

V.2. Separarea sistemelor eterogene

Sistemele eterogene sunt amestecuri de doi sau mai multi componenti aflati in stare de agregare diferita. Acestea sunt formate din doua sau mai multe faze: o **faza dispersa**, denumita si **faza discontinua** divizata in **faza continua** denumita si **faza dispersanta**.

Starea fizica a unui sistem eterogen este determinata de starea de agregare a *fazei continue*. Sistemele eterogene fluide sunt prezentate in tabelul V.4.

Tabelul V.4. Sisteme eterogene

Faza continua	Faza discontinua	Sistemul eterogen
Gaz	Lichid	Ceata
	Solid	Praf, fum
Lichid	Gaz	Spuma
	Lichid	Emulsie
	Solid	Suspensie

Sisteme de tipul celor prezentate in tabelul V.4 rezulta dintr-o serie de operatii ale unor tehnologii de fabricatie si, cel mai adesea, este necesara separarea fazelor, fie pentru valorificarea componentilor, cand acestia prezinta utilitate, fie in scopul purificarii mediului de dispersie de particulele dispersate in acesta. Pentru separarea fazelor unui sistem eterogen se folosesc diverse operatii care apartin uneia dintre urmatoarele metode:

- actiunea diferentiata a unor forte asupra fazelor sistemului (forta gravitationala, centrifugala, inertiala, electrica, etc);
- retinerea fazei discontinue prin modificarea fortelor de suprafata;
- retinerea fazei discontinue pe suprafata si in porii unui material poros, care permite trecerea numai a fazei continue (filtrare).

Principalele metode de separare a unor sisteme eterogene sunt prezentate in tabelul V.5. Alegerea metodei si a utilajului de separare depinde de proprietatile sistemului eterogen: *viteza de sedimentare, dimensiunile fazei discontinue, starea de agregare si debitul fazei continue, concentratia fazei discontinue, etc.*

In multe dintre operatiile de separare fenomenul care sta la baza realizarii operatiei este **sedimentarea**. Sedimentarea consta in depunerea particulelor fazei discontinue la baza sau pe peretii utilajelor de separare, sub actiunea diferentiata asupra fazelor a unei forte exterioare, care poate fi: *forta gravitacionala, centrifuga, forta de inertie sau cea creata de un camp electric*. Daca depunerea particulelor se face fara ca acestea sa interactioneze intre ele (ciocniri, aglomerari, etc) se realizeaza o **sedimentare libera**. Practic, lipsa interactiunilor este intalnita la sistemele

eterogene in care concentratia fazei discontinue este redusa. In cazul unor sisteme eterogene in care concentratia fazei discontinue este mare, particulele interactioneaza intre ele intimpul sedimentarii, iar fluxul fazei continue care se deplaseaza in sens contrar particulelor este semnificativ, in comparatie cu sedimentarea libera. Aceste fenomene determina ca viteza de sedimentare sa fie mai mica in cazul acestor sisteme eterogene si de aceea se spune ca in acest caz are loc o **sedimentare franata**.

In tabelul V.5 sunt prezentate principalele metode de separare ale unor sisteme eterogene.

Tabelul V.5

<i>Sistemul eterogen</i>	<i>Metoda de separare</i>
Praf	Separare uscata
	Separare umeda
	Filtrare
	Separare electrica
	Separare sonica
Suspensie	Decantare
	Filtrare
	Centrifugare

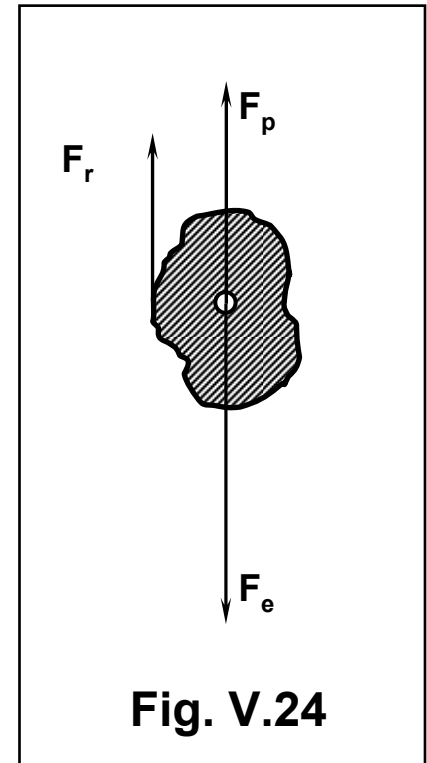
V.2.1. *Sedimentarea libera*

Pentru a stabili viteza cu care are loc sedimentarea particulelor in sisteme eterogene in care nu se manifesta interactiuni intre particule (sedimentare libera), se considera o particula a fazei disperse (*o particula solida, o picatura de lichid sau o bula de gaz*). Asupra acesteia actioneaza urmatoarele forte: *o forta exterioara, F_e , forta de plutire (forta arhimedica), F_p , si o forta de rezistenta, F_r* , (fig.V.24). In functie de relatia dintre densitatea fazei discontinue, ρ_D , si densitatea fazei continue, ρ_C , se intalnesc urmatoarele situatii:

a. Cand, $\rho_D > \rho_C$, atunci si $F_e > F_p$, iar rezultanta fortelor este orientata in sensul de actiune al fortei exterioare ceea ce face ca particula sa se deplaseze in aceeaasi directie;

b. Cand, $\rho_D < \rho_C$, si $F_e < F_p$, iar rezultanta fortelor este orientata in sensul de actiune al fortei de plutire si particula se deplaseaza in aceasta directie;

c. Cand, $\rho_D = \rho_C$, atunci si $F_e = F_p$, ceea ce face ca particula sa nu se deplaseze in nici o directie si deci in acest caz nu se poate realiza separarea sistemului eterogen (forta exterioara nu actioneaza diferentiat asupra fazelor sistemului).



Sedimentarea are loc numai in cazul in care, $\rho_D > \rho_C$. In aceste conditii, particula se deplaseaza cu viteza uniform accelerata pe directia de actiune a fortei rezultante:

$$m \cdot \frac{dv}{dt} = F_e - F_p - F_r \quad (\text{V.63})$$

In care:

$$F_e = m \cdot a \quad (\text{forta exterioara}) \quad (\text{V.64})$$

$$F_p = \frac{m}{\rho_D} \cdot \rho_C \cdot a \quad (\text{forta de plutire}) \quad (\text{V.65})$$

$$F_r = \xi \cdot A \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho_C \quad (\text{forta de rezistenta}) \quad (\text{V.66})$$

In relatiile (V.63-V.66), \mathbf{v} , este viteza particulei, \mathbf{m} , este masa particulei, \mathbf{a} , este acceleratia fortei exterioare, ξ , este coeficientul de rezistenta la curgerea in jurul unui corp imersat in fluid, iar, \mathbf{A} , este aria proiectiei conturului particulei pe un plan perpendicular pe directia ei de deplasare. Prin urmare, relatia (V.63), in forma explicitata, devine:

$$m \cdot \frac{dv}{dt} = m \cdot a - \frac{m}{\rho_D} \cdot \rho_C \cdot a - \xi \cdot A \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho_C \quad (\text{V.67})$$

Dupa punerea in miscare a particulei, singura forta variabila este forta de rezistenta, a carei valoare creste cu patratul vitezei. La o anumita valoare a vitezei particulei, forta de rezistenta egaleaza rezultanta fortelor ($F_a - F_p$), astfel incat:

$$F_e - F_p - F_r = 0 \quad (\text{V.68})$$

Ceea ce inseamna ca: $m \cdot \frac{dv}{dt} = 0$, deci, $\frac{dv}{dt} = 0$. Prin urmare din acest moment particula se deplaseaza, in continuare, cu viteza constanta, $\mathbf{v} = \mathbf{v}_0$, denumita viteza de sedimentare libera, iar relatia (V.67), devine:

$$m \cdot a - \frac{m}{\rho_D} \cdot \rho_C \cdot a - \xi \cdot A \cdot \frac{v_0^2}{2} \cdot \rho_C = 0 \quad (\text{V.69})$$

Dupa impartirea relatiei (V.69) prin, m , si regruparea termenilor, rezulta:

$$\frac{\rho_D - \rho_C}{\rho_D} \cdot a - \xi \cdot \frac{A}{m} \cdot \frac{v_0^2}{2} \cdot \rho_C = 0 \quad (\text{V.70})$$

Daca forta exterioara este gravitatiea, atunci $a = g$, iar daca forta exterioara este forta centrifuga, $a = \omega^2 R$. Introducand notiunea de **factor de separare**, notat cu, k , si definit ca raport intre forta centrifuga si forta gravitacionala:

$$k = \frac{F_c}{F_g} = \frac{m \cdot \omega^2 \cdot R}{m \cdot g} = \frac{\omega^2 R}{g} \quad (\text{V.71})$$

acceleratia centrifuga, poate fi exprimata in functie de acceleratia gravitacionala: $\omega^2 R = k \cdot g$. In aceste conditii se poate considera cazul general cand forta exterioara este forta centrifuga, cand relatia (V.70), devine:

$$\frac{\rho_D - \rho_C}{\rho_D} \cdot k \cdot g - \xi \cdot \frac{A}{m} \cdot \frac{v_0^2}{2} \cdot \rho_C = 0 \quad (\text{V.72})$$

Ecuatia (V.72) are avantajul ca atunci cand $k=1$, este valabila pentru *camp gravitacional*, iar pentru $k>1$, este valabila la *sedimentarea in camp centrifug*. Din relatia (V.72) se exprima viteza de sedimentare libera:

$$v_0 = \sqrt{\frac{2 \cdot m \cdot (\rho_D - \rho_C) \cdot k \cdot g}{\xi \cdot A \cdot \rho_D \cdot \rho_C}} \quad (\text{V.73})$$

Pentru particule sferice, rezulta:

$$\frac{2m}{A\rho_D} = \frac{2V_p}{A} = \frac{2 \frac{\pi d^3}{6}}{\frac{\pi d^2}{4}} = \frac{4}{3}d \quad (\text{V.74})$$

si relatia (V.73) devine:

$$v_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot (\rho_D - \rho_C) \cdot k \cdot g}{3 \cdot \xi \cdot \rho_C}} \quad (\text{V.75})$$

Coeficientul de rezistenta, ξ , se determina in functie de valoarea criteriului Reynolds, calculat cu relatia:

$$Re = \frac{\rho_C v_0 d}{\eta_C} \quad (\text{V.76})$$

Se cunoaste de la curgerea in jurul corpurilor imersate ca dependenta lui, ξ , de **Re** se modifica pentru doua valori critice ale lui Reynolds si anume la **Re = 2** si la **Re = 500**. Dependenta **Re = f(ξ)**, pentru particule sferice netede, este prezentata in fig. V.24.

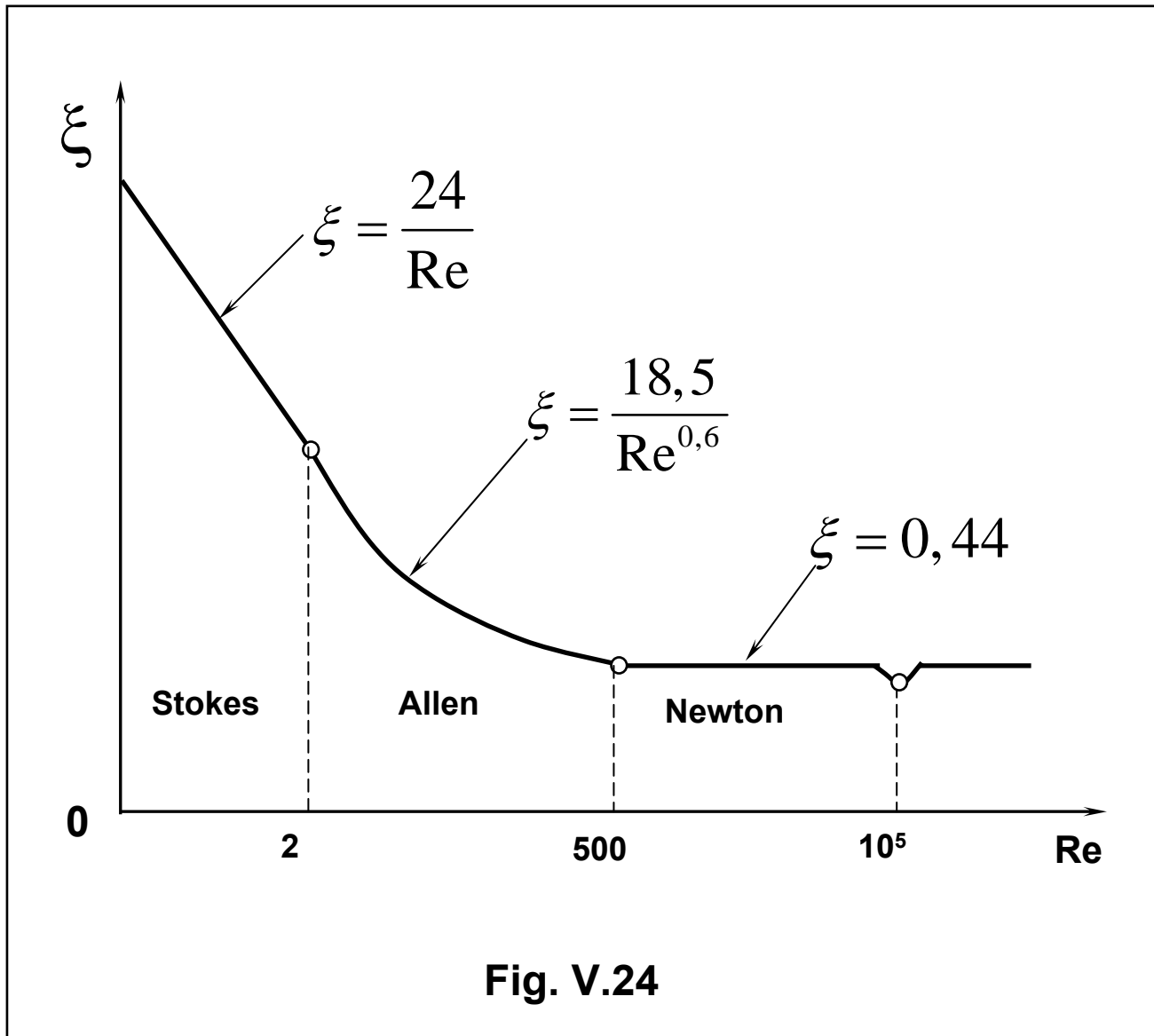


Fig. V.24

Pentru calculul vitezei de sedimentare libera se utilizeaza metoda prin incercari succesive, care presupune adoptarea unui domeniu de sedimentare, pentru care se calculeaza viteza, folosind relatia corespunzatoare,

