit de lichid cunoscut, *Mm* (Boodhoo și colab., 2000; Boodhoo și colab., 2006):

$$v_r(r,z) = \frac{\rho \omega^2 r}{\mu} \left(\delta z - \frac{z^2}{2} \right)$$
⁽²⁾

$$\boldsymbol{v}_m(r) = \left(\frac{\rho M_m^2 \omega^2}{12\pi^2 r \mu}\right)^{\frac{1}{3}} \tag{3}$$

$$\delta(r) = \left(\frac{3\mu M_m}{2\pi\rho\omega^2 r^2}\right)^{\frac{1}{3}} \tag{4}$$

$$\dot{\gamma}(r,z) = \frac{dv_r(r,z)}{dz} = \left(\frac{3M_m \rho^2 \omega^4 r}{2\pi\mu^2}\right)^{\frac{1}{3}} \left(1 - \frac{z}{\delta}\right)$$
(5)

$$t_{res} = \left(\frac{81\pi^2\mu}{16\rho\omega^2 M_m^2}\right)^{\frac{1}{3}} \left(r_o^{\frac{4}{3}} - r_i^{\frac{4}{3}}\right) \tag{6}$$

Eq. (4) indică faptul că viteza unghiulară ω are un impact mai mare asupra grosimii filmului decât debitul lichidului. Unele dintre modelele hidrodinamice, propuse să caracterizeze hidrodinamical pe discul rotativ, iau în considerare accelerația Coriolis în direcția unghiulară, presupunând componenta vitezei radiale; astfel, accelerația Coriolis are o influență semnificativă asupra curgerii (Lim, 1980; Momoniat și Mason, 1998; Myers și Lombe, 2006; De Caprariis și colab., 2012). S-a demonstrat că efectul Coriolis poate fi neglijat în comparație cu câmpul centrifugal dacă inegalitatea (7): $2v_r\omega \ll \omega^2 r$ este îndeplinită. Această condiție este îndeplinită pentru filmele subțiri sau discurile cu rază mare. De asemenea, unele modele au fost investigate pentru fluidele non-newtoniene, cum ar fi topiturile de polimeri (Acrivos și colab., 1960; Zinatullin și colab., 1968).

În cazul regimurilor de curgere cu valuri pe suprafața liberă a filmului, pentru diverse debite de curgere ale lichidului, s-a remarcat existența a trei regiuni, așa cum este prezentat în Fig. 2: prima, lângă regiunea interioară a discului, cu o peliculă netedă, a doua, cu o structură în spirală, de o lungime de undă în creștere pe măsură ce turația discului a crescut, iar a treia, la regiunea exterioară a discului, constând din mai multe structuri tridimensionale, cu o turbulență accentuată care este evident benefică intensificării fenomenelor de transfer. Debitele mai mari de lichid au indus o dezvoltare mai rapidă a structurilor tridimensionale, explicându-se astfel transferul îmbunătățit de căldură sau / și masă care cel mai probabil se datorează forfecării suplimentare induse de valurile existente pe suprafașa filmului de lichid. O serie de studii au investigat, de asemenea, din punct de vedere teoretic, caracteristicile de stabilitate și transfer de masă ale filmului lichid de pe discul rotativ. Soluțiile numerice ale ecuațiilor diferențiale parțiale, care guvernează hidrodinamica și transferul de masă aferent, au indicat formarea unor valuri de

amplitudine mare, finită și a unor rate de transfer de masă în concordanță acceptabilă cu datele experimentale. Un alt studiu experimental (Jachuck și Ramshaw, 1994) a investigat efectul rugozității suprafeței discului asupra formării valurilor de suprafață. Au fost investigate trei tipuri diferite de suprafețe pentru a fi comparate rezultatele cu cele obținute pe o suprafață normală a discului. În timp ce discurile cu suprafață tratată au prezentat un număr mai mare de valuri pe suprafața filmului decât în cazul discul cu suprafață netedă, discul canelat normal s-a dovedit a fi mai eficient în ceea ce privește formarea valurilor pe suprafața liberă comparativ cu discul cu caneluri modificate (v. Fig.5(a) si (b)), la viteze mari de rotație. Coeficienții de transfer de căldură pentru aceste discuri sunt prezentați în subcapitolul intitulat Transfer de căldură.



