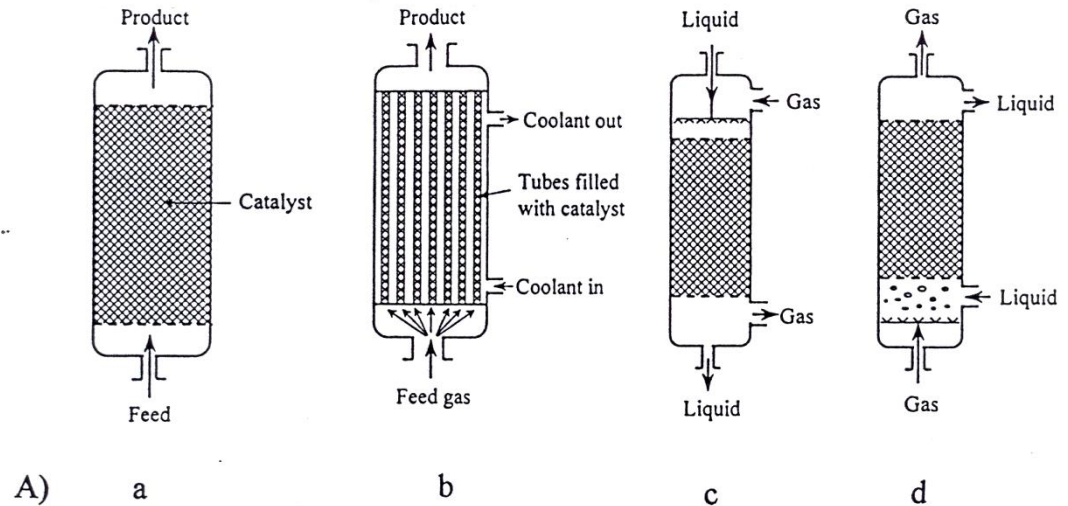


Heterogeno-katalitički reaktori

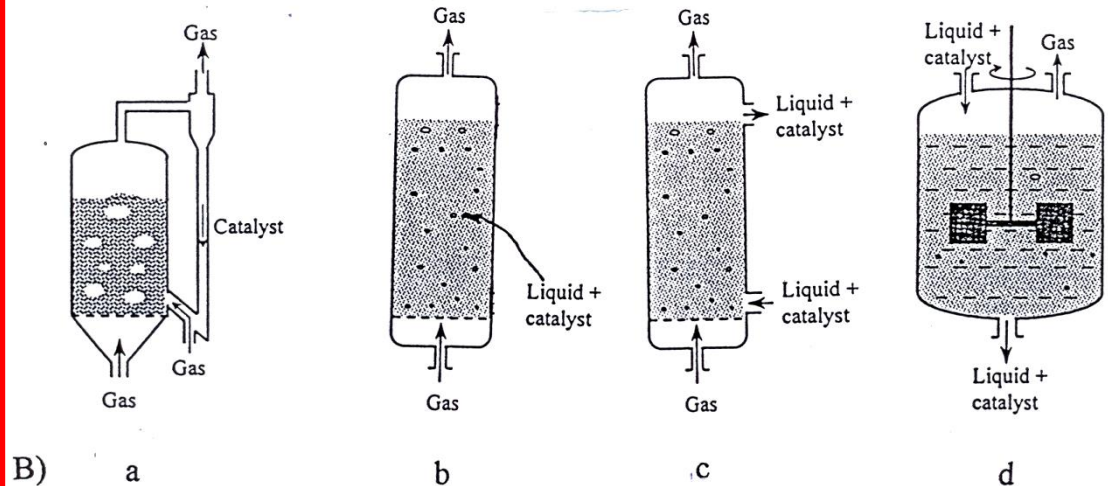
(A): Reaktori s nepokretnim slojem
a- adijabatski reaktor;
b- NINA reaktor s nepokretnim slojem;
c- prokapni reaktor;
d- reaktor s uronjenim nepokretnim slojem

(B) Reaktori s pokretnim slojem katalizatora:
a- reaktor s vrtložnim slojem;
b- suspenzijski kolonski reaktor;
c- suspenzijski kolonski reaktor s vrtložnim slojem;
d- suspenzijski reaktor s mehaničkim miješanjem.

nepokretni sloj katalizatora



pokretni sloj katalizatora





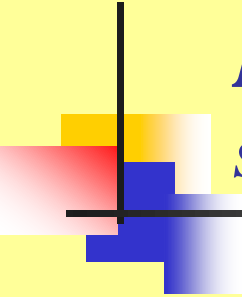
Reaktori s pokretnim slojem katalizatora

- u reaktorima s pokretnim slojem *čestice katalizatora se kreću jedna u odnosu na drugu*;
- velika disperzija katalizatora kroz sloj \Rightarrow visok stupanj miješanja i prijenosa topline u sloju (habanje katalizatora!)
- postoje različite izvedbe reaktora s pokretnim slojem katalizatora s obzirom na karakteristične brzine strujanja plinske faze
- *Primjeri reakcija:*
katalitičko krekiranje nafte,
parcijalna oksidacija naftalena do ftalnog anhidrida,
sinteza akrilonitrila iz amonijaka, propilena i zraka.
- veličina zrna katalizatora kreće se od 0,001 do 0,3 mm.