Re = f(ξ). Dupa calcularea vitezei de sedimentare se calculeaza Reynolds pentru a verifica daca valoarea acestuia corespunde domeniului adoptat. De exemplu, daca se adopta domeniul lui Stokes, atunci:

$$\xi = \frac{24}{\text{Re}} = \frac{24\eta_c}{v_0\rho_c d} \quad (\text{V.77})$$

care inlocuit in relatia (V.75), conduce la:

$$v_0 = \frac{d^2(\rho_D - \rho_C)kg}{18\eta_C} \quad (\text{V.78})$$

Viteza de sedimentare libera poate fi determinata si din ecuatii criteriale, care dau relatia dintre **Reynolds** si **Arhimede**. Pentru a stabili forma acestor ecuatii se procedeaza astfel: se ridica la patrat relatia (V.75), obtinandu-se:

$$v_0^2 = \frac{4d(\rho_D - \rho_C)kg}{3\xi\rho_C} \quad (\text{V.79})$$

Pe de alta parte, din expresia lui Reynolds, rezulta: $Re^2 = \frac{v_0^2 \rho_C^2 d^2}{\eta_C^2}$

din care:

$$v_0^2 = \frac{Re^2 \eta_C^2}{\rho_C^2 d^2} \quad (\text{V.80})$$

Din relatiile (V.79) si (V.80), rezulta:

$$\frac{\text{Re}^2 \eta_C^2}{\rho_C^2 d^2} = \frac{4d(\rho_D - \rho_C)kg}{3\xi\rho_C} \quad (\text{V.81})$$

de unde:

$$\text{Re}^2 \xi = \frac{4d^3(\rho_D - \rho_C)\rho_C kg}{3\eta_C^2} \quad (\text{V.82})$$

Dar, criteriul lui Arhimede are expresia :

$$\text{Ar} = \frac{d^3(\rho_D - \rho_C)\rho_C g}{\eta_C^2} \quad (\text{V.83})$$

si relatia (V.82) devine:

$$\text{Re}^2 \xi = \frac{4}{3} k \text{Ar} \quad (\text{V.84})$$

Pentru sedimentare in camp gravitational ($k=1$), relatia (V.84) ia forma:

$$Ar = \frac{3}{4} \xi Re^2 \quad (\text{V.85})$$

Prin urmare, pentru valorile critice $Re = 2$ si $Re = 500$, corespund urmatoarele valori critice ale criteriului **Arhimeede**:

- pentru $Re = 2$, $Ar = \frac{3}{4} \cdot 2^2 \cdot \frac{24}{2} = 36$;

- pentru $Re = 500$, $Ar = \frac{3}{4} \cdot 500^2 \cdot \frac{18,5}{500^{0,6}} = 84.000$

Cu relatia (V.85) se stabilesc ecuatiile criteriale pentru cele trei domenii de sedimentare

- in **domeniul Stokes**, $Re \leq 2$, respectiv, $Ar \leq 36$,
rezulta:

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \frac{24}{Re} = 18 Re$$

din care:

$$Re = \frac{Ar}{18} \quad (\text{V.86})$$

-in **domeniul Allen**, $2 < Re < 500$, respectiv, $36 < Ar < 84.000$,
si:

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \frac{18,5}{Re^{0,6}}, \text{ sau:}$$

$$Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{\frac{1}{1,4}} \quad (\text{V.87})$$

-in **domeniul Newton**, $Re \geq 500$, respectiv, $Ar \geq 84.000$, si :

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \cdot 0,44$$

sau:

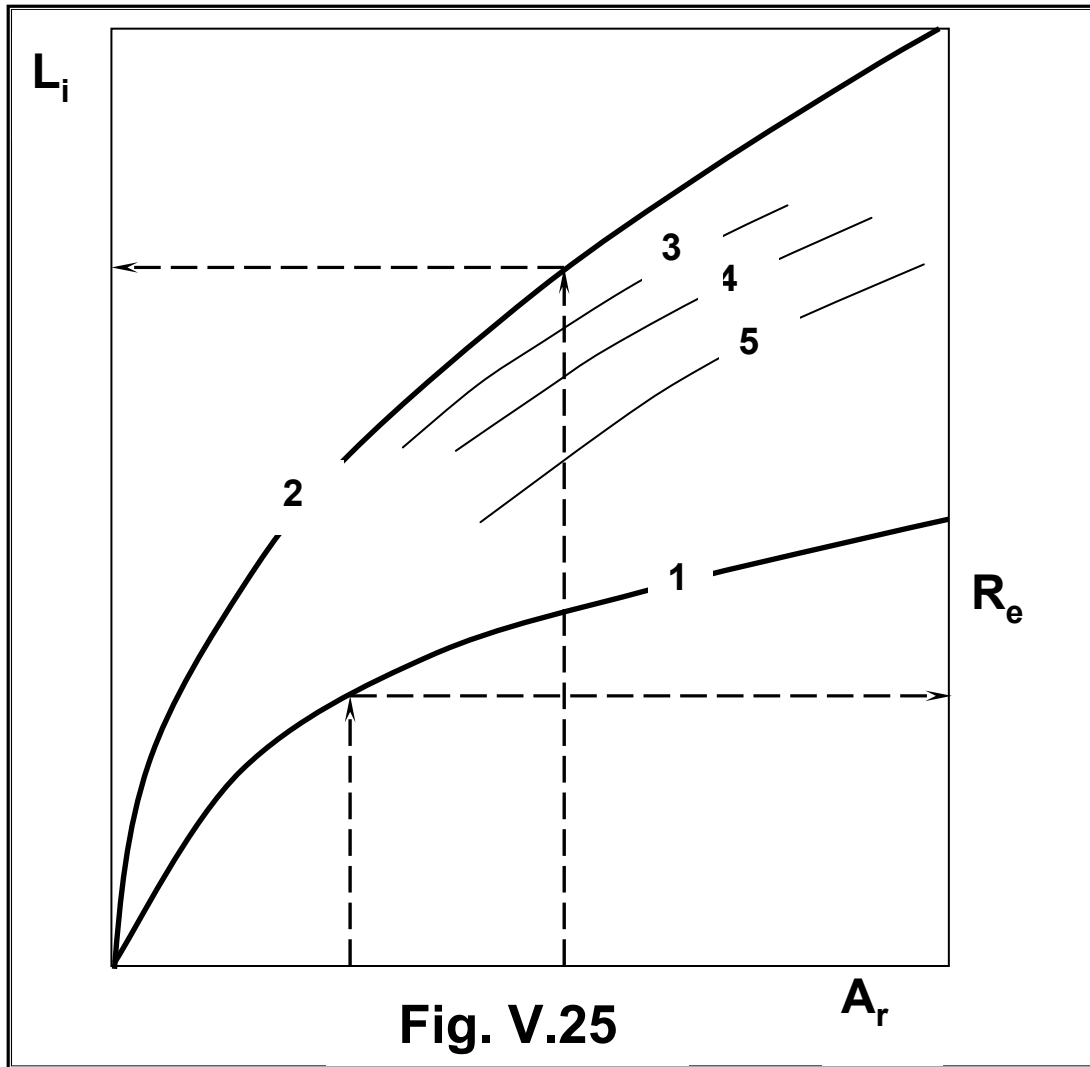
$$Re = 1,71\sqrt{Ar}$$

Utilizarea ecuatiilor criteriale se face astfel: se calculeaza valoarea criteriului Arhimede si in functie de aceasta se stabileste domeniul de sedimentare. In functie de domeniu se alege ecuatiile criteriale corespunzatoare din care se calculeaza Reynolds, apoi din expresia lui Reynolds se calculeaza viteza de sedimentare libera.

Pentru determinarea diametrului particulelor care sedimenteaza cu o anumita viteza s-a introdus criteriul lui Liascenko, definit astfel:

$$Li = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{\rho_C^3 v_0^3 d^3}{\eta_C^3} \cdot \frac{\eta_C^2}{d^3 (\rho_D - \rho_C) \rho_C g} = \frac{v_0^3 \rho_C^2}{\eta_C (\rho_D - \rho_C) g} \quad (\text{V.88})$$

Relatia dintre **Liascenko**, **Arhimede** si **Reynolds** este data sub forma unor grafice, de forma celor din fig. V.25, prezentate in manualele de specialitate. Daca se impune viteza de sedimentare, se calculeaza **Liascenko**, si din grafic se citeste valoarea corespunzatoare a lui **Arhimede**, din care se calculeaza diametrul particulelor. Curba (1) din fig. V.25 se refera la dependenta $Re = f(Ar)$, pentru particule sferice, iar curba (2) da relatia $Li = f(Ar)$, tot pentru particule sferice. Curbele (3), (4), (5) dau relatia $Li = f(Ar)$ pentru particule de alte forme decat cea sferica.



V.2.1.1 Viteza de sedimentare in suspensii concentrate.

In suspensiile concentrate miscarea particulelor solide este influentata de prezenta celorlalte particule, au loc ciocniri intre particule, se creaza un flux ascendent de lichid, in sens contrar celui de deplasare a particulelor iar gradientii de viteza sunt mai mari. In aceste conditii se poate lua in considerare o viteza de sedimentare in raport cu peretii decantorului, denumita **viteza aparenta** si o viteza de sedimentare in raport cu lichidul, denumita **viteza relativa**.

Viteza de sedimentare in suspensiile concentrate este mai mica decat viteza de sedimentare libera, adica sedimentarea este **franata**. Scaderea vitezei de sedimentare, in acest caz, poate fi exprimata, conventional, in functie de “**fractia de goluri**”, ε , a suspensiei, definita prin relatia:

$$\varepsilon = \frac{\text{volumul de lichid clar}}{\text{volumul de suspensie}} = \frac{V_s - V_p}{V_s} \quad (\mathbf{V.89})$$

in care: V_s , este volumul suspensiei iar, V_p , este volumul particulelor solide. Tinand cont de modul de definire a fractiei de goluri, este evident ca aceasta marime este dependenta de concentratia fazei solide in suspensie.

Daca se considera sedimentarea unor particule uniforme, intr-un lichid de densitate, ρ_c , si viscozitatea, η , viteza reala de sedimentare franata, v_{of} , va fi

$$v_{of} = \varepsilon v_o \quad (\text{V.90})$$

fara

in care: v_o este viteza de sedimentare a particulelor, raportata la lichid.

Variatia concentratiei suspensiei influenteaza atat densitatea suspensiei, ρ_s , cat si viscozitatea suspensiei, η_s . Se considera ca viscozitatea suspensiei se poate exprima printr-o relatie de tipul:

$$\frac{\eta}{\eta_s} = f(\varepsilon) \quad (\text{V.90 bis})$$

fara

Viteza de sedimentare, raportata la lichid se exprima tot cu relatia (**V.91**), in care insa densitatea fazei continue, ρ_c , este inlocuita cu densitatea suspensiei, ρ_s , adica:

$$v_o = \sqrt{\frac{4d(\rho_d - \rho_s)g}{3\xi\rho_s}} \quad (\text{V.91})$$

Observatie: se considera sedimentarea in camp gravitational, deci $k=1$.
Dependentata: $\xi = f(\text{Re})$ se poate exprima prin relatia generala:

$$\xi = \frac{a}{\text{Re}^b} \quad (\text{V.92})$$

in care criteriul Reynolds se calculeaza cu relatia:

$$\text{Re} = \frac{\rho_s v_o d}{\eta_s} \quad (\text{V.93})$$

sau, tinand cont de relatia **(V.90 bis)**:

$$\text{Re} = \frac{d\rho_s v_o f(\varepsilon)}{\eta} \quad (\text{V.94})$$

Prin urmare;

$$\xi = \frac{a\eta^b}{[d\rho_s v_o f(\varepsilon)]^b} \quad (\text{V.95})$$

Inlocuind expresia lui ξ , data de relatia **(V.95)** in relatia **(V.91)** dupa efectuarea calculelor, se obtine:

$$v_o = \left\{ \frac{4d^{1+b}(\rho_D - \rho_s)[f(\varepsilon)]^b g}{3a\eta^b \rho_s^{1-b}} \right\}^{\frac{1}{2-b}} \quad (\text{V.96})$$

Tinand cont de relatia **(V.90 bis)** viteza de sedimentare franata, se exprima prin relatia:

fara

$$V_{of} = \left\{ \frac{4d^{1+b}\varepsilon^{2-b}(\rho_D - \rho_s)[f(\varepsilon)]^b g}{3a\eta^b \rho_s^{1-b}} \right\}^{\frac{1}{2-b}} \quad (\text{V.96-bis})$$

Pentru sedimentarea in domeniul Stokes ($Re < 2$), $a = 24$, iar $b = 1$, si relatia **(V.96)** , devine:

$$V_{of} = \frac{d^2(\rho_D - \rho_s)g\varepsilon f(\varepsilon)}{18\eta} \quad (\text{V.97})$$