Fig.2 Comportamentul filmului lichid pe un disc rotativ la același debit de lichid (19 m³ / s) și diferite valori ale vitezei de rotație:

(a) 100 rpm; (b) 200 rpm; (c) 300 rpm; (d) 400 rpm; (e) 500 rpm; (f) 600 rpm

Un alt studiu (Mohammadi și Boodhoo, 2012) a investigat distribuția timpilor de rezidență (RTD) a filmului de lichid subțire pe disc, stabilind că o curgere de tip piston (plug) într-un SDR a fost obținută la turații mari ale discului, debite de lichid mai mari și vâscozități mai mici ale lichidului. Acest lucru se poate datora turbulenței induse de valuri în stratul de film lichid, care uniformizează profilul de viteză pe secțiunea filmuluide lichid (v. Fig 3).



Fig3. Curgerea piston (plug) și curgerea piston cu dispersie

De asemenea, cu cât forța centrifugă care acționează asupra filmului este mai mare, cu atât este mai mică tendința de dispersie, de abatere de la direcția de curgere pe disc, ceea ce duce din nou la un profil de viteză mai uniform în direcția azimutală.

Transfer de căldură

Transferul de căldură într-un reactor cu disc rotativ a fost investigat de un număr de cercetători pentru diferite sisteme (Jachuck și Ramshaw, 1994; Burns și Henderson, 2006), inclusiv condensarea vaporilor și fierberea lichidului (Yanniotis, 1996). Un lichid (amestec de apă și monopropilen-glicol) de vâscozitate similară cu cea a apei, a fost alimentat în apropierea centrului discului rotativ, astfel încât să se formează pelicule cu grosimea de aproximativ 50 microni. Distanța scurtă de curgere induce un transfer convectiv eficient atât al impulsului cât si al căldurii. Mai mult, formarea valurilor pe suprafata filmului de lichid îmbunătăteste semnificativ transferul de căldură (și transferul de masă, dacă acesta intervine). Pentru fluidele cu vâscozitate scăzută, în literatura de specialitate sunt raportați coeficienți de transfer termic în filmul de lichid de aproximativ 20-30 kW / m²K, comparativ cu un sistem abur în condensare – apă în fierbere caracterizat de maxim 4 kW/m²K. Fig. 4 prezintă coeficienti locali de transfer termic în film de aproximativ 10-20 kW / m^2 K - pentru apă - și aproximativ 5-10 kW / m^2 K pentru un amestec de apă și monopropilen-glicol, obținuți pentru discuri netede care se rotesc la o turație de 60 rad / s. De asemenea, coeficienții de transfer de căldură, determinați conform teoriei lui Nusselt, sunt reprezentati în aceeasi figură. De obicei, viteza de rotatie crescută a discului precum și debitele mari de lichide vor genera coeficienți mai mari de transfer de căldură (Aoune și Ramshaw, 1999; Burns și Henderson, 2006).



Fig.4 Dependența coeficientului de transfer local de căldură de raza discului și comparația cu teoria lui Nusselt, pentru două lichide diferite (Aoune și Ramshaw, 1999)

În ciuda rezistenței scăzute la transferul de căldură a filmului lichid, rezistența conductivă a discului ar putea fi mare, astfel încât coeficientul global de transfer de căldură va fi limitat de rezistența mai mare la transfer. Pentru a depăși acest inconvenient, ar trebui utilizate discuri subțiri și condiții de curgere îmbunătățite în ceea ce privește transferul de căldură. După cum s-a specificat deja, o serie de investigații care utilizează suprafețe de disc modificate (v.Fig5 (a), (b)) au indicat caracteristici îmbunătățite de transfer de căldură în comparație cu datele obținute pe suprafațe netede, așa cum se indică și în Fig. 5 (c) (Jachuck și Ramshaw, 1994). Indentațiile modificate aplicate discului s-au dovedit a fi mai eficiente la viteze de rotație mai mici, în timp ce canelurile normale, la viteze de rotație mai mari.





Fig. 5. Coeficientul mediu de transfer de căldură pentru diferite discuri (Jachuck și Ramshaw, 1994)

Un alt design interesant, menit să îmbunătățească transferul de căldură, este un disc rotativ cu o traseu de curgere în spirală pentru fluidul de transfer de căldură care este recirculat între partea inferioară a suprafeței discului și o suprafață plană, așa cum se arată în Figura 6. Transferul total de căldură raportat este caracterizat de un coeficient dublu ca valoare în comparație cu cel obținut pentru o suprafeță plană.