Prednosti reaktora s pokretnim slojem:

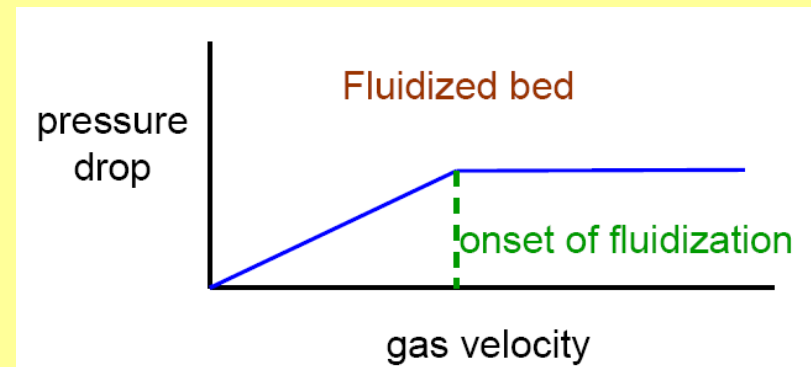
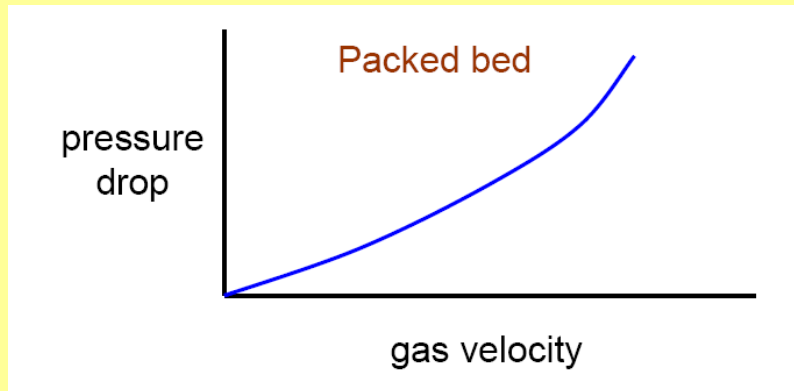
- mogućnost čestog ili kontinuiranog dodavanja, uklanjanja i regeneracije/reaktivacije katalizatora
- mogućnost brzog miješanja reaktanata i katalizatora što podrazumijeva mogućnost uspostavljanja prosječnog sastava
- izotermni rad i učinkovito održavanje temperature
- male dimenzije zrna katalizatora uglavnom uvjetuju odsutnost otpora prijenosu tvari unutarfaznom difuzijom
- velika toplinska učinkovitost zbog velikih brzina prijenosa topline
- u slučaju jako egzotermnih reakcija u kapljevitoj fazi rad npr. suspenzijskog reaktora je manje kompleksan i jeftiniji od reaktora-izmjenjivača topline.



Prednosti pred ostalim tipovima reaktora u sljedećim slučajevima:

- **kod jako egzotermnih ili endotermnih reakcija** koje zahtijevaju učinkovit prijenos topline i dobro održavanje temperature
- **u procesima sa brzom deaktivacijom katalizatora** gdje postoji potreba za kontinuiranom regeneracijom (npr. katalitički kreking) i/ili zamjenom potrošenog katalizatora bez zaustavljanja procesa
- **reakcije kod kojih je nužan minimalni otpor difuziji u pore** što se može postići primjenom malih dimenzija katalizatora

Usporedba s nepokretnim slojem



niži pad tlaka ⇒ niži troškovi održavanja!



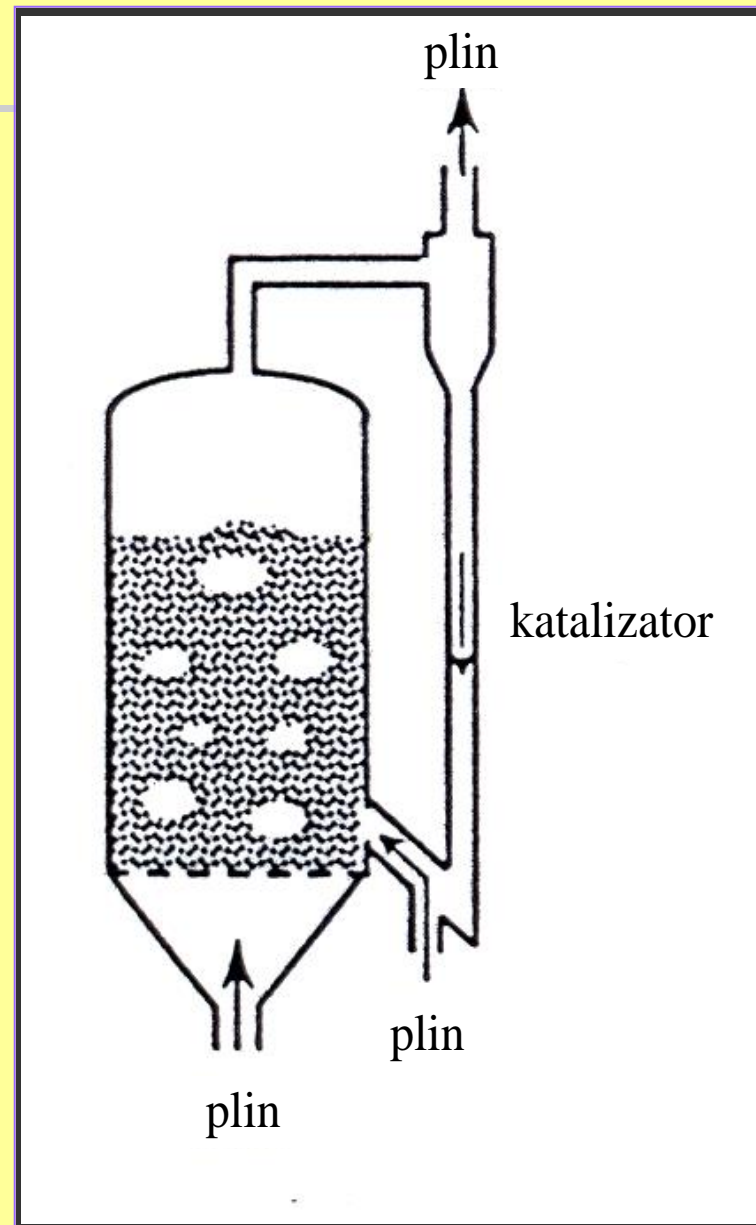
Nedostaci reaktora s pokretnim slojem:

- postizanje vrtložnog sloja zahtijeva **dodatnu procesnu opremu**; intenzivno miješanje u susp. reaktorima cilju ostvarenja dobrog kontakta između faza
- skupo održavanje i visoki troškovi održavanja (zbog dodatnih dijelova); velika potrošnja energije zbog pada tlaka (potrebni veliki protoci)
- kompleksno strujanje fluida vrtložnom sloju; neidealno strujanje/promjene u raspodjeli produkata;
- moguće su male promjene u vremenu zadržavanja (teško je odrediti položaj čestice kat. u sloju); otežano postizanje željenih konverzija
- trošenje i gubitak katalizatora, kao i separacija katalizatora od produkata reakcije
- otežano prenošenje na veće mjerilo

Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora (engl. *Fluidized-bed reactor*)

Katalizator je dispergiran u struji plina

- dimenzija zrna katalizatora: 0,01-1 mm; velika specifična površina \Rightarrow poboljšani fizički procesi prijenosa
- mogućnost obrade velikih volumena fluida
- mogućnost primjene velikih volumena katalizatora u kontinuiranim procesima
- struja fluida mora biti dovoljna da omogući fluidizaciju krute faze (katalizator), ali ne smije biti prevelika (zbog pojave odnošenja katalizatora)
- gotovo sve komercijalne primjene reaktora odnose se na sustav G-S





Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora

(engl. *Fluidized-bed reactor*)

Parametri bitni za postizanje vrtložnog sloja:

- brzina strujanja procesnog plina,
- promjer i oblik čestica katalizatora
- fizičke značajke reaktanta i katalizatora (viskoznost, gustoća...)

Da bi se postigle konverzije usporedive s onima u reaktorima s nepokretnim slojem potrebno je da reaktori s vrtložnim slojem budu **znatno većeg volumena** ⇒ **zbog toga su ovi reaktori jako velikog promjera.**

Ovakva izvedba koristi se ***kod jako egzotermnih reakcija i reakcija kod kojih je potrebna kontinuirana regeneracija katalizatora*** (dio katalizatora se obično kontinuirano odvodi iz reaktora i uvodi u regenerator).

Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora

(engl. *Fluidized-bed reactor*)

Vrtložni sloj ne omogućava fleksibilnost koju posjeduju reaktori s nepokretnim slojem s obzirom na dovodenje ili odvođenje razvijene topline.

- U nekim slučajevima *moguće je dodati inertnu komponentu* da se održi željena razina temperature, međutim to ponekad nije prikladno iz drugih razloga (zahtijeva separaciju nakon reaktora, snižava brzinu reakcije, povećava veličinu uređaja i dr.).
- *Sredstvo za izmjenu topline može cirkulirati kroz plašt* oko reaktora, međutim kako je reaktor uglavnom velikog promjera izmjena energije ovom metodom je ograničena.



Čimbenici koji utječu na izvedbu reaktora s vrtložnim slojem

- **veličina zrna katalizatora i raspodjela veličina zrna:**

čestice $< 50 \mu\text{m}$ mogu aglomerirati; bolja fluidizacija postiže se uz zadovoljavajuću raspodjelu veličina čestica, pritom je za dobru fluidizaciju potrebno **osigurati da 10-20 % čestica bude $< 40 \mu\text{m}$**

- **izvedba distributora plina na ulazu u reaktor:**

glavne funkcije distributora plina su:

- iniciranje fluidizacije,
- održavanje kontinuiranog kretanja sadržaja katalitičkog sloja i
- homogena raspodjela plina;

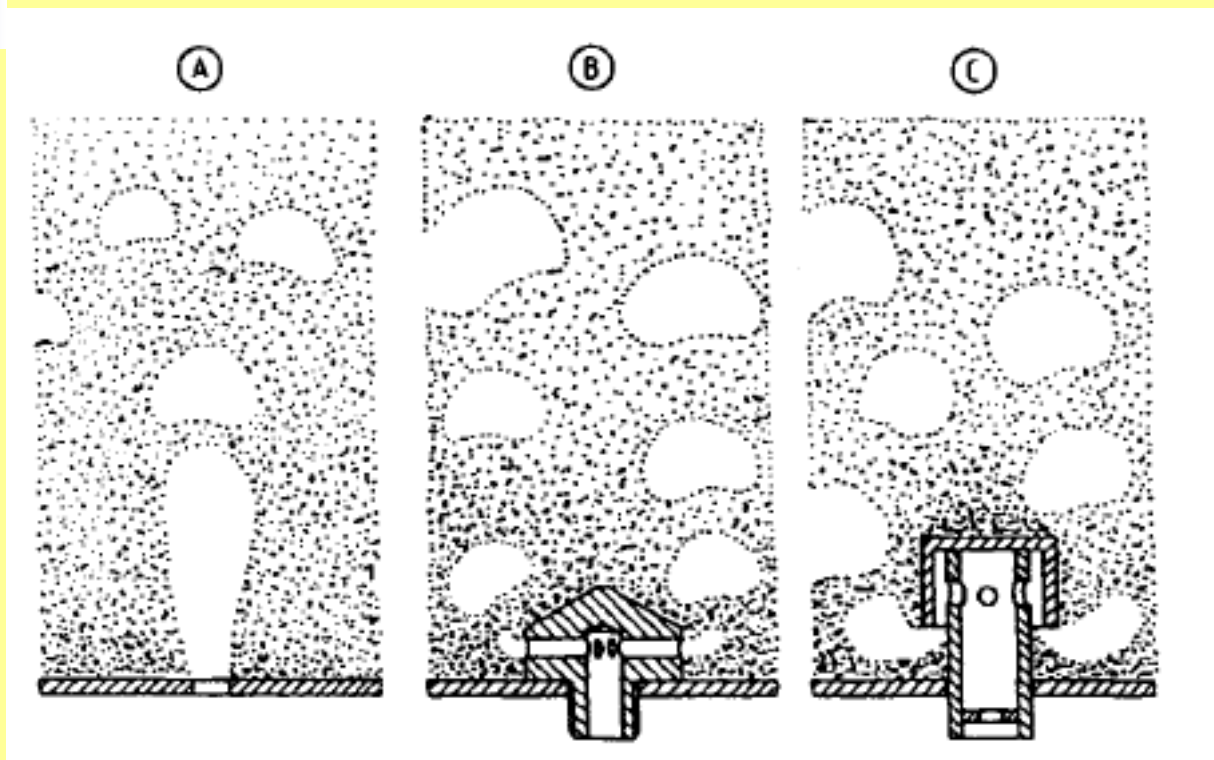
izvedbe u obliku perforiranih ploča, sapnica/ventila i sl.;