Datele experimentale obtinute de Steinour (citat dupa [8]), obtinute la sedimentarea in domeniul laminar a unor particule fine si uniforme, au permis stabilirea urmatoarei corelatii:

$$f(\varepsilon) = \varepsilon \cdot 10^{-1,82(1-\varepsilon)} \quad (\text{V.98})$$

Pentru suspensii grosiere, cand diametrul particulelor, $d > 50 \mu\text{m}$, se recomanda relatia [8];

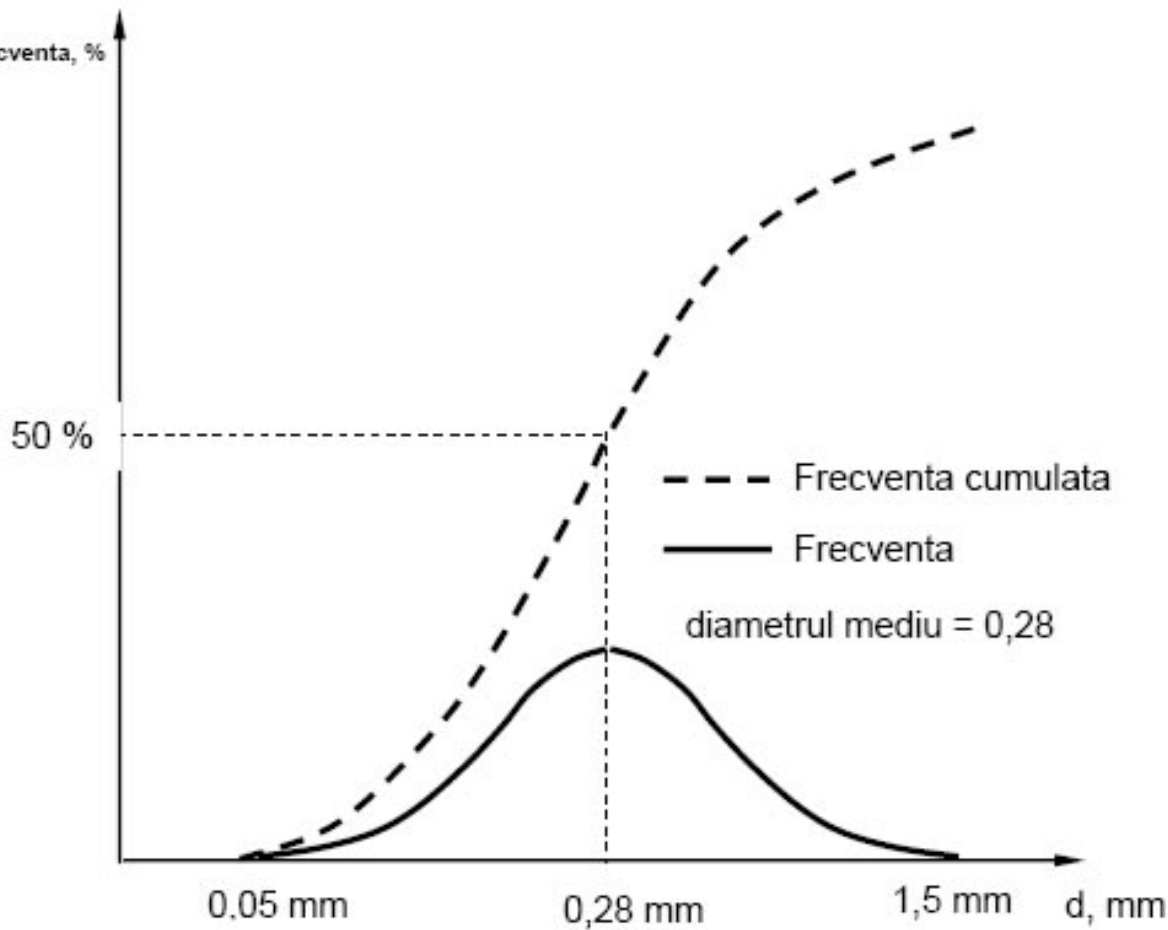
$$v_{\text{of}} = v_o \varepsilon^n \quad (\text{V.99})$$

in care, exponentul, n , are valoarea $n = 4,6$, la sedimentarea particulelor sferice, in apa, pentru $Re < 2$, respectiv, $n = 2,4$, pentru $Re > 500$. Pentru domeniul $2 < Re < 500$, n , este functie de criteriul Reynolds.

Pentru calculul vitezei de sedimentare trebuie cunoscut diametrul particulelor, d . Daca nu se dispune de valori masurate prin tehnica microscopica, se pot utiliza reprezentarile din fig. **V.26**, care dau distributia dimensiunilor particulelor solide, in efluentii rezultati la tabacarii [1].

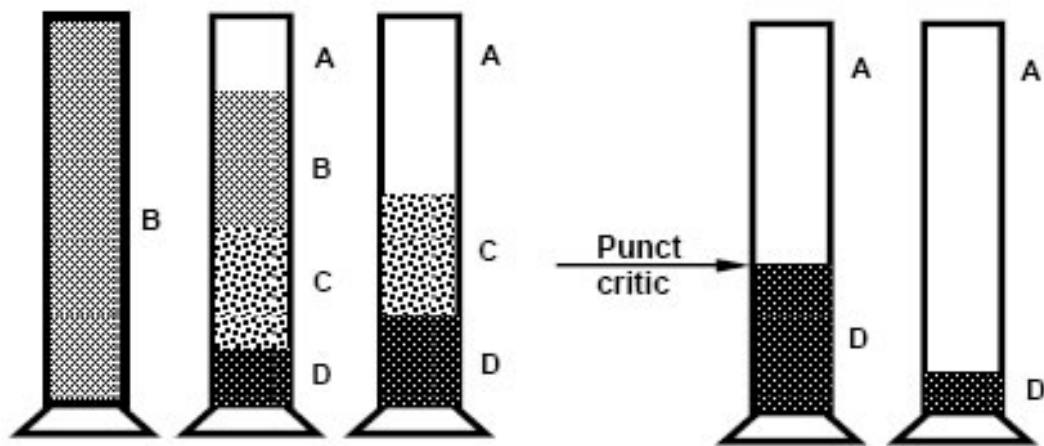
Diferentele mari intre comportarea diferitelor suspensii concentrate, complexitatea fenomenelor care au loc in timpul sedimentarii, impun utilizarea relatiilor prezentate anterior, cu mare atentie si numai in conditiile precizate. Din acest motiv se recomanda determinarea experimentală a vitezei de sedimentare, pentru sistemul eterogen considerat. In acest scop, se traseaza din determinari experimentale, curba de sedimentare, care reprezinta prin variatia inaltimii stratului de suspensie dintr-un cilindru

fara



fara

Fig.V.26 Distributia dimensiunilor particulelor solide in efluentii de la tabacarii.



fara

Fig.IV V.27 edimentarea particulelor solide in: a) suspensii concentrate cu particule grauntoase: b) suspensii cu flocoane imbibate cu lichid.

La sedimentarea unor suspensii in cilindrii cu inaltimea relativ mare, se observa ca, in functie de caracteristicile suspensiei, pe inaltimea cilindrului pot exista mai multe zone (fig. **V.27**)

- zona **A**, la partea superioara, formata din lichid clar;
- zona **B**, formata dintr-un strat de suspensie de concentratie uniforma, egala cu concentratia suspensiei initiale;
- zona **C**, formata dintr-un strat de suspensie cu concentratie variabila;
- zona **D**, formata din stratul de sediment, de la baza cilindrului.

fara

Grosimea straturilor **A** si **D** creste cu durata sedimentarii iar grosimea straturilor **B** si **C** scade in timpul sedimentarii, astfel incat la sfarsitul sedimentarii raman numai primul si ultimul strat..

O suspensie concentrata cu particule grauntoase, sedimenteaza avand initial o perioada scurta de accelerare, apoi cu viteza constanta pana la disparitia stratului **B**, cand stratul de lichid atinge stratul **C**, in care concentratia este variabila. Din acest moment sedimentarea are loc cu viteza descrescatoare, pana se atinge asa numitul **punct critic** al sedimentarii, cand stratul **A** atinge stratul **D** (fig. **V.27,a**). Dupa atingerea punctului critic, sedimentarea determina compactizarea sedimentului din zona **D**, cand se considera ca lichidul curge printr-un strat fix, cu permeabilitate descrescatoare.

fara

Intr-o suspensie concentrata negrauntoasa, cu flocoane imbimate cu lichid (cazul cel mai frecvent intalnit la tratarea chimica si biologica a efluentilor de la tabacarii), in care particulele se asociaza si se influenteaza reciproc, viteza de sedimentare descreste continuu, pe toata durata sedimentarii, zona **C**, extinzandu-se intre straturile **A** si **D**, (fig. **V.27,b**).

Viteza de sedimentare se determina experimental, cu suspensii in tuburi transparente, masurand la diversi timpi, inaltimea stratului de suspensie, H_s . Viteza de sedimentare, la un moment dat, se calculeaza ca raport intre inaltimea stratului de suspensie si durata de sedimentarii. Inaltimea curenta a stratului de suspensie, este data de relatia:

$$H_s = H_o - (H_{lc} + H_{sed}) \quad (\mathbf{V.100})$$

in care: H_o , este inaltimea initiala a suspensiei in cilindru, H_{lc} , este inaltimea stratului de lichid clar, la momentul considerat, iar H_{sed} , este inaltimea stratului de sediment.

Pentru proiectarea și operarea utilajelor de sedimentare a suspensiilor concentrate, se stabilește, în laborator, curba de sedimentare, dată de variația H , a interfeței lichidului clar cu suspensia, în funcție de durata de sedimentare. Alura acestei curbe depinde de comportarea suspensiei. În fig. **V.28** se prezintă curbele de sedimentare, pentru două comportări diferite ale suspensiilor.

Pentru suspensiile grauntoase, variația în timp a înălțimii, H , este la început liniară, ceea ce indică o viteză de sedimentare constantă, până la $H = H_{cr}$, după care viteză de sedimentare scade. Dintr-o parte, pentru suspensiile cu flocoane, viteză de sedimentare descrește continuu, începând cu momentul inițial al sedimentării.

O mărime importantă, pentru dimensionarea decantoarelor continue, este **timpul de retenție**, θ , care reprezintă timpul necesar concentrației suspensiei să treacă de la valoarea critică (când toate particulele solide sunt în zona de compresie), la o valoare dorită. Acest timp este utilizat pentru calculul înălțimii zonei de compresie a namolului în decantor, care se utilizează la calculul înălțimii totale a decantorului.

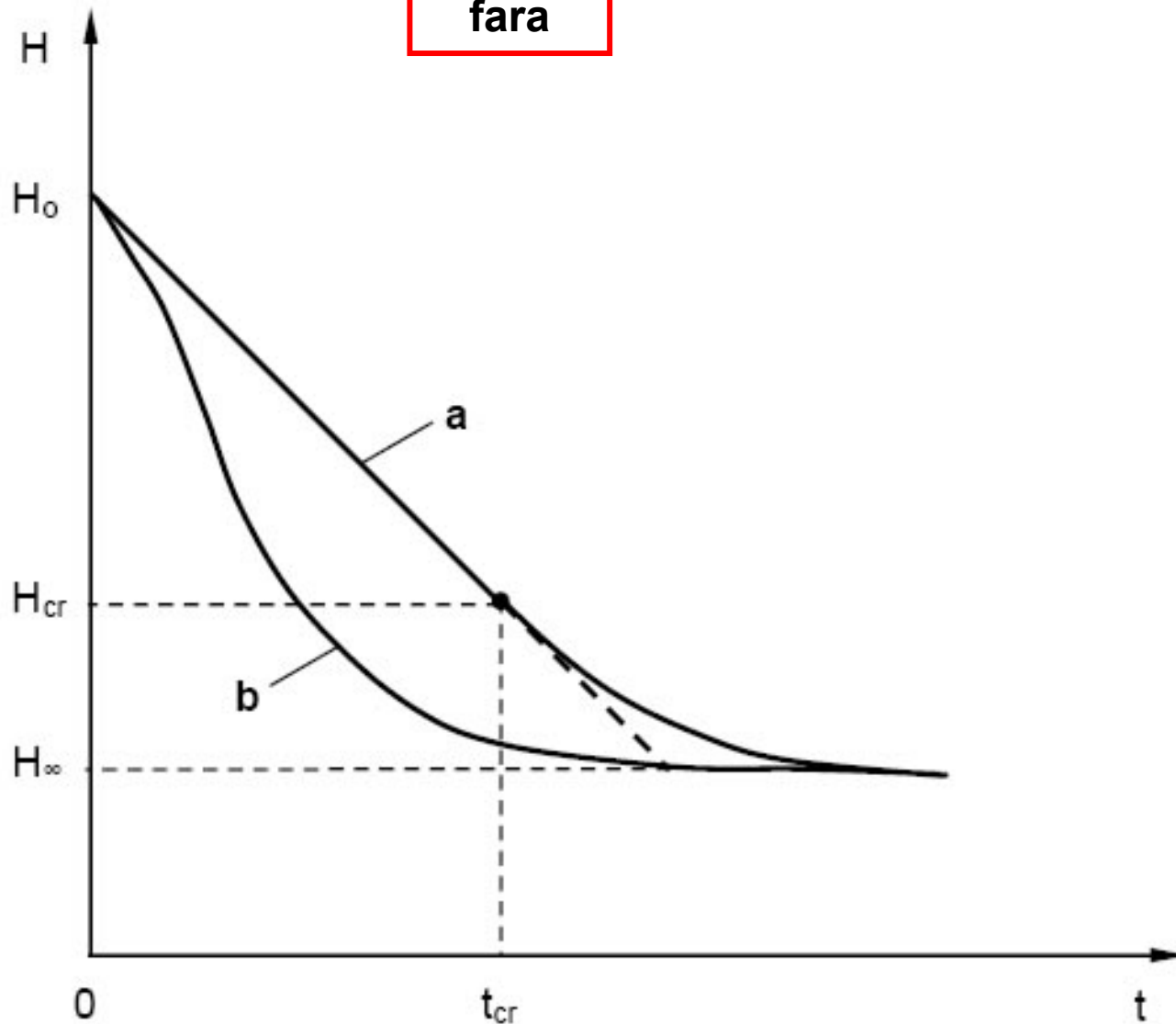


Fig. V.28 Curba de sedimentare: a – pentru suspensii grauntoase; b – pentru suspensii cu flocoane.