Fig. 5. SDR cu traseu în spirală (Burns şi Henderson, 2006) 1- capac, 2- cilindru de bază,
3- tavă circulară, 4- perete circumferențial, 5- arbore, 6- ax central, 7- perete interior spiralat,
8,8'- prima şi a doua spirală, 9- fluid reactant, 10 - arbore, 11-film lichid, 12- fluid termic, 13,14țevi centrale şi periferice

Transfer de masă

Transferul de masă într-un reactor cu disc rotativ în care s-au contactat o fază gazoasă cu un lichid în film subțire (Brauner și Maron, 1982; Sisoev și colab., 2005) și, de asemenea, într-un

sistem lichid-solid (Burns și Jachuck, 2005) au fost investigate. Ca și în cazul transferului de căldură, distanța scurtă de difuzie combinată cu formarea valurilor pe suprafața filmului de lichid a generat o amestecare suplimentară, suprafața de transfer între cele două faze crescând pe unitate de volum, astfel îmbunătățindu-se semnificativ transferul de masă. Pe baza modelului lui Higbie, coeficientul local de transfer de masă (la o locație *r* de la centrul discului) și valoarea medie a coeficientului de transfer de masă k_{Lm} pe suprafața discului, atunci când apariția valurilor pe suprafața filmului este neglijată, poate fi estimată folosind Ec. (8) și (9) prezentate mai jos:

$$k_{L} = \left(\frac{D}{\pi}\right)^{1/2} \left(\frac{2M_{m}^{2}\omega^{2}}{3\pi^{2}\rho\mu}\right)^{1/6} \left(\frac{r}{r_{i}}\right)^{2/3} \frac{1}{\left(r^{4/3} - r_{i}^{4/3}\right)^{1/2}}$$
(8)

$$k_{L,av} = \frac{1}{\pi (r_o^2 - r_i^2)} \int_{r_i}^{r_o} 2\pi k_L r dr$$
(9)

unde D este coeficientul de difuzie aL solutului în filmul lichid.

Valorile experimentale ale coeficienților locali de transfer de masă, K_L , în faza lichidă au fost măsurate la periferia discului, în partea cea mai subțire a filmului și s-a constatat că pot ajunge la 10⁻³ m/s pentru faza lichidă (Aoune și Ramshaw, 1999), așa cum este prezentat în Fig. 5. Comparația cu modelul lui Higbie subliniază, încă o dată, efectul benefic al valurilor formate pe suprafața filmului de lichid asupra coeficientului de transfer de masă.



Fig. 6. Dependența coeficientului de transfer local de masă de raza discului, la diferite viteze unghiulare și comparație cu modelul lui Higbie (Aoune și Ramshaw, 1999)

Desorbția oxigenului a fost investigată folosind discuri cu suprafață netedă și, de asemenea, perforate sau canelate (Koerfer, 1986). S-au utilizat discuri cu diametrul de 0,6 m, la viteze de până la 600 rpm. Coeficientul mediu de transfer de masă al filmului de lichid, reprezentat în Fig. 7, indică o performanță mai bună a discului cu caneluri concentrice (10 mm lățime, 2 mm adâncime) decât cea a discului neted. Discul perforat (cu găuri de 1,5 mm și având o suprafață deschisă de 31%) a furnizat valori chiar mai mari ale coeficientului de transfer de masă, până la 70 × 10⁻⁴ m/s comparativ cu 5 × 10⁻⁴m/s pentru discul neted. Diferența a fost atribuită suprafeței suplimentare create atunci când filmul de lichid se desprinde în dreptul orificiilor.