pad tlaka distributora, Δp_D treba biti do 10 % od pada tlaka u sloju, Δp ; u ind. vrtložnim slojevima uglavnom vrijedi omjer $\Delta p_D / \Delta p$ od 0,02 do 0,5 zavisno o procesu

- **odnos pad tlaka – brzina strujanja:**

minimalna brzina fluidizacije (u_{mf}); radna brzina: $u > u_{mf}$

Različite izvedbe distributora plina



A — ravna perforirana ploča (ploča s otvorima)

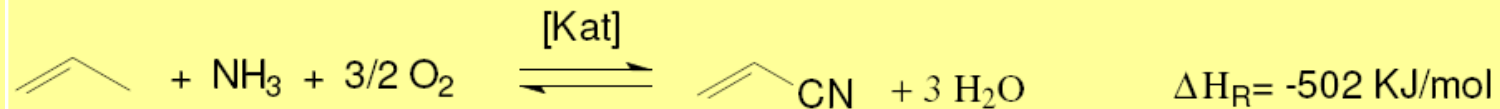
B — ploča s brizgalicama/raspršivačima (ventilima)

C — ploča s prekrivenim otvorima (zvonima)



Primjeri procesa u kojima se primjenjuju reaktori s vrtložnim slojem:

a) amoksidacija propena u akrilonitril (SOHIO proces)

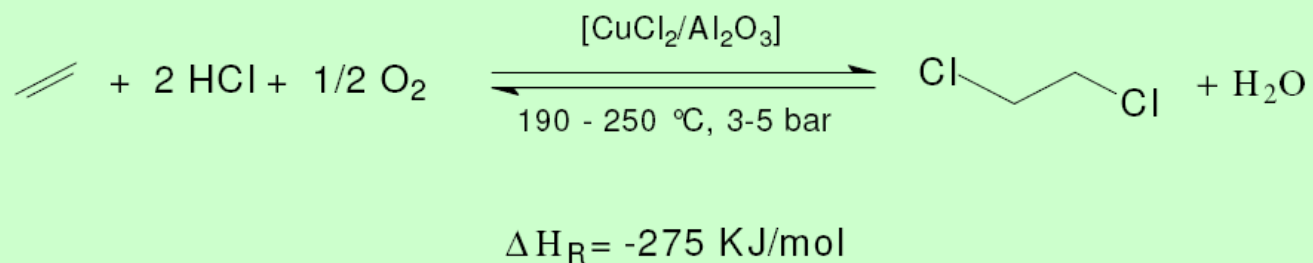


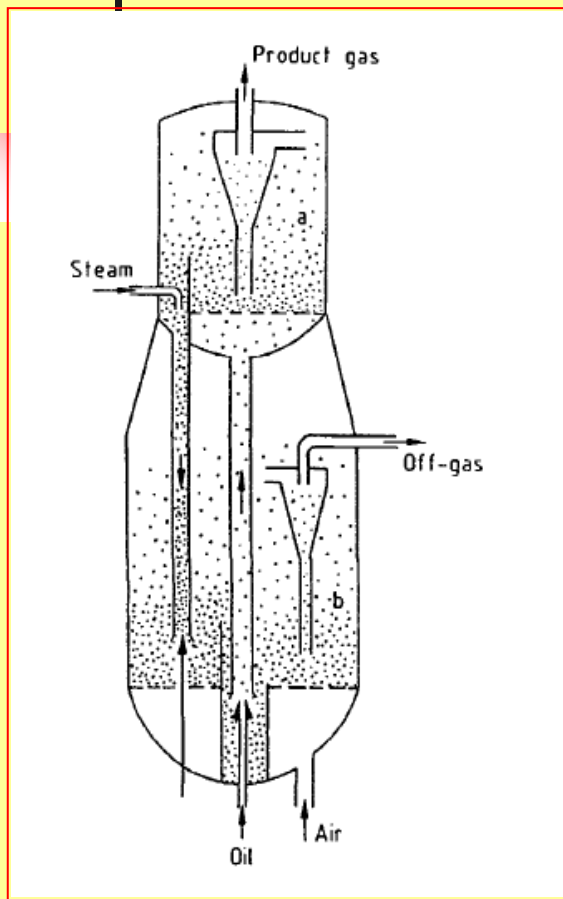
b) oksidacija naftalena ili o-ksilena u ftalni anhidrid,