Concentratia sedimentului dintr-un decantor continuu depinde de inaltimea zonei de compresie sau de timpul de retinere (stationare) a solidului in aceasta zona. Timpul de retinere pentru atingerea unei concentratii impuse a sedimentului (care poate fi exprimata, indirect, si prin inaltimea zonei de compresie) se poate determina experimental, prin sedimentare in tuburi verticale, utilizand o suspensie a carei concentratie initiala este egala cu concentratia critica. In aceste conditii curba de sedimentare porneste de la punctul critic, ceea ce inseamna ca aceasta reprezinta **curba de compresie**, obtinuta in conditiile in care toate particulele solide au intrat in zona de compresie simultan. Timpul necesar (in acest experiment de sedimentare discontinua) pentru ca sedimentul sa treaca de la starea corespunzatoare concentratiei critice la concentratia dorita a sedimentului evacuat dintr-un decantor, poate fi asimilat cu **timpul de retinere** al solidului, intr-un decantor continuu. Aceasta presupune ca sedimentul de la baza unui decantor continuu are, in orice moment, concentratia medie a zonei de compresie, din experimentul de sedimentare discontinua, corespunzatoare la un timp egal cu timpul de retinere a solidului intr-un decantor continuu. Altfel zis, concentratia sedimentului la

fara

baza decantorului continuu (egala cu cea a sedimentului evacuat din decantor) depinde numai de durata de stationare a solidului in zona de compresie.

Daca se urmareste variatia in timp a inaltimii zonei de compresie, alura curbei de compresie indica o descrestere a vitezei de sedimentare. Variatia in timp a inaltimii zonei de compresie, poate fi exprimata prin relatia [14]:

$$-\frac{dH}{dt} = k(H - H_{\infty}) \quad (\text{V.101})$$

in care: H , este inaltimea zonei de compresie la timpul t , H_{∞} , este inaltimea zonei de compresie la timp infinit, iar k , este o constanta specifica fiecarei suspensii.

Ecuatia diferentiala (V.101) se integreaza intre limitele:

$$-\int_{H_c}^H \frac{dH}{H - H_{\infty}} = k \int_0^t dt \quad (\text{V.102})$$

obtinandu-se:

fara

$$\ln \frac{H - H_{\infty}}{H_c - H_{\infty}} = -kt \quad (\text{V.103})$$

in care, H_c , este inaltimea zonei de compresie, la concentratia critica.

Constanta, k , este egala cu panta reprezentarii: $\ln \frac{H - H_{\infty}}{H_0 - H_{\infty}} = f(t)$ si poate fi

obtinuta grafic, sau prin corelarea analitica a datelor experimentale, prin metoda celor mai mici patrate.

Daca experimentarile de sedimentare discontinua, in tuburi verticale, se efectueaza cu suspensii a caror concentratie initiala este mai mica decat concentratia critica, in timpul sedimentarii se formeaza zona de compresie si la timpul corespunzator punctului critic (cand zona de lichid clar atinge zona sedimentului), concentratia medie a zonei de compresie va fi mai mare decat concentratia critica, deoarece aceasta zona este formata din straturi care au fost supuse compresiei, inainte de atingerea punctului critic.

Pentru a obtine timpul necesar trecerii de la concentratia critica la o concentratie dorita a sedimentului evacuat din decantor, se traseaza, in coordonate semilogaritmice, variatia raportului $(H-H_{\infty})/(H_0-H_{\infty})$, in functie de

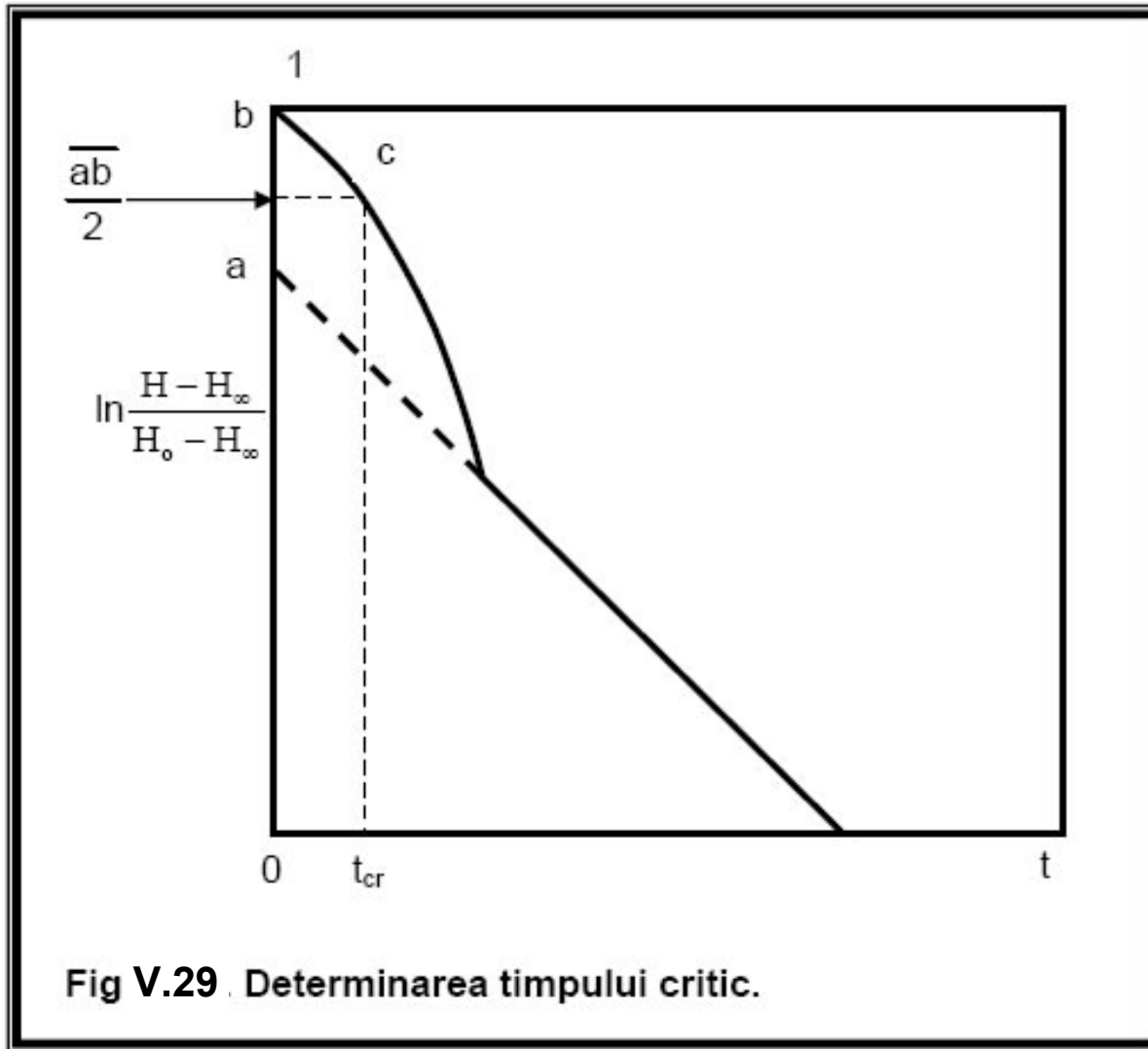


Fig V.29. Determinarea timpului critic.

fara

fara

Se extrapoleaza portiunea dreapta (curba de compresie) pana la timpul, $t=0$, dupa care se duce o paralela la abscisa, la jumatatea segmentului \overline{ab} , pana la curba de sedimentare. Abscisa punctului, c , reprezinta timpul critic, t_{cr} , la care toate particulele solide au intrat in zona de compresie.

$$\theta = t - t_{cr} \quad (\text{V.104})$$

in care: t , este timpul la care sedimentul atinge concentratia impusa sau timpul la care zona de compresie atinge inaltimea impusa, H . Prin urmare, daca se impune H , timpul, t , se calculeaza din relatia (**V.103**) sau se determina din grafice de tipul celor prezentate in fig. **V.29** (trasate din date experimentale).

V.2.2. Separarea sistemelor eterogene gaz – solid

Separarea particulelor solide dintr-un curent de gaz se face fie in scopul recuperarii fazei solide fie pentru purificarea gazului.

Eficacitatea (randamentul) unei instalatii de separare este definita prin raportul:

$$\eta = \frac{M_{\text{retinut}}}{M_{\text{intrat}}} \quad (\text{V.105})$$

in care: M_{retinut} , este masa solidului retinut in utilajul de separare iar, M_{intrat} , este masa solidului intrat in utilaj, impreuna cu gazul.

Separarea solidelor din gaze se poate realiza prin urmatoarele metode:

-separarea mecanica (uscata);

-separarea umeda (spalarea gazelor), care se realizeaza fie prin barbotarea gazului printr-un lichid, fie prin stropirea gazului cu un lichid;

-filtrarea gazelor;

-separarea in camp electric (filtrarea electrica);

-separarea prin aglomerare si coalescenta in camp de ultrasunete.

V.2.2.1. Utilaje pentru separarea mecanica (uscata) a sistemelor eterogene gaz-solid

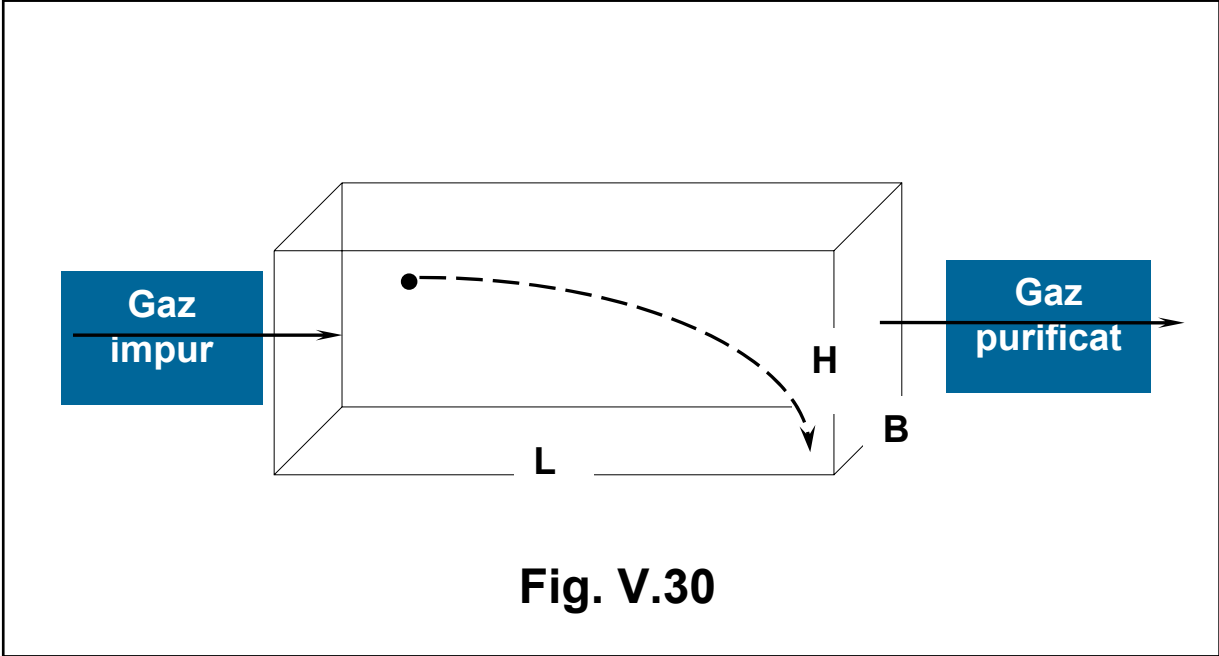
Aceste utilaje realizeaza separarea solidului din gaz ca rezultat al actiunii diferite asupra solidului si a gazului a unor forte, cum ar fi: gravitatie, forta de inertie sau forta centrifuga.

V.2.2.1.1. Camere de desprafuire

Camerele de desprafuire realizeaza separarea fazelor sistemului eterogen gaz-solid prin sedimentarea solidului in camp gravitational. O camera de desprafuire este o incinta de forma paralelipipedica ale carei dimensiuni se determina in functie de debitul de gaz si de viteza de sedimentare. Dupa patrunderea gazului impur in camera, datorita sectiunii mari a acesteia, viteza gazului scade foarte mult si particulele solide se depun la baza prin sedimentare in camp gravitational.

