



AMESTECAREA

AMESTECAREA

- o **Amestecarea** = una dintre cele mai des întâlnite operații în majoritatea industriilor de proces.
- o Termenul de "amestecare" este aplicat acelor procese care conduc la:
 - reducerea gradului de neuniformitate;
 - reducerea gradientului de proprietate (concentrație, temperatură, viscozitate, densitate etc.).
- o Amestecarea se realizează prin deplasarea materialelor dintr-o zonă în alta.

AMESTECAREA

- o Procesul este utilizat:
- o **ca proces independent** în vederea obținerii unui produs finit cât mai omogen (produse cosmetice, sosuri, înghețate etc.),
- o **ca proces auxiliar** pentru intensificarea altor procese fizice, fizico-chimice, chimice sau biochimice.
- o Amestecarea servește la:
 - intensificarea transferului de căldură și/sau de masă în diverse procese (încălzire, răcire, dizolvare, cristalizare, extracție, absorbție, uscare etc.)
 - accelerarea reacțiilor chimice și biochimice.

**Tab. 4.1. Clasificarea amestecurilor
după natura și ponderea fazelor participante**

Tipul amestecului	Faze participante la formarea amestecurilor		Denumirea amestecului
	Faza continuă	Faza dispersă	
Amestecuri omogene	gaz	gaz	amestec de gaze
	lichid	gaz	soluție de gaz în lichid
		lichid	soluție de lichid în lichid
		solid	soluție de solid în lichid

**Tab. 4.1. Clasificarea amestecurilor
după natura și ponderea fazelor participante**

Tipul amestecului	Faze participante la formarea amestecurilor		Denumirea amestecului
	Faza continuă	Faza dispersă	
Amestecuri eterogene	gaz	lichid	ceată (aerosoli lichizi)
		solid	fum (aerosoli solizi)
	lichid	gaz	spumă
		lichid	emulsie
		solid	suspensie
	solid	gaz	strat fluidizat cu gaze
		lichid	strat fluidizat cu lichide
		solid	amestec mecanic

CLASIFICAREA AMESTECURILOR

- o Granița dintre amestecurile omogene și cele eterogene este oarecum **convențională**.
- o Între o soluție "adevărată" (la nivel molecular) și o dispersie grosieră (o suspensie sau o emulsie), există o categorie intermediară de amestecuri, **sistemele coloidale**.
- o Astfel de sisteme, frecvent întâlnite în practică (albuminele, gelatina etc.), nu pot fi considerate nici soluții în adevăratul sens al cuvântului (amestecuri omogene), dar nici amestecuri eterogene.

TERMINOLOGIE

- o **agitare** - amestecarea între fluide sau între lichide și solide, când amestecul are viscozitate mică sau medie.
- o **malaxare** - amestecarea lichidelor cu solide, când amestecul obținut are consistență mare (paste, aluaturi etc.).
- o **omogenizare** - reducerea dimensiunilor particulelor fazei disperse în procesul de obținere a emulsiilor.
- o **amestecare** - în sens restrâns - pentru amestecarea solidelor granulare sau pulverulente.

TERMINOLOGIE

- o **Utilajele** în care se desfășoară agitarea, malaxarea, omogenizarea și amestecarea, se numesc respectiv:
 - agitatoare,
 - malaxoare,
 - omogenizatoare,
 - amestecătoare.
- o Uneori, prin "**agitator**" se înțelege numai dispozitivul care produce agitarea, fără recipientul care conține materialul.

Tipuri de procese de amestecare

o AMESTECAREA LICHIDELOR MISCIBILE

- Ex: cupajarea vinurilor și a băuturilor distilate, diluarea unor soluții etc.
- de regulă nu implica nici procese de transfer de căldură și nici reacții chimice.
- Procesul poate fi întâlnit și în cazul în care o singură fază lichidă este agitată în vederea îmbunătățirii transferului de căldură și de substanță:
 - între lichid și peretele vasului,
 - între lichid și o serpentină imersată în acesta.
- Amestecarea poate pune probleme în cazul în care se amestecă lichide cu viscozități mult diferite, precum și în cazul amestecării unor lichide newtoniene extrem de viscoase, sau a unor fluide cu comportare nenewtoniană.

Tipuri de procese de amestecare

- o **AMESTECAREA LICHIDELOR NEMISCIBILE**
- o Faza discontinuă se dispersează, sub formă de picături mici în faza continuă.
- o Pe acest fenomen se bazează:
 - procesul de extracție lichid - lichid,
 - prepararea emulsiilor stabile (maioneze, sosuri, dresinguri, creme, paste etc.) întâlnite în industria alimentară, farmaceutică sau cosmetică.
- o Datorită faptului că picăturile fazei disperse sunt de dimensiuni foarte reduse, emulsia formată este stabilă un timp considerabil.

Tipuri de procese de amestecare

o AMESTECAREA GAZ - LICHID

- o Ex: fermentarea aerobă, carbonatarea zemii de difuzie etc.
- o Scopul procesului de amestecare - de a produce o suprafață mare de contact între faze, prin dispersarea fazei gazoase sub formă de bule în faza lichidă continuă.
- o Dispersiile de G în L sunt instabile și se separă rapid la încetarea agitării; aceasta în cazurile în care nu se formează spume.
- o În unele cazuri este necesară formarea unei spume stabile, caz în care gazul se injectează în lichidul puternic agitat, de cele mai multe ori în prezența unui agent tensioactiv.

Tipuri de procese de amestecare

- o **AMESTECAREA SOLID - LICHID**
- o Scopul procesului:
 - dizolvarea solidului,
 - dizolvarii unui anumit comp. (extracția L - S),
 - producerea unei reacții chimice.
- o se utilizează lichide cu viscozități reduse;
- o particulele solide sedimentează rapid la încetarea agitării.
- o La cealaltă extremă: procesele în care faza continuă este un fluid cu viscozitate extrem de ridicată în care trebuie dispersate particule solide foarte fine (încorporarea condimentelor în pasta de carne, de exemplu)

Tipuri de procese de amestecare

- o **AMESTECAREA GAZ - SOLID - LICHID**
- o Ex: hidrogenarea uleiurilor vegetale, cristalizarea evaporativă, flotația etc.
- o Eficiența procesului este direct influențată de gradul de amestecare realizat între cele trei faze.
- o În ciuda importanței majore pe care acest fenomen o are în practică, abordarea sa științifică este destul de săracă.

Tipuri de procese de amestecare

o AMESTECAREA SOLIDELOR

- o Amestecarea particulelor solide (sub formă granulară sau pulverulentă) este deosebit de complexa, depinzând de:
 - proprietățile particulelor (densitate, mărime, distribuție granulometrică, formă, proprietăți superficiale),
 - diferențele existente între proprietățile particulelor componenților implicați în amestecare.
- o Industria alimentară și industria farmaceutică, alături de industria cimentului și a sticlei sunt sectoare în care amestecarea solidelor este o operație esențială.

Supraamestecarea

- o Echipamentele și dispozitivele pentru amestecare se proiectează nu numai pentru atingerea unui grad de omogenitate prestabilit, ci și pentru îmbunătățirea, de exemplu, a transferului de căldură.
- o De exemplu, viteza de rotație a unui agitator elicoidal într-un vas de amestec este astfel aleasă încât ea să asigure o anumită viteză a transferului termic.
- o În cele mai multe cazuri, viteza aleasă este mai mult decât suficientă pentru atingerea gradului de omogenitate compozițională dorit.

Supraamestecarea

- o Amestecarea excesivă sau supraamestecarea trebuie evitată din cel puțin două motive:
 - 1 - creșterea consumului energetic;
 - 2 - pierderea calităților produsului.
- o Acest din urmă motiv este deosebit de important pentru procesele din industria alimentară și cele biotehnologice. De exemplu, o viteză excesivă a agitatorului poate produce creșterea tensiunilor de forfecare, conducând astfel la distrugerea microorganismelor din bioreactoare.

- o În procesele de amestecare, este necesar de găsit răspunsul la două probleme importante:
 1. Cum se poate proiecta și selecționa echipamentul de amestecare pentru o anumită aplicație?
 2. Cum se poate stabili dacă un anumit amestecător (existent) este potrivit pentru o anumită aplicație?

- o În ambele cazuri, trebuie luate în considerare următoarele aspecte ale procesului:
 - a - mecanismul amestecării;
 - b - criteriile de similitudine și de transpunere la scară;
 - c - consumul de putere;
 - d - spectrele de curgere;
 - e - viteza de amestecare și durata procesului;
 - f - gama de echipamente de amestecare disponibile și selecționarea dispozitivului corespunzător.

Tab. 2. Factori care influențează procesul de amestecare

Factori referitori la materiile prime supuse amestecării	•natura componentelor
	•starea fizică a componentelor
	•raportul cantitativ dintre componente
	•proprietățile componentelor (densitate, vâcositate, solubilitate, tensiune superficială, granulometrie)
Factori referitori la produsul rezultat	•proprietățile produsului (densitate, vâcositate)
	•gradul de omogenizare
Factori referitori la condițiile de operare în procesul de amestecare	•intensitatea amestecării
	•funcționarea continuă sau discontinuă
	•debitul de produs sau cantitatea unei șarje
	•durata medie de staționare sau durata amestecării unei șarje
	•temperatura de lucru
	•presiunea de lucru
	•scopul procesului de amestecare
	•tipul amestecătorului
	•puterea necesară amestecării
	•costul amestecării

AMESTECAREA ÎN MEDIU LICHID

- o Faza continuă = faza lichidă,
- o Faza dispersă: fază gazoasă, lichidă sau solidă, solubilă, parțial solubilă sau insolubilă în faza continuă.
- o În funcție de solubilitatea fazei disperse, amestecarea poate conduce la obținerea:
 - unei soluții,
 - unui sistem dispers neomogen (spumă, emulsie, suspensie).
- o Procesul poate fi realizat în regim:
 - continuu,
 - discontinuu.
- o Amestecarea se poate realiza:
 - pneumatic (folosind energia unui gaz),
 - hidraulic (folosind energia lichidului aflat în curgere forțată),
 - mecanic (utilizând dispozitive dinamice imersate în lichid).

EFICIENȚA AMESTECĂRII

- o Eficiența amestecării este unul din criteriile prioritare în alegerea sau proiectarea amestecătoarelor.
- o Nu există la ora actuală niște criterii unitare prin care să se aprecieze eficiența procesului de amestecare, și din cauza faptului că obiectivele amestecării sunt deosebit de variate.

EFICIENȚA AMESTECĂRII

- o Metode utilizate pt. det. momentului în care amestecarea a ajuns în punctul dorit:
 - **metoda colorimetrică**, prin care se urmărește uniformizarea nuanței de culoare în recipient.
 - **metoda gradientilor de temperatură** se bazează pe măsurarea timpului necesar pentru uniformizarea temperaturii sistemului, după ce acestuia i s-a aplicat un impuls termic cu o cantitate de căldură cunoscută.
 - **metoda conductometrică** este aplicabilă în cazul în care se amestecă produse având conductivități electrice diferite.
 - **metoda nefelometrică** poate fi utilizată ca metodă continuă pentru determinarea eficienței amestecării în sisteme eterogene (cazul formării emulsiilor, de exemplu).

Tab. 3. Evaluarea intensității amestecării

Intensitatea amestecării	Debitul specific la barbotarea cu aer [m ³ /(m ² .s)]	Amestecare mecanică	
		Consum specific de putere [W/m ³ lichid]	Viteza periferică a agitatorului [m/s]
slabă	0,003 - 0,006	100 - 200	< 2
medie	0,007 - 0,014	400 - 600	3 - 4
intensă	0,015 - 0,020	800 - 2000	5 - 6

EFICIENȚA AMESTECĂRII

Determinarea eficienței amestecării =
determinarea distribuției vitezelor și
vizualizarea spectrelor de curgere.

o indicatori de curgere:

- particule solide fin dispersate,
- izotopi radioactivi,
- substanțe fluorescente,

o achiziția de date:

- fluorescență de inducție laser,
- velocimetrie digitală a imaginii particulelor,
- anemometrie Doppler etc.

EFICIENȚA AMESTECĂRII

o Combinată cu simulările computerizate

- CFD - computational fluid dynamics,
- CFM - computational fluid mixing,

aceste tehnici permit:

- o mai bună înțelegere a fenomenologiei amestecării,
- o alegere și proiectare mai riguroasă a dispozitivelor de amestecare.

MECANISMUL AMESTECĂRII

- o Dispozitivele utilizate pentru amestecarea lichidelor trebuie să îndeplinească 2 condiții.
 1. în agitator trebuie să existe o curgere convectivă a întregului volum de amestecat, astfel încât să nu existe zone stagnante ("zone moarte").
 2. trebuie să existe o zonă a amestecătorului în care, sub influența unor tensiuni de forfecare intense, să aibă loc omogenizarea amestecului.
- o Ambele procese necesită consum de energie.
- o Energia mecanică introdusă în sistem este parțial disipată sub formă de căldură. Modul în care este distribuit consumul de energie între procesele implicate în amestecare variază de la o aplicație la alta.

MECANISMUL AMESTECĂRII

o REGIMUL DE CURGERE LA AMESTECARE

- o În funcție de proprietățile fluidului, în special de viscozitatea acestuia, curgerea în amestecătoare poate fi:
 - laminară
 - turbulentă,
 - tranzitorie, în regim intermediar.
- o În mod frecvent, curgerea laminară, intermediară și turbulentă se întâlnesc simultan în diferite zone ale amestecătorului.

MECANISMUL AMESTECĂRII

- o Stabilirea caracterului regimului de curgere: corelația existentă între factorul rezistenței la curgere (ζ) și criteriul Reynolds.
- o **Factorul ζ** (coeficientul de rezistență al mediului) se determină:
 - pe baza tensiunilor de forfecare la perete,
 - pe baza căderii de presiune a fluidului care întâlnește în curgere o rezistență locală (un corp imersat, o modificare de direcție sau de secțiune de curgere).
- o **Numărul Reynolds** se determină pe baza diametrului real sau echivalent al spațiului de curgere sau al corpului imersat și pe baza vitezei reale de curgere a fluidului.

MECANISMUL AMESTECĂRII

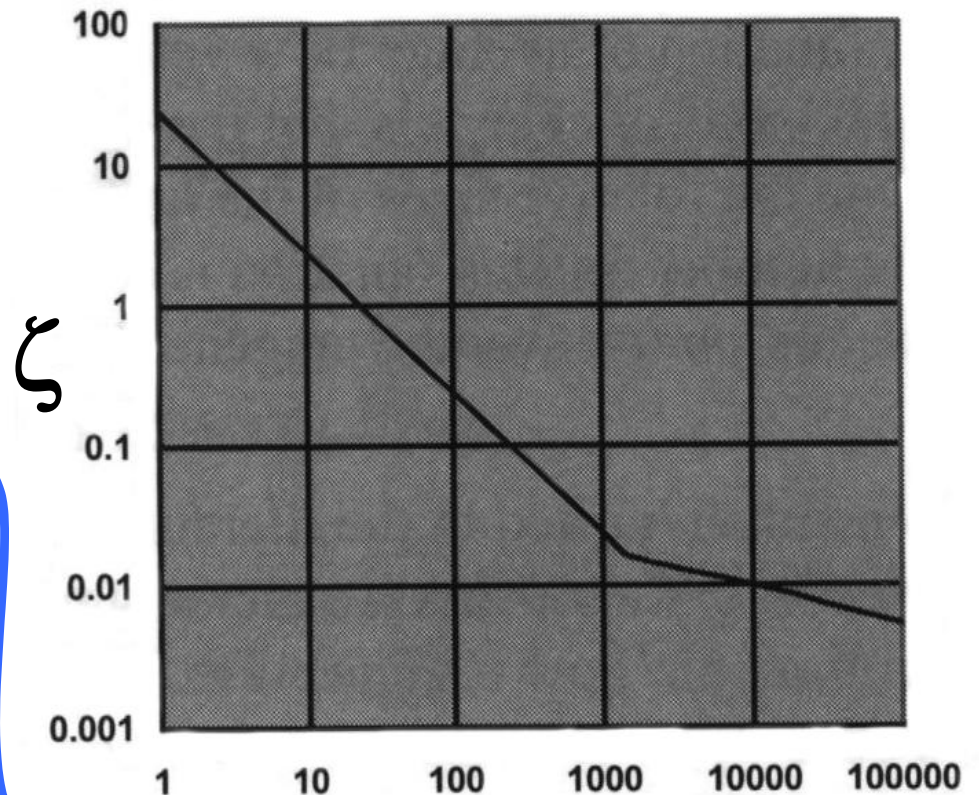
- o Într-un recipient prevăzut cu un agitator caracteristicile curgerii și ale transferului de energie și de masă în fluid sunt exprimate prin minim 2 corelații de tipul $\zeta = f(Re)$:
 - exprima rezistență la curgere indusă de pereții recipientului,
 - reprezintă rezistența la curgere indusă de brațele (paletele) agitatorului.
 - a treia corelație apare în cazul recipientelor prevăzute cu șicane, reprezentând rezistența suplimentară la curgere indusă de șicane.

Corelații $\zeta = f(Re)$

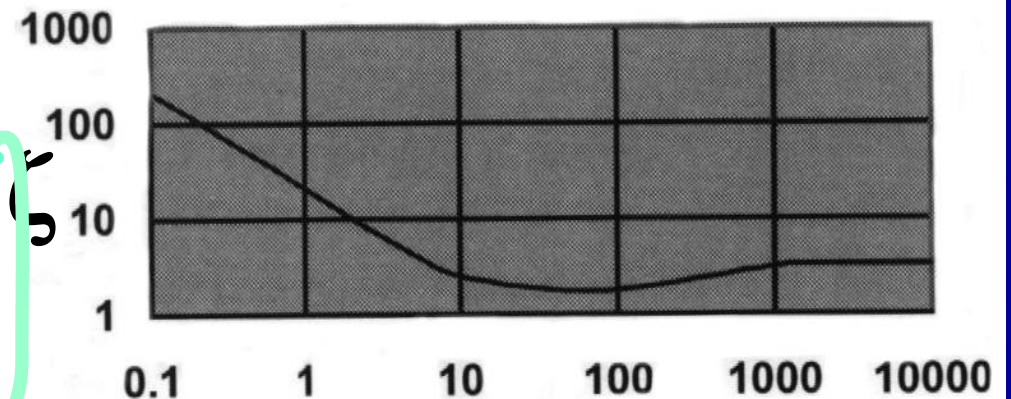
a – curgerea în recipient;

b – curgerea în jurul paletelor

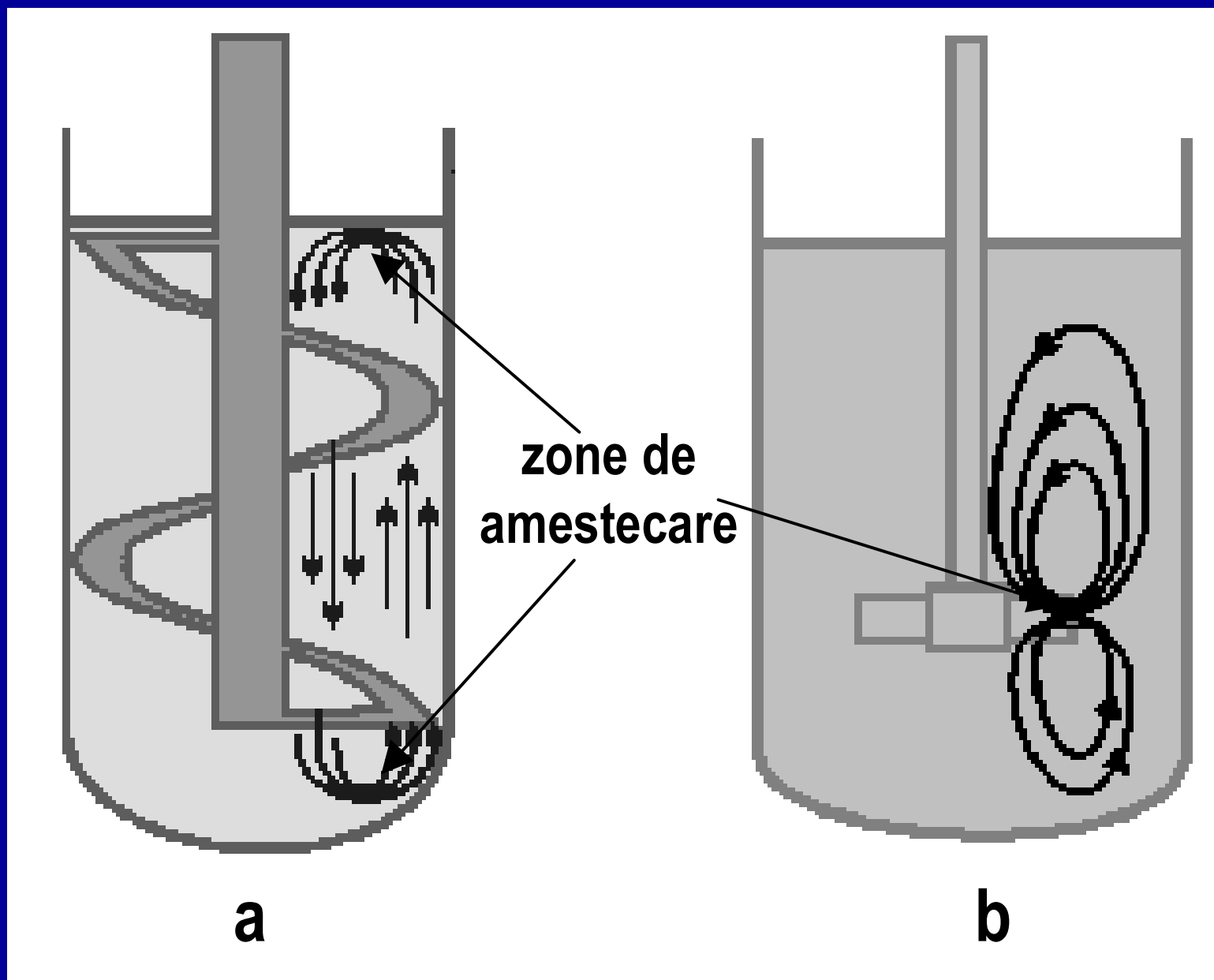
- o $Re < 1500$ curgere laminară.
- o $Re > 1500$, curgere turbulentă.
- o $Re = 5 \dots 10$ curgere strict laminară,
- o $Re > 1000$ curgere turbulentă.
- o $Re = 10 \dots 1000$ regim intermediar.



a - Re curgere



b - Re palete agitator



**Fig. 4.2. Amplasarea zonelor de amestecare în:
a – agitatoare elicoidale; b – agitatoare cu palete.**

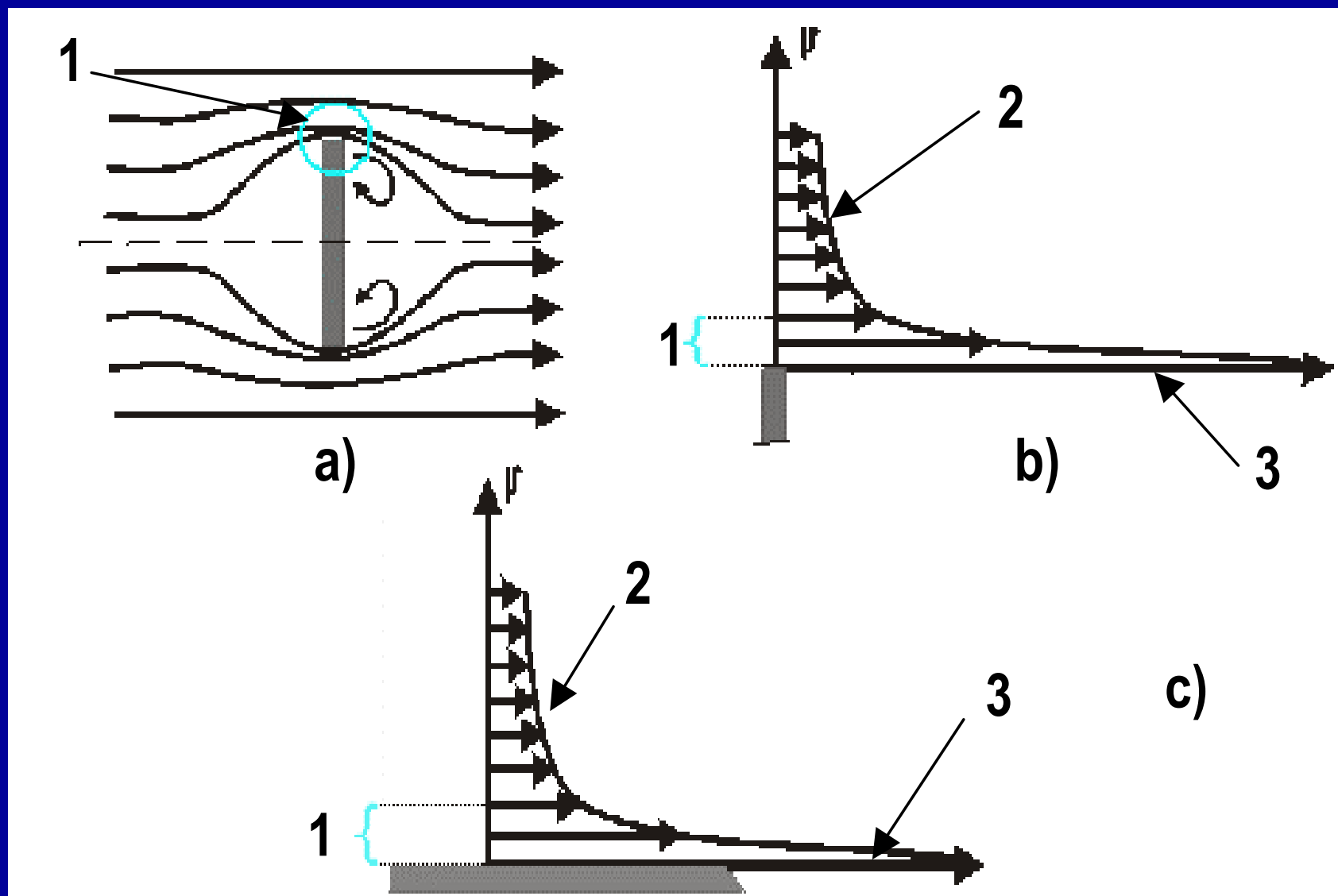


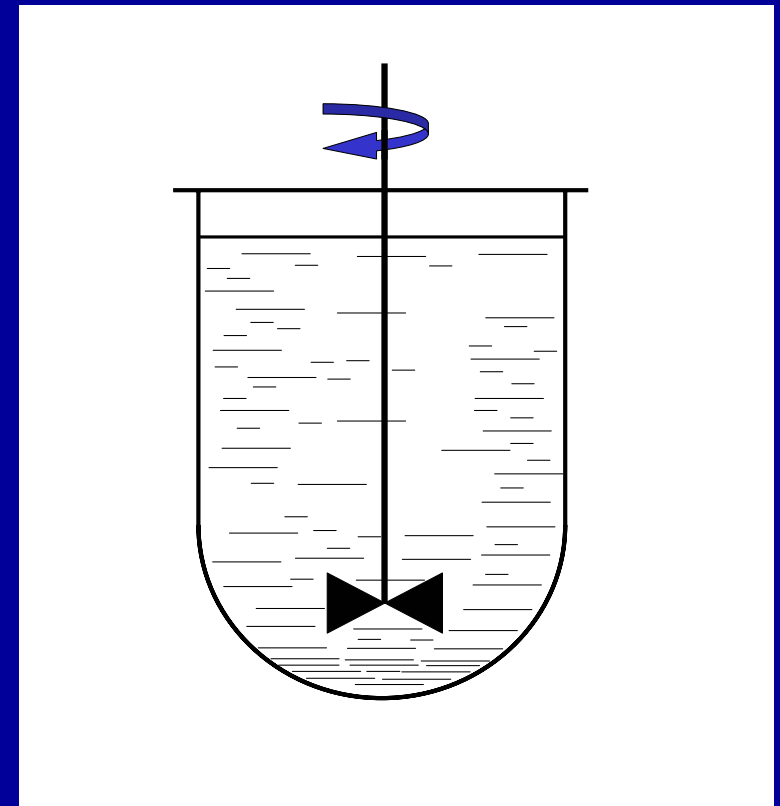
Fig. 4.3. Zone cu forfecare extremă la dispozitive:
a, b – radiale (agitator cu brațe); c – tangențiale (agitator disc zimțat).
 1 – zone de forfecare maximă; 2 – viteza fluidului;
 3 – viteza periferică a dispozitivului de amestecare

VITEZA ȘI DURATA AMESTECĂRII

- o Amestecarea - proces discontinuu sau continuu.
- o Amestecarea discontinuă se realizează într-un recipient în care se introduc de la început sau de-a lungul unui interval de timp materialele componente ale produsului final: amestecarea se prelungește până când se ajunge la gradul de omogenizare dorit, după care șarja se evacuează din amestecător.
- o Amestecarea continuă se realizează într-un amestecător alimentat continuu cu componentii amestecului (în proporția necesară) și din care se evacuează, tot continuu, produsul. Uneori materialele pot fi amestecate succesiv în mai multe aparate.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Modelul ideal al amestecătorului discontinuu = recipientul discontinuu cu amestecare perfectă (RDAP).
- o Este format dintr-un vas prevăzut cu agitare astfel încât concentrația este aceeași în orice punct din volumul masei de reacție (condiția de amestecare perfectă).
- o Funcționarea acestuia este în șarje, iar regimul este nestaționar.