Fig. 7. Coeficientul de transfer de masă pentru diferite discuri, la desorbția oxigenului (Koerfer, 1986)

Modelele pentru transferul de masă al substanțelor chimice absorbite la interfața gaz-lichid, care prezic instabilitățile suprafeței filmului de lichid, în condițiile unor parametri diferiți de funcționare precum și efectele acestora asupra transferului de masă, au fost stabilite (Sisoev și colab., 2005). Acestea sunt în concordanță cu măsurătorile experimentale efectuate anterior (de

ex. de Woods, 1995), care au studiat dependența regimurilor de apariție a valurilor funcție de parametri precum debitul de alimentare, viteza de rotație a discului și proprietățile fizice ale lichidului, ci și parametrii caracteristici valurilor, cum ar fi frecvența, viteza de deplasare a acestora. Comparațiile dintre modele și datele experimentale evidențiază efectul intensificator al dinamicii valurilor neliniare asupra transferului de masă.

Pentru a caracteriza transferului de masă gaz-lichid, s-a determinat experimental criteriul Sherwood, (Aoune și Ramshaw, 1999) care a fost comparat cu valorile obținute prin modelare (Matar și colab., 2005) obținându-se, o bună concordanță.

Mai recent, aceste studii au fost extinse pentru a explica prezența agenților activi de suprafață insolubili (Matar și Lawrence, 2006a) precum și a câmpurilor electrice aplicate extern (Matar și Lawrence, 2006b). În primul studiu, s-a arătat că efectul Marangoni acționează pentru a frâna curgerea, care, pentru un număr Marangoni relativ mic, poate duce la suprimarea completă a formării valurilor de suprafață. În celălalt studiu, (Matar și Lawrence, 2006b) s-a examinat dinamica unui film subțire de lichid, cu bune proprietăți conductive, amplasat între doi electrozi, unde electrodul inferior a fost discul de rotație, iar electrodul superior a fost amplasat la o distanță mică deasupra filmului lichid, fără a fi în contact cu acesta. Rezultatele sugerează că o creștere a intensității câmpului electric și scăderea distanței dintre electrozi poate duce la o creștere a amplitudinii valurilor formate pe suprafață. În plus, au fost folosite variații spațio-temporale ale câmpului electric aplicat, obținându-se o dinamică a valurilot extrem de complexă și uneori, o destabilizarea a filmului.

Aplicații SDR

Tehnologia discului rotitor are o gamă largă de aplicații, având în vedere îmbunătățirea semnificativă a vitezelor de transfer de căldură și masă, atât în sistemele inerte, cât și cu reacție, chimică, omogene sau eterogene. Amestecarea intensă, calitatea îmbunătățită a produselor finale în comparație cu cele obținute prin metode convenționale și fabricarea unor noi produse, care nu sunt ușor de obținut prin alte tehnologii, sunt caracteristici importante ale tehnicii SDR care o plasează în seria utilajelor de intensificare a proceselor de transfer.

3.1. Caracteristici relevante ale discului rotativ

Unele dintre cele mai reprezentative aplicații tehnologice SD utilizate direct în procesarea și sinteza chimică sunt discutate mai jos și sintetizate în Tabelul 1, pentru a demonstra principalele sale avantaje. Vitezele ridicate ale proceselor de transfer generate la suprafața filmului de lichid într-un SDR permit reacții rapide gaz-lichid (Trippa și colab., 2002; Burns și Jachuck, 2005b). Amestecarea intensă din filmul lichid, apariția valurilor de interfață, sugerează disponibilitatea tehnologiei SDR pentru *reacții omogene*, dar și pentru *cataliză eterogenă*, unde discul în sine este suportul catalizatorului (Vicevic și colab., 2004) dar, în mod egal, pentru unele operații unitare precum *cristalizarea* (Trippa și colab., 2002; Cafiero și colab., 2002; Tai și colab., 2006) sau pentru *producția de nanoparticule* (Tai și colab., 2008; Raveendran și colab., 2003; Chin și colab., 2008).