c) sinteza akrilonitrila iz amonijaka, propilena i zraka,

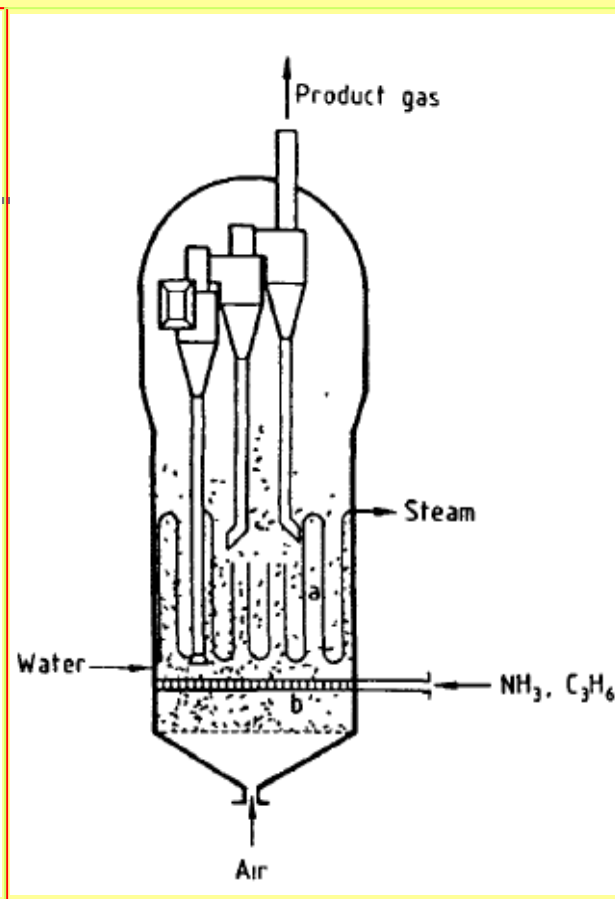
d) katalitičko kreiranje vakuuma destilata pri dobivanju benzina i dr.

e) Oksiklorinacija pri proizvodnji etilen diklorida
tijekom sinteze vinil klorida