AMESTECAREA DISCONTINUĂ

o Timpul total de desfășurare a unei șarje este:

$$t = t_1 + t_2 + t_3 + t_4 + t_5 + t_6 \quad (3)$$

- o timpul necesar încărcării materiilor prime (t1),
- o timpul necesar aducerii MDR la condițiile de regim (t2),
- o timpul necesar transformării propriu-zise (t3),
- o timpul necesar aducerii MDR la c.n. de T și P (t4),
- o timpul necesar pentru golirea produsului final (t5),
- o timpul necesar pentru curățirea și pregătirea amestecătorului pentru o nouă șarjă (t6).

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

o **Factorul de utilizare** al RDAP este definit de raportul:

$$\psi = \frac{t_3}{\sum t_i} \cdot 100 \quad [\%] \quad (4)$$

și el are în general valori scăzute (sub 70%).

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o O altă caracteristică a RDAP este **gradul de umplere**, definit ca raport între volumul masei de reacție (V) și volumul recipientului (V_R):

$$\varphi = \frac{V}{V_R} \quad [\text{m}^3 / \text{m}^3] \quad (5)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Dacă în RDAP are loc un proces de transformare (chimică sau biochimică), pentru un element de volum dV din masa de reacție se poate scrie următorul bilanț de masă pentru componentul valoros:

$$A = B + C + D \quad (6)$$

- o A = debitul molar de reactant valoros A_k la intrare în elementul de volum dV ;
- o B = debitul molar de reactant valoros A_k la ieșire din elementul de volum;
- o C = cantitatea de reactant A_k transformată în proces,
- o D = cantitatea de component A_k acumulată în dV

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Datorită funcționării discontinue, debitele de intrare și de ieșire la un moment dat sunt nule:

$$A = B = 0 \quad (6^*)$$

- o iar ecuația (6) se scrie:

$$C + D = 0 \quad (7)$$

- o Cant. de reactant A_k consumată (C) este dată de produsul dintre viteza proc. ($-r_{Ak}$) și volumul masei de reacție:

$$C = V \cdot (-r_{Ak}) \quad (8)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o iar cantitatea acumulată poate fi scrisă ca variația cantității de A_k în timp:

$$D = \frac{dn_{Ak}}{dt} \quad (9)$$

- o Ecuația de bilanț (7) devine după înlocuiri:

$$-\frac{dn_{Ak}}{dt} = V \cdot (-r_{Ak}) \quad (10)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Exprimând pe n_{Ak} în funcție de gradul de transformare η_{Ak} , rezultă după diferențiere:

$$\frac{n_{Ak}^a \cdot d\eta_{Ak}}{dt} = V \cdot (-r_{Ak}) \quad (11)$$

- o Volumul MDR la un moment dat poate fi exprimat ca o funcție de volumul inițial (V^a), iar numărul inițial de moli de A_k poate fi exprimat în funcție de concentrația sa inițială:

$$\begin{aligned} V &= f(V^a) \\ n_{Ak}^a &= V^a \cdot C_{Ak}^a \end{aligned} \quad (12)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Cu aceste înlocuiri și după separarea variabilelor, ecuația (11) devine:

$$dt = \frac{C_{Ak}^a \cdot d\eta_{Ak}}{(-r_{Ak}) \cdot f(V^a)} \quad (13)$$

- o sau în forma integrală:

$$t = C_{Ak}^a \int_0^{\eta_{Ak}} \frac{d\eta_{Ak}}{(-r_{Ak}) \cdot f(V^a)} \quad (14)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Ecuația (14) permite calculul **timpului necesar pentru desfășurarea procesului** într-un RDAP, cu condiția cunoașterii expresiei vitezei procesului (a ecuației cinetice) și a relației de dependență a volumului masei de reacție cu volumul său inițial.
- o Funcție de complexitatea relațiilor care dau aceste dependențe, integrala din ecuația (14) se rezolvă analitic, grafic sau numeric, obținându-se în final timpul necesar pentru obținerea gradului de transformare impus.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Volumul recipientului se determină în funcție de volumul șarjei și de gradul de umplere, pe baza ecuației (5).
- o Volumul unei șarje se determină în funcție de capacitatea de producție și de factorul de utilizare al recipientului.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o O variantă a amestecătorului discontinuu este **amestecătorul semicontinuu**.
- o În acesta, unul din componenții amestecului este introdus în întregime la momentul inițial ($t = 0$), iar celălalt (ceilalți) se adaugă în mod continuu, pe măsura desfășurării procesului.
- o Acest mod de lucru este utilizat atunci când amestecarea este puternic exotermă, când amestecul spumează puternic etc.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o În calculul timpului de amestecare în RDAP s-a pornit de la prezumția că omogenizarea spațială a concentrației este instantanee.
- o În majoritatea cazurilor însă, realitatea este cu totul alta.
- o De aceea, se recomandă:
 - folosirea unor modele mai apropiate de realitate,
 - experimentarea directă pe model și utilizarea analizei dimensionale.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

o Durata amestecării t este influențată de:

- **forma recipientului** prin:

- diametrul D ,
- înălțimea lichidului H ,
- diametrul agitatorului d ,
- turația agitatorului n ;

- **proprietățile lichidului:**

- densitatea ρ
- viscozitatea μ ;

- **diferența de densitate** $\Delta\rho$ (numai în cazul amestecării unor lichide cu densități diferite);

- **acclerația gravitațională** g (numai în cazul amestecării turbulente).

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Forma generală a funcției care descrie procesul de amestecare va fi:

$$f(t, n, \rho, \Delta\rho, \mu, g, d, D, H) = 0 \quad (15)$$

- o Conf. teoremei π a lui *Buckingham*, amestecarea fiind un fenomen mecanic ($n = 3$) și fiind influențată de $m = 9$ parametri și constante dimensionale, rezultă că descrierea sa va fi făcută de:

$$i = m - n = 6 \quad (16)$$

criterii de similitudine adimensionale.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Prin introducerea simplecșilor de similitudine:

$$\Gamma_1 = \frac{\Delta\rho}{\rho}; \quad \Gamma_2 = \frac{d}{D}; \quad \Gamma_3 = \frac{d}{H} \quad (17)$$

- o se elimină parametrii $\Delta\rho$, D și H , nr. criteriilor de similitudine care trebuie det. reducându-se la 3.
- o Alegând drept mărimi comune n , d și ρ , se obțin expresiile următoarelor criterii de similitudine:

$$\pi_1 = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu} = \frac{n \cdot d^2}{\nu} = \text{Re}_{AG}; \quad \pi_2 = \frac{n^2 \cdot d}{g} = (\text{Fr}_{AG})^{-1}; \quad \pi_3 = \frac{1}{n \cdot t} = (\text{Ho}_{AG})^{-1} \quad (18)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

o Acestea sunt:

- criteriul Reynolds pentru agitare,
- criteriul Froude pentru agitare,
- criteriul de homocronism pentru agitare.

o În aceste condiții, ecuația (15) se scrie criterial sub forma:

$$Ho_{AG} = f\left(Re_{AG}, Fr_{AG}, \frac{\Delta\rho}{\rho}, \frac{d}{D}, \frac{d}{H}\right) \quad (19)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Combinând criteriul lui Froude cu similitudinile Γ_1 și Γ_3 se obține o formă modificată a lui Fr_{AG} , care exprimă relația dintre presiunea dinamică $\rho n^2 d^2$ și presiunea statică $\Delta \rho g H$, criteriu dat de relația:

$$Fr_{AG}^* = \frac{\rho \cdot n^2 \cdot d^2}{\Delta \rho \cdot g \cdot H} \quad (20)$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Cu (20), ecuația (15) se scrie:

$$Ho_{AG} = f\left(Re_{AG}, Fr_{AG}^*, \frac{d}{D}\right) \quad (21)$$

- o din care se poate exprima durata de amestecare:

$$t = k \cdot n^{-1} \cdot (Re_{AG})^a \cdot (Fr_{AG}^*)^b \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^c \quad (22)$$

- o În care coeficienții k, a, b, c trebuie determinați experimental.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o În cazul menținerii similitudinii geometrice între model și prototip, sau în cazul unui aparat dat, simplexul Γ_2 dispare și ecuația (22) se reduce la:

$$t = k \cdot n^{-1} \cdot (\text{Re}_{AG})^a \cdot (\text{Fr}_{AG}^*)^b \quad (23)$$

- o Ecuația (23) nu dă rezultate satisfăcătoare pentru procesele de amestecare în care intervine transferul de căldură sau transferul de masă interfazic.
- o Este utilă însă pentru determinarea consumului energetic minim.

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o NOTĂ: S-au introdus câteva criterii de similitudine specifice amestecării în mediu lichid în agitatoare cu elemente mobile. Expresiile lor sunt similare cu ale criteriilor de similitudine general definite pentru curgere, cu observațiile:
 - dimens. geometrică caracteristică = diametrul dispozitivului de amestecare, d ;
 - viteza caracteristică în procesul de agitare, v , = viteza periferică a agitatorului, care se exprimă în funcție de diametrul dispozitivului de amestecare și de turația (n) acestuia:

$$v = \pi \cdot d \cdot n$$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o puterea necesară, N , este direct proporțională cu forța necesară dispozitivului de amestecare pentru învingerea rezistenței lichidului (F) și cu viteza periferică (v) a acestuia:

$$N = F \cdot v$$

- o forța necesară învingerii rezistenței lichidului (F) este direct proporțională cu căderea de presiune (ΔP) și cu pătratul diametrului d :

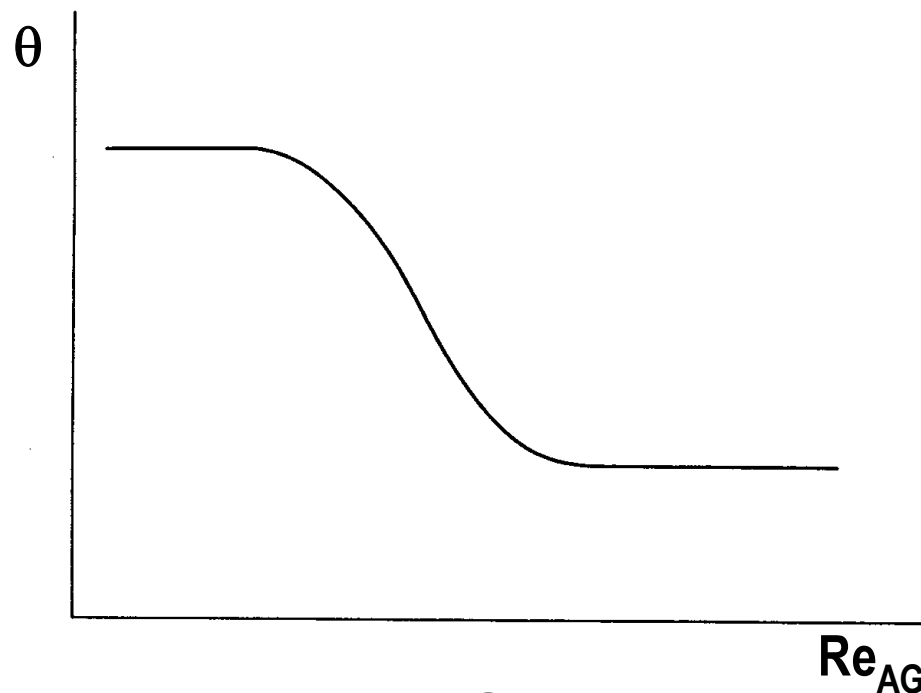
$$F = \Delta P \cdot d^2$$

Tab. 4. Criterii de similitudine pentru curgerea și amestecarea fluidelor

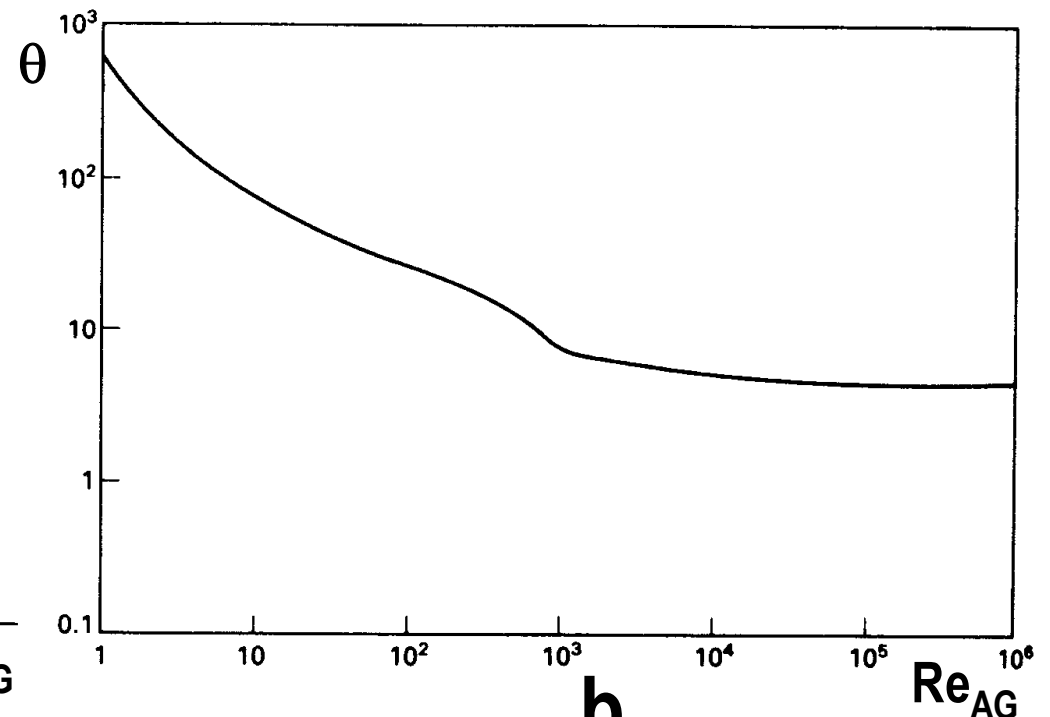
Criteriul	Curgere	Amestecare
Reynolds	$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu}$	$Re_{AG} = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu}$
Froude	$Fr = \frac{v^2}{l \cdot g}$	$Fr_{AG} = \frac{n^2 \cdot d}{g}$
Weber	$We = \frac{l \cdot v^2 \cdot \rho}{\sigma}$	$We_{AG} = \frac{\rho \cdot n^2 \cdot d^3}{\sigma}$
Euler	$Eu = \frac{\Delta P}{\rho \cdot v^2}$	$Eu_{AG} = \frac{N}{n^3 \cdot d^5 \cdot \rho}$
Homocronism	$Ho = \frac{v \cdot t}{l}$	$Ho_{AG} = t \cdot n$

AMESTECAREA DISCONTINUĂ

- o Datele experimentale sugerează faptul că timpul de amestecare adimensional θ ($\theta = t \cdot n$) este independent de Reynolds atât în domeniul laminar cât și în cel turbulent, domenii în care timpul de amestecare (adimensional) este constant, variația lui observându-se doar în domeniul curgerii intermediare (fig. 7).



a



b

**Fig. 7. Dependența timpului de amestecare adimensional de criteriul Re :
a – curbă tipică; b – date experimentale pentru amestecătoare turbină.**

AMESTECAREA CONTINUĂ

- o O mărime caracteristică a amestecării continue este **timpul (durata) de staționare** a materialelor în amestecător.
- o În cazul amestecării continue, nu toate particulele rămân în amestecător același interval de timp.
- o Chiar dacă amestecarea este foarte rapidă, vor exista elemente de fluid care părăsesc imediat amestecătorul, dar și elemente care vor rămâne în amestecător o perioadă mult mai lungă de timp.

AMESTECAREA CONTINUĂ

- o Se poate defini o durată medie de staționare ca raport între volumul conținut în amestecător (considerat constant) și debitul volumic de total de material care parcurge amestecătorul:

$$t_m = \frac{V}{m_v}$$

(24)

AMESTECAREA CONTINUĂ

- o Amestecătoarele reale se încadrează între două tipuri extreme (ideale) de amestecătoare continue:
 - recipientul continuu cu deplasare ideală (RCDI)
 - recipientul continuu cu amestecare perfectă (RCAP).
- o De primul tip se apropie mai mult amestecătoarele statice montate în conductele prin care se deplasează fluidul supus amestecării, în timp ce de cel de-al doilea tip se apropie amestecătoarele tip vas cu dispozitiv mecanic de agitare.

Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

- o Geometria acestui recipient este cilindrică, cu $L \gg D$.
- o Este denumit și recipient tubular (tip coloană).
- o Curgerea este considerată cu deplasare ideală: toate elementele de volum ale fluidului au aceeași viteză.
- o Acest tip de curgere = curgere tip piston (curgere cu front plan de viteze) (fig. 8).

Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

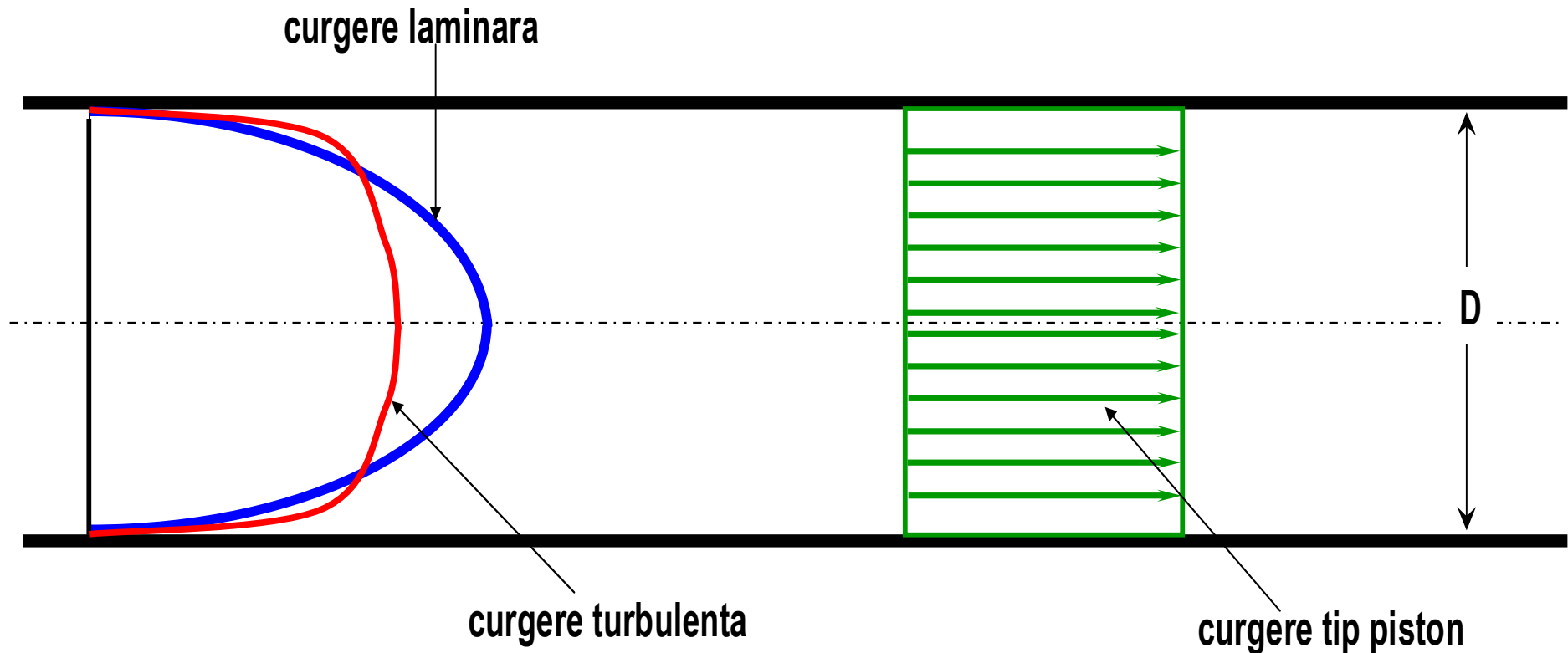


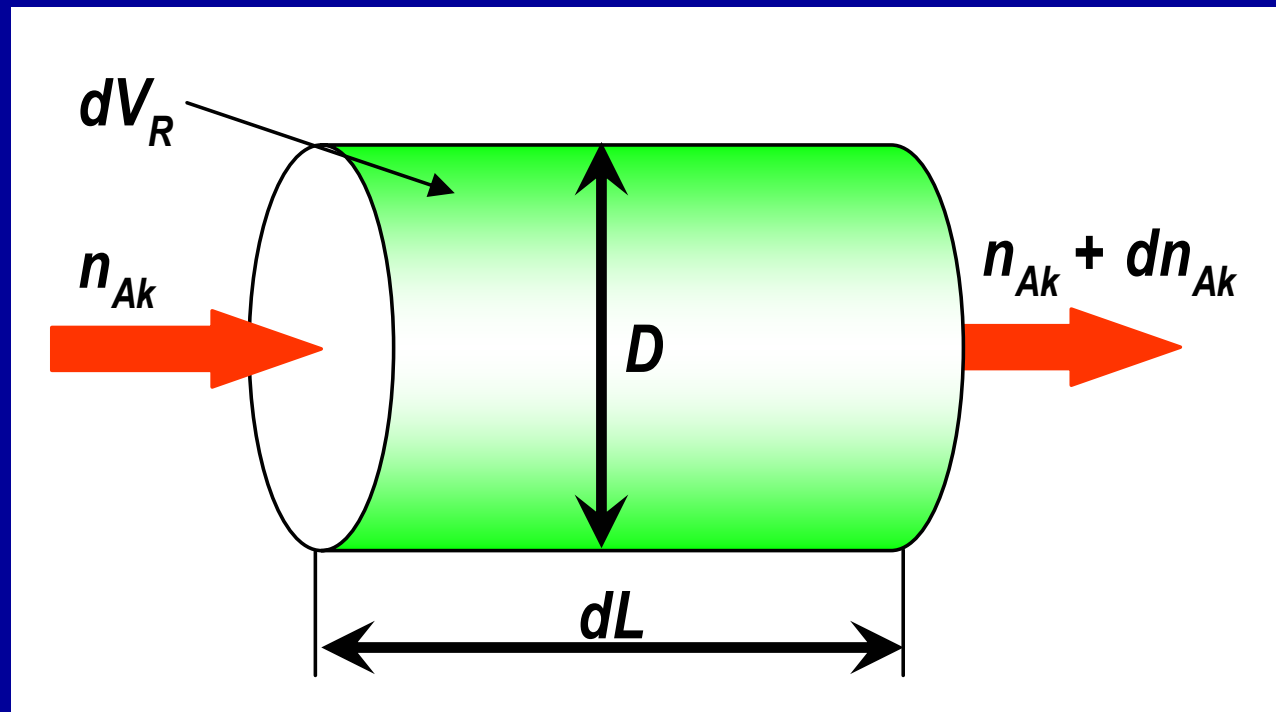
Fig. 8. Profiluri de curgere în amestecătoare tubulare

Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

- o Între diverse puncte ale masei de reacție nu există schimb de masă nici pe direcție axială, nici pe direcție radială.
- o Concentrația componentelor variază numai pe lungimea recipientului.
- o Procesul de amestecare decurge în regim continuu, staționar.
- o În diverse secțiuni ale recipientului concentrația este constantă în timp.

Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

- o Pentru concretizarea ecuației de bilanț de masă (6) se consideră un element de volum de recipient, dV_R , de formă cilindrică, având diametrul D și lungimea dL (fig. 9).



Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

- o Cantitatea consumată în proces = $(-r_{Ak}) \times dV_R$,
- o Cantitatea acumulată este nulă, procesul fiind continuu.
- o Ca urmare, ecuația (6) se scrie:

$$n_{Ak} = n_{Ak} + dn_{Ak} + (-r_{Ak}) \cdot dV_R \quad (25)$$

- o Ținând cont de modelul matematic de bilanț de masă, se poate scrie:

$$dn_{Ak} = -n_{Ak}^a \cdot d\eta_{Ak} = -C_{Ak}^a \cdot m_V^a \cdot d\eta_{Ak} \quad (26)$$

Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

- o Înlocuind (26) în (25) și separând variabilele se obține:

$$\frac{dV_R}{m_V^a} = C_{Ak}^a \cdot \frac{d\eta_{Ak}}{(-r_{Ak})} \quad (27)$$

- o Integrând (27) pentru întreg recipientul, se obține:

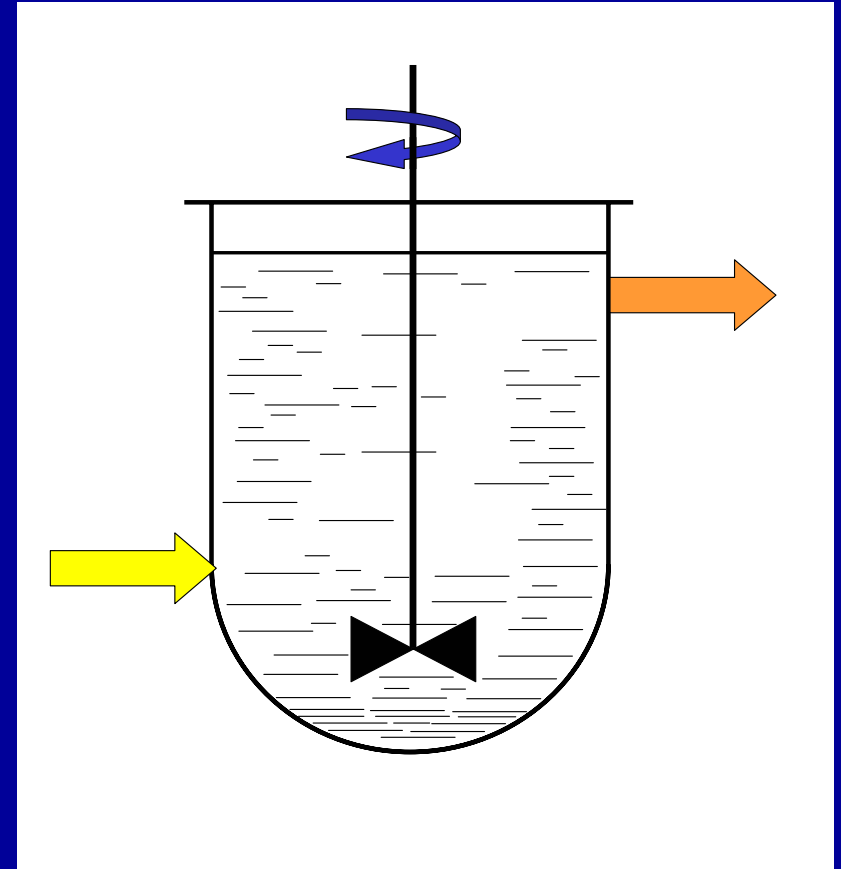
$$\int_0^{V_R} \frac{dV_R}{m_V^a} = \left(\frac{V_R}{m_V^a} \right)_{DI} = t_0 = C_{Ak}^a \cdot \int_0^{\eta_{Ak}} \frac{d\eta_{Ak}}{(-r_{Ak})} \quad (28)$$

Amestecătorul continuu cu deplasare ideală

- o Raportul dintre volumul recipientului și debitul volumic la alimentare are dimensiunile unui timp și poartă denumirea de **timp spațial**.
- o Acesta este numeric egal cu timpul necesar curgerii prin recipient a unui volum de masă de reacție egal cu volumul recipientului.
- o Prin integrarea ecuației (28), cunoscând ecuația cinetică a procesului, se poate calcula volumul recipientului, V_R , iar din acesta, dimensiunile sale de bază, D și L .

Amestecătorul continuu cu amestecare perfectă

- o Este un recipient prevăzut cu agitare, în care se introduce continuu MDR și se evacuează, tot în mod continuu, produsele.
- o Datorită amestecării perfecte, concentrația nu variază în spațiu, fiind aceeași în fiecare punct din volumul masei de reacție și egală cu concentrația la ieșire din recipient.
- o Datorită funcționării continue, în regim staționar, concentrația este invariabilă în timp.
- o Este cel mai idealizat tip de recipient.



Amestecătorul continuu cu amestecare perfectă

- o Deoarece în spațiul recipientului nu există gradienti de proprietate, ecuația de bilanț (6) poate fi scrisă pentru întregul recipient, toate elementele de volum fiind identice.
- o Acumularea fiind nulă, ecuația de bilanț se reduce la:

$$n_{Ak}^a = n_{Ak} + (-r_{Ak}) \cdot V_R \quad (29)$$

- o Exprimând debitele de component A_k funcție de gradul de transformare și înlocuind debitul inițial de A_k în funcție de concentrația inițială:

$$n_{Ak}^a = C_{Ak}^a \cdot m_V^a \quad (30)$$

Amestecătorul continuu cu amestecare perfectă

- o Ecuația (29) devine în final:

$$\left(\frac{V_R}{m_V^a} \right)_{AP} = t_0 = C_{Ak}^a \cdot \frac{\eta_{Ak}}{(-r_{Ak})} \quad (31)$$

- o Ecuația permite calculul timpului spațial și, de aici, a volumului recipientului (V_R).
- o Pe baza acestui volum se pot determina dimensiunile de bază ale acestuia (D, H).

Amestecătorul real

- o Amestecătoarele ideale RCDI și RCAP sunt cazuri ideale, limită ale reprezentării modului în care fluidele curg în interiorul acestora.
- o De multe ori, în special în sisteme omogene, aceste modele aproximează suficient de precis amestecătorul real și pot fi utilizate ca atare.
- o În alte cazuri, rezultatele obținute prin folosirea modelelor ideale se abat mult de datele rezultate din practică.

Amestecătorul real

o Abaterea circulației prin amestecător de la caracteristicile ideale:

- **caracteristici constructive** (proiectare necorespunzătoare) ale amestecătorului sau ale diferitelor părți componente ale acestuia: agitator, șicane, serpentine pentru agenți termici etc.
- **specificul sistemului**: proprietățile fizice (viscozitatea și densitatea în special), felul și numărul fazelor, proporția dintre faze, regimul de curgere (laminar sau turbulent);
- **gradientii de temperatură** care se stabilesc în interiorul amestecătorului, care determină variația proprietăților fizice ale fluidului (în special a celor legate de curgere).