Discul în sine oferă o suprafață de reacție pentru sistemele care sunt limitate de transferurile de căldură și de masă, de exemplu pentru reacția substraturilor care sunt foarte vâscoase și cauzează probleme în obtinerea unei bune amestecări, în timp ce filmul lichid caracterizat de tensiuni mari de forfecare poate determina obținerea unor conversii mari a reactantilor, asa cum au indicat studiile de *polimerizare și condensare*. În astfel de cazuri, discurile mai mari au produs o cantitate crescută de produs final, cu o distribuție îngustă a masei moleculare a polimerilor (Boodhoo și Jachuck 2000a, b; Boodhoo și colab., 2002; Boodhoo și colab., 2003; Boodhoo si colab., 2004; 2006). Fabricarea unor substantelor chimice speciale este de obicei legată de producția de cantități mari de deșeuri periculoase. Un exemplu în acest sens este oxidul de alfa-pinen - un intermediar în industria cosmetică bazat pe produse prelucrate sau deșeuri din natură (pin, brad, tămâie, portocala sălbatică etc.) sau din mediu natural izomerizarea la aldehidă campolenică, proces care duce la formarea multor altor produși secundari, în functie de conditiile utilizate. Vicevic si colab. (2004) au folosit un SDR în regim continuu pentru acest ultim sistem menționat și au obținut selectivități optime, în general la cea mai mare viteză de rotație a discului și la cele mai mari debite de alimentare investigate. Comparația dintre un reactor SDR și un reactor tip autoclavă cu amestecare (STR) utilizat în mod tradițional în acest caz, a reliefat o viteză de reacție și selectivitate mai ridicate, o dezactivare redusă a catalizatorului și lipsa necesității separării ulterioare a catalizatorului de amestecul de produse, în cazul tehnologiei cu disc rotitor. Timpii scurți de staționare în SDR, de ordinul secundelor comparativ cu cele de ordinul minutelor sau chiar orelor impuse de utilizarea reactoarelor convenționale, fac această tehnologie deosebit de atractivă pentru industriile în care

sunt manipulate produse sensibile la căldură, de exemplu în procesarea alimentelor: concentrarea sucurilor naturale (Akhtar și colab., 2011) sau amestecarea, pasteurizarea, maturarea și congelarea înghețatei (Akhtar și colab., 2009).

Aplicatii	Caracteristici SD	Referințe
Producția de	Tensiuni de forfecare	Boodhoo et al.,
polimeri:	mari; Amestecare	2000a; Boodnoo et
polimerizarea	intensificata de	al., 2002; Boodnoo et
polistirenului;	prezența valurilor;	al., 2003; Boodnoo et
policondensarea intre	I ransfer intens de	al., 2004; Boodhoo
anhidrida maleica și	caldura și masa pentru $$	et al., 2000b.
etilen glicol	indepartarea vaporilor	
	de apa	
Cristalizare:	Amestecare intensă	
Carbonat de calciu	Formarea unor cristale	Trippa et. al., 2002
Sulfat de bariu	fine	Cafiero et al., 2002
Carbonat de bariu		Tai et al., 2006
Producția de		
ingrediente:	Timp scurt de	Vicevic et al., 2004
Izomerizarea oxidului	rezidență pentru a	
de alfa-pinen	îmbunătăți	
(intermediar în	selectivitatea;	$O_{\rm relay}$ at al. 2000
industria parfumurilor)	Amestecare intensă	Oxley et al., 2000
Ingrediente		
farmaceutice active,		
cu anumite distribuții		
a produsului activ		
Inginerie	Timp scurt de	
Alimentară:	rezidență potrivit	Akhtar et al., 2009
Înghețată -	pentru produsele	
amestecare,	sensibile la căldură;	
pasteurizare, maturare,	Curgere piston (plug);	Akhtar et al. 2011
înghețare;	Micromixare intensă	
Concentrarea sucurilor	pentru o consistență	
	îmbunătățită a	

Tabelul 1. Aplicații tehnologice reprezentative pentru tehnologia SD/SDR

naturale	emulsiei.	
Tratamente fotocatalitice ale apei: degradarea: - acid 4- clorobenzoic - colorant metil portocaliu - colorant de rodamină B	Film subțire pentru tratamentul eficient UV; Grosimea filmului reglabilă prin debitul și controlul vitezei de rotație a discului	Dionysios et al., 2000 Chang, 2010 Zhang et al., 2011
Fabricarea nanoparticulelor: Nanoparticule de argint Nanoparticule metalice Nanoparticule paramagnetice	Amestecare locală intensă pentru a controla distribuția mărimii particulelor; Curgere piston	Tai et al., 2008 Raveendran et al.,2003 Chin et al., 2008
Tratamente biologice: reacții enzimatice (Reactor cu o pânză cu enzime imobilizate pe discul rotativ)	Amestecarea rapidă între substrat și enzima imobilizată; Transfer de masă îmbunătățit în pelicula subțire de deasupra și în interiorul pânzei	Feng et al., 2013