Conditia ca particulele sa se depuna inainte ca gazul sa paraseasca camera este ca **timpul de sedimentare**, t_0 , sa fie mai mic sau cel mult egal cu **timpul de stationare** al gazului in camera, t . Timpul de sedimentare depinde de viteza de sedimentare, v_0 , si de inaltimea camerei, H , (fig.V.30).

$$t_0 = \frac{H}{v_0} \quad (\text{V.106})$$



Viteza de deplasare gazului in camera se calculeaza din debitul de gaz, tinand cont ca sectiunea de curgere este egala cu $B \times H$:

$$v = \frac{M_v}{B \cdot H} \quad (\text{V.107})$$

iar timpul de stationare va fi:

$$t = \frac{L}{v} = \frac{L}{M_v} \cdot B \cdot H \quad (\text{V.108})$$

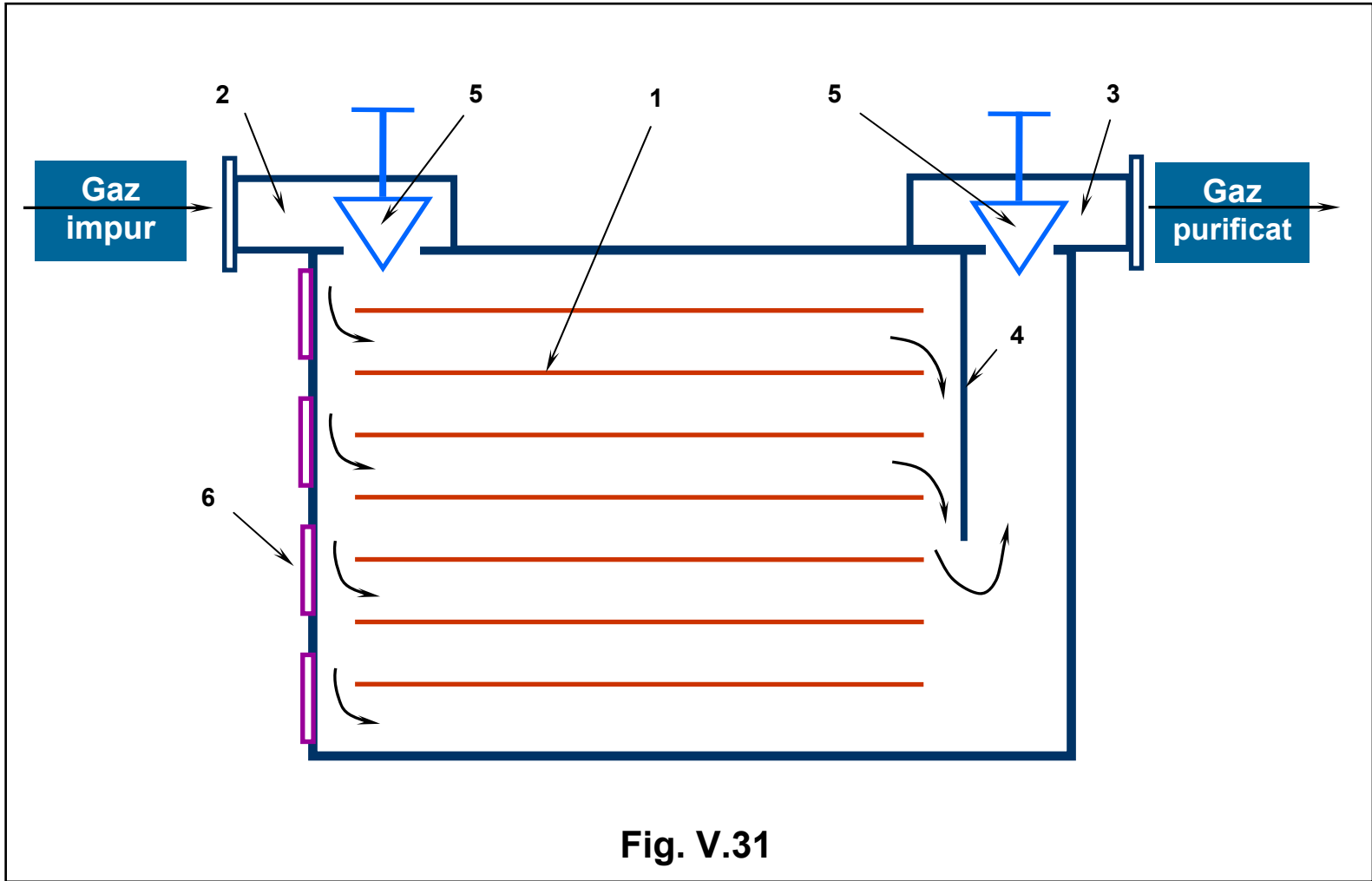
Considerand la limita, $t_0 = t$, din relatiile (V.106) si (V.108), rezulta:

$$\frac{H}{v_0} = \frac{L}{M_v} \cdot B \cdot H \quad (\text{V.109})$$

sau:

$$M_v = B \cdot L \cdot v_0 \quad (\text{V.110})$$

Prin urmare productivitatea camerei de desprafuire depinde numai de viteza de sedimentare si de suprafata de depunere si nu depinde de inaltimea ei. Acest argument sta la baza construirii camerelor de desprafuire cu polite (fig. V.31), in care suprafata de depunere este marita prin montarea in camera a mai multor polite orizontale, distantate la 50-100 mm.



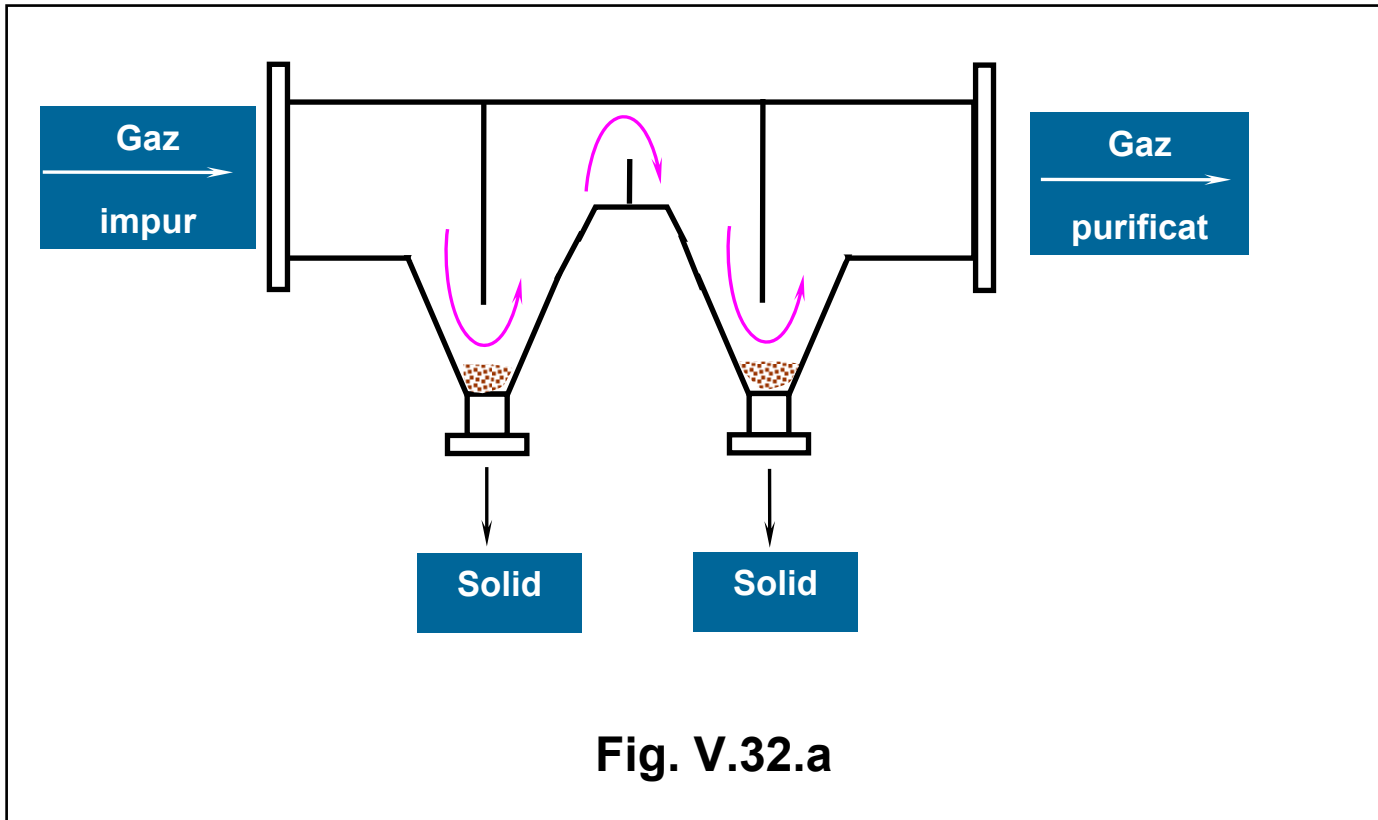
Curentul de gaz intra in camera prin racordul (2), se distribuie intre politele (1) si paraseste camera prin racordul (3). Peretele (sicana) (4) asigura distribuirea uniforma a gazului intre polite. Debitul de gaz se regleaza cu registrele (5). Solidul depus pe polite este indepartat, periodic, prin portitele (6). Viteza gazului intre polite este in jur de 0,2 m/s.

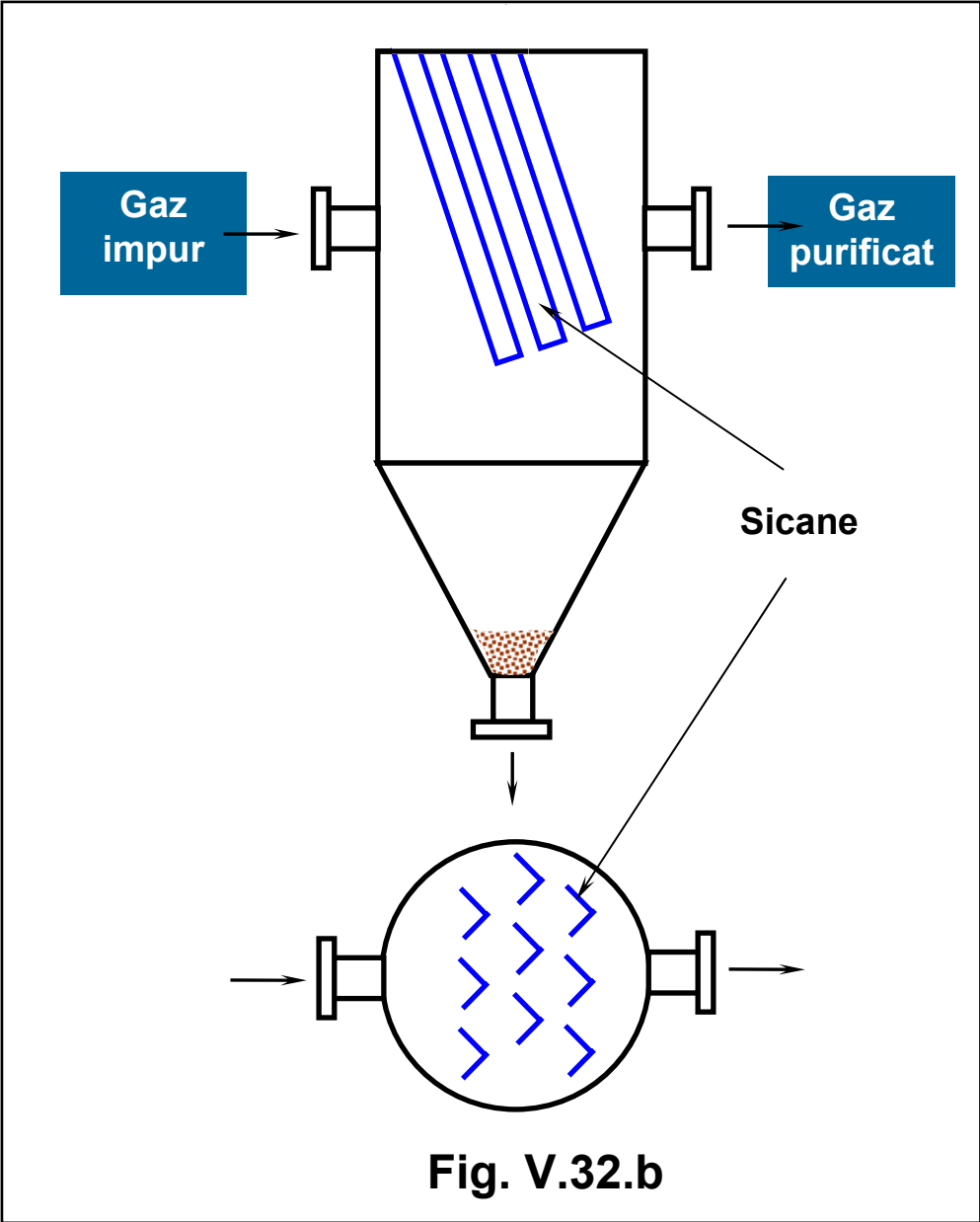
Camerele de desprafuire pot prelucra debite mari de gaz, dar au dezavantajul unor dimensiuni de gabarit mari si a unei eficacitati destul de reduse, cuprinsa intre 40-70%.

V.2.2.1.2. Separatoare gaz-solid inertiiale

Principiul pe care se bazeaza functionarea acestor separatoare este pierderea cantitatii de miscare a particulelor solide la impactul acestora cu un obstacol solid. Solidul avand densitatea mult mai mare decat gazul are si inertia mult mai mare. In aceste conditii daca in calea amestecului gaz-solid se interpun o serie de sicane, gazul avand inertia mai mica le ocoleste in timp ce particulele solide au tendinta de a-si pastra directia de deplasare, ciocnindu-se de acestea. La impactul cu sicana solidul isi pierde o mare parte din cantitatea de miscare si cade la partea inferioara a separatorului.

In practica industriala se utilizeaza diverse tipuri constructive de separatoare inertiiale, dintre care doua sunt prezentate in fig. 32.a si 32.b. Principalul dezavantaj al acestor separatoare consta in aceea ca au o rezistenta hidrodinamica mare ceea ce determina un consum de energie ridicat pentru vehicularea gazului.