Amestecătorul real

- o Zonele de circulație neideală cele mai frecvente sunt:
 - Zonele stagnante (fig. 10 a, b, c).
 - Scurtcircuitele (fig. 10 b, d, e, f).
 - Amestecarea axială importantă (fig. 10 g).
 - Amestecarea radială neglijabilă (fig. 10 h).

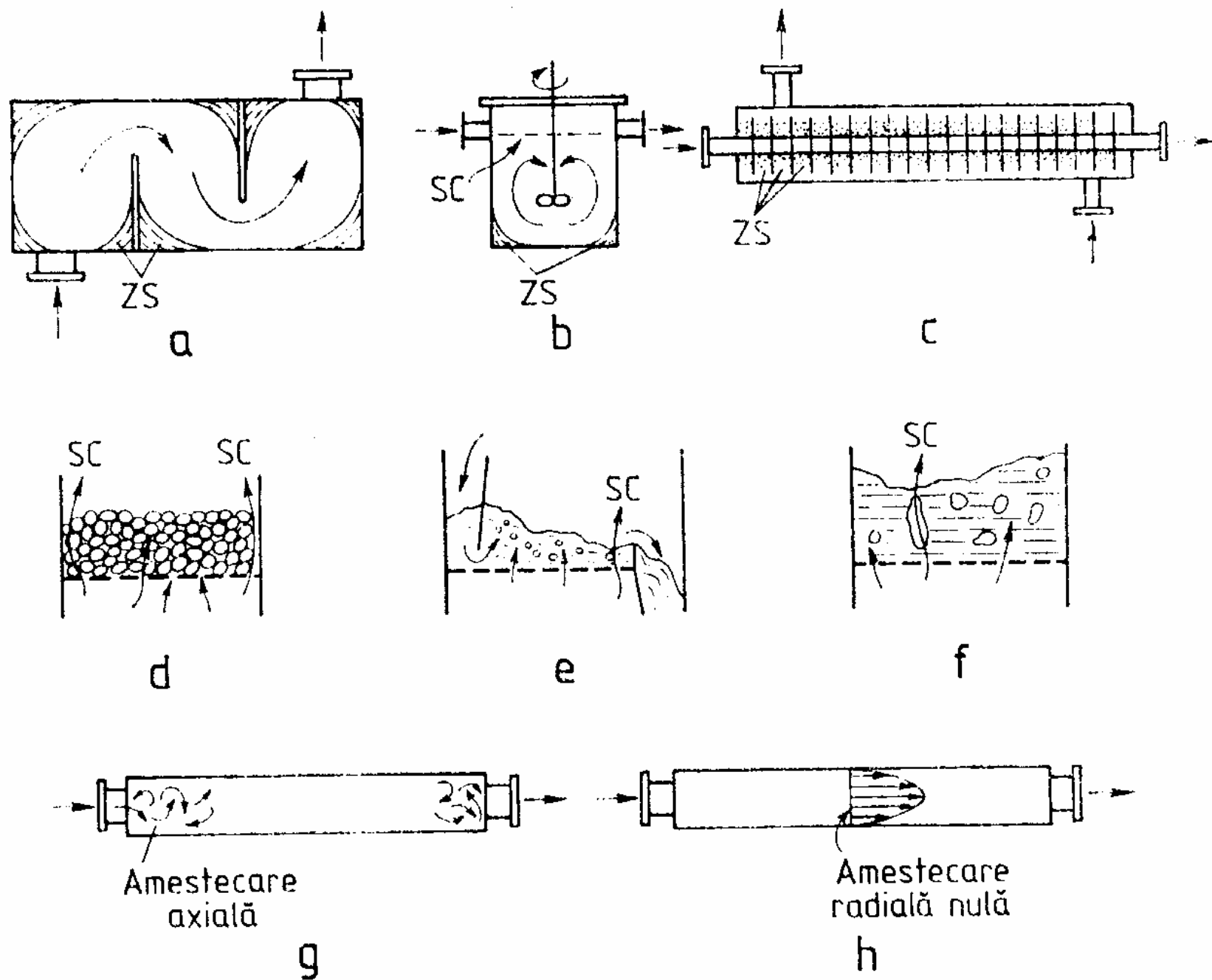


Fig. 10. Abateri de la circulația ideală în amestecătoare reale: ZS – zone stagnante; SC – scurtcircuitate

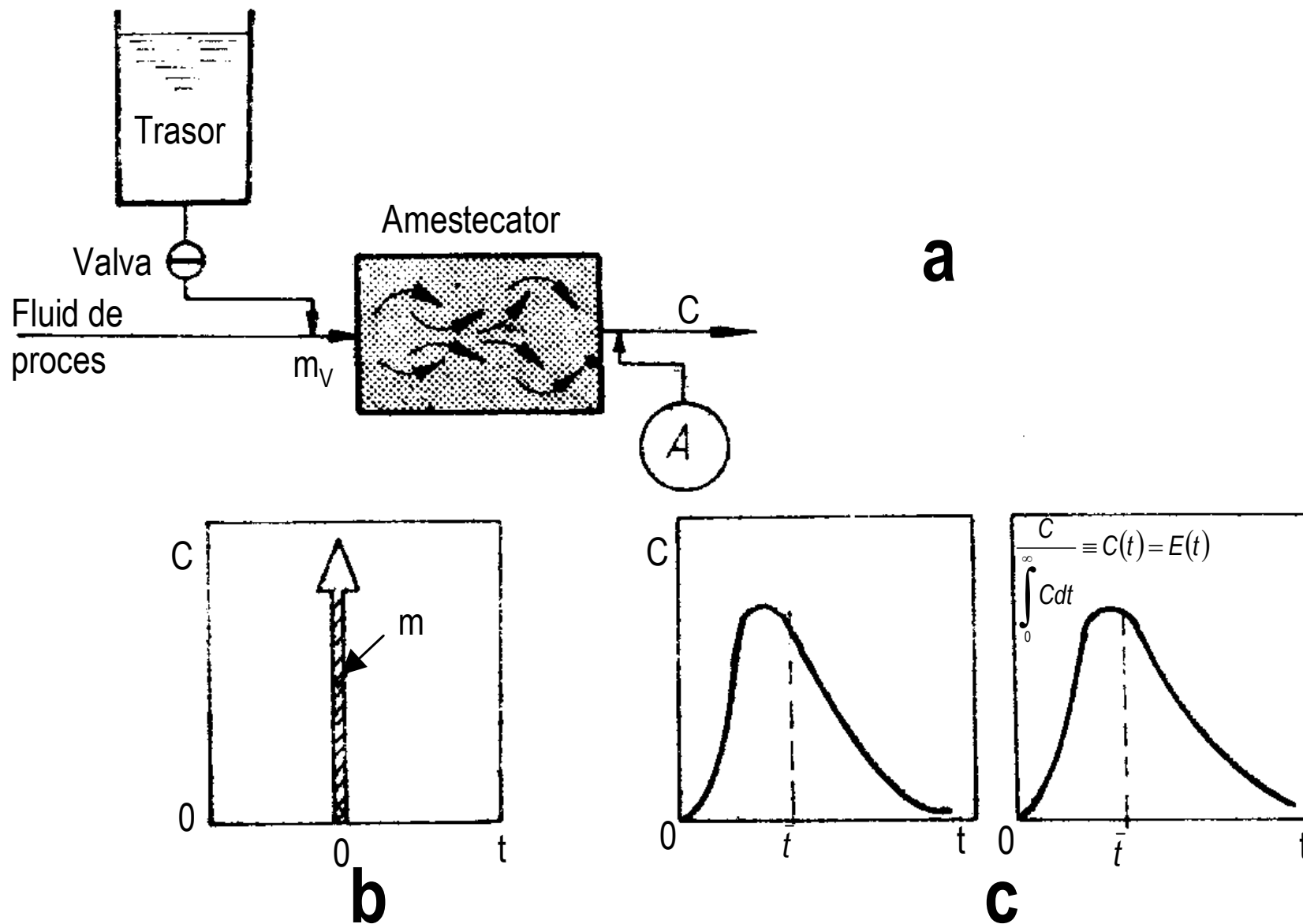


Fig. 4.12. Experiment cu semnal treaptă:
a – instalație experimentală; b – conc. trasorului în influent; c – conc. trasorului în efluent.

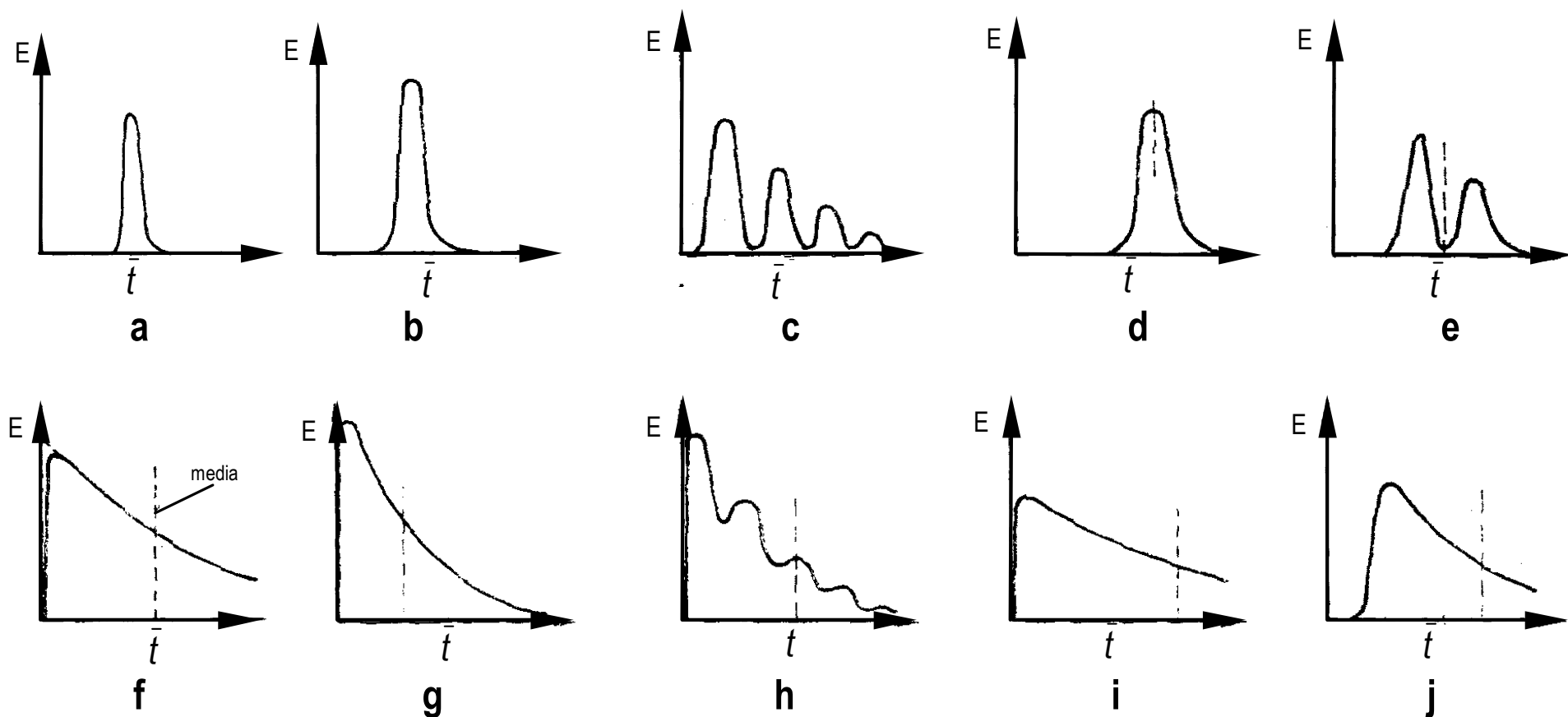


Fig. 4.14. Curbe de răspuns $E(t)$ evidențiind caracterul curgerii:
a ... e – recipiente cu deplasare ideală; f ... j – recipiente cu amestecare perfectă:
a, f – curgere ideală; b, g – scurtcircuit sau zone stagnante; c, h – recirculare internă;
d, i – experimentare incorectă; e, j – trasor transportat pe trasee distincte;

SPECTRE DE CURGERE

- o Traseul curentului provocat de către dispozitivul de amestecare (agitator) în recipient (amestecător) reprezintă **spectrul de curgere**, spectru care conține liniile de curent ale traseelor caracteristice.
- o În funcție de direcțiile principale ale liniilor de curent din recipient, există trei tipuri principale de spectre de curgere:
 - curgere tangențială,
 - curgere radială,
 - curgere axială.

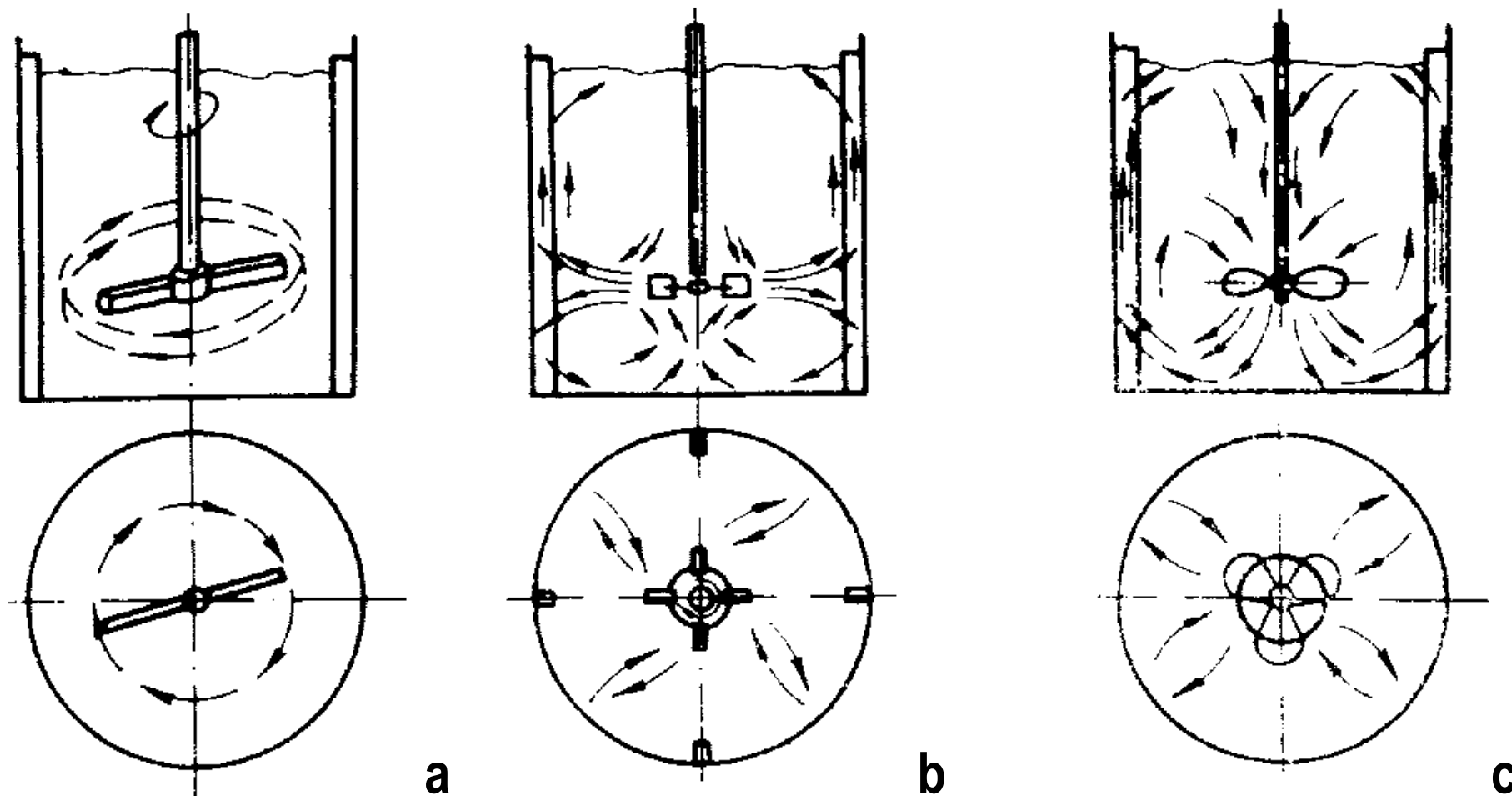


Fig. 4.17. Tipuri caracteristice de spectre de curgere:
a – curgere tangențială; b – curgere radială; c – curgere axială.

SPECTRE DE CURGERE

- o În amestecătoarele reale se întâlnesc, de obicei, combinații ale acestor trei tipuri principale de curgere.
- o Spectrele de curgere din amestecătoare sunt influențate de:
 - configurația sistemului recipient - agitator,
 - de proprietățile lichidului (în primul rând de viscozitatea acestuia).
- o La alegerea echipamentelor de agitare trebuie avut în vedere ca spectrul de curgere rezultat prin combinarea recipient - agitator - fluid să fie corespunzător aplicației avute în vedere.

CURGEREA TANGENȚIALĂ

- o Lichidul curge paralel (tangent) cu traseul descris de amestecător.
- o Caracteristica **agitatoarelor cu brațe**.
- o Amestecarea este redusă și se realizează doar prin turbionarea din apropierea periferiei agitatorului.
- o Efectul de amestecare este minim atunci când viteza de rotație a lichidului egalează viteza de rotație a agitatorului.
- o În acest caz, gradientul de viteză este neglijabil, neputându-se realiza distribuția neuniformă a vitezelor, deci nici turbulența.

CURGEREA RADIALĂ

- o Caracteristica amestecătoarelor cu rotor simplu sau de tip turbină.
- o Curgerea radială începe la turații suficient de mari ale agitatorului, atunci când forța centrifugă la periferia rotorului depășește rezistența pe care o opune lichidul din afara spațiului rotorului.
- o Rezistența opusă de lichid crește cu creșterea viscozității acestuia.
- o Spectrul de curgere poate fi modificat prin modificarea geometriei rotorului.
- o Prin înlocuirea paletelor drepte cu palete înclinate, se produce o curgere axială puternică, utilă, de exemplu, în cazul menținerii particulelor solide în suspensie într-o fază lichidă.

CURGEREA AXIALĂ

- o Curgerea axială este caracteristică **agitatoarelor cu elice**: lichidul este aspirat axial și apoi refulat tot axial de către rotor.
- o Curgerea lichidului este paralelă cu axa de rotație a agitatorului.
- o În funcție de sensul de rotație al agitatorului, lichidul este deplasat în sens ascendent, sau în sens descendent.

Spectre de curgere în fluide cu vîscozitate ridicată

o Pentru amestecarea fluidelor cu vîscozitate ridicată se utilizează în special:

- agitatoare cu cadru,
- agitatoare tip ancoră,
- agitatoare elicoidale.

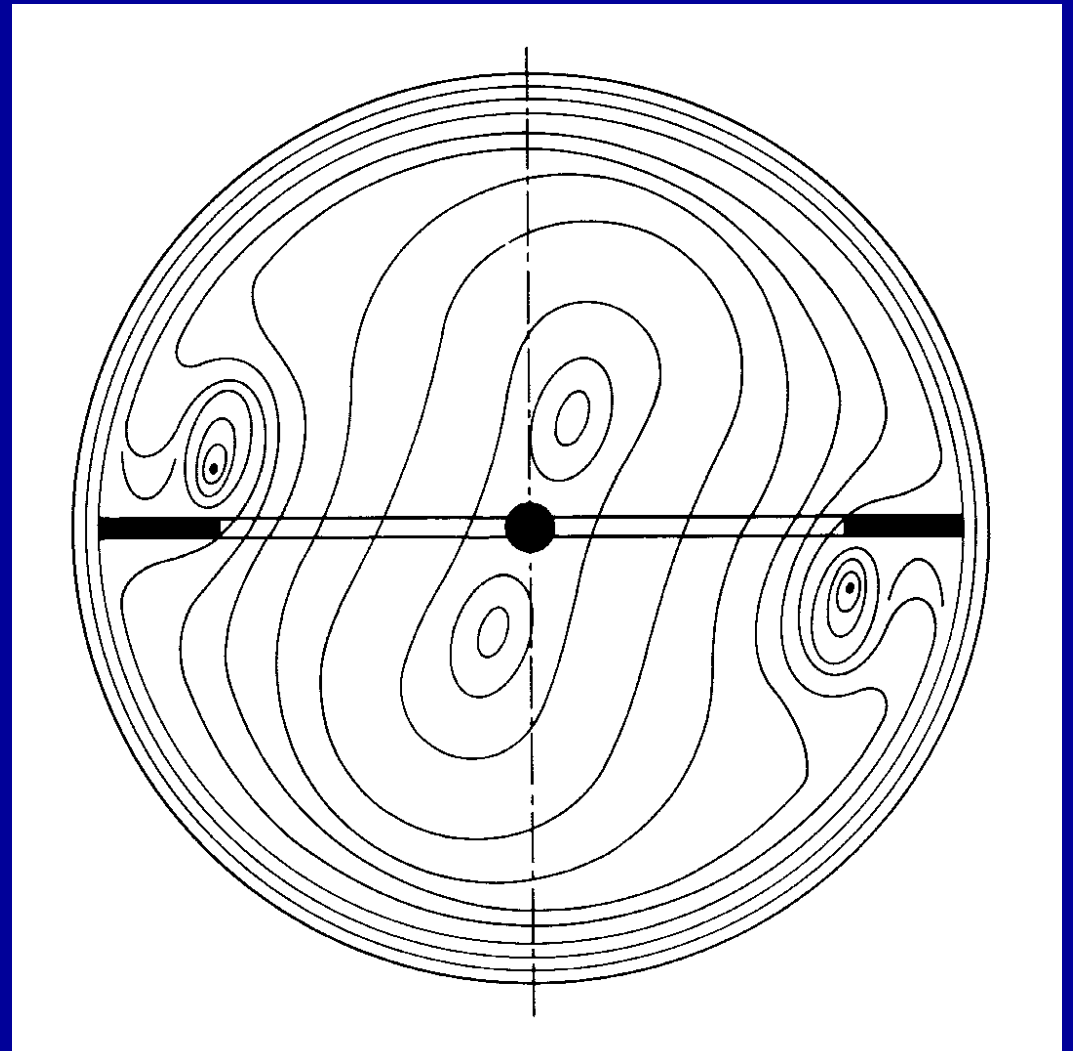
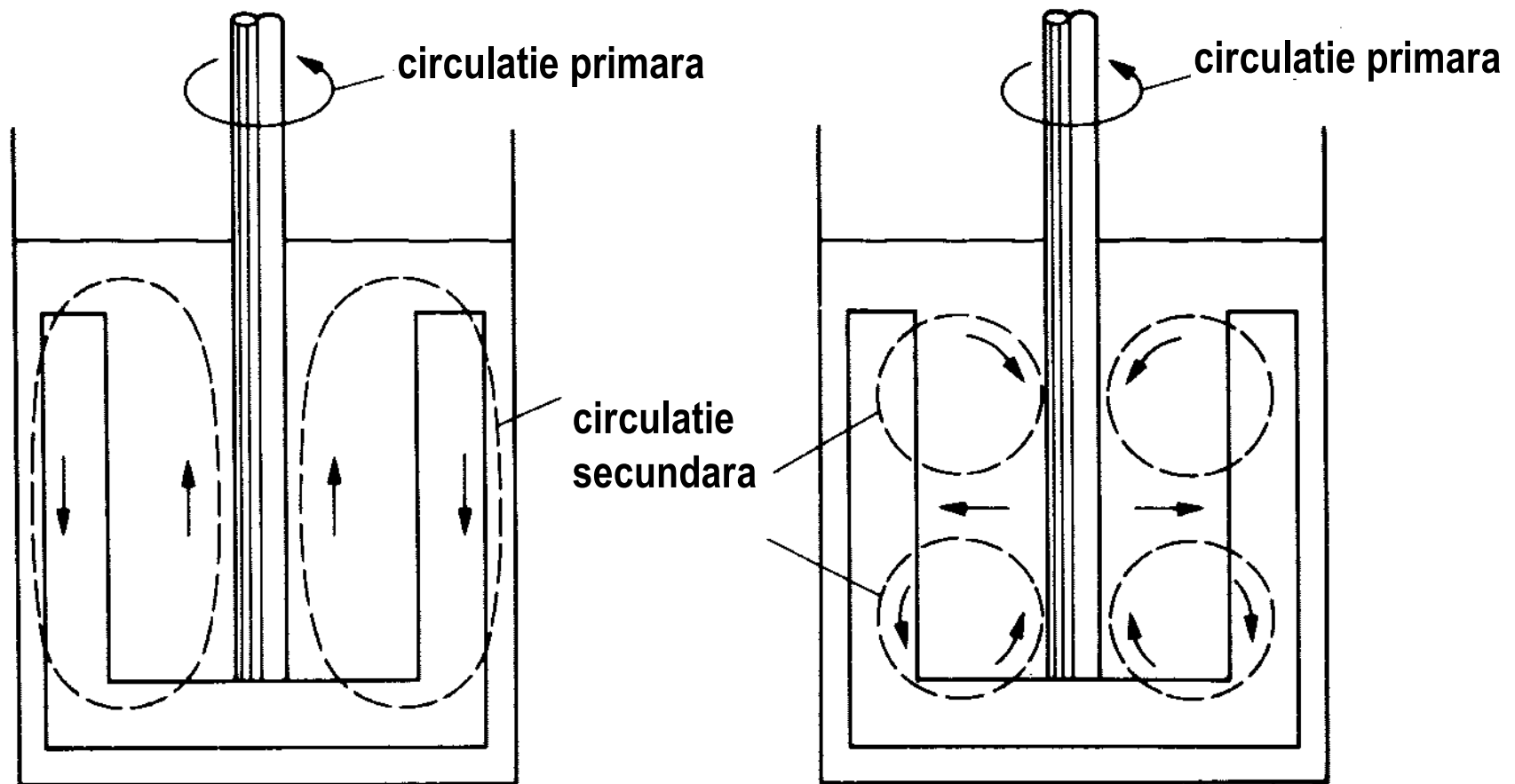


Fig. 18. Linii de curent într-un agitator cu cadru

Spectre de curgere în fluide cu viscozitate ridicată



**Fig. 19. Curgerea secundară în agitatoare cu cadru și tip ancoră:
a – vârtej toroidal monocelular; b – vârtej toroidal bicelular.**

Spectre de curgere în fluide nenewtoniene

- o Majoritatea fluidelor nenewtoniene implicate în bioprocese (obținerea fermentativă a antibioticelor) și în unele procese din industria alimentară (maioneze, suspensii de amidon etc.) au comportare pseudoplastică.
- o Viscositatea acestor fluide este funcție de viteza de forfecare:

$$\dot{\gamma} = k \cdot n$$

(61)

Spectre de curgere în fluide nenewtoniene

- o $\dot{\gamma}$ = viteza medie de forfecare,
- o n = turația agitatorului,
- o k = constantă dependentă de tipul agitatorului utilizat:

Tipul agitatorului	k
Turbină Rushton	10 - 13
Cu brațe drepte	10 - 13
Cu brațe curbate	7,1
Cu elice	10
Cu ancoră	20 - 25
Cu panglică elicoidală	30

Spectre de curgere în fluide nenewtoniene

- o Viteza de forfecare în recipiente prevăzute cu agitare este neuniformă, fiind puternic influențată de distanța față de agitator.
- o În fig. 20 este prezentată scăderea rapidă a vitezei de forfecare în fluide pseudoplastice agitate cu o turbină cu palete drepte, cu creșterea distanței, pe direcție radială, de la periferia agitatorului.
- o Viteza maximă de forfecare, în apropierea agitatorului, este mult mai mare decât viteza medie de forfecare calculată cu ecuația (61).