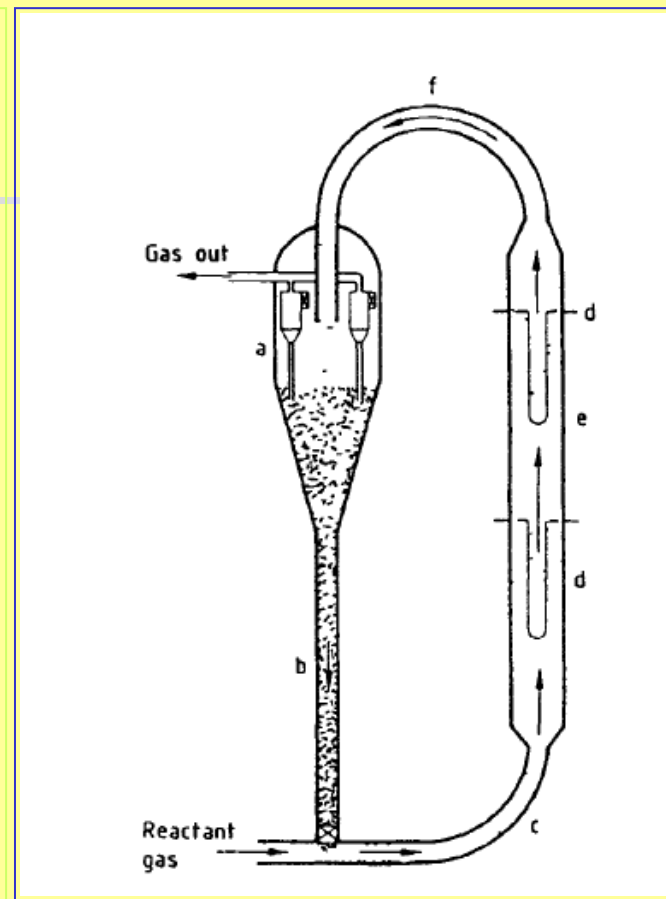




FCC (Kellog-Orthoflow system)
 a - reaktor
 b - regenerator

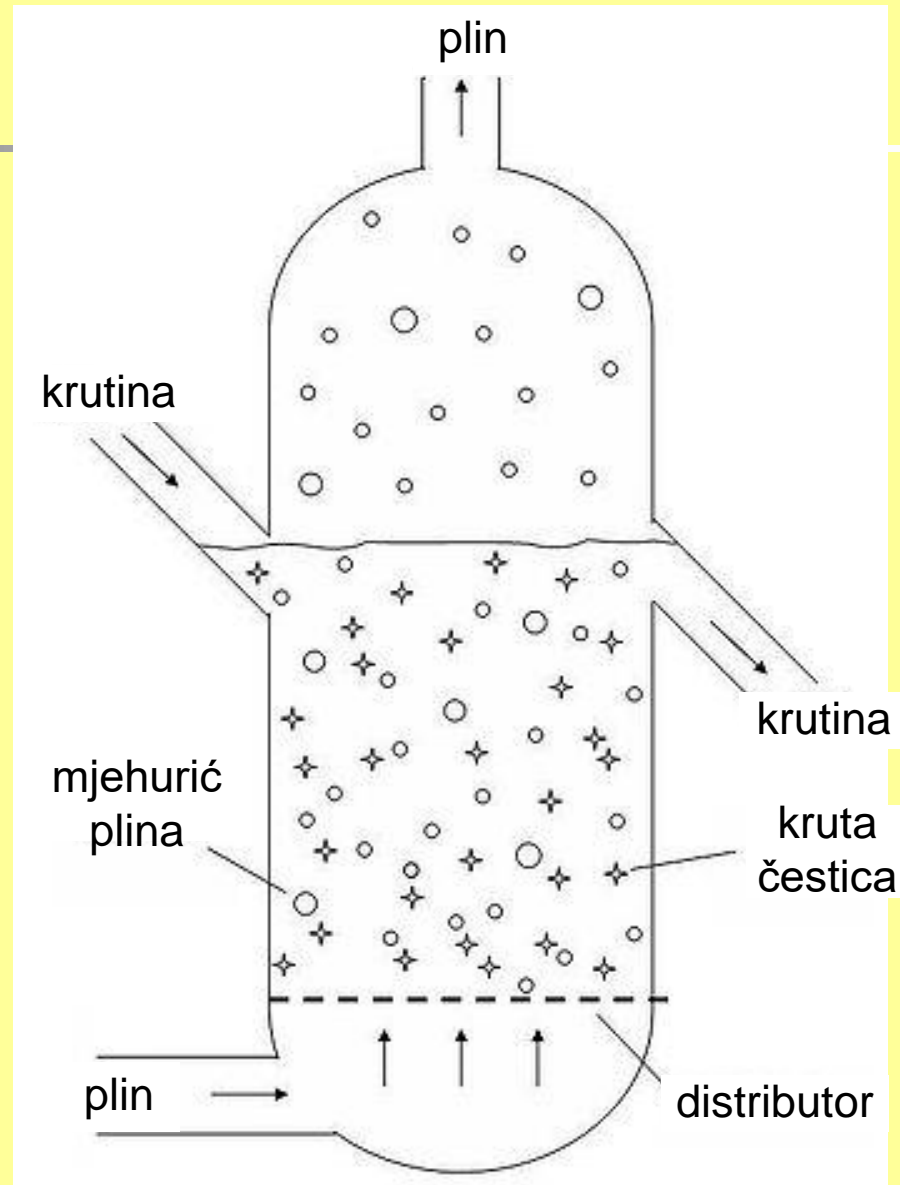


Sinteza akrilonitrila (SOHIO)
 a) hladnjak s ispunom
 b) distributor



Fisher-Tropsch (Synthol reactor)
 a - "hopper", b - cijev
 c - "riser", d - hladnjak (zmijača)
 e - reaktor, f - odvodna cijev ("gušćiji vrat")

prvi reaktor s vrtložnim slojem
Fritz Winkler, 1920 (BASF)

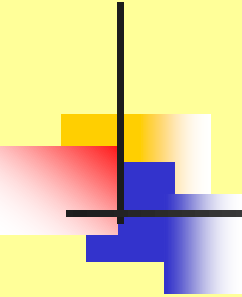


Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora

(engl. *Fluidized-bed reactor*)

Prednosti:

- jednolikost temperature unutar reaktora i dobar prijenos topline:
 - izravan kontakt pri prijenosu topline između G i S, zbog velike površine po jedinici mase krutine/katalizatora;
 - dobar prijenos topline na stijenci, zbog kontinuiranog i brzog kretanja čestica do i od površine prijenosa topline,
- dobar kontakt reaktanata s katalizatorom (zbog malih dimenzija zrna, npr. promjer može biti $d_p = 10 - 800 \mu\text{m}$) \Rightarrow velika površina međufaznog prijenosa
- nema mogućnosti nastajanja tzv. vrućih točaka, zbog intenzivnog aksijalnog i radijalnog miješanja i visokog stupnja turbulencije \Rightarrow velik koeficijent prijenosa topline i homogena raspodjela temperature u reaktoru
- zbog velikog koeficijenta prijenosa topline prikladni su za reakcije s velikom reakcijskom entalpijom, jer mogu raditi gotovo izotermno
- kontinuirani način rada s obzirom na fluid i krutu fazu \Rightarrow omogućava regeneraciju deaktiviranog katalizatora, kao i rukovanje s velikom količinom krutine (bez obzira da li se radi o produktu, reaktantu ili oboje)



Poželjna primjena:

- kad se postiže zadovoljavajuća brzina katalitičkog procesa bez potrebe za dugim vremenom zadržavanja
- kad je potrebna dobra regulacija temperature zbog osiguranja velike selektivnosti te zbog sprječavanja deaktivacije katalizatora

Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora

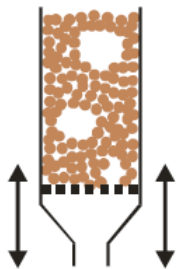
(engl. *Fluidized-bed reactor*)

Nedostaci:

- široko vrijeme zadržavanja plina uslijed disperzije i kanaliziranja u sloju uslijed pojave mjehurića \Rightarrow neučinkovit kontakt, fluid u velikim mjehurićima nema dobar kontakt s krutim česticama katalizatora; odstupanje od idealnog strujanja (zaobilaženje i nejednako vrijeme zadržavanja zbog stvaranja mjehura),
- abrazija stijenki cijevi i unutarnjih dijelova sustava,
- ne mogu se koristiti kod katalizatora s lošim mehaničkim značajkama,
- abrazija/habanje krutih čestica katalizatora i njihovo odnošenje \Rightarrow nužnost primjene ciklona za njihovo vraćanje u sustav \Rightarrow dodatni troškovi sustava i troškovi održavanja, veća potrošnja energije,
- nastajanje finih čestica koje uvjetuju gubitke na krutini/katalizatoru, a dovode i do problema vezanih uz onečišćenje zraka u postrojenju,
- moguća aglomeracija i sinteriranje finih čestica katalizatora u razrijeđenoj fazi u određenim uvjetima (npr. pri višim T)
- poteškoće pri prenošenju na veće mjerilo te pri modeliraju.

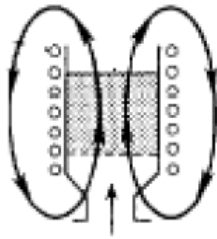
Nedostatak - veliki mjehurići plina koji otežavaju prijenos tvari; kako na to utjecati?

Vibration



Mori et al., Nagoya Inst of Techn.