V.2.2.1.3. Purificarea gazelor in camp centrifug. Cicloane

Pentru a se mari viteza de sedimentare si pentru o purificare mai avansata a gazelor cel mai adesea se foloseste actiunea fortei centrifuge. Cel mai reprezentativ utilaj care functioneaza pe principiul sedimentarii in camp centrifugal este **cicloul**. In ciclou viteza de sedimentare este de 5-2500 de ori mai mare decat in camera de desprafuire. In ciclou se pot separa particule solide sau picaturi de lichid cu diametrul mai mare decat $5\mu\text{m}$. Aceste separatoare pot lucra la temperaturi ridicate (de pana la $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$) si la presiuni de pana la 500 at.

In principal, cicloul este format dintr-un corp cilindric prevazut cu un capac la partea superioara si care se continua cu un trunchi de con la partea inferioara (fig.V.33). Gazul este introdus in ciclou in zona cilindrica, printr-un racord care are sectiunea dreptunghiulara. In axul corpului cicloului se afla un tub central care serveste la evacuarea gazului purificat.

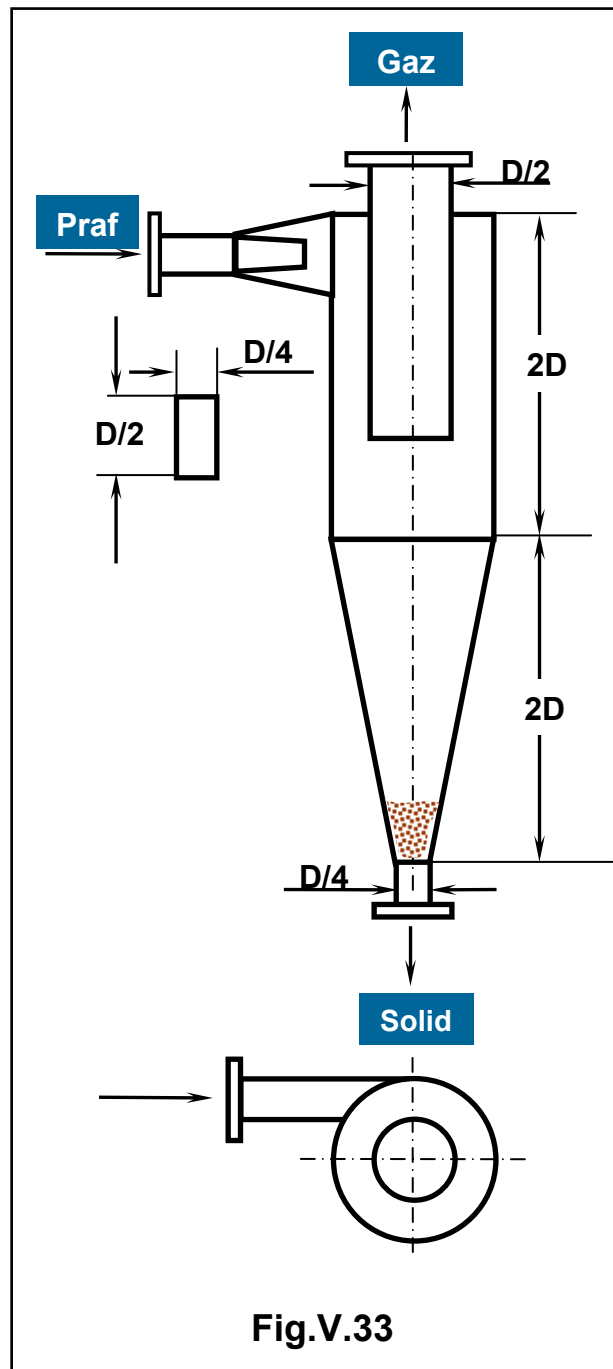


Fig.V.33

Prin introducerea tangentiala a gazului in ciclon acesta primeste o miscare de rotatie in spatiul dintre tubul central si corpul cilindric al ciclonului. Datorita miscarii de rotatie forta centrifuga care se manifesta actioneaza diferentiat asupra particulelor si a gazului, datorita diferentei de densitate. Forta centrifuga care actioneaza asupra particulelor este mult mai mare decat cea care actioneaza asupra gazului si particulele se deplaseaza mai rapid spre peretele interior al ciclonului, se ciocnesc de acesta pierzand o mare parte din cantitatea lor de miscare si cad la partea inferioara. Gazul separat de solid iese din ciclon pe la partea superioara prin tubul central.

Dimensiunile celor mai importante parti componente ale ciclonului reprezinta parti din diametrul ciclonului, D , (asa cum rezulta si din fig. V.33) si de aceea dimensionarea ciclonului presupune, in principal, calculul diametrului acestuia. Pentru aceasta se foloseste expresia caderii de presiune din ciclon:

$$\Delta P = \xi \cdot \rho \cdot \frac{v_c^2}{2} \quad (\text{V.111})$$

in care: ξ , este coeficientul de rezistenta al ciclonului, ρ ,este densitatea gazului iar, v_c , este o viteza conventionala.

Coeficientul de rezistenta este tabelat in functie de tipul constructiv de ciclon, avand valori cuprinse intre 100-200. Pentru calculul diametrului se adopta raportul:

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 600 - 800 \quad (\text{V.112})$$

si din relatia (V.111) se calculeaza *viteza conventionala*, care are valori cuprinse intre 2,4-4 m/s, care se utilizeaza in ecuatia debitului, din care se calculeaza diametrul ciclonului:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot M_v}{\pi \cdot v_c}} \quad (\text{V.113})$$

Se demonstreaza ca diametrul celor mai mici particule care se pot separa in ciclon este cu atat mai mic cu cat diametrul ciclonului este mai mic si viteza tangentiala a gazului , v , este mai mare. Totusi daca diametrul scade mult, creste rezistenta hidrodinamica a ciclonului si scade productivitatea.

Pentru stabilirea diametrului celor mai mici particule, d_m , care vor sedimenta cu viteza, v_{0m} , se considera ca sedimentarea are loc in domeniul Stokes, si deci:

$$v_{0m} = \frac{d_m^2 \cdot \rho_D \cdot k \cdot g}{18 \cdot \eta_C} \quad (\text{V.114})$$

Dar, prin definitie, factorul de separare, k , este dat de raportul:

$$k = \frac{F_c}{F_g} = \frac{m \cdot \omega^2 \cdot R}{m \cdot g} = \frac{v^2}{R \cdot g} \quad (\text{V.115})$$

unde: $v = \omega \cdot R$, si deci ecuatiya (V.115) devine:

$$v_{0m} = \frac{d_m^2 \cdot \rho_D \cdot v^2}{18 \cdot \eta_C \cdot R} \quad (\text{V.116})$$

Conditia ca in ciclon sa se realizeze separarea particulei este ca timpul de stationare sa fie mai mare, cel mult egal cu timpul de sedimentare:

$$t \geq t_0 \quad (\text{V.117})$$

in care timpul de stationare, t , este dat de relatia:

$$t = \frac{\text{lungimea traseului particulei}}{\text{viteza tangentiala}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot n \cdot R}{v} \quad (\text{V.118})$$

in care, n , este numarul de rotatii pana la impactul dintre particula si perete (de obicei $n > 1,5$). Timpul de sedimentare, t_0 , este, pentru ciclonul cu dimensiunile prezentat in fig.V.29:

$$t_0 = \frac{D}{4 \cdot v_{0m}} = \frac{R}{2 \cdot v_{0m}} \quad (\text{V.119})$$

Din relatia (V.117), rezulta ca la limita:

$$\frac{2 \cdot \pi \cdot n \cdot R}{v} = \frac{R}{2 \cdot v_{0m}} \quad (\text{V.120})$$

sau:

$$\frac{2 \cdot \pi \cdot n \cdot R}{v} = \frac{18 \cdot R^2 \cdot \eta_c}{2 \cdot d_m^2 \cdot \rho_D \cdot v^2} \quad (\text{V.121})$$

de unde:

$$d_m = 3 \sqrt{\frac{\eta_c \cdot R}{\rho_D \cdot v \cdot 2 \cdot \pi \cdot n}} \quad (\text{V.122})$$

Din relatia (V.122) rezulta ca diametrul minim al particulelor care se separa in ciclon este cu atat mai mic cu cat raza ciclonului este mai mica, si viteza tangentiala a gazului, v , este mai mare.

Pentru a nu se micșora productivitatea ciclonului, prin scăderea diametrului, s-au construit **multicicloane** (fig. V.34) și **baterii de cicloane** (fig. V.35).

Multiciclonul este un ansamblu de cicloane cu diametru mic montate într-o incintă paralelipipedică.

Pentru imprimarea mișcării spiralate a gazului, în locul racordurilor tangențiale, tuburile centrale sunt prevăzute la exterior cu benzi elicoidale. Diametrul unui astfel de ciclon este cuprins între 150-200 mm, ceea ce permite separarea unor particule cu diametrul mai mare decât $1\mu\text{m}$.

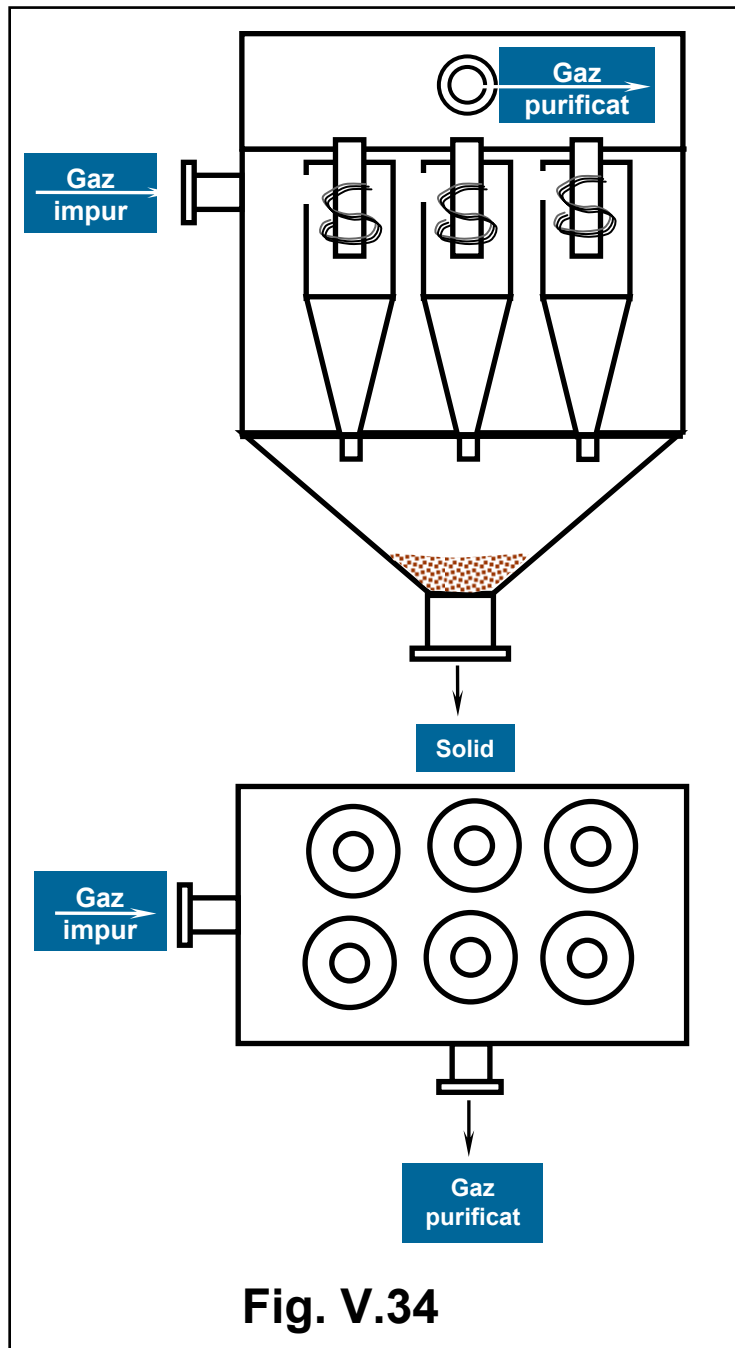
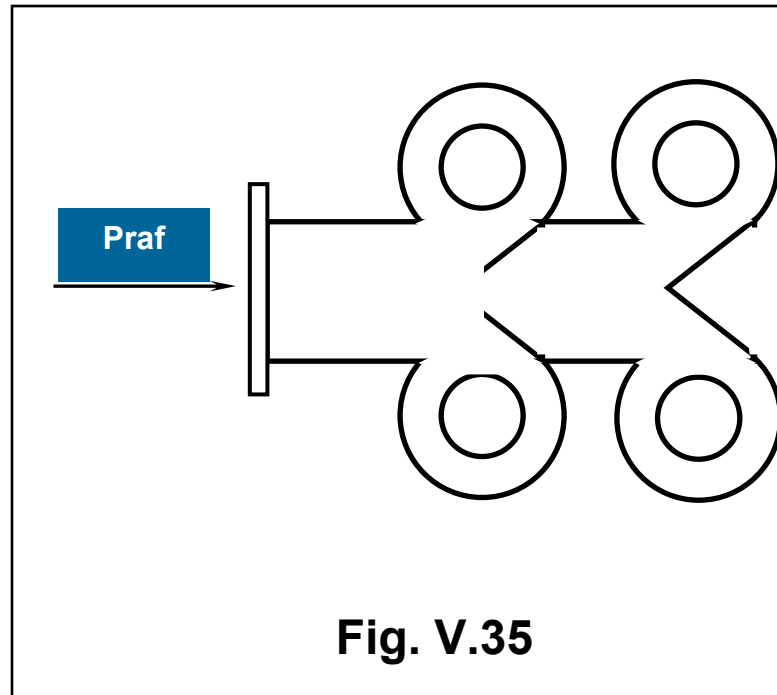


Fig. V.34

Bateria de cicloane este formata din mai multe cicloane legate la o conducta de alimentare comuna.