**Fig. 20. Viteza de forfecare în
fluide pseudoplastice
în funcție de distanța radială
față de agitator:**

1 – la periferia agitatorului;

2 – la 0,10 in;

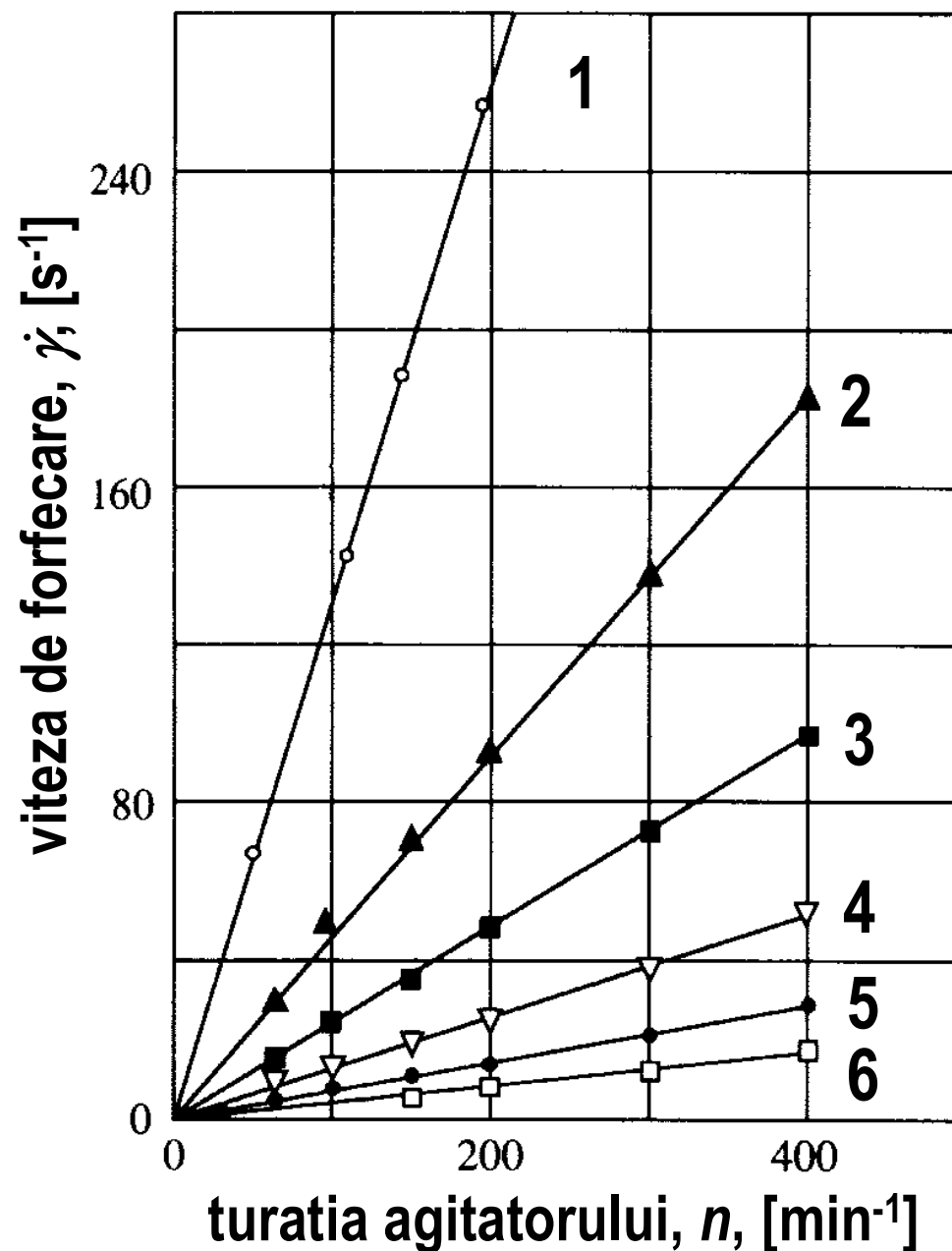
3 – la 0,20 in;

4 – la 0,34 in;

5 – la 0,50 in;

**6 – la 1,00 in față de periferia
agitatorului.**

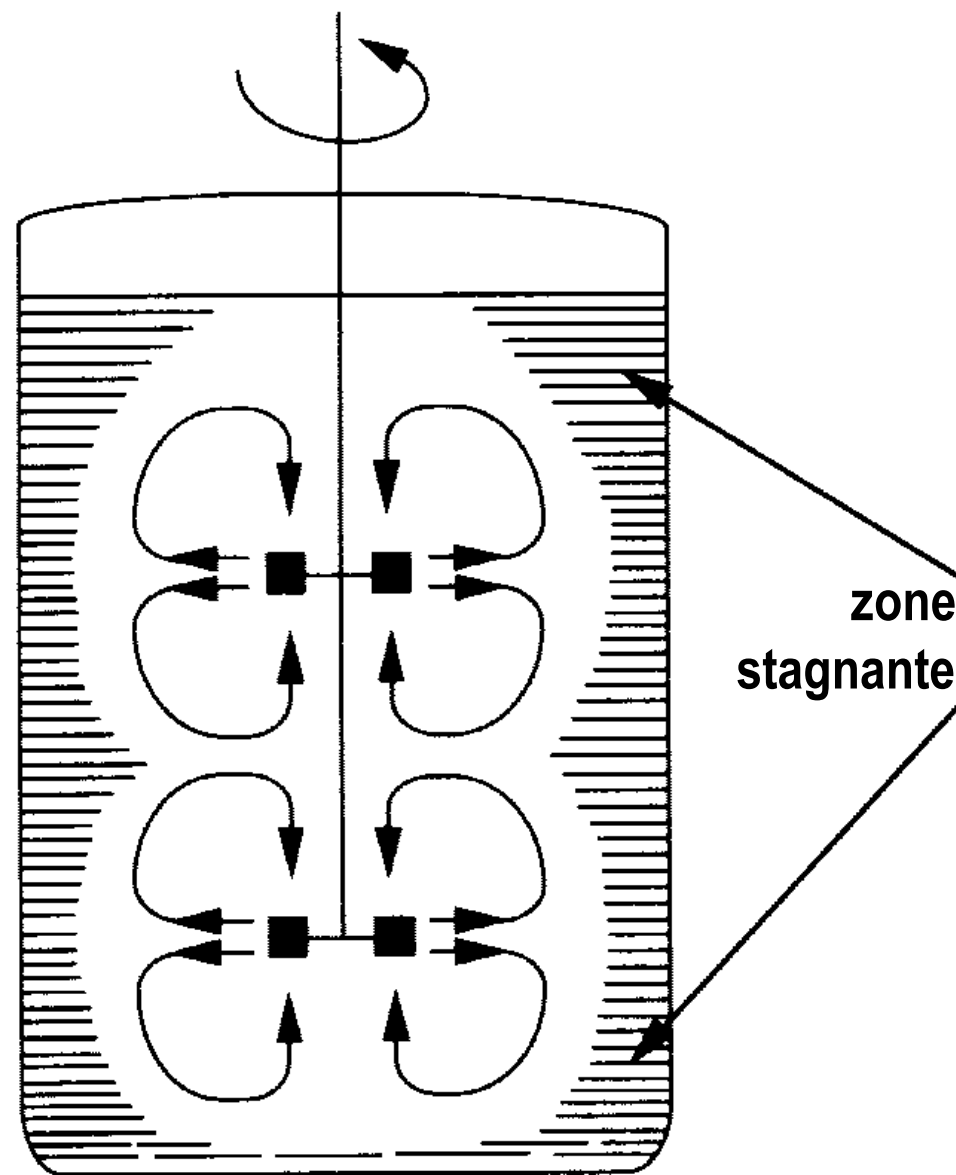
Diametrul agitatorului = 4 in



Spectre de curgere în fluide nenewtoniene

- o În cazul fluidelor pseudoplastice, viscozitatea aparentă scade cu creșterea vitezei de forfecare.
- o Din acest motiv, în recipientele agitate, aceste fluide au viscozități aparente relativ scăzute în zona de forfecare intensă din vecinătatea agitatorului și viscozități aparente relativ ridicate în zonele depărtate de agitator.
- o Rezultă un spectru de curgere similar celui redat în fig. 21: o zonă redusă de circulație în fluidul din imediata vecinătate a agitatorului și o zonă stagnantă sau aproape stagnantă de volum considerabil.

Fig. 21. Spectrul de curgere al unui fluid pseudoplastic într-un fermentator cu agitare mecanică



VÂRTEJUL CENTRAL

- o În amestecătoarele cu agitator rotativ, cu mărirea turației agitatorului crește și forța centrifugă.
- o Lichidul refulat provoacă ridicarea nivelului la peretele recipientului și, corespunzător, scăderea nivelului lichidului în jurul arborelui agitatorului (fig. 22).
- o Se formează o depresiune (pâlnie centrală, vârtej central) care se adâncește cu creșterea turației, iar randamentul amestecării scade drastic.
- o Dacă vârtejul se extinde până la amestecător, acesta începe să vibreze ca urmare a șocurilor produse prin pomparea amestecului lichid - aer având concentrație, respectiv densitate, variabilă.

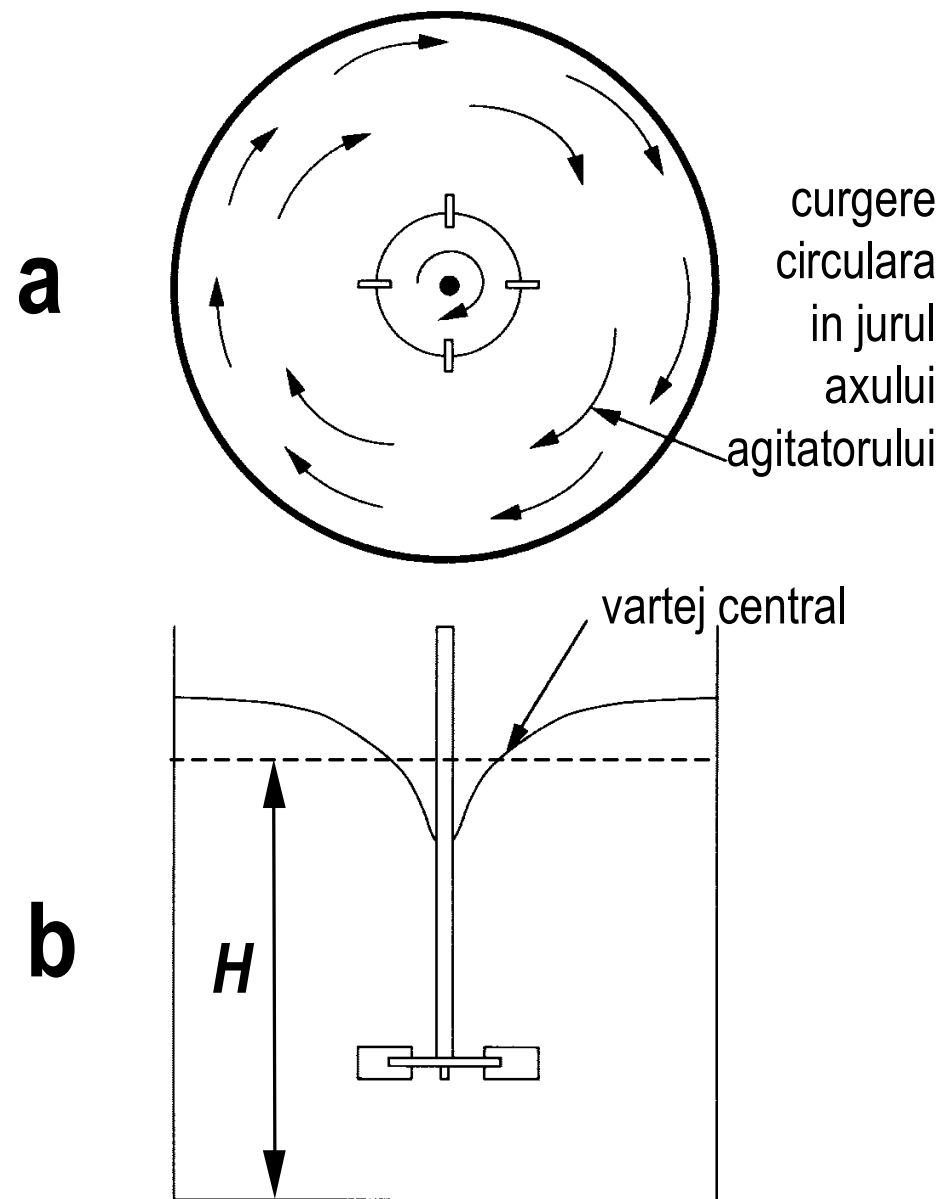


Fig. 22. Formarea vârtejului central:

a – curgerea circulară în jurul agitatorului; b – efectul curgerii circulare, vârtejul central

VÂRTEJUL CENTRAL

- o Pentru eficientizarea amestecării este necesară contracararea fenomenului de apariție a vârtejului central, prin dirijarea curgerii.
- o Pentru dirijarea curgerii se pot utiliza diferite mijloace:
 - montarea unor șicane verticale (spărgătoare de valuri),
 - montarea unor tuburi de tiraj,
 - amplasarea excentrică sau înclinată a arborelui dispozitivului de agitare.

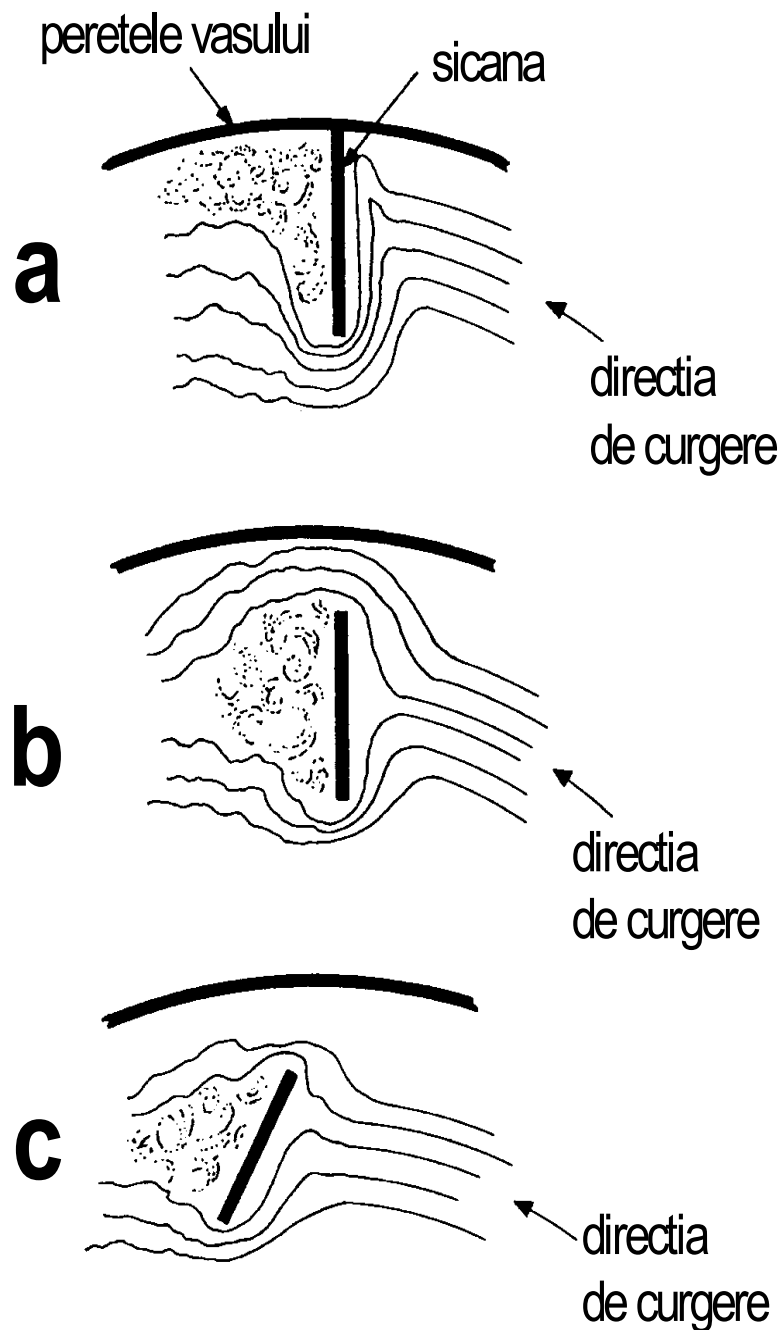


Fig. 23. Formarea vortexurilor în spatele șicanelor verticale amplasate:

a – radial lângă perete

(viscozitate mică a lichidului);

b – radial la o oarecare distanță față de perete (viscozitate medie a lichidului);

c – înclinat la o oarecare distanță față de perete (viscozitate ridicată a lichidului).

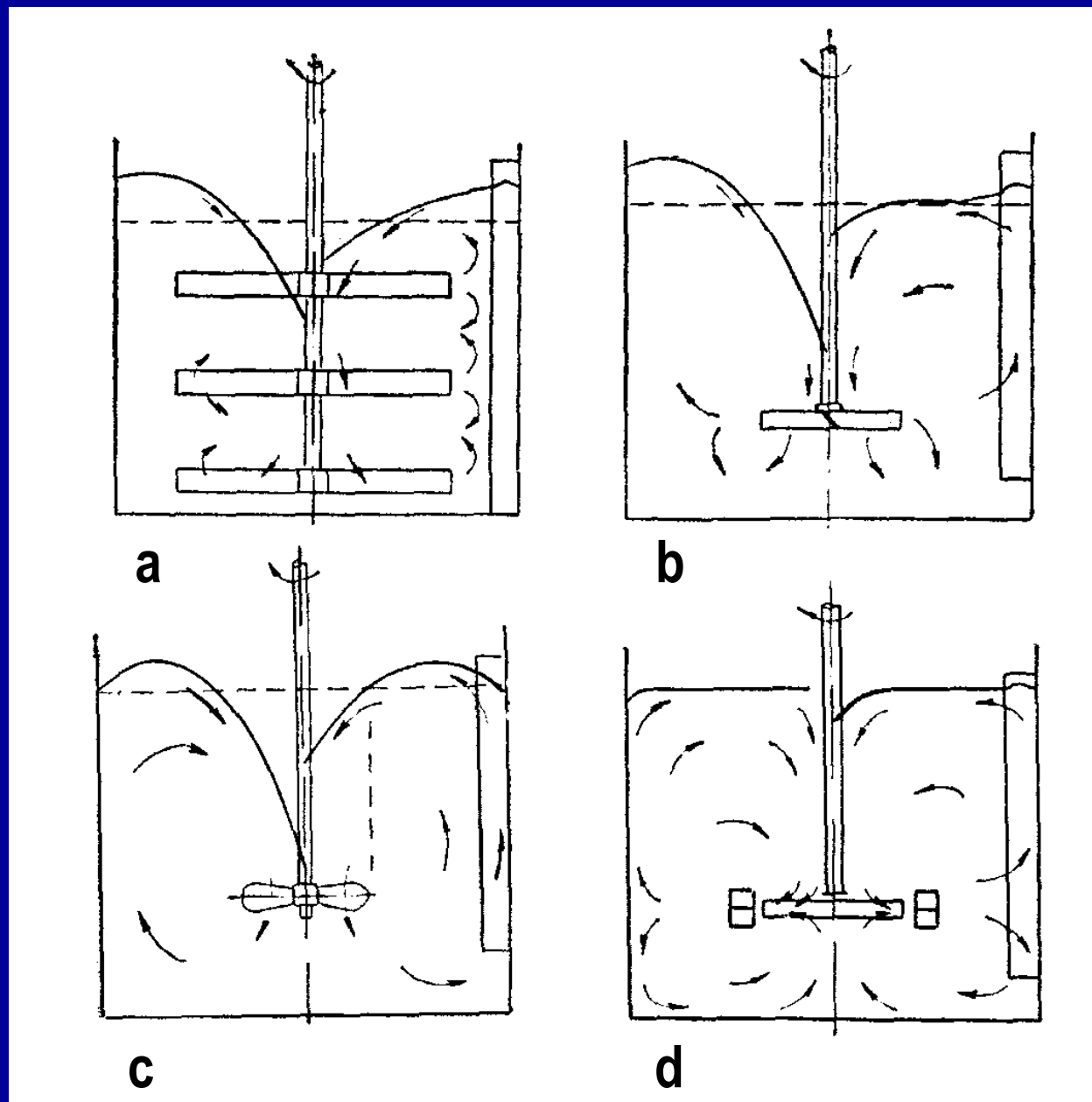
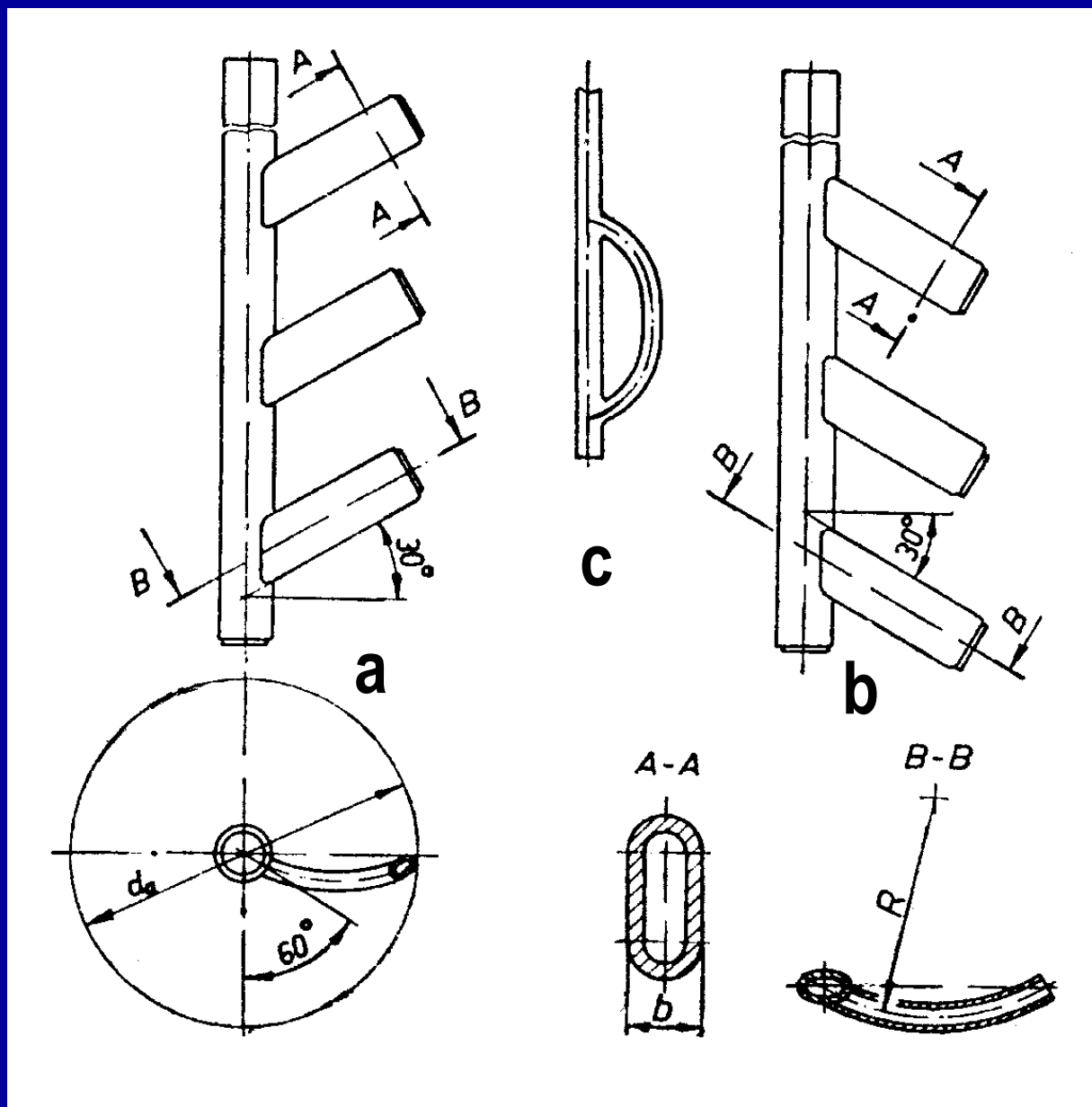
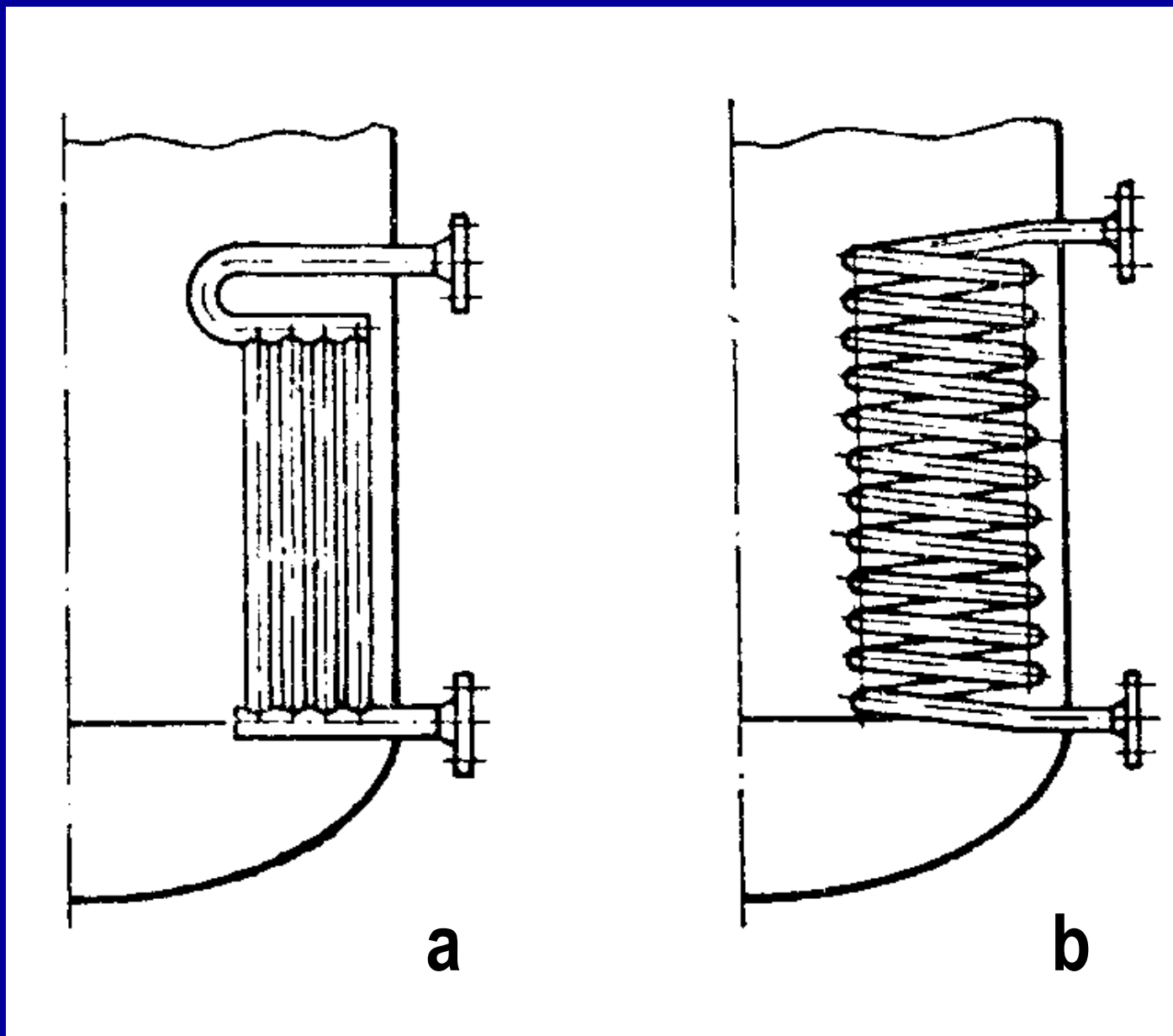


Fig. 24. Efectul șicanelor verticale:

a – agitator cu brațe; b – agitator cu șase palete cu stea; c – agitator cu elice; d – agitator turbină.



**Fig. 25. Sicane pentru amestecătoare tip impeller:
a, b – șicane cu palele înclinate; c – șicane de forma literei D.**



**Fig. 26. Dispozitive de transfer termic cu rol de șicană:
a – registru din țevi verticale; b – serpentină.**

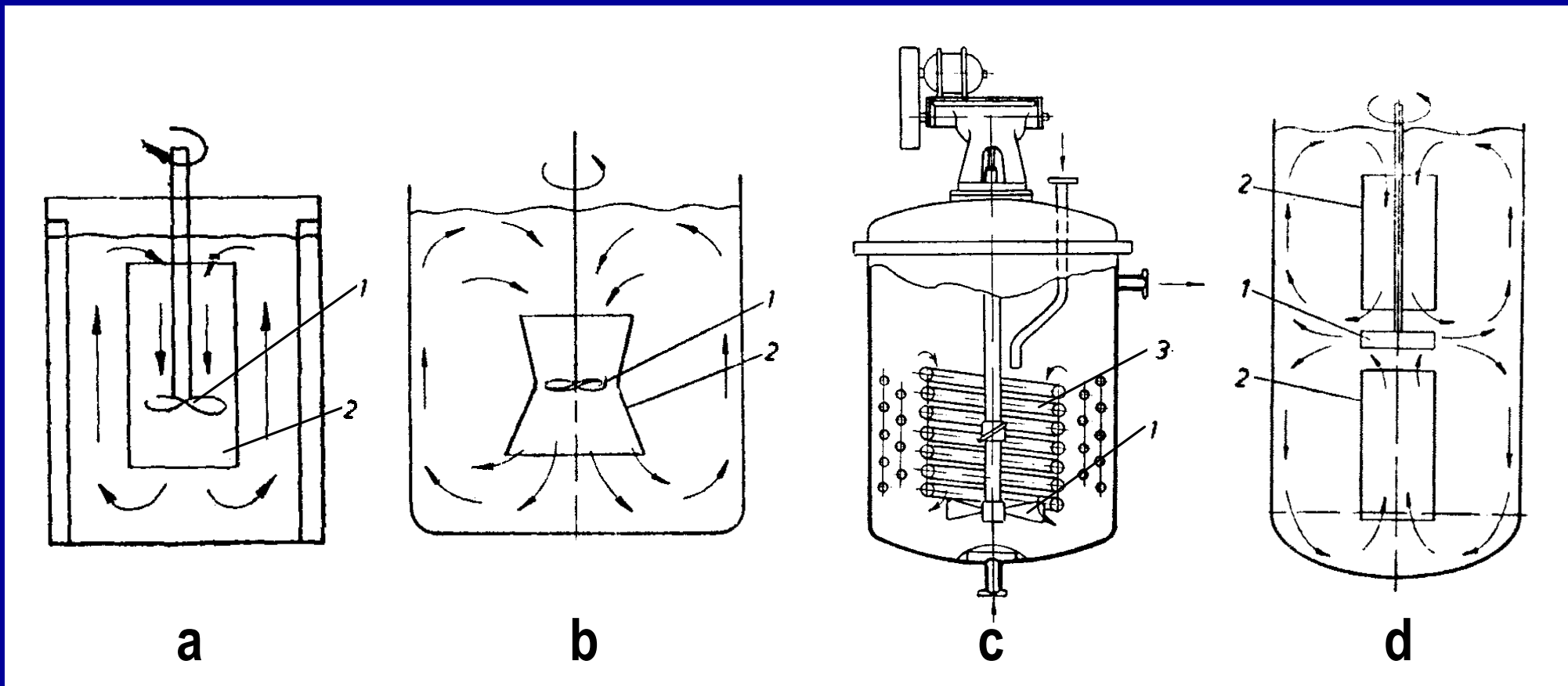


Fig. 27. Amestecătoare prevăzute cu tuburi de tiraj pentru distrugerea vârtejului central:
a – amestecător cu elice cu tub de tiraj cilindric și șicane verticale; b –
amestecător cu elice cu tub de tiraj tronconic; c – amestecător cu elice și
serpentină de tiraj; d – amestecător turbină cu două tuburi de tiraj.
1 – agitator; 2 – tub de tiraj; 3 – serpentină pentru transfer termic.