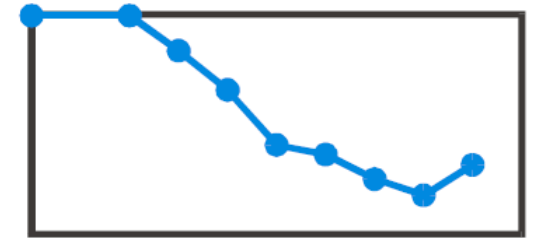
Magnetic field



Rosensweig, Exxon

Electric field

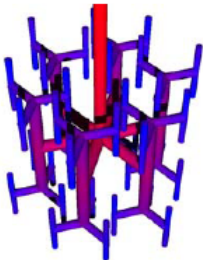
rel. bubble size



field strength [kV/cm]

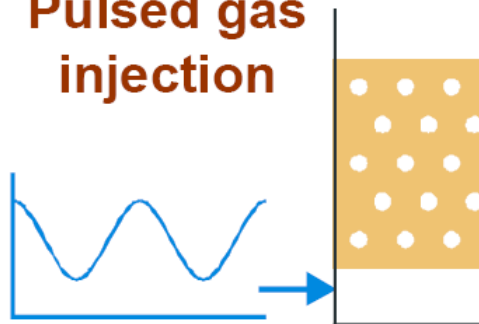
Kleijn van Willigen et al., TU Delft

Fractal injector



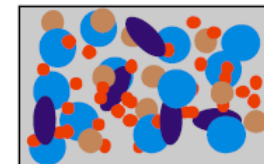
Coppens and Lems, TU Delft

Pulsed gas injection



Coppens et al., TU Delft

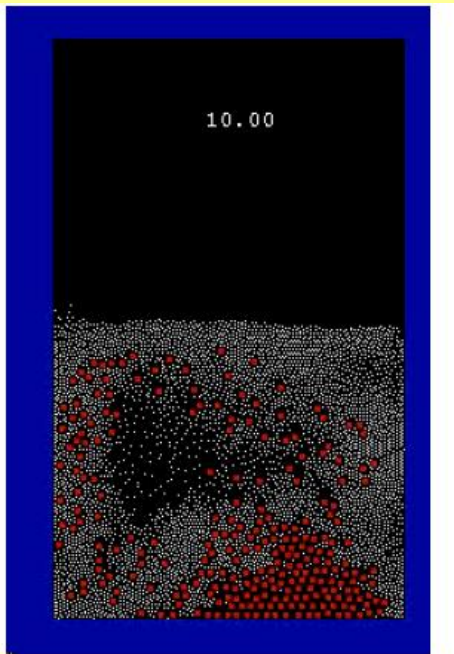
Optimizing particle properties



Van Ommen et al., TU Delft

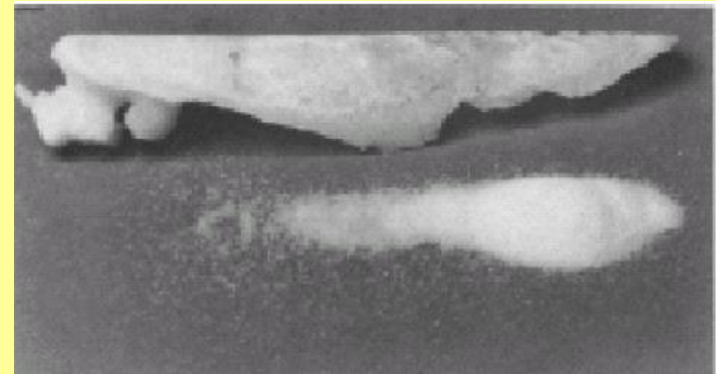
Segregacija i aglomeracija

Razlike u veličini i gustoći mogu dovesti do segregacije

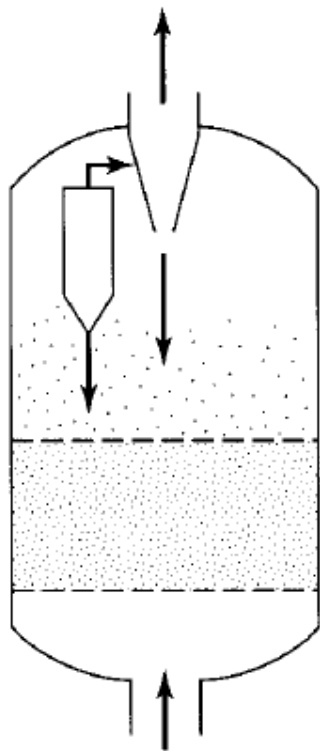


Hoomans, Kuipers, et al.,
Twente University

Agglomeracijski problemi

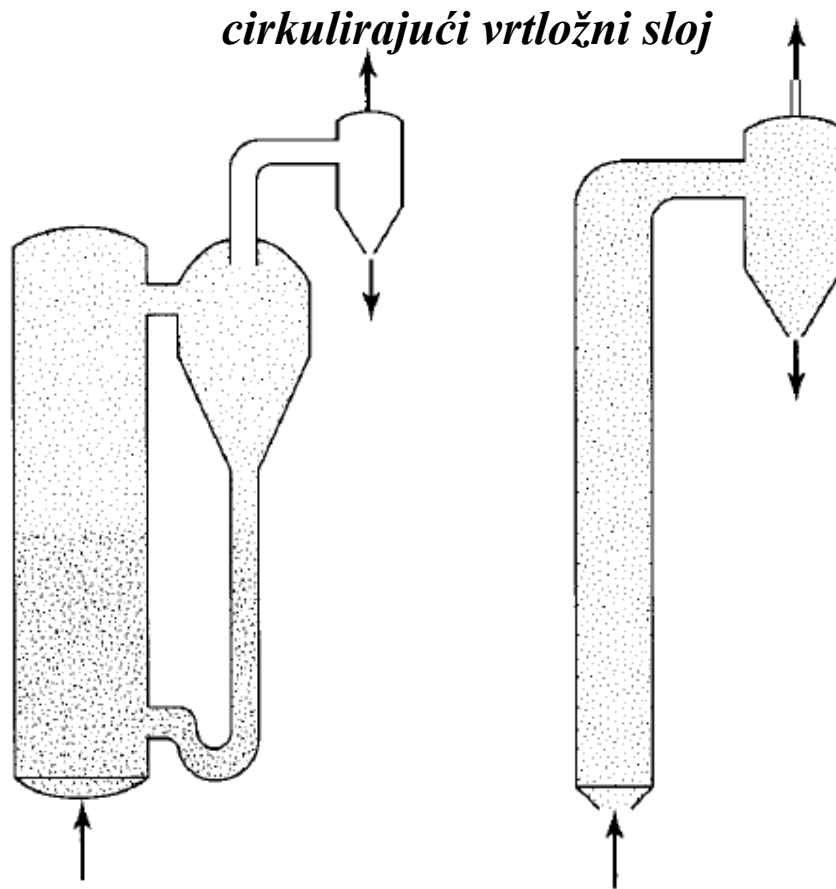


Različite specijalne izvedbe reaktora s vrtložnim slojem zavisno o linearnoj brzini strujanja, u