V.2.2.1.4. Purificarea gazelor prin filtrare.

Separarea prin filtrare consta in retinerea particulelor solide pe suprafata si in porii unui material poros, denumit **mediu filtrant**. Cel mai reprezentativ utilaj din aceasta categorie este **filtrul cu saci** (fig.V.36).

Un astfel de filtru este construit, in principal, dintr-o placa perforata (1) pe care sunt fixati sacii (2) de forma cilindrica. Capetele superioare ale sacilor sunt inchise si sunt agatate de un cadru (3) legat la un dispozitiv de scuturare (4). Solidul este retinut in interiorul sacilor, de unde prin scuturare cade la partea inferioara. Materialele din care se confectioneaza sacii se aleg in functie de temperatura gazului: **bumbac**, pentru temperaturi de pana la 70-80 °C, **lana**, la temperaturi de 80-90 °C, **fire poliamidice**, pentru temperaturi

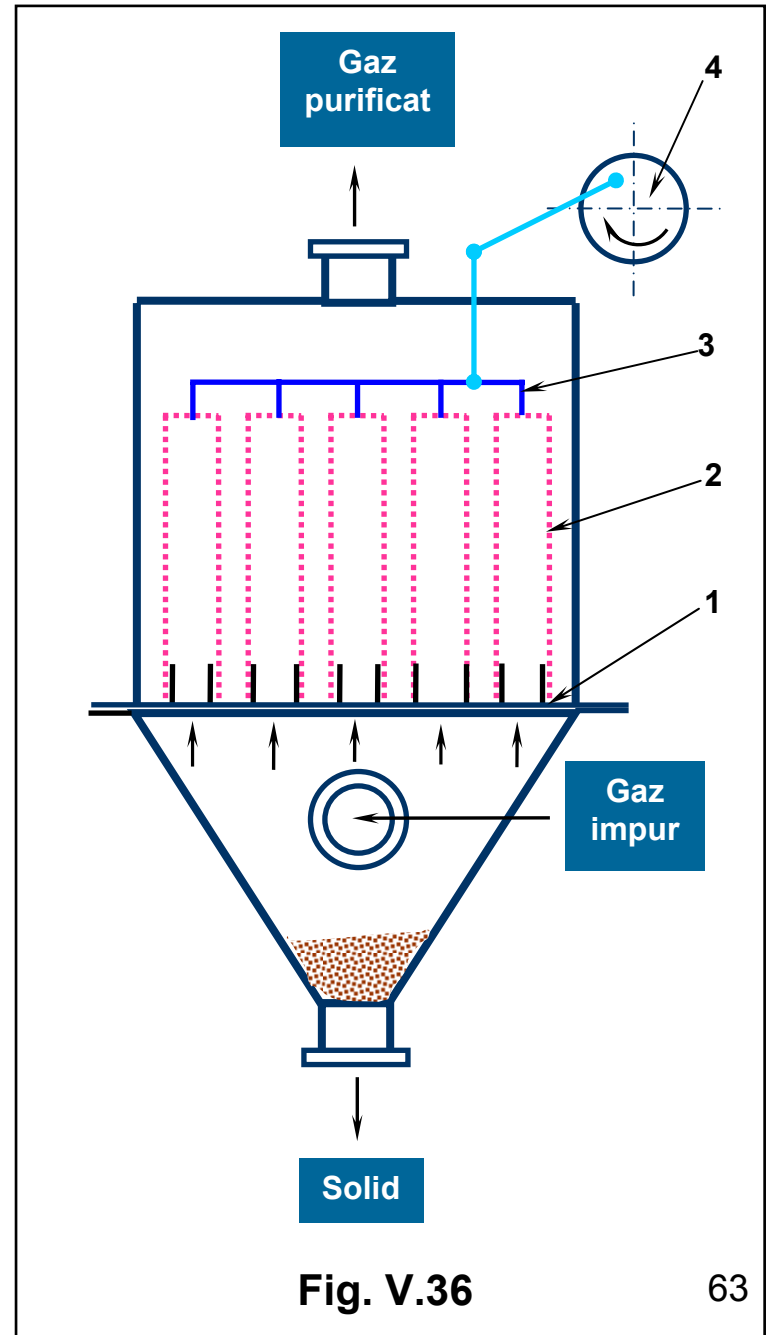


Fig. V.36

de pana la 210 °C sau **tesaturi metalice** pentru temperaturi de pana la 500 °C. Aceste filtre asigura un grad de separare foarte bun, cuprins intre 99-99,8 %, dar prezinta dezavantajul ca nu pot fi utilizate la filtrarea gazelor umede, deoarece prin umezire sacii se colmateaza.

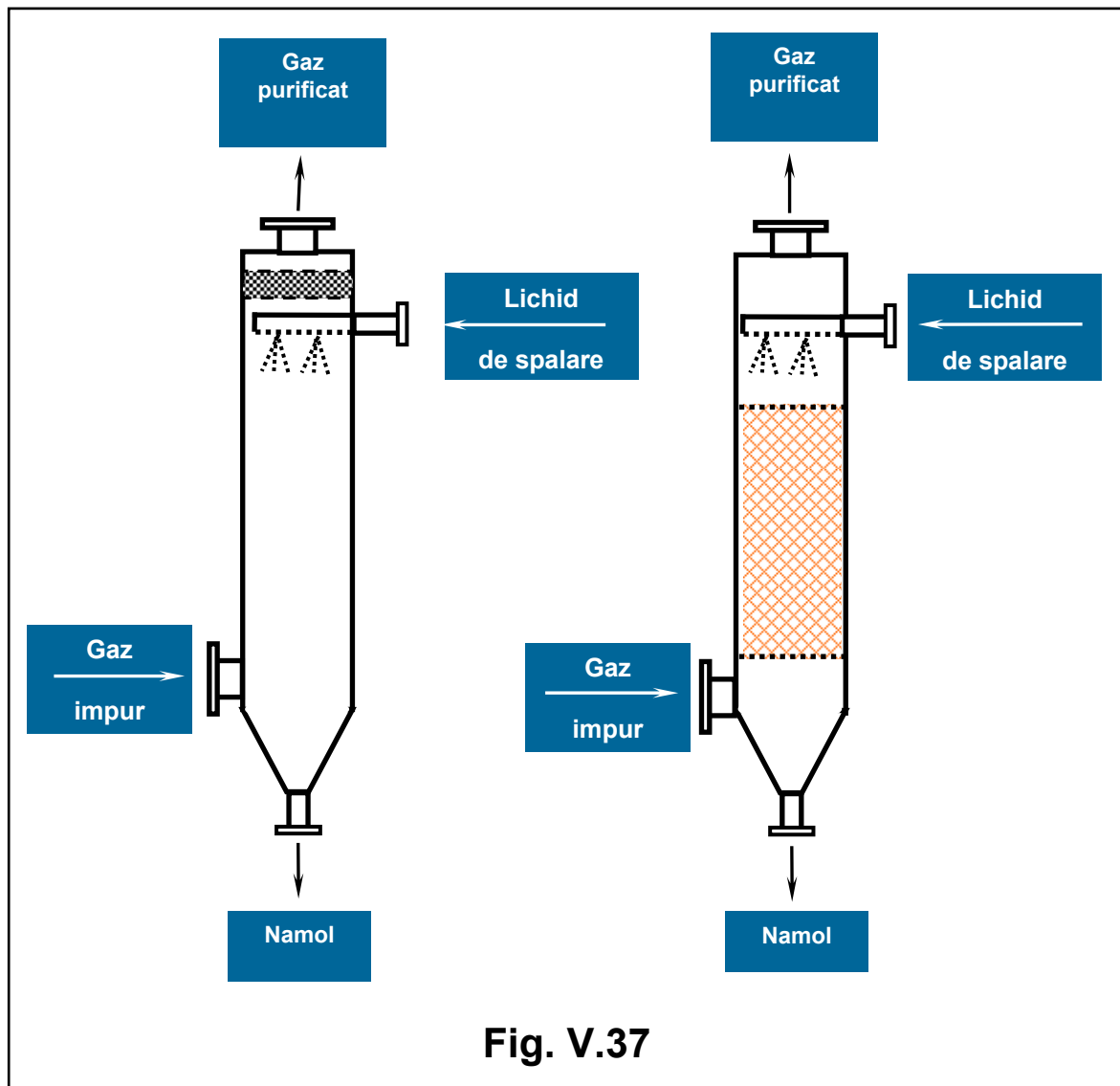
V.2.2.2. Utilaje pentru separarea umeda a sistemelor eterogene gaz-solid

Purificarea umeda, denumita si *spalarea gazelor* se utilizeaza in cazul in care gazul contine particule foarte fine de solid, care nu pot fi separate prin metode uscate. Principiul separarii umede consta in contactarea gazului impur cu un lichid de spalare – cel mai adesea apa – care umezind particulele, determina cresterea fortelor de suprafata, ceea ce provoaca aglomerarea particulelor si separarea lor din gaz.

Contactarea dintre gaz și lichid se poate realiza fie prin barbotarea gazului în lichid fie prin dispersarea (pulverizarea) lichidului în gaz.

În practica industrială sunt utilizate diverse tipuri de spalatoare pentru gaze. Cele mai simple sunt turnurile de spalare, denumite și **scrubere**, care sunt coloane cilindrice, goale la interior sau sunt prevăzute cu umplutura, prin care lichidul și gazul circulă în contracurent (fig.V.37).

Viteza gazului în scrubere este de 1-1,5 m/s în cele fără umplutura și de 0,8-1,2 m/s în cele cu umplutura. Eficacitatea separării este de 60-70% în scruberele fără umplutura și de 75-85% în cele cu umplutura. Umplutura se regenerează prin spalare atunci când rezistența hidrodinamică a coloanei crește peste limita admisă.



V.2.3. Separarea sistemelor eterogene lichid-solid

Sistemele eterogene lichid-solid se numesc **suspensii**. In functie de gradul de dispersie al fazei solide suspensiile se clasifica in: **suspensii grosiere**, in care particulele solide au diametrul mai mare decat $100\ \mu\text{m}$; **suspensii fine**, ale caror particule au dimensiuni cuprinse intre $100\ \mu\text{m}$ si $0,5\ \mu\text{m}$; **suspensii tulburi**, cu dimensiunile particulelor cuprinse intre $0,5\ \mu\text{m}$ si $0,1\ \mu\text{m}$ si **suspensii coloidale** care au particule cu diametrul mai mic decat $0,1\ \mu\text{m}$.

Separarea fazelor unei suspensii se poate realiza prin **decantare**, **filtrare** sau **centrifugare**. Centrifugarea nu este o operatie ci o tehnica de separare prin care se face fie o decantare fie o filtrare in camp de forte centrifug.

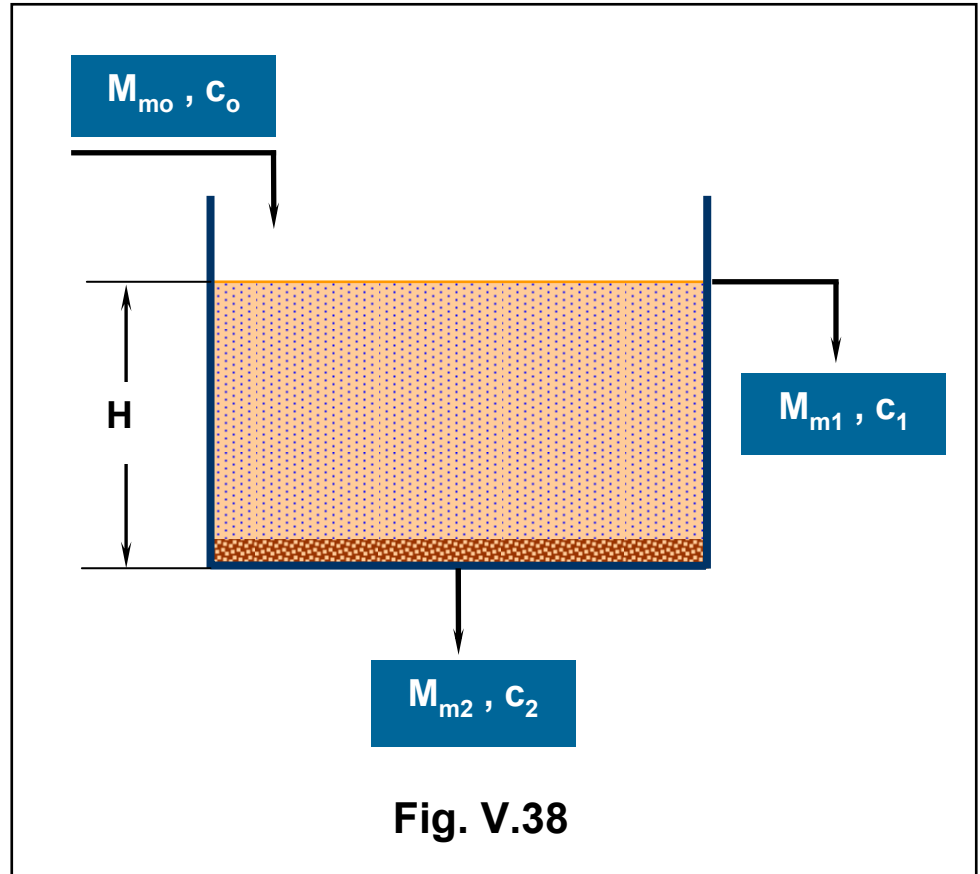
V.2.3.1. Decantarea

Separarea fazelor unei suspensii prin decantare se bazează pe fenomenul de sedimentare în câmp gravitațional. În urma sedimentării suspensia se separă într-un lichid limpede, denumit **decantat** sau **lichid clar** și un strat de solid imbibat cu lichid denumit **sediment**, **precipitat** sau **namol**. După sedimentare, urmează, de obicei, îndepărtarea lichidului clar, operație care se numește **decantare**. Decantarea se realizează în utilaje specifice denumite **decantoare**. Dacă dintr-o suspensie solidul este componenta valoroasă, operația se mai numește **ingrosare** iar dacă solidul nu are valoare economică, operația se numește limpezire sau **clarificare**.