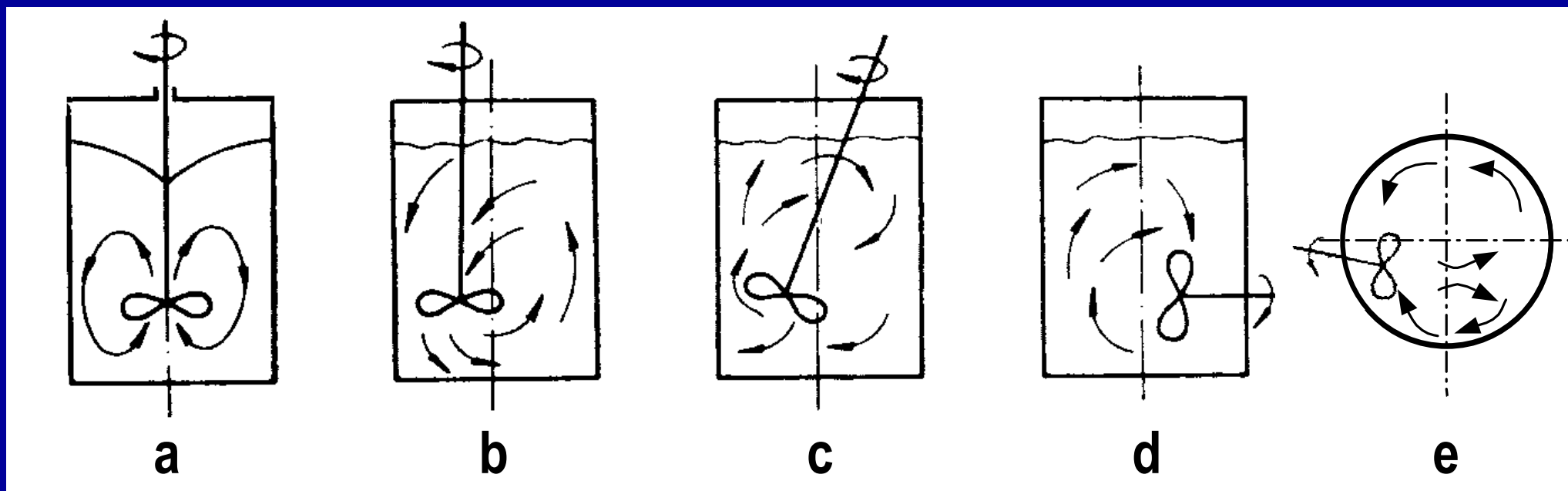


Fig. 28. Scheme de amplasare a arborelui agitatorului:
a – vertical, coaxial cu recipientul; b – excentric, paralel cu axa
recipientului; c – excentric, înclinat față de axa recipientului;
d, e – orizontal, înclinat față de raza recipientului.

AMESTECAREA

PUTEREA NECESARĂ AMESTECĂRII

- o Dp dv practic, consumul de putere la amestecare este unul dintre cei mai importanți parametrii pt. proiectarea și alegerea amestecătoarelor.
- o **Energia specifică** = raportul între puterea necesară amestecării și volumul de lichid amestecat:

$$W_{sp} = \frac{N}{V_l} \quad [\text{kW/m}^3] \quad (62)$$

$$W_{sp} = (1,3 \div 1,5) \cdot V_R^{-0,5} \quad (63)$$

PUTEREA NECESARĂ AMESTECĂRII

- o Combinând (62) cu (63) → o relație care permite estimarea *pur orientativă* a puterii necesare amestecării fluidelor cu μ medie:

$$N = (1,3 \div 1,5) \cdot \varphi \cdot \sqrt{V_R} \quad [\text{kW}] \quad (64)$$

Grupa	Energie specifică [kW/m ³]
I	< 1
II	1 ... 10
III	10 ... 100
IV	100 ... 1000
V	> 1000

Tab. 7. Clasificarea amestecătoarelor în funcție de criteriul energiei specifice

PUTEREA NECESARĂ AMESTECĂRII

Tab. 8. Valori tipice ale energiei specifice de amestecare

Sarcina amestecătorului	W_{sp} [kW/m ³]
<u>Putere mică</u> menținerea în suspensie a particulelor solide ușoare, amestecarea lichidelor puțin viscoase	0,2
<u>Putere medie</u> dispersia gazelor, contactarea lichid - lichid, unele procese de transfer termic	0,6
<u>Putere mare</u> menținerea în suspensie a particulelor solide grele, emulsionarea, dispersia gazelor	2,0
<u>Putere foarte mare</u> malaxarea pastelor și aluaturilor	4,0

PUTEREA NECESARĂ AMESTECĂRII

o **Puterea de regim** (puterea efectivă):

$$N_{ef} = \frac{N + N_{fr}}{\eta_r} \quad [\text{kW}] \quad (65)$$

- N = puterea necesară [kW],
- N_{fr} = puterea necesară pentru învingerea frecărilor în cutia de etanșare, sistemul de rezemare, variatorul de turație [kW],
- η_r = randamentul mecanic al rezemării.

PUTEREA NECESARĂ AMESTECĂRII

o **Puterea instalată** a motorului se alege astfel încât să fie îndeplinită condiția:

$$N_i = \frac{N_{ef}}{\eta_m} \quad [\text{kW}] \quad (66)$$

- η_m = randamentul mecanic total al elementelor mecanice asamblate în serie;
- în general η_m variază între 0,75 și 0,95.

PUTEREA NECESARĂ AGITATOARELOR MECANICE PENTRU FLUIDE NEWTONIENE

Datorită complexității fenomenelor care au loc, cât și datorită numărului mare de parametri care îl influențează, procesul de amestecare nu poate fi abordat prin prisma ecuațiilor obișnuite de mișcare și de transfer de proprietate.

Se face astfel apel la teoria similitudinii, la experimentarea pe modele, urmând apoi transpunerea la scară în vederea realizării prototipului.

Stabilirea relațiilor de calcul utilizând analiza dimensională

Tab. 9. Mărimi care influențează și controlează procesul de amestecare în mediu lichid

Mărimea	Simbol	Formula dimensională
Puterea agitatorului	N	ML^2T^{-3}
Turația agitatorului	n	T^{-1}
Diametrul agitatorului	d	L
Accelerația gravitațională	g	LT^{-2}
Viscozitatea lichidului	μ	$ML^{-1}T^{-1}$
Densitatea lichidului	ρ	ML^{-3}
Tensiunea superficială	σ	MT^{-2}

o Puterea agitatorului poate fi scrisă sub forma:

$$N = f(n, d, g, \mu, \rho, \sigma) = n^{X_1} \cdot d^{X_2} \cdot g^{X_3} \cdot \mu^{X_4} \cdot \rho^{X_5} \cdot \sigma^{X_6} \quad (67)$$

o în care exponenții $X_1 \dots X_6$ reprezintă gradul de participare al fiecărei mărimi în procesul de amestecare.

o Dimensional (67) se scrie:

$$[ML^2T^{-3}] = [T^{-1}]^{X_1} \cdot [L]^{X_2} \cdot [LT^{-2}]^{X_3} \cdot [ML^{-1}T^{-1}]^{X_4} \cdot [ML^{-3}]^{X_5} \cdot [MT^{-2}]^{X_6} \quad (68)$$

o sau, după gruparea termenilor:

$$[ML^2T^{-3}] = [M]^{(X_4+X_5+X_6)} \cdot [L]^{(X_2+X_3-X_4-3X_5)} \cdot [T]^{(-X_1-2X_3-X_4-2X_6)} \quad (69)$$

o Pentru ca (69) să fie dimensional omogenă, trebuie îndeplinite simultan condițiile:

$$\begin{cases} X_4 + X_5 + X_6 = 1 \\ X_2 + X_3 - X_4 - 3X_5 = 2 \\ X_1 + 2X_3 + X_4 + 2X_6 = 3 \end{cases} \quad (70)$$

o care formează un sistem de 3 ecuații cu 6 necunoscute. Exprimând necunoscutele X_1 , X_2 , X_5 în funcție de X_3 , X_4 , X_6 , se obține:

$$\begin{cases} X_1 = 3 - 2X_3 - X_4 - 2X_6 \\ X_2 = 5 - X_3 - 2X_4 - 3X_6 \\ X_5 = 1 - X_4 - X_6 \end{cases} \quad (71)$$

o astfel încât ecuația (67) devine:

$$N = n^{(3-2X3-X4-2X6)} \cdot d^{(5-X3-2X4-3X6)} \cdot g^{X3} \cdot \mu^{X4} \cdot \rho^{(1-X4-X6)} \cdot \sigma^{X6} \quad (72)$$

o sau, grupând termenii după exponenți:

$$\frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5} = \left(\frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \right)^{-X4} \cdot \left(\frac{n^2 \cdot d}{g} \right)^{-X3} \cdot \left(\frac{n^2 \cdot d^3 \cdot \rho}{\sigma} \right)^{-X6} \quad (73)$$

o ecuație care, ținând cont de notațiile din tab. 4, se poate scrie sub forma criterială:

$$Eu_{AG} = (Re_{AG})^{-X4} \cdot (Fr_{AG})^{-X3} \cdot (We_{AG})^{-X6} \quad (74)$$

o Dacă eficiența amestecării este apreciată și pe considerente de transfer de căldură / masă, în (74) se introduc și criteriile corespunzătoare.

o Pt. unele cazuri, (74) se poate simplifica:

- în sistemele monofazice influența **tensiunii superficiale** este neglijabilă ($X6 = 0$):

$$Eu_{AG} = (Re_{AG})^{-X4} \cdot (Fr_{AG})^{-X3} \quad (75)$$

- în sistemele în care este împiedicată formarea vârtejului central, influența **g** se poate neglija, ($X3 = 0$):

$$Eu_{AG} = (Re_{AG})^{-X4} \cdot (We_{AG})^{-X6} \quad (76)$$

- sistem monofazic fără vârtej central: ($X3 = X6 = 0$):

$$Eu_{AG} = (Re_{AG})^{-X4} \quad (77)$$

- o Ecuațiile (74) - (77) sunt valabile pentru agitatoare **similare din punct de vedere geometric**.
- o În cazul în care similitudinea geometrică nu există, sau este doar parțială, ecuația (74) se scrie în forma completă:

$$Eu_{AG} = (Re_{AG})^{-X_4} \cdot (Fr_{AG})^{-X_3} \cdot (We_{AG})^{-X_6} \cdot \Gamma_1^{Y_1} \cdot \Gamma_2^{Y_2} \cdot \Gamma_3^{Y_3} \cdots \Gamma_n^{Y_n} \quad (78)$$

în care $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n$ sunt simplecși geometrici.

Stabilirea relațiilor de calcul utilizând ecuația *Bernoulli*

- o Dacă se consideră cazul simplificat al mișcării izoterme, cu viteză de regim v constantă, într-un recipient prevăzut cu agitator cu palete și șicane verticale (fig. 29), în care nivelul de lichid se menține constant, indiferent de viteza de rotație, în ecuația *Bernoulli* se poate neglija energia cinetică, energia potențială și lucrul mecanic extern, astfel încât aceasta poate fi scrisă sub forma simplificată:

$$W - F = 0 \quad (79)$$

- o Puterea N consumată de agitator în timpul rotirii lichidului:

$$N = F_f \cdot v_m \quad (80)$$

- o F_f = forța de frecare pe care trebuie să o învingă dispozitivul de amestecare,
- o v_m = viteza medie a punctului de aplicație al forței,

$$F_f = \Delta P \cdot A \quad (81)$$

- o ΔP = căderea de pres. datorată frecării ,
- o A = aria supraf. brațelor amestecătorului

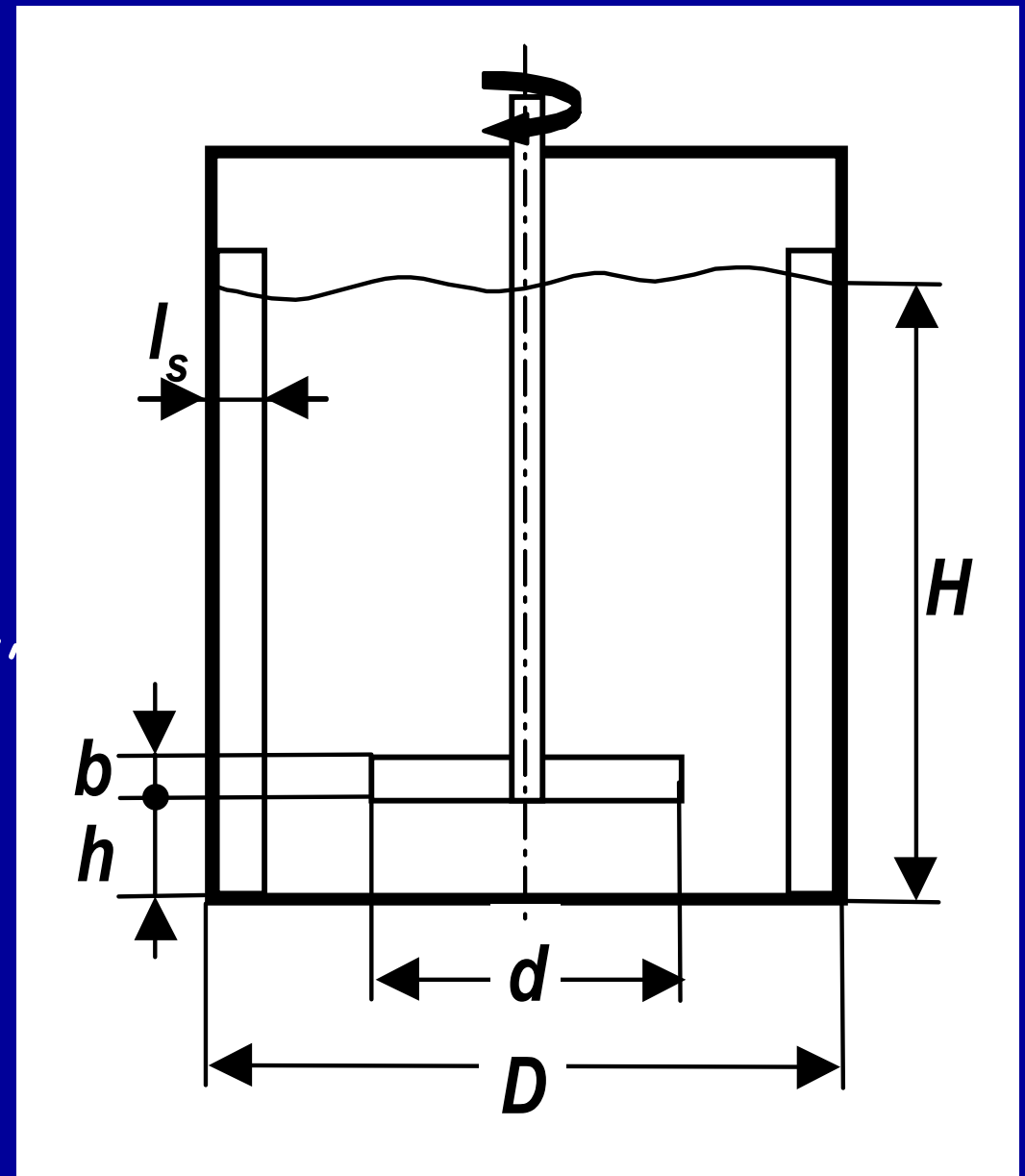


Fig. 29

- o ΔP = funcție de viteză medie a dispozitivului de amestecare și de proprietățile mediului supus amestecării:

$$\Delta P = \zeta \cdot \frac{v_m^2}{2} \cdot \rho \quad (82)$$

- o ζ = funcție de regimul de curgere, exprimat printr-o relație generală de forma:

$$\zeta = c \cdot (\text{Re}_{AG})^{-m} \quad (83)$$

- o În condiții ideale, v_m este și viteză medie a lichidului, caz în care Re_{AG} devine:

$$\text{Re}_{AG} = \frac{\rho \cdot v_m \cdot d}{\mu} \quad (84)$$

o Înlocuind (81) – (84) în expresia puterii (80):

$$N = \zeta \cdot \frac{V_m^3}{2} \cdot \rho \cdot A = c \cdot (\text{Re}_{AG})^{-m} \cdot \frac{V_m^3}{2} \cdot \rho \cdot A = c \cdot \left(\frac{\rho \cdot V_m \cdot d}{\mu} \right)^{-m} \cdot \frac{V_m^3}{2} \cdot \rho \cdot A \quad (85)$$

o Exprimând aria A în funcție de diametrul d al cercului descris de brațul agitatorului:

$$A = b \cdot d = a \cdot d \cdot d = a \cdot d^2 \quad (86)$$

o a = raportul dintre diametrul și grosimea brațului,
 $a = b/d$

o și viteza v_m în funcție de viteza unghiulară ω ,
respectiv în funcție de turația n a agitatorului:

$$V_m = \omega \cdot \frac{d}{2} = \pi \cdot n \cdot \frac{d}{2} = a' \cdot n \cdot d \quad (87)$$

- o Efectuând înlocuirile în ecuația (85), se obține următoarea expresie a puterii:

$$N = \left(c \cdot \frac{a' \cdot n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \right)^{-m} \cdot \left(\frac{a' \cdot n \cdot d}{2} \right)^3 \cdot \rho \cdot a \cdot d^2 = \left[c \cdot (a')^{(3-m)} \cdot a \right] \cdot \left(\frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \right)^{-m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (88)$$

- o Grupând toate constantele în constanta globală C, expresia (88) se scrie:

$$N = C \cdot \left(\frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \right)^{-m} \cdot \rho \cdot n = C \cdot d^{(5-2m)} \cdot n^{(3-m)} \cdot \rho^{(1-m)} \cdot \mu^m \quad (89)$$

- o Ținând cont de definițiile criteriilor Re_{AG} și Eu_{AG} , (89) se poate scrie criterial:

$$Eu_{AG} = C \cdot (Re_{AG})^{-m} \quad (90)$$

- o similară cu (77) dedusă prin analiză dimensională.

o Observatie:

ipotezele simplificatoare referitoare la caracterul curgerii au condus la obținerea unei relații simplificate în care nu intervine:

- influența accelerației gravitaționale (prin criteriul Fr_{AG}),
- influența tensiunii superficiale (prin criteriul We_{AG}).

Stabilirea relațiilor de calcul pe baza geometriei dispozitivului de amestecare

- o Obținerea ecuațiilor pentru calculul puterii se realizează prin echilibrarea forțelor care acționează în sistemul amestecător – fluidul de amestecat.
- o Exemplu: **AMESTECATOARELE CU BRATE**
- o În categoria amestecătoarelor cu brațe sunt incluse agitatoarele și malaxoarele cu unul sau doi arbori, pe care sunt fixate brațe de diferite forme.
- o La agitatoarele cu brațe predomină curgerea tangențială; amestecarea axială este slabă.

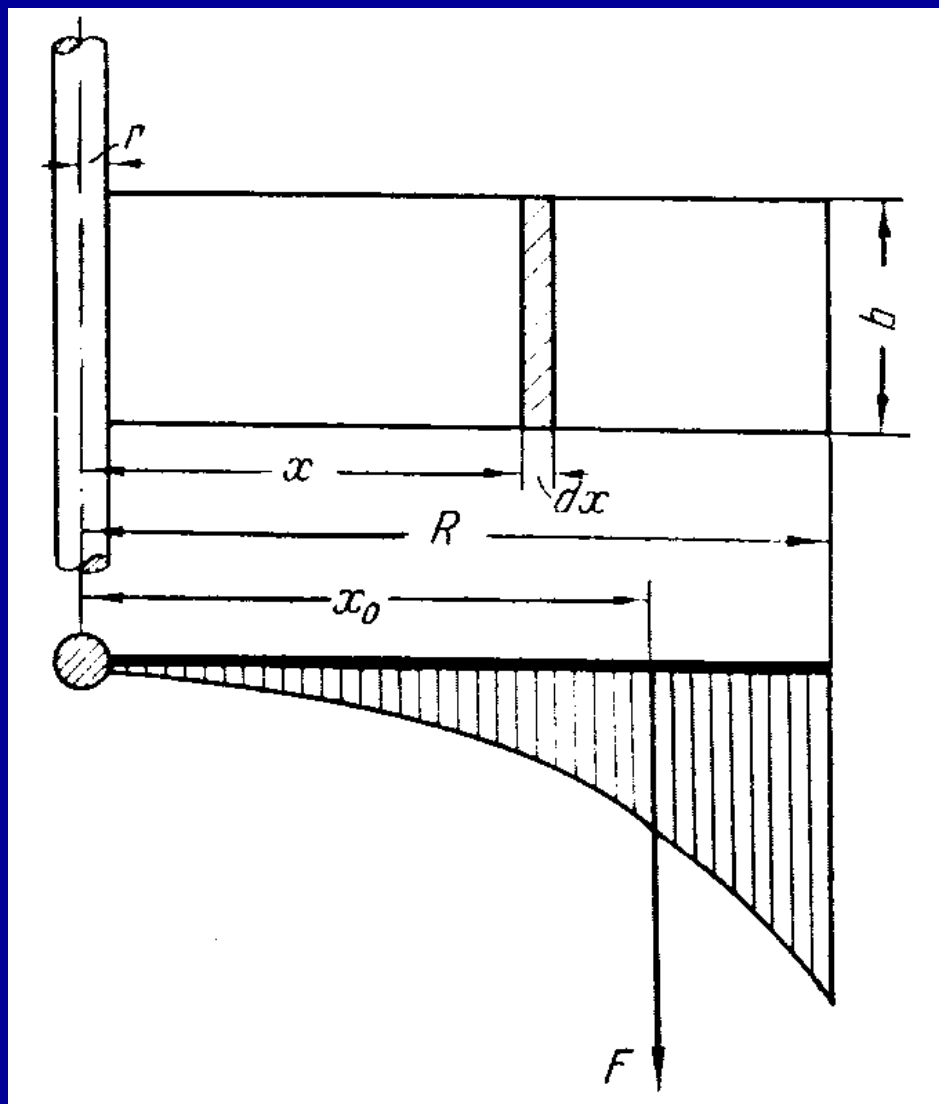


Fig. 30. Schema de principiu a unui braț de agitator

- o Forța necesară pentru învingerea rezistenței mediului când un corp se mișcă uniform într-un fluid:

$$F = \zeta \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho \cdot A \quad (91)$$

- o La aplicarea ec. (91) în cazul particular al unui braț dreptunghiular de agitator (fig. 30), se ține seama de faptul că punctele de pe suprafața brațului au viteze diferite.

o Pt. un element de braț dx , (91) se scrie:

$$dF = \zeta \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho \cdot b \cdot dx \quad (92)$$

o Viteza elementului hașurat este:

$$v = \omega \cdot x = 2\pi \cdot n \cdot x \quad (93)$$

o Forța nec. pt. deplasarea supraf. hașurate:

$$dF = \zeta \cdot \frac{(2\pi \cdot n)^2}{2} \cdot \rho \cdot b \cdot x^2 \cdot dx \quad (94)$$

o iar pentru a întregului braț:

$$F = \zeta \cdot \frac{(2\pi \cdot n)^2}{2} \cdot \rho \cdot b \cdot \int_r^R x^2 dx \quad (95)$$

o După integrare:

$$F = \frac{2}{3} \zeta \cdot (\pi n)^2 \cdot \rho \cdot b \cdot (R^3 - r^3) \quad (96)$$

o Fiecare element de suprafață este sollicitat de către o forță dF . Forțele elementare au punctul de aplicație în centrul elementului de suprafață respectiv și sunt orientate după normala la suprafață. Când brațul este plan, toate forțele dF sunt paralele, însumându-se într-o rezultantă al cărei punct de aplicație este astfel amplasat încât să satisfacă ecuația momentelor:

$$x_0 \cdot F = \int_r^R x dF \quad (97)$$

- o Înlocuind (94) și (96) în (97) se obține x_0 , distanța dintre punctul de aplicație a rezultantei și axul arborelui agitatorului:

$$x_0 = \frac{3}{4} \cdot \frac{R^4 - r^4}{R^3 - r^3} \quad (98)$$

- o Viteza corespunzătoare punctului de aplicație x_0 va fi:

$$V_0 = \omega \cdot x_0 = 2\pi \cdot n \cdot x_0 = \frac{3}{2} \pi \cdot n \cdot \frac{R^4 - r^4}{R^3 - r^3} \quad (99)$$

- o Puterea necesară rotirii brațului este dată de produsul dintre forța necesară pentru învingerea rezistenței fluidului și deplasarea acestei forțe în unitatea de timp (viteza forței).

- o Exprimând forța din (96) și viteza ei din (99), rezultă expresia puterii:

$$N = F \cdot v_0 = \zeta \cdot (\pi \cdot n)^3 \cdot \rho \cdot b \cdot (R^4 - r^4) \quad (100)$$

- o Neglijând diametrul arborelui în comparație cu diametrul agitatorului ($r \ll R$), se poate scrie:

$$R^4 - r^4 \cong R^4 \quad (101)$$

- o Notând $a = b/d$ și $d = 2R$, ec. (100) devine:

$$N = \frac{a}{16} \cdot \zeta \cdot (\pi n)^3 \cdot \rho \cdot d^5 \quad (102)$$

- o Relația (102) exprimă puterea necesară rotirii unui singur braț. Când sunt mai multe brațe, această putere se multiplică cu numărul brațelor. Înglobând toate constantele, inclusiv numărul brațelor într-un coeficient ζ' , se ajunge la ecuația:

$$N = \zeta' \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (103)$$

- o Dacă se înlocuiește ζ' în funcție de Re_{AG} după o relație de forma (83), (103) devine:

$$N = c \cdot \left(\frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu} \right)^{-m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = c \cdot d^{(5-2m)} \cdot n^{(3-m)} \cdot \rho^{(1-m)} \cdot \mu^m \quad (104)$$

- o ecuația (104) este identică cu ecuația (89) dedusă pornind de la ecuația *Bernoulli*.
- o Constantele **c** și **m** sunt specifice fiecărui tip constructiv de agitator în parte.
- o Un rationament similar permite calculul puterii agitatoarelor tip ancora (Rasenescu, Operatii si utilaje in industria alimentara, vol. I)

Date practice pentru calculul puterii necesare amestecării fluidelor newtoniene

- o Ecuațiile pentru calculul puterii necesare la amestecare, fie deduse analitic, fie prin analiză dimensională, conțin constante și exponenți care nu pot fi deduse decât prin experimentare directă.
- o S-a constatat experimental că aceste constante sunt egale sau apropiate ca valoare numerică pentru agitatoare din aceeași categorie constructivă, similare din punct de vedere geometric.

- o Astfel, pentru ecuația cea mai generală care corelează puterea necesară amestecării cu proprietățile fluidului și caracteristicile constructive și funcționale ale amestecătorului:

$$Eu_{AG} = c \cdot (Re_{AG})^{-m} \quad (115)$$

- o literatura de specialitate prezintă tabelate valorile coeficienților c și m pentru o mare varietate de amestecătoare.