Principalii factori care influențează operația de decantare sunt: *concentrația și structura fazei solide, viteza de sedimentare, tendința de aglomerare a particulelor, temperatura suspensiei, s.a.*

Dimensionarea decantoarelor.

Dimensionarea decantoarelor presupune stabilirea dimensiunilor principale, care sunt determinate de tipul constructiv de decantor. Din calculele tehnologice se determina sectiunea decantorului, in functie de care se determina celelalte dimensiuni. Daca se noteaza cu: M_{m0} , debitul masic de suspensie initiala, M_{m1} , debitul masic de lichid clar, M_{m2} , debitul masic de sediment, c_0 , concentratia solidului in suspensia initiala, c_1 , concentratia solidului in lichidul clar si



cu, c_2 , concentrația solidului în sediment, pentru decantorul din fig.V.38 se poate întocmi un bilanț global de materiale, respectiv un bilanț de materiale al fazei solide:

- bilanțul global:

$$M_{m0} = M_{m1} + M_{m2} \quad (\text{V.123})$$

- bilanțul fazei solide:

$$M_{m0} \cdot c_0 = M_{m1} \cdot 0 + M_{m2} \cdot c_2 \quad (\text{V.124})$$

(deoarece se poate considera ca, practic $c_1=0$)

De unde:

$$M_{m1} = M_{m0} - M_{m2} = M_{m0} \left(1 - \frac{c_0}{c_2} \right) \quad (\text{V.125})$$

Dupa ce se calculeaza debitul masic de lichid clar, din relatia

(V.125), se determina debitul volumic, $M_{v1} = \frac{M_{m1}}{\rho_c}$. In relatiile

(V.123 – V.125), debitele masice sunt exprimate in Kg/s iar concentratiile solidului in Kg solid/Kg suspensie. Debitul volumic de lichid clar este corelat cu sectiunea decantorului, **S**, cu inaltimea lui, **H**, si cu timpul de stationare a lichidului in decantor, **t**:

$$M_{v1} = \frac{S \cdot H}{t} \quad (\mathbf{V.126})$$

Conditia pentru realizarea separarii este ca timpul de stationare a lichidului in decantor, **t**, sa fie mai mare, cel mult egal, cu durata sedimentarii, **t₀**, care se determina in functie de viteza de sedimentare, **v₀**, si de inaltimea decantorului, **H**, cu relatia:

$$t_0 = \frac{H}{v_0} \quad (\mathbf{V.127})$$

Considerand la limita: $t=t_0$, din relatiile (V.126) si (V.127), rezulta:

$$M_{v1} = \frac{S \cdot H}{\overline{v_0}} = S \cdot v_0 \quad (\text{V.128})$$

Din relatia (V.128) rezulta si o concluzie importanta: **debitul de lichid clar (si deci capacitatea de productie a decantorului) depinde numai de sectiunea decantorului si de viteza de sedimentare si nu depinde de inaltimea decantorului.**

Clasificarea si descrierea decantoarelor.

Clasificarea decantoarelor se poate face dupa mai multe criterii, dintre care, in continuare se aleg: regimul de functionare si pozitia lor de functionare.

In functie de regimul de functionare, decantoarele se clasifica in:

- *decantoare discontinue;*
- *decantoare continue;*
- *decantoare semicontinue.*

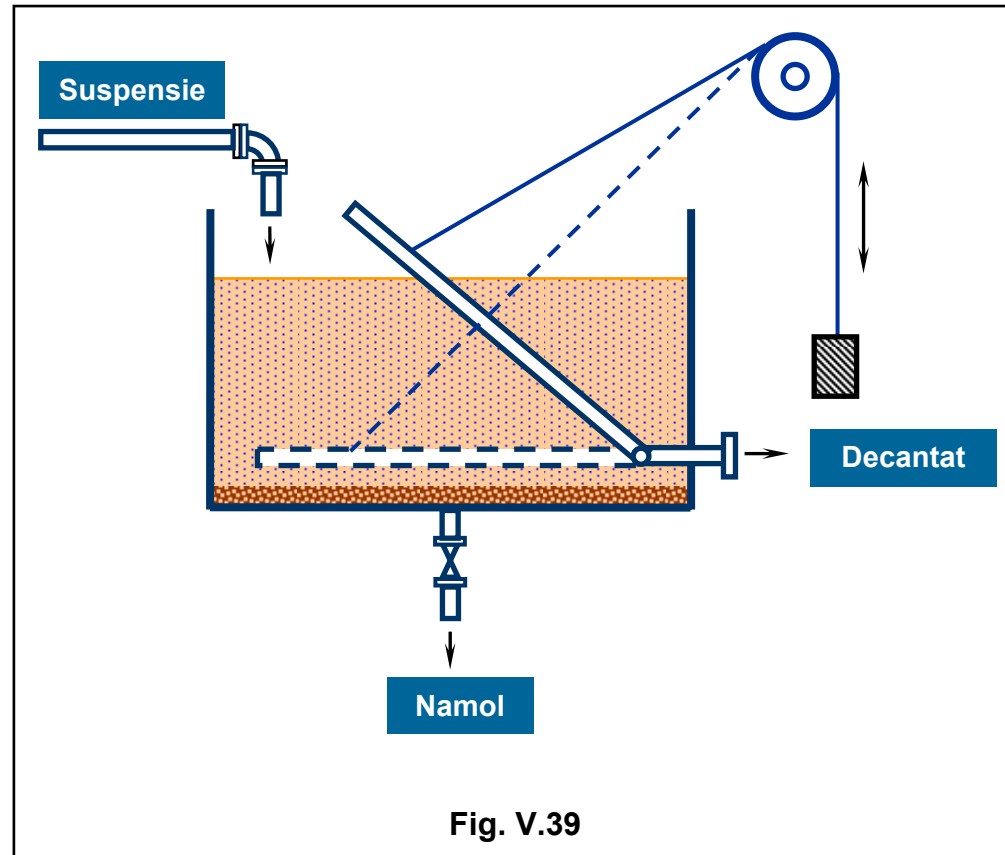
In functie de pozitia lor, decantoarele se impart in:

- *decantoare orizontale;*
- *decantoare verticale.*

In continuare se prezinta cateva tipuri de decantoare, mai frecvent utilizate in practica industrială.

a. Decantorul discontinuu cu sifon basculant.

Este cel mai simplu decantor discontinuu, fiind format dintr-un recipient cilindric sau paralelipipedic prevazut cu o conducta de alimentare cu suspensie si una pentru evacuarea namolului din decantor (fig. V.39).



Lichid clar este evacuat după sedimentarea solidului cu ajutorul unui *sifon basculant*. După introducerea suspensiei în decantor aceasta se lasă un timp stabilit pentru sedimentare, după care se coboară treptat sifonul basculant sub nivelul lichidului clar din decantor, pentru evacuarea acestuia. Acest tip de decantor este recomandat pentru cantități mici de suspensie care are un conținut redus de fază solidă. De obicei namolul se elimină o singură dată după mai multe umpleri ale decantorului, printr-un racord de scurgere.

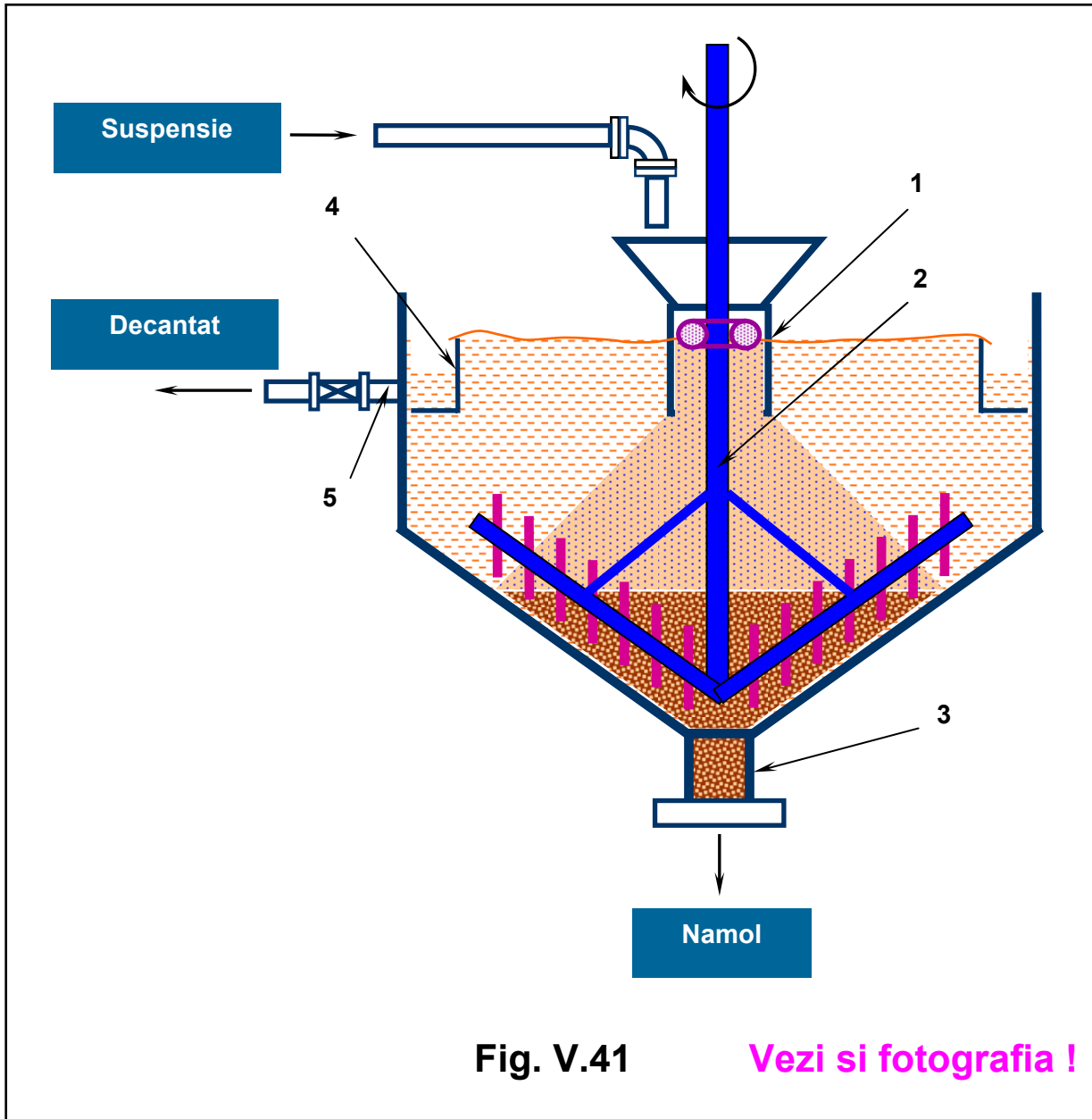
b. Decantorul conic cu sifon.

Este unul dintre cele mai simple decantoare cu **funcționare continuă**. Acesta este format dintr-un corp conic prevăzut la partea superioară, în exterior, cu o rigolă circulară pentru preluarea lichidului clar din corpul decantorului. Evacuarea namolului se face pe la partea inferioară cu un

sifon in forma de “S”, astfel realizat incat sa poata fi deplasat pe verticala (fig.V.40). Consistenta namolului poate fi modificata prin modificarea debitului de sediment, care la randul sau se poate regla prin deplasarea sifonului pe verticala. Ridicand sifonul, debitul de namol scade iar concentratia lui creste si invers. Alimentarea cu suspensie se face pe la partea superioara, printr-o palnie cu gatul scurt, in care se afla un plutitor de forma unui tor, care are rolul de a stinge turbulenta provocata de alimentarea cu suspensie. Alimentarea prin palnie determina ca suspensia sa intre in decantor, sub nivelul lichidului clar, care se acumuleaza la partea superioara, de unde deverseaza in jgheabul circular, prevazut cu unul sau mai multe racorduri de evacuare.

c. Decantorul circular cu brate sau decantorul Door.

Este unul dintre cele mai raspandite decantoare continue. Acesta este alcatuit dintr-un corp cilindric care se continua cu un fund conic (fig.V.41). Alimentarea cu suspensie se face in mod continuu printr-o conducta centrala (1), care patrunde sub nivelul lichidului din decantor. La interior acesta este prevazut cu un arbore vertical (2) de care sunt fixate 2 pana la 4 brate pe care sunt montate **raclete**. Turatia arborelui este foarte mica (de sub 0,5 rot/min) pentru a se evita turbulenta in decantor. Rolul bratelor prevazute cu raclete este de a deplasa sedimentul depus pe fundul conic spre racordul de evacuare al namolului de la partea inferioara (3). Suspensia este alimentata prin tubul central (1) sub nivelul lichidului din decantor pentru a nu se amesteca cu lichidul clar, care se acumuleaza la partea superioara si deverseaza in rigola circulara (4) de unde este evacuat in exterior prin unul sau mai multe racorduri (5).



Suction Clarifier



Click the Back button to return

Productivitatea acestor decantoare variaza intre limite foarte largi, ajungand pana la 3000 m³ suspensie/zi, iar diametrul lor poate atinge 100 m. Decantoarele mari se confectioneaza din beton armat si sunt amplasate ingropat, in pamant.