Tab. 10. Valorile coeficienților c și m din ecuația (115)

Tipul agitatorului	Caracteristici geometrice*			Valoarea coeficienților		Observații
	D/d	H/d	h/d	c	m	
Cu 2 brațe ($b = 0,885d$)	2	2	0,36	111,0	1,0	$Re_{AG} < 20$
				14,35	0,31	$10^2 < Re_{AG} < 5 \cdot 10^4$ La $Re_{AG} > 5 \cdot 10^4$, $\zeta = 0,525$
Cu 2 brațe ($b = 0,25d$)	3	3	0,33	6,8	0,20	
Cu 2 brațe încălate în jos la 45° ($b = 0,25d$)	3	3	0,33	0,45	0,20	

Tab. 10. Valorile coeficienților c și m din ecuația (115)

Tipul agitatorului	Caracteristici geometrice*			Valoarea coeficienților		Observații
	D/d	H/d	h/d	c	m	
Cu 4 brațe ($b = 0,25d$)	3	3	0,33	8,52	0,20	
Cu 4 brațe înclinate în jos la 45° ($b = 0,25d$)	3	3	0,33	5,05	0,20	
Cu 4 brațe înclinate în sus la 45° ($b = 0,25d$)	3	3	0,33	4,42	0,20	$Re_{AG} > 10^3$
			0,50	3,18	0,15	
Cu 4 brațe înclinate în sus la 60° ($b = 0,25d$)	3	3	0,50	6,30	0,18	

Tab. 10. Valorile coeficienților c și m din ecuația (115)

Tipul agitatorului	Caracteristici geometrice*			Valoarea coeficienților		Observații
	D/d	H/d	h/d	c	m	
Cu 6 brațe (3 perechi suprapuse, nedecalat); ($b = 0,066d$)	1,11	1,11	0,11	12,50	0,25	distanța dintre perechile de brațe - $0,365d$
Cu ancoră ($b = 0,066d$)	1,11	1,11	0,11	6,20	0,25	înălțimea coarnelor ancorei - $0,44d$
Cu ancoră dublă ($b = 0,066d$; $z = 0,44d$)	1,11	1,11	0,11	6,00	0,25	distanța dintre coarnele ancorei de aceeași parte a axului - $0,165d$

Tab. 10. Valorile coeficienților c și m din ecuația (115)

Tipul agitatorului	Caracteristici geometrice*			Valoarea coeficien- ților		Observații
	D/d	H/d	h/d	c	m	
Elice cu 2 pale înclicate la $22,5^\circ$	3	3	0,33	0,985	0,15	
Elice cu 3 pale cu înclinarea d' (elice navală)	3,8	3,5	1,0	230	1,67	$Re_{AG} < 30$
				4,63	0,35	$Re_{AG} < 3 \cdot 10^3$
				1,19	0,15	$Re_{AG} > 3 \cdot 10^3$

Tab. 10. Valorile coeficienților c și m din ecuația (115)

Tipul agitatorului	Caracteristici geometrice*			Valoarea coeficienților		Observații
	D/d	H/d	h/d	c	m	
Turbină închisă cu 3 palete, având deschiderea centrală de intrare de 37 mm	3	3	0,33	3,90	0,20	
Turbină cu 6 palete și stator	2,4	1,78	0,25	5,98	0,15	
Turbină cu 12 palete și stator	2,4	1,78	0,25	10,35	0,15	
Tip colivie	4	4	0,4	20,8	0,27	Înălțimea coliviei - $1,6d$

- o Dacă agitatorul și recipientul nu corespund condițiilor de similitudine geometrică din coloanele 2 - 4 ale tab. 10, puterea necesară amestecării se deduce, cu precizie satisfăcătoare, tot din ecuația (115) corectată cu factorul K:

$$Eu_{AG} = K \cdot c \cdot (Re_{AG})^{-m} \quad (116)$$

- o Factorul de corecție K are următoarea formă pentru agitatoare cu brațe:

$$K = \left(\frac{D}{3d} \right)^{1,1} \cdot \left(\frac{N}{D} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{4b}{d} \right)^{0,3} \quad (117)$$

o aplicabilă între limitele:

$$2,5 < \frac{D}{d} < 4,0; \quad 0,6 < \frac{N}{D} < 1,6;$$
$$0,2 < \frac{b}{d} < 0,67; \quad 0,2 < \frac{h}{d} < 0,5.$$

o pentru agitatoarele cu elice sau turbină:

$$K = \left(\frac{D}{3d} \right)^{0,93} \cdot \left(\frac{H}{D} \right)^{0,6} \quad (118)$$

- o Uneori, funcția criterială care corelează puterea necesară amestecării cu regimul de curgere și caracteristicile geometrice ale amestecătorului se pune sub forma:

$$\frac{Eu_{AG}}{(Fr_{AG})^p} = F(Re_{AG}, \Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3, \dots) = \Phi_N \quad (119)$$

- o Φ_N = funcție de putere.
- o Exponentul p al criteriului Froude, pentru un set de factori de formă dat, se corelează empiric cu criteriul Reynolds, conform expresiei:

$$p = \frac{A - \lg Re_{AG}}{B} \quad (120)$$

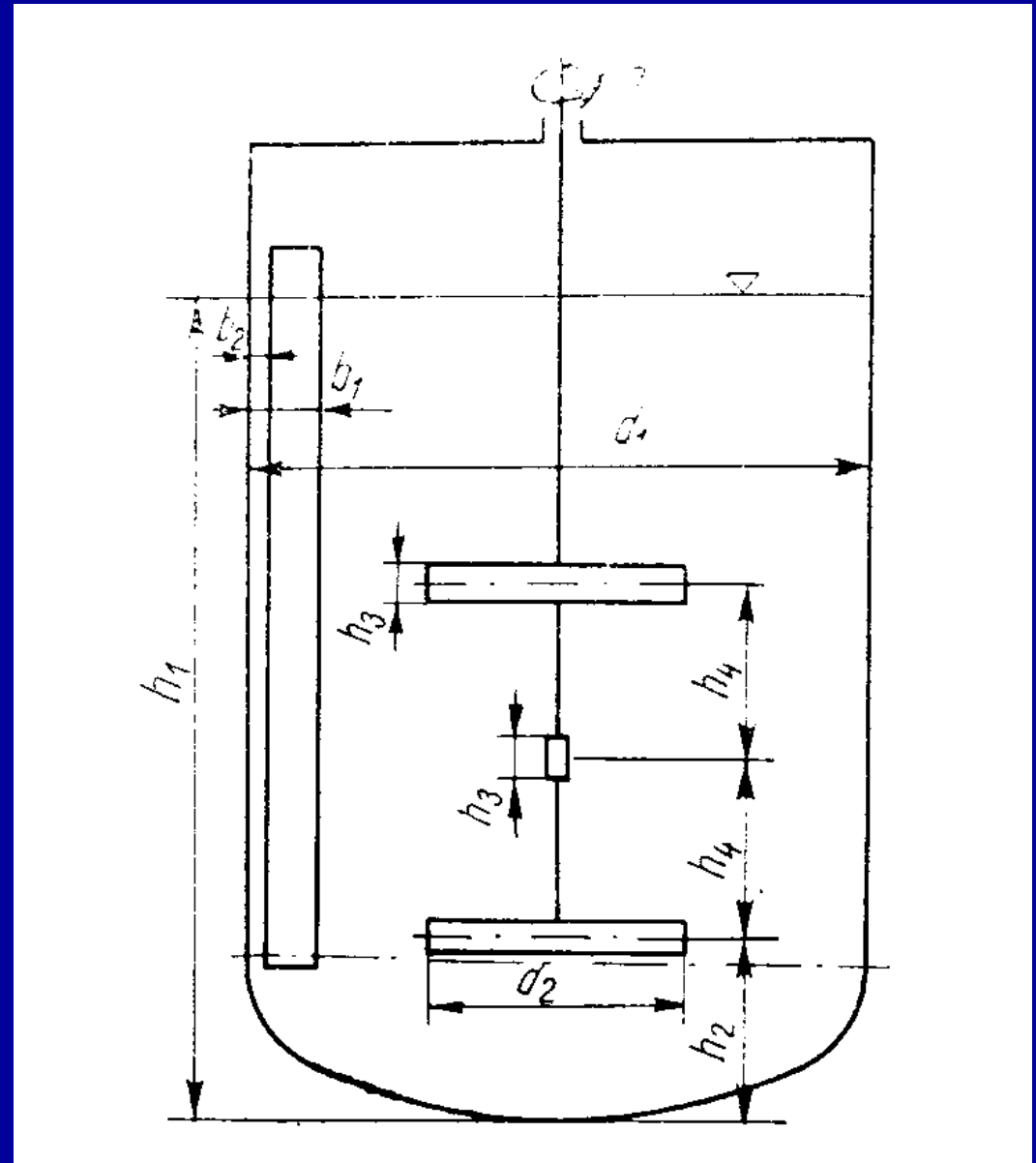
Tab. 12. Valorile coeficienților A și B din ecuația (120)

Tipul amestecătorului	D/d	A	B
elice	2,1	2,6	18
	2,7	2,3	18
	3,0	2,1	18
	3,3	1,7	18
	4,5	0,0	18
turbină	3,0 – 3,3	1,0	40

- o O metodă rapidă de calcul a puterii:
utilizarea diagramelor $Eu_{AG} - Re_{AG}$
- o Cunoscând:
 - tipul de agitator,
 - turația acestuia,
 - propr. lichidului supus agitării (densitate, vâcositate)
- o se calculează valoarea criteriului Re_{AG}
- o din diagrama corespunzătoare tipului de agitator ales, se citește valoarea criteriului Eu_{AG} ,
- o din Eu_{AG} se calculează **puterea necesară amestecării**.
- o Notățiile din diagrame corespund notațiilor mărimilor redată în fig. 32.

Fig. 32. Mărimi caracteristice și notații utilizate în diagramele din fig. 33 – 36

- o d_1 - diametrul recipientului;
- o d_2 - diametrul (anvergura) agitatorului;
- o h_1 - înălțimea lichidului în recipient;
- o h_2 - distanța de la fundul recipientului;
- o h_3 - lățimea palei agitatorului;
- o h_4 - distanța dintre pale;
- o b_1 - distanța peste șicană, la perete;
- o b_2 - distanța de la șicană la perete;
- o n - turația arborelui agitatorului.



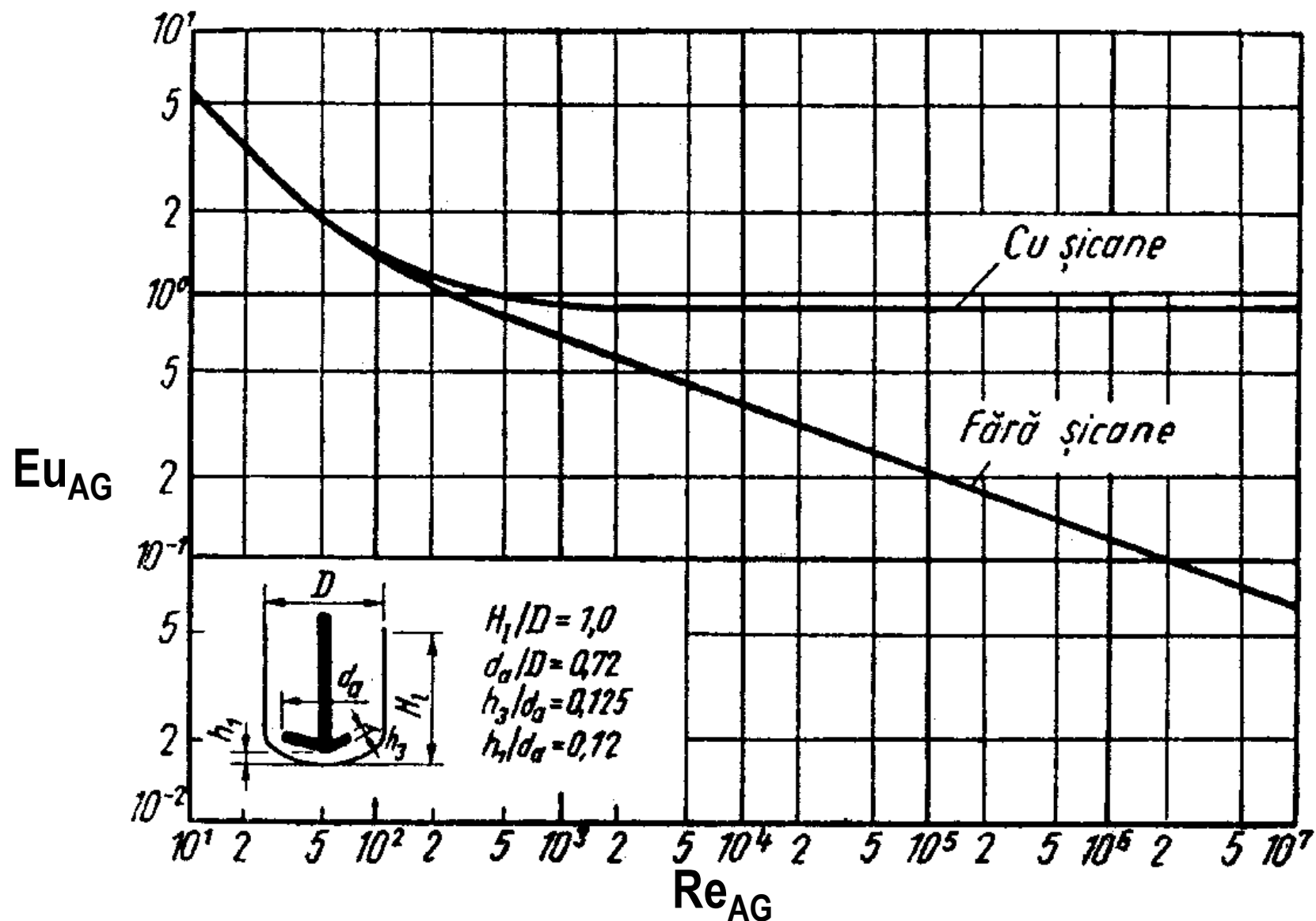


Fig. 33. Diagrama $Eu_{AG} - Re_{AG}$ pentru agitatoare tip impeller

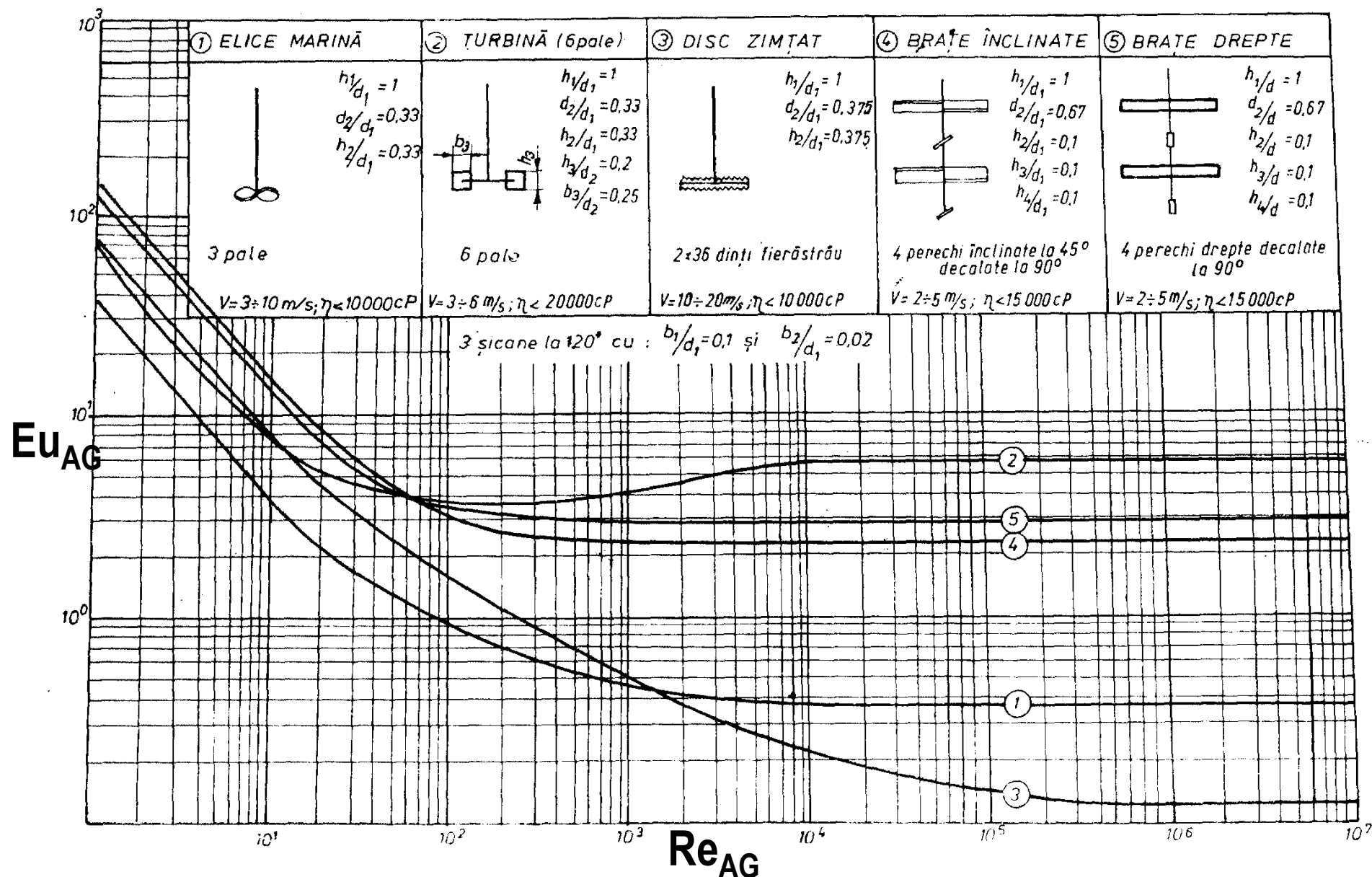


Fig. 34. Diagrama $Eu_{AG} - Re_{AG}$ pentru agitatoare cu elice, turbină, disc, cu brațe

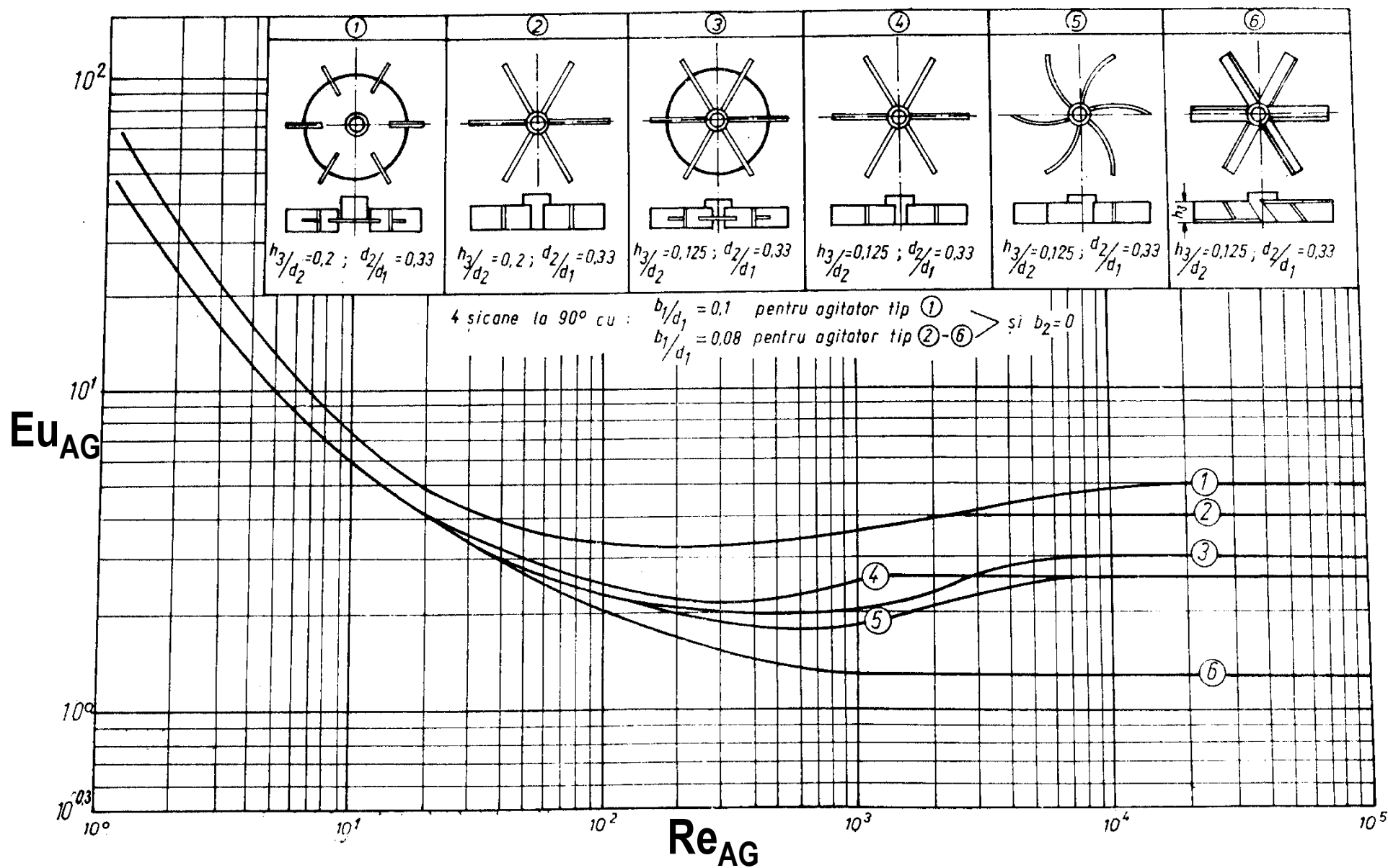


Fig. 35. Diagrama $Eu_{AG} - Re_{AG}$ pentru agitatoare tip turbină

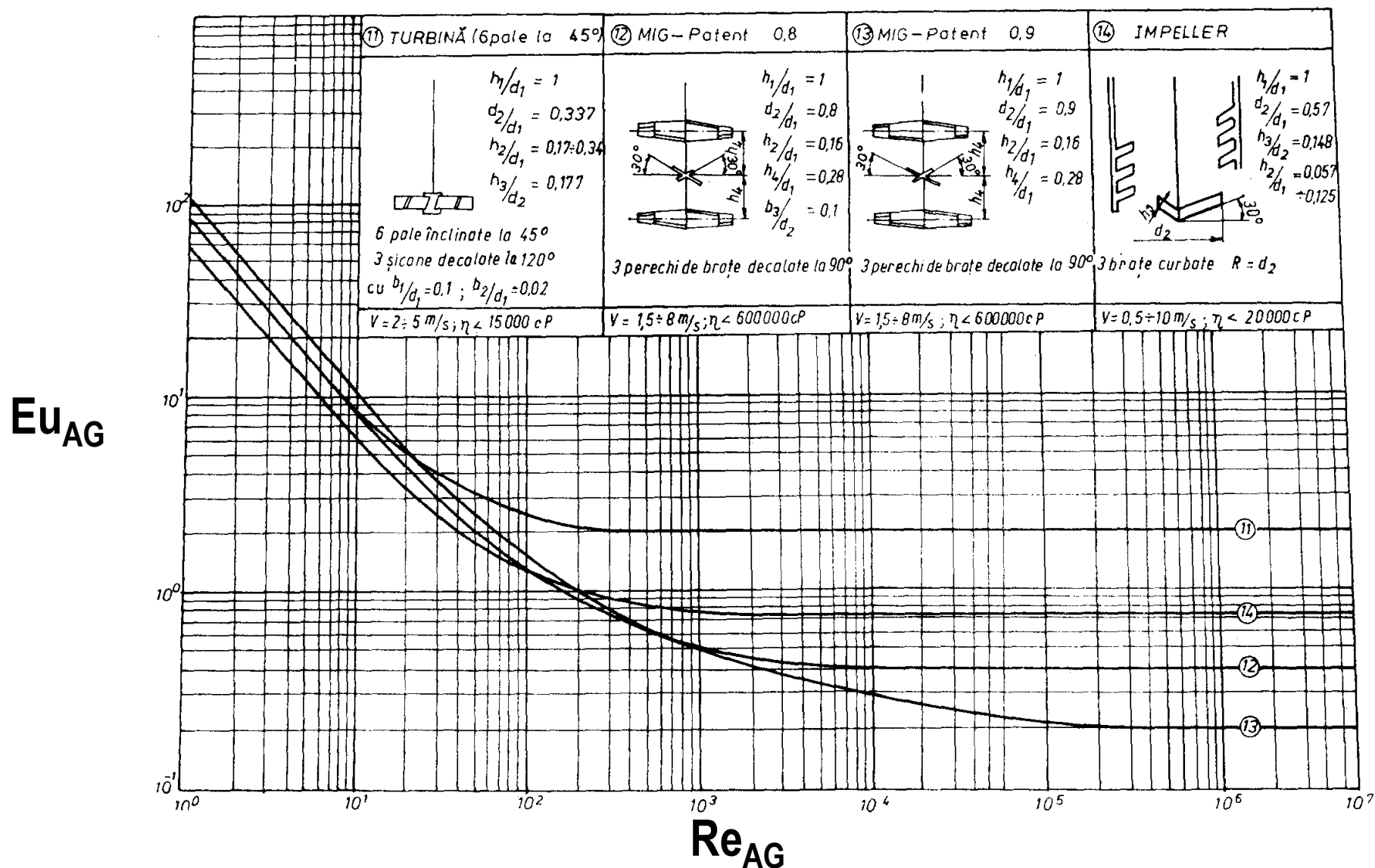


Fig. 36. Diagrama $Eu_{AG} - Re_{AG}$ pentru diferite tipuri de agitatoare

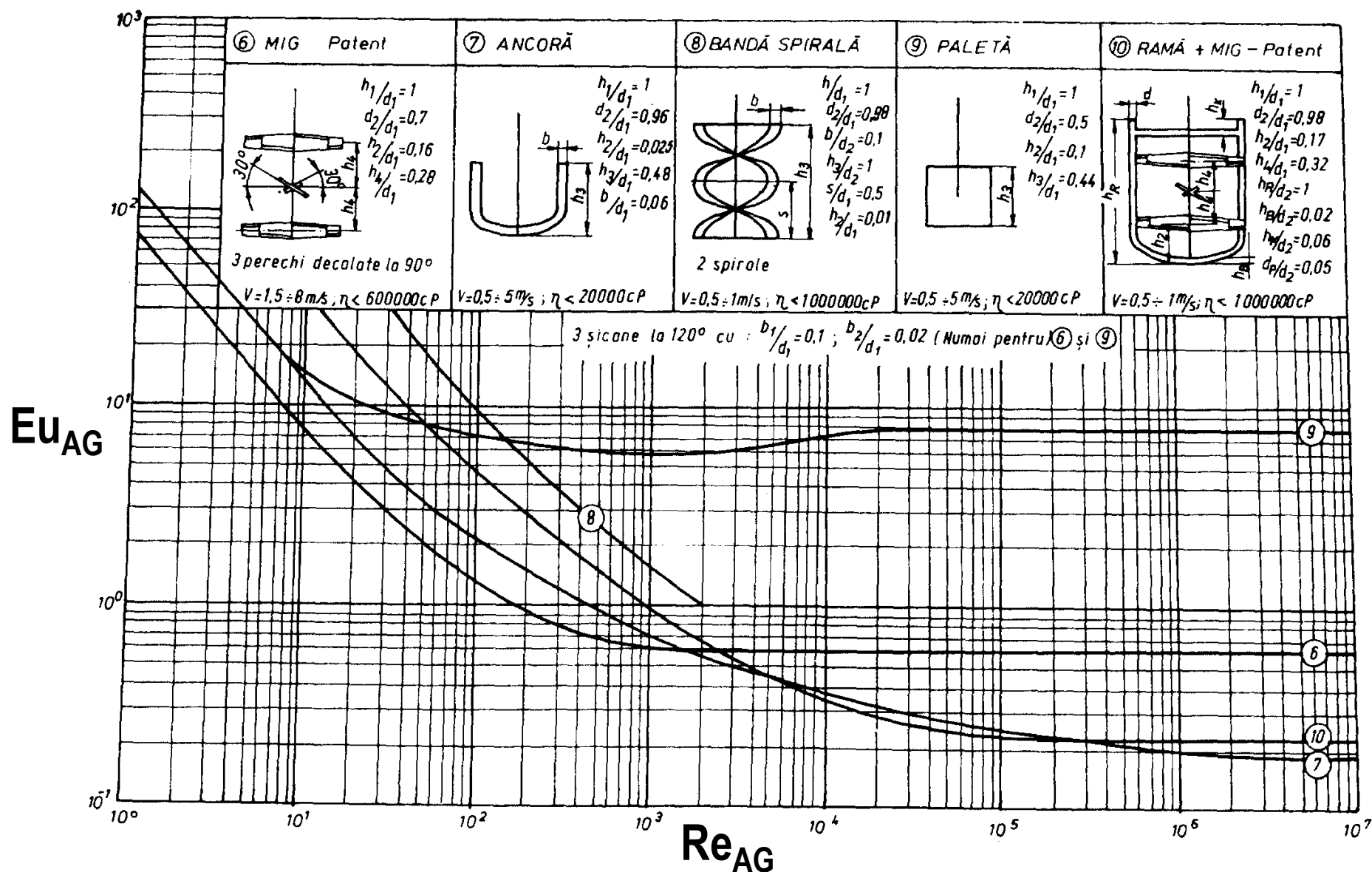


Fig. 37. Diagrama $Eu_{AG} - Re_{AG}$ pentru diferite tipuri de agitare

- o Puterea calculată pe baza relațiilor sau diagramelor prezentate în această secțiune este **puterea necesară**.
- o Majorari:
 - Pereți rugoși - 10 - 20%,
 - teci de termometru - 10%,
 - serpentine pentru agenți termici - 100%
- o **Puterea de pornire** este de 2,5 - 4 ori mai mare decât puterea de regim calculată din ecuația (65), pentru a putea învinge inerția sistemului.

PUTEREA NECESARĂ AGITATOARELOR MECANICE PENTRU FLUIDE NENEWTONIENE

PUTERE – fluide nenewtoniene

- o Estimarea mai dificilă decât în cazul fluidelor newtoniene:
 1. în fluidele puternic viscoase este greu de atins o turbulență deplin dezvoltată, astfel încât și la valori Re_{AG} mari, Eu_{AG} este variabil;
 2. deoarece viscozitatea fluidelor nenewtoniene este dependentă de condițiile de forfecare, nefiind constantă (cum este în cazul fluidelor newtoniene), criteriul Re_{AG} trebuie redefinit.

PUTERE – fluide nenewtoniene

- o Viscositatea fl. nenewtoniene variaza:
 - cu gradientul de viteză (reopanta),
 - cu durata forfecării.
- o Se definește un criteriu Reynolds generalizat, în care viscositatea fluidului este înlocuită cu viscositatea aparentă, μ_a :

$$\text{Re}_{G,AG} = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu_a} \quad (121)$$

PUTERE – fluide nenewtoniene

o între viteza de deformare medie și turația agitatorului există următoarele relații de proporționalitate:

- pentru fluide pseudoplastice și de tip *Bingham*:

$$\left(\frac{dv}{dr}\right)_A = K_A \cdot n \quad (122)$$

- pentru fluide dilatante:

$$\left(\frac{dv}{dr}\right)_A = 38n \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,5} \quad (123)$$

PUTERE – fluide nenewtoniene

- o $K_A = 10 \dots 13$, funcție de tipul agitatorului,
- o n = turația agitatorului,
- o d = diametrul agitatorului,
- o D = diametrul recipientului.

Tab. 13. Valori ale constantei K_A din ecuația (122), pentru diverse tipuri de amestecătoare

Curba din fig. 38	Tipul amestecătorului	D/d	Turația agitatorului, n [rot/s]	$K_A (n < 1)$ (n = indicele puterii)
A - A	Turbină cu 6 palete drepte; recipient cu 4 șicane ($l_s = 0,1D$)	1,3 – 5,5	0,05 – 1,5	$11,5 \pm 1,5$
A - A ₁	Turbină cu 6 palete drepte; recipient fără șicane	1,3 – 5,5	0,18 – 0,54	$11,5 \pm 1,4$
B - B	2 turbine, fiecare cu câte 6 palete drepte, la distanța 0,5D; recipient cu 4 șicane ($l_s = 0,1D$)	3,5	0,14 – 0,72	$11,5 \pm 1,4$
B - B ₁	2 turbine, fiecare cu câte 6 palete drepte, la distanța 0,5D; recipient cu 4 sau fără șicane ($l_s = 0,1D$)	1,023 – 1,18	0,14 – 0,72	$11,5 \pm 1,4$
C - C	Turbină cu 6 palete la 45°; recipient cu 4 sau fără șicane ($l_s = 0,1D$)	1,33 – 3,0	0,21 – 0,26	13 ± 2
C - C ₁	Turbină cu 6 palete la 45°; recipient cu 4 sau fără șicane ($l_s = 0,1D$)	1,33 – 3,0	1,0 – 1,42	13 ± 2
D - D	Agitator elice (navală) cu 3 pale; recipient fără șicane; arbore vertical coaxial sau înclinat 10° față de verticală și plasat la $R/3$ față de centru	2,2 – 4,8	0,16 – 0,40	$10 \pm 0,9$
D - D ₁	Agitator elice (navală) cu 3 pale; recipient fără șicane; arbore vertical coaxial sau înclinat 10° față de verticală și plasat la $R/3$ față de centru	2,2 – 4,8	0,16 – 0,40	$10 \pm 0,9$

Tab. 13. Valori ale constantei K_A din ecuația (122), pentru diverse tipuri de amestecătoare

Curba din fig. 38	Tipul amestecătorului	D/d	Turația agitatorului, n [rot/s]	$K_A (n < 1)$ (n = indicele puterii)
D - D ₂	Agitator elice (navală) cu 3 pale; recipient fără șicane; arbore înclinat 10° față de verticală și plasat la $R/3$ față de centru	1,9 – 2,0	0,16 – 0,40	$10 \pm 0,9$
D - D ₃	Agitator elice (navală) cu 3 pale; recipient fără șicane; arbore vertical coaxial	1,9 – 2,0	0,16 – 0,40	$10 \pm 0,9$
E - E	Agitator elice (navală) cu 3 pale; recipient cu 4 șicane ($l_s = 0,1D$) șicane; arbore vertical coaxial;	1,67	0,16 – 0,60	10
F - F	2 agitatoare cu elice (navală) cu câte 3 palete fiecare; recipient fără șicane; arbore înclinat 10° față de verticală și plasat la $R/3$ față de centru	1,4 – 3,0	0,16 – 0,40	$10 \pm 0,9$
F - F ₁	2 agitatoare cu elice (navală) cu câte 3 palete fiecare; recipient fără șicane; arbore vertical coaxial	1,4 – 3,0	0,16 – 0,40	$10 \pm 0,9$
G - G	Agitator elice (navală) cu 4 palete; recipient cu 4 șicane ($l_s = 0,1D$)	2,13	0,05 – 0,61	10
H - H	Agitator cu 2 palete drepte; 4 șicane ($l_s = 0,1D$)	2 – 3	0,16 – 1,68	10
	Agitator ancoră; recipient fără șicane	1,02	0,34 – 1,0	11 ± 5
	Agitator impeller cu 4 sau fără șicane ($l_s = 0,08D$)	1,92 – 2,88	0,34 – 1,0	11 ± 5

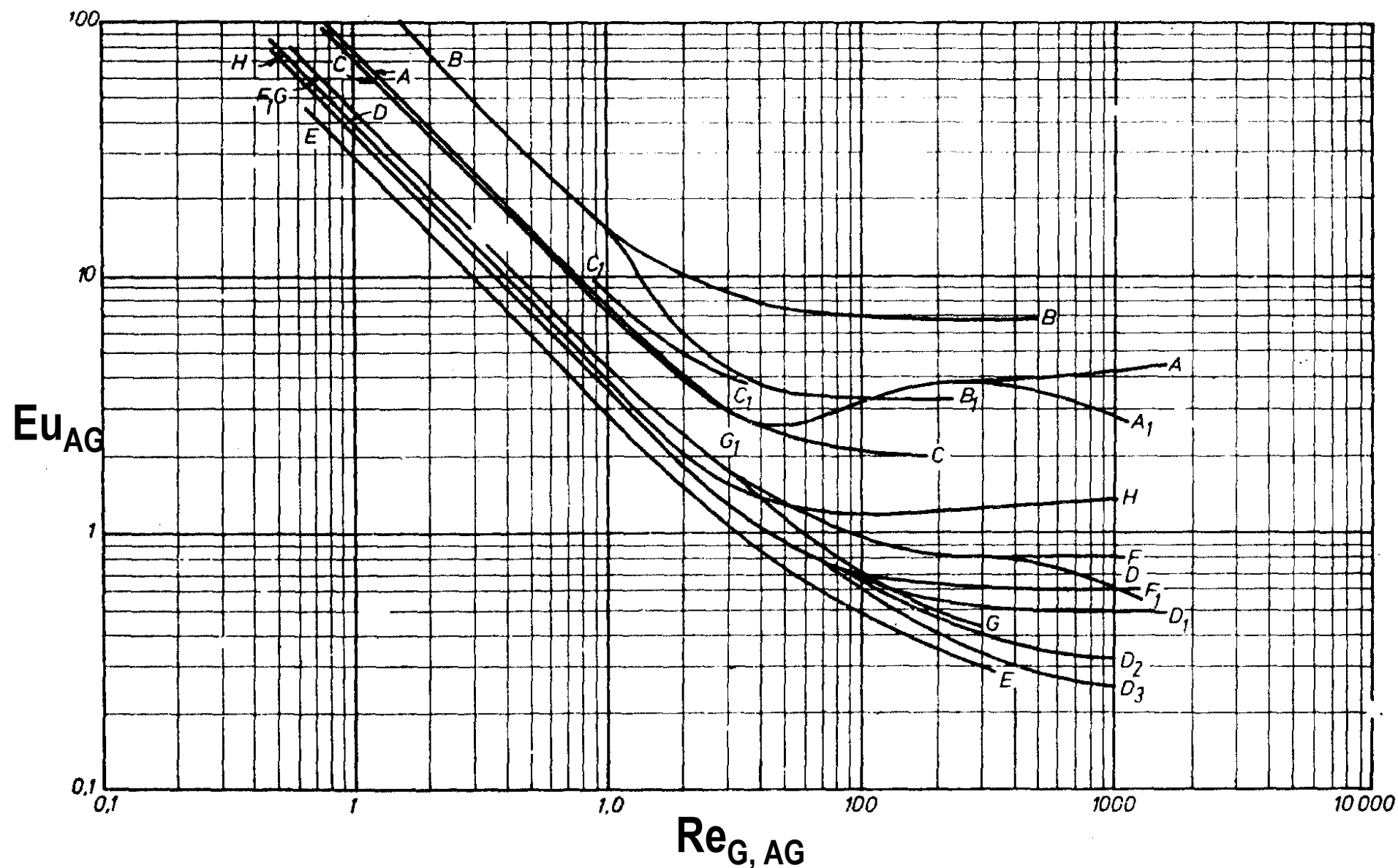


Fig. 38. Dependența $Eu_{AG} - Re_{G, AG}$ pentru unele fluide nenewtoniene

PUTERE – fluide nenewtoniene

- o Pt. calculul puterii necesare amestecării fluidelor nenewtoniene la turație constantă, se parcurge următorul algoritm:
 1. se estimează viteza de deformare medie din (122) sau (123), pt. n constant dat, alegând K_A în funcție de tipul agitatorului, (tab. 13);
 2. din curba de curgere a fluidului nenewtonian, pt. viteza calculată anterior, se determină viscozitatea aparentă, μ_a , pe baza căreia se calculează criteriu Reynolds generalizat (121);

PUTERE – fluide nenewtoniene

3. Pentru $Re_{G, AG}$ calculat, din curba corespunzătoare din fig. 38 se determină valoarea criteriului Eu_{AG} .
4. Din valoarea criteriului Eu_{AG} se determină puterea necesară, **N**, utilizând ecuația de definire a acestui criteriu (tab. 4).

PUTERE – fluide nenewtoniene

- o Metoda estimează consumul de putere cu o eroare de circa 25 - 30%.
- o Dezavantajul metodei = **necesită cunoașterea:**
 - turației agitatorului pentru care se realizează amestecarea conținutului recipientului într-un timp dat,
 - turației necesare pentru atingerea unei anumite viteze de transfer de masă într-un sistem G - L, L - S sau L - L dat.
- o Mecanismele de transfer de masă - amestecare nefiind încă pe deplin elucidate, alegerea turației optime de operare a amestecătorului rămâne încă o problemă care poate fi rezolvată primordial prin experimentare directă.

PUTERE – fluide nenewtoniene

- o Pentru o bună amestecare a fluidelor nenewtoniene trebuie eliminate toate zonele stagnante din amestecător, inclusiv cele de la suprafață.
- o Valorile minime ale criteriului Reynolds generalizat necesare atingerii acestui deziderat sunt redată în tab. 14.

Tab. 14. Valori minime ale criteriului $Re_{G, AG}$ pentru asigurarea mișcării complete a fluidelor nenewtoniene în amestecătoare cu agitare mecanică

Tipul amestecătorului	$Re_{G, AG}$ minim pentru valoarea raportului D/d :			
	3	2	1,5	1,33
Turbină cu palete drepte	270	110	90	50
Agitator cu elice	500	290	200	-
Două turbine cu palete drepte	85	68	50	45

TRANSPUNEREA LA SCARĂ A AMESTECĂTOARELOR

TRANSPUNEREA LA SCARĂ

- o Una dintre problemele dificile ale proiectării agitatoarelor: deducerea configurației optime a utilajului industrial (**prototip**), pornind de la datele obținute prin experimentări de laborator în agitatoare de dimensiuni reduse (**modele**).

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o Similitudine completă (aceleași profiluri de curgere în model și în prototip) necesita:
 - **modelul și prototipul** să fie similare dpdv:
 - geometric,
 - cinematic,
 - dinamic,
 - condițiile la limită să fie aceleași.
- o asigurarea similitudinii geometrice - nu pune probleme deosebite,
- o asigurarea condițiilor de similitudine dinamică este, de cele mai multe ori, imposibilă.

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o **Similitudinea geometrică** a celor 2 sisteme, amestecătorul model (M) și amestecătorul prototip (P), este asigurată dacă se mențin aceleași rapoarte între dimensiunile geometrice atât în model cât și în prototip (notatiile din fig. 32):

$$\begin{aligned} \left(\frac{D}{d}\right)_M &= \left(\frac{D}{d}\right)_P; \left(\frac{h}{d}\right)_M = \left(\frac{h}{d}\right)_P; \left(\frac{l_s}{d}\right)_M = \left(\frac{l_s}{d}\right)_P; \\ \left(\frac{b}{d}\right)_M &= \left(\frac{b}{d}\right)_P; \left(\frac{H}{d}\right)_M = \left(\frac{H}{d}\right)_P; \text{ etc.} \end{aligned} \quad (124)$$

Asigurarea similitudinii model - prototip

o **Similitudinea cinematică** este asigurată dacă în cele 2 sisteme (M și P) geometric similare:

- vitezele punctelor corespondente se mențin într-un raport constant.
- spectrele de curgere în M și P trebuie să fie aceleași.

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o **Similitudinea dinamică** este asigurată dacă în cele 2 sisteme geometric similare, toate forțele corespondente se mențin în rapoarte constante.
- o Este necesară diferențierea între diferitele tipuri de forțe care pot apărea:
 - forțe inerțiale,
 - forțe gravitaționale,
 - forțe viscoase,
 - forțe (tensiuni) superficiale, etc.
- o Unele dintre acestea, sau toate, pot fi semnificative în procesul de amestecare.

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o Notând diferitele tipuri de forțe care apar cu F_a, F_b, F_c , etc., condiția de similitudine dinamică între M și P se poate scrie:

$$\frac{(F_a)_M}{(F_a)_P} = \frac{(F_b)_M}{(F_b)_P} = \frac{(F_c)_M}{(F_c)_P} = \dots = \text{constant} \quad \Leftrightarrow \quad (125)$$
$$\left(\frac{F_a}{F_b} \right)_M = \left(\frac{F_a}{F_b} \right)_P ; \quad \left(\frac{F_a}{F_c} \right)_M = \left(\frac{F_a}{F_c} \right)_P ; \quad \text{etc.}$$

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o *Forța inerțială* = rezistența pe care o opune un corp în schimbarea stării sale de repaus sau de mișcare.
- o Pt. un volum de fluid având masa m , care curge cu viteza liniară v , printr-o suprafață A , masa de fluid trecută într-un interval de timp infinitesimal dt , se poate scrie ca fiind:

$$dm = \rho \cdot v \cdot A \cdot dt \quad (126)$$

- o Considerând forța inerțială (F_i) ca produs între masa de fluid și accelerația sa:

Asigurarea similitudinii model - prototip

$$dF_i = (\rho \cdot v \cdot A \cdot dt) \cdot \left(\frac{dv}{dt} \right) = \rho \cdot v \cdot A \cdot dv \quad (127a)$$

$$F_i = \int_0^{F_i} dF_i = \int_0^v \rho \cdot v \cdot A \cdot dv = \rho \cdot A \cdot \frac{v^2}{2} \quad (127b)$$

- o Aria de curgere $A = L^2 = \text{ct.}$,
- o L = lungimea caracteristică a sistemului (de regulă diametrul agitatorului, d)
- o v = viteza caracteristică = viteza periferică a agitatorului ($v = \pi d n$).

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o Cu aceste observații, neglijând constantele numerice, expresia forței inerțiale se poate scrie sub forma proporționalității:

$$F_i \propto \rho \cdot n^2 \cdot d^4 \quad (128)$$

- o Modificarea vitezei, dv/dt datorită forțelor inerțiale F_i , poate fi contrabalansată de modificarea vitezei datorită forțelor viscoase.

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o Pentru un fluid newtonian **forțele viscoase**, F_v , au expresia:

$$F_v = \mu \cdot A' \cdot \left(\frac{dv}{dy} \right) \quad (129)$$

- dv/dy = gradientul de viteză, prop. cu v/L ,
- aria A' proporțională cu L^2 .

- o Expresia forțelor viscoase se poate scrie sub forma proporționalităților:

$$F_v \propto \mu \cdot v \cdot L \quad \text{sau:} \quad F_v \propto \mu \cdot n \cdot d^2 \quad (130)$$

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o **Forțele gravitaționale**, F_g , se pot scrie ca proporționale cu produsul dintre masa fluidului și accelerația gravitațională:

$$F_g \propto \rho \cdot d^3 \cdot g \quad (131)$$

- o **Forțele superficiale**, F_s , sunt proporționale cu produsul dintre tensiunea superficială σ și lungimea caracteristică d :

$$F_s \propto \sigma \cdot d \quad (132)$$

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o Ținând cont de (125), și înlocuind F_a, F_b, F_c cu F_i, F_v, F_g, F_s , se obțin condițiile care asigură similitudinea dinamică între M și P:

$$\begin{aligned}\left(\frac{F_i}{F_v}\right)_M &= \left(\frac{F_i}{F_v}\right)_P \Leftrightarrow \left(\frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu}\right)_M = \left(\frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu}\right)_P \Leftrightarrow (Re_{AG})_M = (Re_{AG})_P \\ \left(\frac{F_i}{F_g}\right)_M &= \left(\frac{F_i}{F_g}\right)_P \Leftrightarrow \left(\frac{n^2 \cdot d}{g}\right)_M = \left(\frac{n^2 \cdot d}{g}\right)_P \Leftrightarrow (Fr_{AG})_M = (Fr_{AG})_P \quad (133) \\ \left(\frac{F_i}{F_s}\right)_M &= \left(\frac{F_i}{F_s}\right)_P \Leftrightarrow \left(\frac{\rho \cdot n^2 \cdot d^3}{\sigma}\right)_M = \left(\frac{\rho \cdot n^2 \cdot d^3}{\sigma}\right)_P \Leftrightarrow (We_{AG})_M = (We_{AG})_P\end{aligned}$$

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o Asigurarea similitudinii dinamice între M și P implică asigurarea identității numerice simultane a criteriilor Re_{AG} , Fr_{AG} și We_{AG} .
- o Se poate demonstra că existența concomitentă a similitudinii geometrice și a similitudinii dinamice conduce implicit la asigurarea similitudinii cinematice.

Asigurarea similitudinii model - prototip

- o În cazul fluidelor nenewtoniene independente de timp, viscoase sau viscoplastice, viscozitatea care apare în criteriul Re_{AG} nu este constantă, ea modificându-se în funcție de viteza de forfecare.
- o Ea se înlocuiește cu o altă mărime, viscozitatea aparentă, μ_a .
- o În cazul fluidelor viscoelastice sau a celor tixotrope și reopexice (a căror viscozitate este dependentă de timp și de istoria forfecării), substituirea viscozității reale cu cea aparentă nu este de folos pentru transpunerea la scară a amestecătoarelor.

Incompatibilitatea criteriilor de similitudine la amestecare

- o Pentru realizarea similitudinii complete $M - P$ este necesară îndeplinirea simultană a condițiilor:
 - (124) - asigurarea similitudinii geometrice;
 - (133) - asigurarea similitudinii dinamice.
- o Din (133) și (74) rezultă că se asigură implicit și identitatea numerică a criteriului Eu_{AG} .
- o În cazul amestecătoarelor, asigurarea – folosind același fluid atât în M cât și în P – a identității simultane a tuturor criteriilor de similitudine **este imposibilă**, criteriile implicate fiind **incompatibile**.

Incompatibilitatea criteriilor de similitudine la amestecare

o Se considera un model **M** pentru care criteriile de similitudine sunt:

$$\begin{aligned}(\text{Eu}_{\text{AG}})_M &= \frac{N_M}{\rho \cdot n_M^3 \cdot d_M^5}; \\(\text{Re}_{\text{AG}})_M &= \frac{\rho \cdot n_M \cdot d_M^2}{\mu}; \\(\text{Fr}_{\text{AG}})_M &= \frac{n_M^2 \cdot d_M}{g}; \\(\text{We}_{\text{AG}})_M &= \frac{\rho \cdot n_M^2 \cdot d_M^3}{\sigma}\end{aligned}\tag{134}$$

Incompatibilitatea criteriilor de similitudine la amestecare

- o Pentru un prototip **P** similar cu modelul **M**, dar la scară dublă ($d_P = 2d_M$), criteriile de similitudine vor fi:

$$\begin{aligned}(\text{Eu}_{AG})_P &= \frac{1}{32} \cdot \frac{N_M}{\rho \cdot n_P^3 \cdot d_M^5}; \\ (\text{Re}_{AG})_P &= 4 \cdot \frac{\rho \cdot n_P \cdot d_M^2}{\mu}; \\ (\text{Fr}_{AG})_M &= 2 \cdot \frac{n_P^2 \cdot d_M}{g}; \\ (\text{We}_{AG})_P &= 8 \cdot \frac{\rho \cdot n_P^2 \cdot d_M^3}{\sigma}\end{aligned}\tag{135}$$

Incompatibilitatea criteriilor de similitudine la amestecare

- o Ținând cont că valorile criteriilor de similitudine trebuie să fie aceleași atât în M cât și în P , din (133) - (135) rezultă:

$$\left\{ \begin{array}{ll} n_P = \frac{1}{2^2} \cdot n_M & \text{din identitatea criteriilor } Re_{AG}; \\ n_P = \frac{1}{2^{0,5}} \cdot n_M & \text{din identitatea criteriilor } Fr_{AG}; \\ n_P = \frac{1}{2^{1,5}} \cdot n_M & \text{din identitatea criteriilor } We_{AG}. \end{array} \right. \quad (136)$$

ceea ce este, evident, imposibil.

Incompatibilitatea criteriilor de similitudine la amestecare

- o În anumite cazuri, incompatibilitatea criteriilor de similitudine poate fi înlăturată dacă se lucrează în model cu **alt fluid** decât în prototip. Acest fluid este astfel ales încât să permită egalizarea criteriilor.
- o În alte cazuri se renunță la criteriile nesemnificative pentru procesul concret studiat, asigurându-se astfel **similitudinea parțială**.

METODE DE TRANSPUNERE LA SCARĂ A AMESTECĂTOARELOR INDUSTRIALE

- o Deoarece realizarea similitudinii totale nu este posibilă, la transpunerea la scară a amestecării trebuie aleasă acea metodă care transpune cel mai bine parametrii optimi semnificativi determinați pe model la scara prototipului industrial.
- o Parametrii semnificativi sunt selectați în funcție de sarcina principală pe care o îndeplinește amestecătorul.

METODE DE TRANSPUNERE LA SCARĂ A AMESTECĂTOARELOR INDUSTRIALE

- o Metoda consumului specific de putere constant
- o Metoda coef. de transfer de căldură constant
- o Metoda coef. de transfer de masă constant
- o Metoda vitezei periferice agitatorului constante
- o Metoda debitului specific de pompare constant
- o Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

Metoda consumului specific de putere constant

o Metodă recomandată pt. cazurile în care sarcina principală a amestecătorului = amestecarea fluidului:

- omogenizarea lichidelor nemiscibile,
- obținerea emulsiilor,
- dispersarea gazelor în lichide,
- amestecarea pastelor etc.

Metoda consumului specific de putere constant

- o Volumul amestecătorului este multiplicat proporțional cu creșterea de capacitate cerută, puterea necesară amestecării fiind multiplicată cu același factor.
- o Din ec. de def. a lui Eu_{AG} se poate exprima puterea necesară sub forma:

$$N = c \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = c' \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (137)$$

Metoda consumului specific de putere constant

- o Menținerea constantă a consumului specific de putere înseamnă menținerea constantă a raportului putere necesară / unitate de volum, adică:

$$\frac{N_M}{V_M} = \frac{N_P}{V_P} \quad (138)$$

- o Din condiția de similitudine geometrică se poate scrie:

$$\frac{D_P}{D_M} = \frac{d_P}{d_M} = \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{1/3} \quad (139)$$

relație în care s-a ținut cont de faptul că volumul este proporțional cu puterea a treia a dimensiunilor liniare.

Metoda consumului specific de putere constant

o Înlocuind (137) în (138) se obține:

$$\frac{n_M^3 \cdot d_M^5}{V_M} = \frac{n_P^3 \cdot d_P^5}{V_P} \quad (140)$$

o Ținând cont de (139), din (140) se poate exprima n_P în funcție de n_M și de factorul geometric de scară:

$$n_P = n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{-2/9} \quad (141)$$

o Pentru a păstra constant raportul N/V , turația agitatorului prototip trebuie să fie mai mică decât cea a modelului, evident dacă $V_P > V_M$.

Metoda coef. de transfer de căldură constant

- o Se utilizează când sarcina primordială a agitatorului = îndepărtarea căldurii de proces.
- o Este cazul frecvent al reactoarelor tip vas cu manta/serpentină, prevăzute cu disp. mecanice de agitare a masei de reacție.
- o Dacă reacțiile sunt puternic exoterme, reactoarele trebuie să asigure îndepărtarea căldurii degajate cu o viteză suficient de mare pentru:
 - a nu periclita integritatea produsului obținut (evitarea degradării termice),
 - a nu permită apariția unor reacții secundare (evitarea scăderii randamentului și productivității reactorului).

Metoda coef. de transfer de căldură constant

- o Valoarea coeficientului individual de transfer de căldură, α , este determinată în primul rând de **intensitatea agitării**.
- o Corelația între coeficientul de transfer termic și intensitatea agitării poate fi redată printr-o ecuație criterială, de ex. ec. criteriala *Chapman*:

$$\text{Nu} = K \cdot (\text{Re}_{\text{AG}})^{0,65} \cdot (\text{Pr})^{0,33} \cdot \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_p} \right)^{0,24} \quad \text{sau :}$$
$$\frac{\alpha \cdot D}{\lambda} = K \cdot \left(\frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu} \right)^{0,65} \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,24} \quad (142)$$

Metoda coef. de transfer de căldură constant

- o D = diametrul recipientului [m],
- o d = diametrul agitatorului [m],
- o n = turația agitatorului [rot/s],
- o λ = cond. termică a lichidului [$\text{W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$],
- o c_p = capacitatea termică masică medie a lichidului [$\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$],
- o μ = viscozitatea dinamică a lichidului în volumul masei de reacție [Pa.s],
- o μ_p = viscozitatea dinamică a lichidului la perete [Pa.s],
- o ρ = densitatea lichidului [kg/m^3],
- o K = coeficient dependent de tipul agitatorului utilizat.

Metoda coef. de transfer de căldură constant

o Ecuația (142) poate fi pusă sub forma:

$$\alpha = K' \cdot D^{-1} \cdot d^{1,3} \cdot n^{0,65} \quad (143)$$

coeficientul K' înglobând și proprietățile lichidului.

o Condiția de menținere constantă a lui α atât în M cât și în P se poate scrie:

$$D_M^{-1} \cdot d_M^{1,3} \cdot n_M^{0,65} = D_P^{-1} \cdot d_P^{1,3} \cdot n_P^{0,65} \quad (144)$$

Metoda coef. de transfer de căldură constant

- o Ținând cont de existența similitudinii geometrice, ec. (144) se mai poate scrie:

$$D_M^{-1} \cdot d_M^{1,3} \cdot n_M^{0,65} = D_M^{-1} \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{-1/3} \cdot d_M^{1,3} \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{1,3/3} \cdot n_P^{0,65} \quad (145)$$

- o din care rezultă:

$$n_P = n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{-0,15} \quad (146)$$

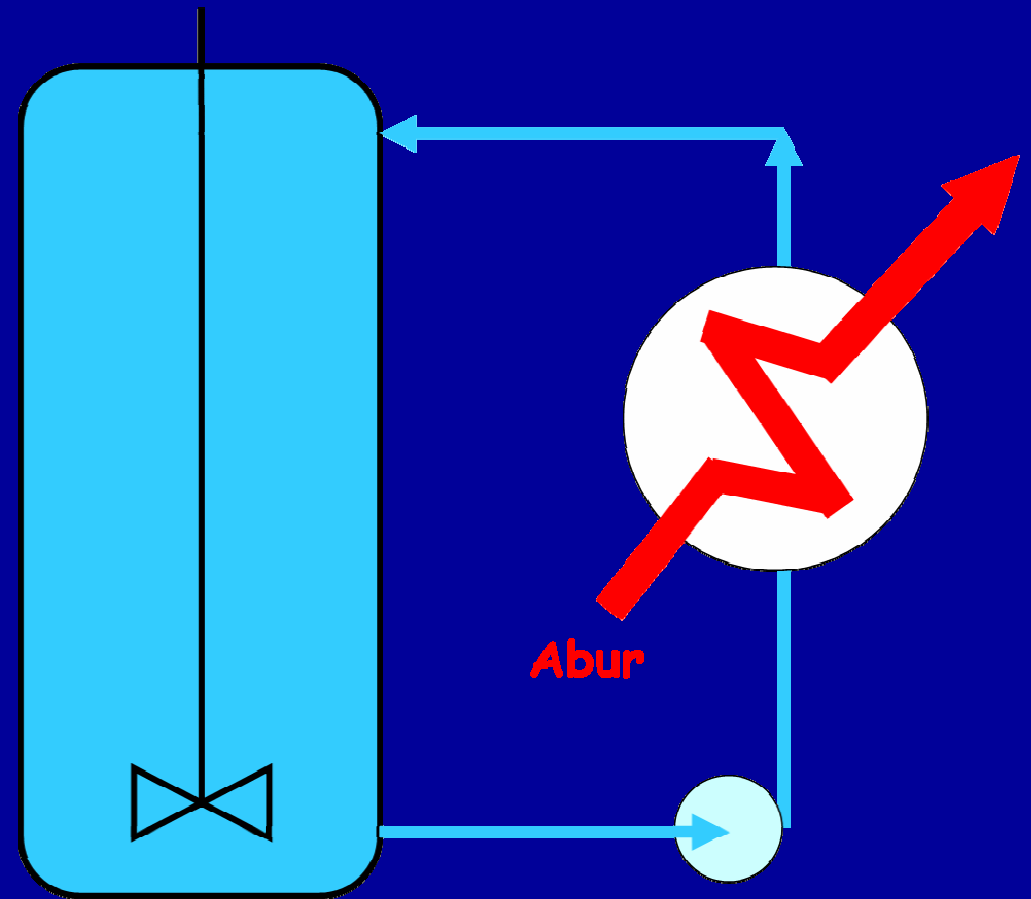
Metoda coef. de transfer de căldură constant

o Atingându-se același α și în P, dispozitivele pentru evacuarea căldurii (manta, serpentine etc.) vor trebuie **mărite** ca suprafață de transfer:

- degajarea de căldură crește proporțional cu raportul V_P/V_M ,
- aria suprafeței recipientului crește proporțional cu numai $(V_P/V_M)^{2/3}$.

Metoda coef. de transfer de căldură constant

- o Pentru asigurarea suprafeței necesare de transfer termic:
 - se adaugă serpentine suplimentare în recipient.
 - se adaugă schimbătoare de căldură exterioare și un sistem de circulație a fluidului (pompă, conducte, armături) din recipient prin schimbător și înapoi în recipient.



Metoda coef. de transfer de masă constant

- o Se utilizează în cazul transpunerii la scară a bioproceselor aerobe care decurg în reactoare cu agitare mecanică.
- o Condiția pusă: valoarea coeficientului volumic de transfer de masă al oxigenului să fie aceeași atât în model cât și în prototip.

Metoda coef. de transfer de masă constant

- o Pentru calculul coeficientului volumic de transfer de masă al oxigenului se utilizează relații de forma:

$$k_L \cdot a = c \cdot \left(\frac{N_G}{V_L} \right)^{a_1} \cdot v_{SG}^{a_2} \quad (147)$$

- o k_L = coeficientul de transfer de masă al oxigenului raportat la faza lichidă [m/s],
- o a = aria interfacială specifică gaz - lichid [m²/m³],
- o $k_L \cdot a$ = coeficientul volumic de transfer de masă al oxigenului [s⁻¹],
- o N_G = consumul de putere în sistemul G - L [W],
- o V_L = volumul fazei lichide din amestecător [m³],
- o v_{SG} = viteza superficială a fazei gazoase [m/s].

Metoda coef. de transfer de masă constant

- o Valorile exponenților a_1 și a_2 sunt funcție de volumul de lichid din amestecător (deci de scara de operare), așa cum reiese din tab. 15.

Tab. 15. Influența scării de operare asupra exponenților ecuației (147)

Volumul fazei lichide [m ³]	a_1	a_2
0,005	0,95	0,67
0,5	0,6 - 0,7	0,67
50	0,4 - 0,5	0,67
0,002 - 2,6 (sistem coalescent)	0,4	0,50

Metoda coef. de transfer de masă constant

o Presupunând că Eu_{AG} și Re_{AG} nu se modifică cu scara de operare, atunci:

$$(Re_{AG})_P = (Re_{AG})_M \cdot \left(\frac{V_{SG,M}}{V_{SG,P}} \right)^{b_1 / b_2} \quad (148)$$

o iar coeficientul volumic de transfer al oxigenului este dat de relațiile:

$$\begin{aligned} (k_L \cdot a)_M &= c_1 \cdot (Re_{AG})_M^{b_1} \cdot v_{SG,M}^{b_2} \\ (k_L \cdot a)_P &= c_2 \cdot (Re_{AG})_P^{b_1} \cdot v_{SG,P}^{b_2} \end{aligned} \quad (149)$$

Metoda coef. de transfer de masă constant

- o Pe baza relațiilor (149), punând condiția egalității coeficienților volumici de transfer ai oxigenului, rezultă:

$$c_1 \cdot (\nu_M \cdot n_M \cdot d_M^2)^{b_1} \cdot v_{SG,M}^{b_2} = c_2 \cdot (\nu_P \cdot n_P \cdot d_P^2)^{b_1} \cdot v_{SG,P}^{b_2} \quad (150)$$

- o Din (150) și ec. similitudinii geometrice (139) se obține, în ipoteza egalității vitezelor superficiale a gazului în M și în P:

$$n_P = n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{-2/3} \quad (151)$$

Metoda coef. de transfer de masă constant

- o Deoarece datele experimentale arată că viteza superficială a gazului în reactorul industrial poate fi cu până la un ordin de mărime decât cea la scară de laborator, relația care corelează turația agitatorului prototip cu turația agitatorului model și cu factorii geometrici capătă forma:

$$n_P = \frac{c_1}{c_2} \cdot n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{-2/3} \cdot \frac{V_{SG,M}}{V_{SG,P}} \quad (152)$$

Metoda coef. de transfer de masă constant

o Metoda prezintă și alte inconveniente:

- parametrii hidrodinamici variază pe înălțimea bioreactorului în cazul fluidelor nenewtoniene,
- proprietățile fizice ale biofluidului (viscozitate, tensiune superficială) se modifică în timpul fermentării,
- efectul tensiunii superficiale a lichidului asupra coeficientului volumic de transfer al oxigenului este dependent de scară.

o Biosinteza streptomicinei, respectiv a penicilinei pot fi transpuse la scară prin această metodă dacă viteza barbotării gazului și turația agitatorului sunt astfel alese încât valorile coeficienților volumici de transfer ai oxigenului să fie mai mari de $0,138 \text{ s}^{-1}$ (500 h^{-1}).

Metoda vitezei periferice a agitatorului constante

- o Utilizarea acestui criteriu în transpunerea la scară a amestecătoarelor conduce la **menținerea constantă a forțelor de forfecare în lichid**.
- o Acest lucru este indicat când se urmărește:
 - menținerea aceleiași distribuții a gazului în lichid,
 - menținerea particulelor solide în suspensie.
- o Criteriul mai este utilizat în **transpunerea la scară a bioreactoarelor cu agitare mecanică a biomasei**, în cazurile în care este luată în considerare **sensibilitatea la forfecare a microorganismelor utilizate**.

Metoda vitezei periferice a agitatorului constante

- o În condițiile menținerii similitudinii geometrice, descrisă de ec. (139), se poate scrie condiția de egalitate a vitezelor periferice pentru amestecătorul model (s_M) și prototip (s_P):

$$s_M = \pi \cdot n_M \cdot d_M$$

$$s_P = \pi \cdot n_P \cdot d_P$$

$$n_M \cdot d_M = n_P \cdot d_P$$

(153)

Metoda vitezei periferice a agitatorului constante

- o Din (139) și (153 c) se deduce turația amestecătorului prototip:

$$n_P = n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{-1/3} \quad (154)$$

- o Metoda, deși recomandată de producătorii de echipamente pentru amestecare, este mult contestată, pe considerentul că în acest caz nu se respectă egalitatea nici unui criteriu de similitudine (Re_{AG} , Fr_{AG} , We_{AG}) între modelul experimental de laborator și prototipul industrial.

Metoda debitului specific de pompare constant

- o Acest criteriu poate fi luat în considerare atunci când se consideră că **timpul de amestecare** este un factor esențial al procesului.
- o Debitul de fluid pompat de un agitator este dat de ecuația:

$$m_v = k \cdot n \cdot d^3 \quad (155)$$

- o în care k este un coeficient specific fiecărui tip de agitator.

Metoda debitului specific de pompare constant

- o Punând condiția debitului de pompare specific constant:

$$\frac{(m_V)_M}{V_M} = \frac{(m_V)_P}{V_P} \quad (156)$$

- o din (155) și (156) rezultă:

$$(m_V)_P = \frac{V_P}{V_M} \cdot (m_V)_M = k \cdot \frac{V_P}{V_M} \cdot n_M \cdot d_M^3 = k \cdot n_P \cdot d_P^3 \quad (157)$$

- o Combinând ec. (157) cu ec. (139), se obține:

$$n_P = n_M \quad (158)$$

Metoda debitului specific de pompare constant

- o Debitul specific pompat de agitator se menține constant în condițiile asigurării similitudinii geometrice și la aceeași turație a agitatorului și în model, și în prototip.
- o La creșterea scării la care se desfășoară procesul, timpul necesar amestecării pentru obținerea aceluiași efect în prototip ca și în model crește, după cum reiese și din datele prezentate în tab. 16.

**Tab. 16. Modificarea timpului de amestecare cu
scara de desfășurare a procesului**

Volumul de lichid [m ³]	Timpul de amestecare, t [s]
0,01	1 - 5
0,05	2,2
1,0	20
1,8	29
60	67
100	100
120	140

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o Pentru compararea agitării din două vase, în lipsa posibilităților de măsurare directă sau de comparare, se pot utiliza metodele comparării:
 - coeficienților de transfer
 - vitezelor de reacție.
- o Pentru corelarea agitării cu coeficienții de transfer, se reprezintă grafic, în coordonate logaritmice, criteriul Re_{AG} în funcție de un grup adimensional care conține coeficienții de transfer (de masă sau de căldură), difuzivitatea mediului fluid și proprietățile sale fizice (fig. 39).

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o La turbulență deplin dezvoltată, corelația se poate scrie sub forma generală:

$$C \cdot (Re_{AG})^x = \Psi$$

(160)

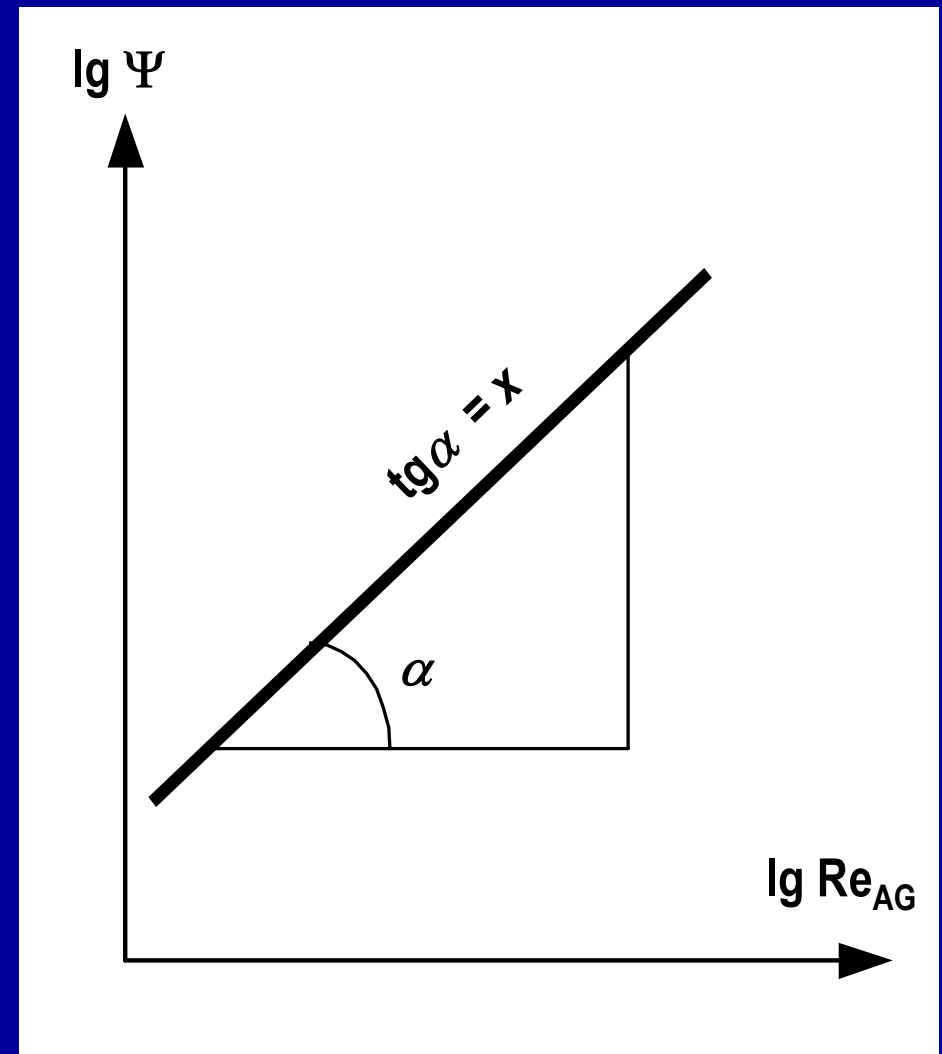


Fig. 39. Diagramă pentru corelarea agitării cu proprietățile fluidului, în condiții de turbulență ridicată

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

o Ψ în cazul transferului de căldură:

$$\Psi = \left(\frac{\alpha \cdot d}{\lambda} \right) \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{-p} = Nu \cdot Pr^{-p} \quad (161)$$

o Ψ în cazul transferului de masă:

$$\Psi = \left(\frac{k_L \cdot d}{D_{A,B}} \right) \cdot \left(\frac{\mu}{\rho \cdot D_{A,B}} \right)^{-q} = Sh \cdot Sc^{-q} \quad (162)$$

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o α - coefic. parțial de transfer termic [$\text{W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$];
- o λ - coefic. de conductivitate termică [$\text{W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$];
- o d - lungimea caracteristică (diametrul agitatorului) [m];
- o c_p - capacitatea termică a fluidului [$\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$];
- o μ - viscozitatea dinamică a fluidului [Pa.s];
- o k_L - coeficientul individual de transfer de masă raportat la filmul de lichid [m/s];
- o $D_{A,B}$ - coeficientul de difuziune [m^2/s];
- o ρ - densitatea fluidului [kg/m^3].

Metoda de transpunere la scară a lui Rushton

- o Panta α a corelării amestecării este constantă doar în cazul convecției forțate, (la valori Re_{AG} relativ ridicate).
- o Pentru obținerea aceluiași efect de amestecare, trebuie ca aceleași valori α , respectiv k_L , să se obțină atât în model, cât și în prototip, care sunt similare din punct de vedere geometric.
- o Din ecuațiile (161) – (162), α , respectiv k_L pot fi exprimate în funcție de diametrul agitatorului și de turația acestuia, în condițiile în care toate celelalte mărimi fizice ($\lambda, c_p, D_{A,B}, \rho, \mu$) rămân constante:

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

$$\begin{aligned}\alpha \cdot d &= C \cdot d^{2x} \cdot n^x \Leftrightarrow \alpha = C \cdot d^{(2x-1)} \cdot n^x \\ k_L \cdot d &= C \cdot d^{2x} \cdot n^x \Leftrightarrow k_L = C \cdot d^{(2x-1)} \cdot n^x\end{aligned}\quad (163)$$

o Agitarea în model și în prototip este corelată atunci când:

$$\alpha_M = \alpha_P \quad \text{sau} \quad k_{L,M} = k_{L,P} \quad (164)$$

o În aceste condiții, din (163) se poate scrie:

$$d_M^{(2x-1)} \cdot n_M^x = d_P^{(2x-1)} \cdot n_P^x \Leftrightarrow \left(\frac{n_P}{n_M} \right)^x = \left(\frac{d_M}{d_P} \right)^{(2x-1)} \Leftrightarrow \frac{n_P}{n_M} = \left(\frac{d_M}{d_P} \right)^{\frac{2x-1}{x}} \quad (165)$$

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o Din (165) și (139) se poate exprima n_p în funcție n_M și de raportul geometric model/prototip:

$$n_P = n_M \cdot \left(\frac{d_M}{d_P} \right)^{\frac{2x-1}{x}} = n_M \cdot \left(\frac{V_M}{V_P} \right)^{\frac{2x-1}{3x}} = n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{\frac{1-2x}{3x}} \quad (166)$$

- o Se poate constata că turația agitatorului în prototip, pentru a induce aceeași agitare ca și în model, este **puternic dependentă de panta de corelare a amestecării, x .**

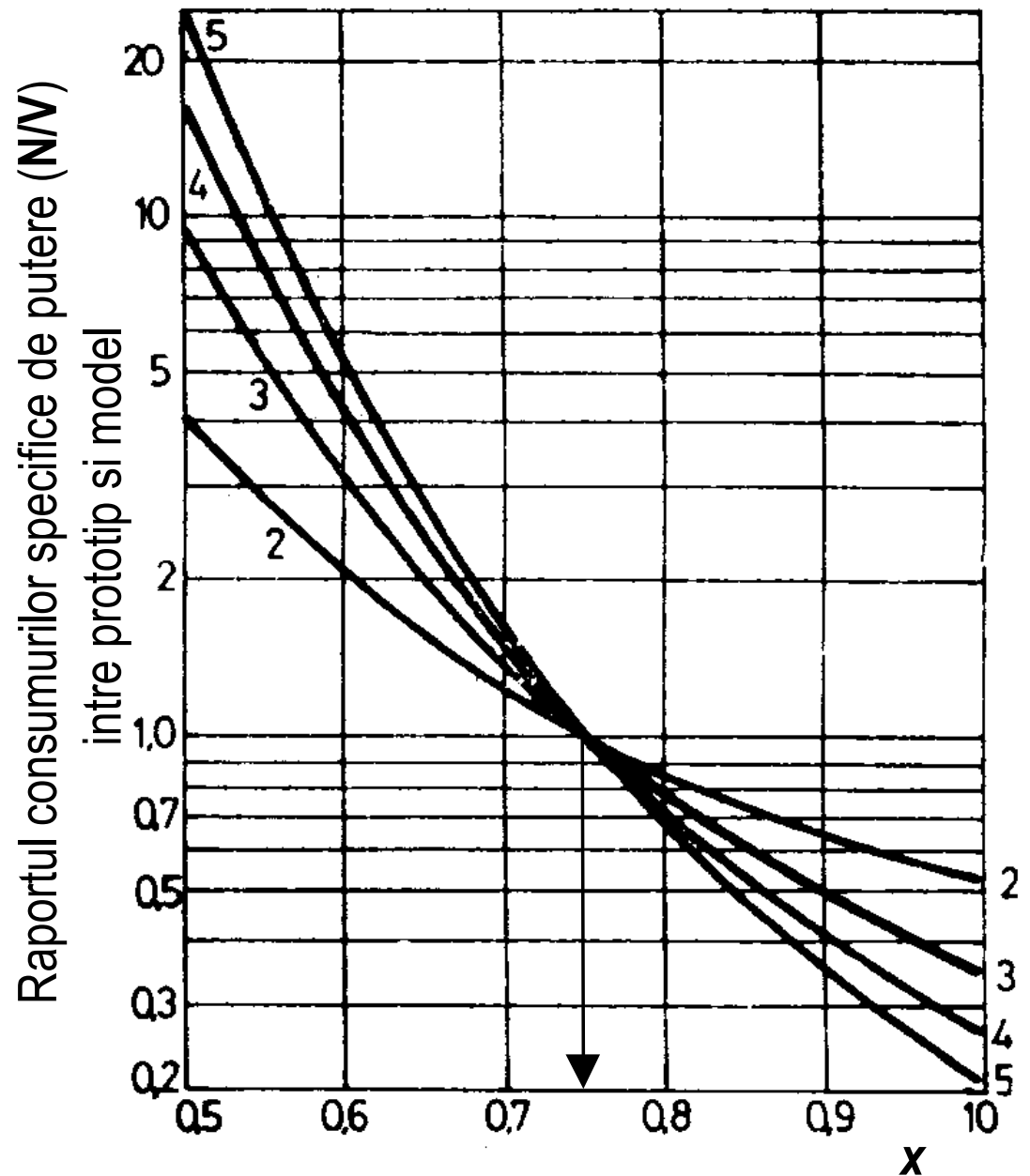
Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o Ținând cont de proporționalitatea care există între puterea necesară amestecării (N) și puterea a 3-a a turației, respectiv puterea a 5-a a diametrului agitatorului, din (166) se poate scrie:

$$N_P = N_M \cdot \left(\frac{d_M}{d_P} \right)^{\frac{6x-3}{x}} \cdot \left(\frac{d_P}{d_M} \right)^5 = N_M \cdot \left(\frac{d_P}{d_M} \right)^{\frac{3-x}{x}} = N_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^{\frac{3-x}{3x}} \quad (167)$$

Fig. 40. Corelația dintre exponentul de corelare a amestecării, x , și consumul specific de putere (N/V), la diferite valori ale rapoartelor de scară

Cifrele de pe curbe indică valoarea raportului de scară, d_p/d_M .



Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o Se poate constata că raportul "putere pe unitate de volum" se menține constant, indiferent de scara la care este transpus amestecătorul, doar la valoarea $x = 0,75$.
- o Dacă $x < 0,75$ este **neeconomic** să se lucreze în amestecătoare de volum mare, și viceversa.
- o Exponentul de corelare la amestecare (x) este o funcție de:
 - forma recipientului,
 - tipul agitatorului,
 - forma și modul de amplasare al amenajărilor interioare (șicane, serpentine etc.).

Metoda de transpunere la scară a lui *Rushton*

- o Având în vedere importanța acestei valori, este necesar ca încă din amestecătorul model să se găsească aranjamentul interior optim pentru maximizarea valorii lui x :
 - In cazul agitatoarelor cu palete în vase cu serpentină, $x = 0,67$ pentru procesele de încălzire.
 - Pt. procesele de încălzire care decurg în recipiente prevăzute cu amestecătoare turbină cu palete drepte introduse în tuburi cilindrice de tiraj, $x = 0,67 - 1,0$.

Observații privind metodele de transpunere la scară

- o Metodele de transpunere la scară prezentate conduc la relații diferite între turația agitatorului prototip și turația agitatorului model.
- o Toate aceste relații au forma generală:

$$n_P = n_M \cdot \left(\frac{V_P}{V_M} \right)^\psi \quad (168)$$

- o unde exponentul ψ variază între 0 și -2/3, în funcție de criteriul adoptat pentru transpunerea la scară.

Observații privind metodele de transpunere la scară

- o Aparent, diferitele criterii aplicate sunt în bună concordanță, prin prisma variației exponentului ψ .
- o Totuși, transpunerea la scară conduce la diferențe semnificative între turațiile calculate pentru prototip, în funcție de metoda de transpunere la scară utilizată.
- o De exemplu, un recipient pilot cu volumul de 40 dm³ lucrează satisfăcător cu un agitator având turația de 2 rot/s. Prin transpunere la scară, un recipient industrial având volumul de 40 m³ (deci de 1000 de ori mai mare decât modelul) poate opera cu o turație a agitatorului cuprinsă între 2 și 0,01 rot/s, în funcție de metoda de transpunere la scară aleasă.

Observații privind metodele de transpunere la scară

- o Deseori se utilizează o **combinare** a diferitelor criterii pentru transpunerea la scară.
- o De ex., in cazul bioreactoarelor cu agitare mecanică, se utilizează:
 - viteza periferică a agitatorului (peste 3 m/s),
 - consumul specific de putere (cca. 2 kW/m³),
 - intensitatea aerării (circa 0,01 m³/m³.s).

Observații privind metodele de transpunere la scară

- o Alegerea criteriului utilizat pentru transpunerea la scară trebuie făcută cu atenție și întotdeauna trebuie verificat ca puterea rezultată pentru prototip și turația agitatorului în prototip să aibă valori rezonabile și pertinente.
- o De regulă, într-un recipient cu volum mic se poate introduce o putere specifică mult mai mare decât ar fi posibil economic sau chiar tehnic într-un recipient de volum mare.
- o Datorită acestui fapt se poate ajunge uneori la imposibilitatea transpunerii la scară.

Observații privind metodele de transpunere la scară

- o De ex: este frecventă situația în care, într-un recipient de laborator de 1 dm^3 să se folosească un agitator de 250 W , pentru ca lichidul din recipient să fie "agitat energetic".
- o Prin transpunere la scară, într-un prototip de 40 m^3 care utilizează același consum de putere pe unitatea de volum, se ajunge la un agitator care ar avea o putere de $10\,000\,000 \text{ W}$ (10 MW) !!!!

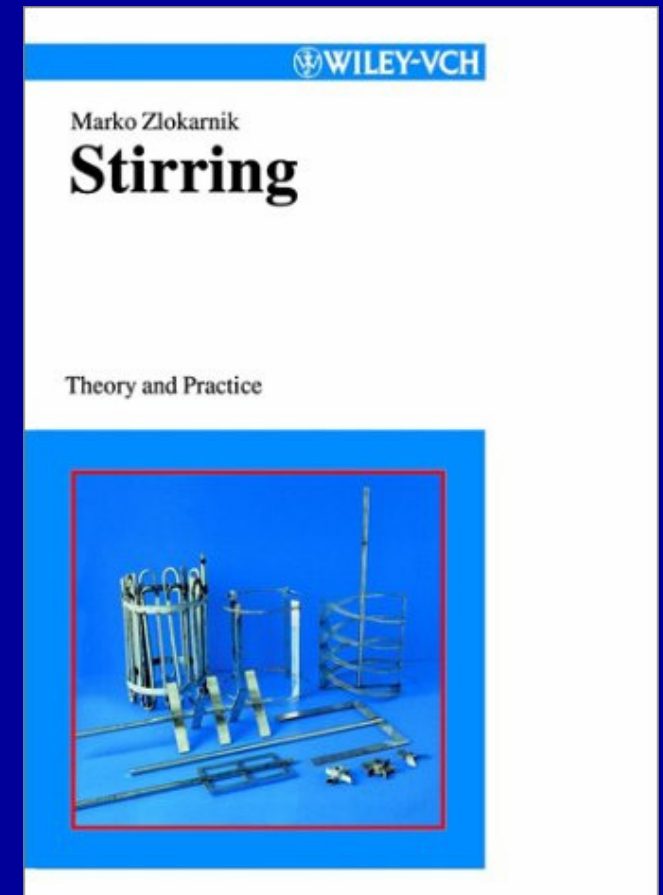
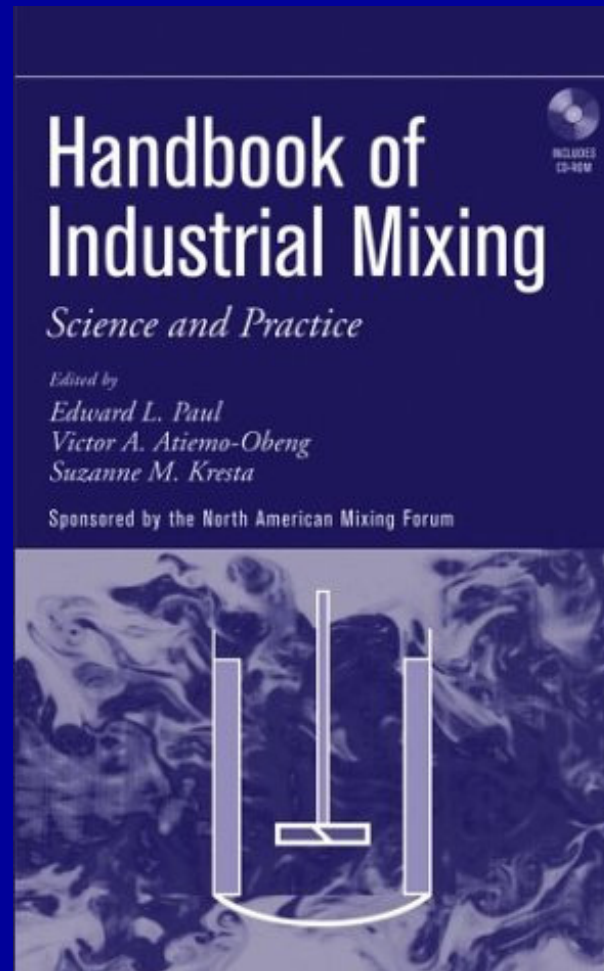
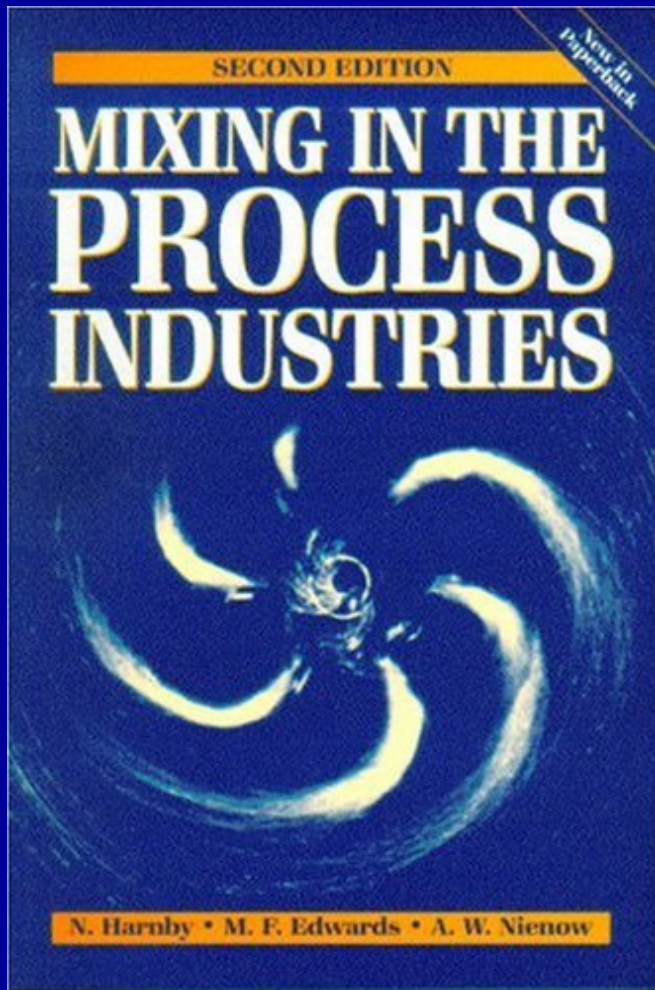
Observații privind metodele de transpunere la scară

- o Practica arată că pentru un astfel de recipient, un agitator de 200 kW este mai mult decât suficient, ceea ce este echivalent cu un consum de putere de numai 5 W în recipientul de laborator.
- o Se poate deci observa că în model puterea necesară amestecării a fost de 50 de ori mai mare decât cea efectiv necesară.

Observații privind metodele de transpunere la scară

- o Aceste exemple arată **difficultatea transpunerii la scară** a recipientelor în care se realizează amestecarea:
 - amestecătoare propriu-zise,
 - vase de reacție cu agitare,
 - echipamente de transfer de masă și/sau căldură.
- o Este nevoie de mult discernământ în alegerea metodei de transpunere la scară,
- o Intotdeauna rezultatele obținute trebuie comparate cu datele practice existente.

Literatura



Literatura

- o Tacă, C.D., Păunescu, M.: *Teoria și practica sistemelor de amestecare*, Ed. MatrixRom, București, 2000;
- o Nedeff, V., Savin, C., Panainte, M., Moșneguțu, E.: *Amestecarea produselor agroalimentare*, Ed. Tehnopress Iași, 2006;