vrtiložni sloj

$$u > u_{mf}$$



brzi vrtložni sloj

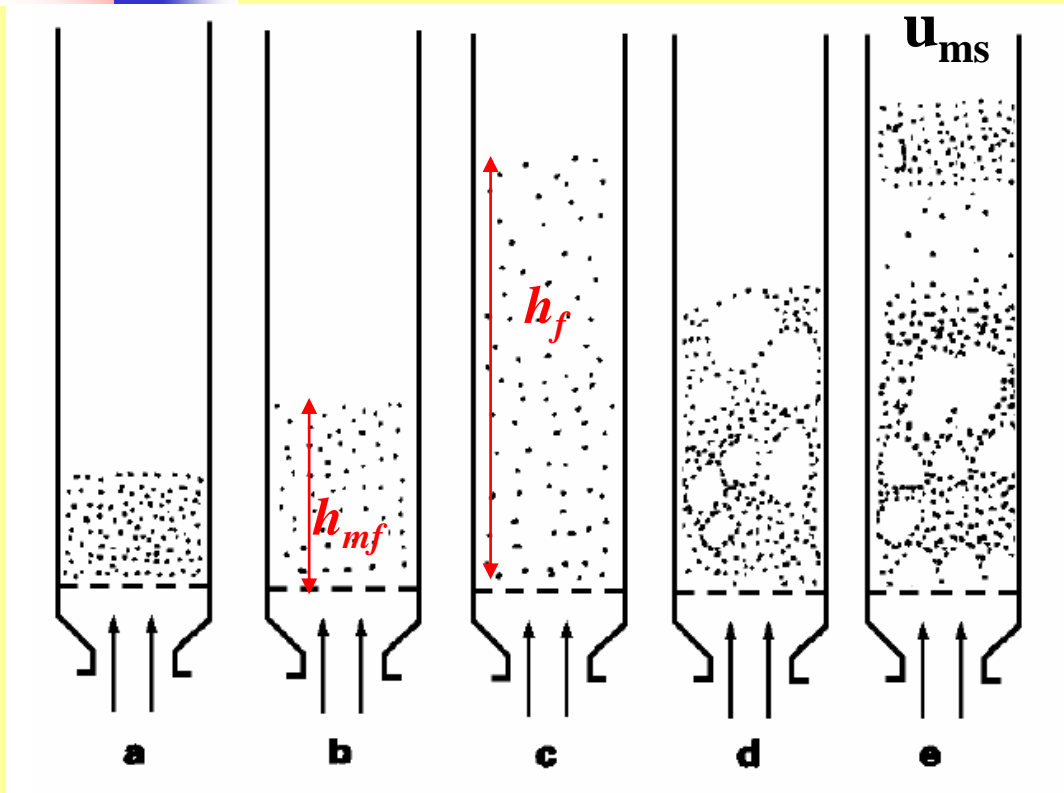
$$u \gg u_{mf}$$

reaktor s pneumatskim prijenosom

$$u = \frac{\dot{V}}{A}$$

Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora

Različiti stupnjevi fluidizacije i oblici vrtložnog sloja



- a – nepokretni sloj
- b – točka fluidizacije
- c – homogeni fluidizirani sloj
- d – fluidizirani sloj s mjehurićima
(engl. bubbling fluidized bed)
- e – fluidizirani sloj s čepovima
(engl. slugging fluidized bed)

$$\Delta p = g(\rho_c - \rho_g)(1 - \varepsilon)h$$

Δp – pad tlaka

ε – poroznost sloja

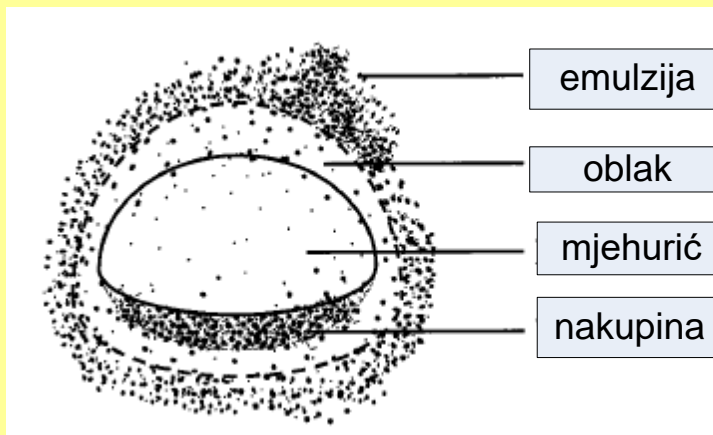
h – visina fluidiz. sloja

$$u = u_{mf}$$

$$u > u_{mf}$$

$$u > u_{mf}$$

$$u > u_{mf}$$



znatne količine krutine/katalizatora
(plin + katalizator)
područje penetriranja plina iz
rastućeg mjehurića – *značajnija
interakcija toka i procesa prijenosa*
znatne količine krutine/katalizatora

Shematski prikaz elementa fluiziranog sloja

Prema nekim autorima – *dvofazni sustav*:

gusta faza ili emulzijska faza – znatne količine krutine/katalizatora

faza mjehurića – mali udio krutine/katalizatora; mjehurići nisu sferični

Reaktori s vrtložnim slojem katalizatora

Određivanje točke fluidizacije - pomoću bilance sila:

$$\underbrace{\Delta p S}_{\text{silna razlika}} = \underbrace{(1 - \varepsilon_{mf}) S H g (\rho_p - \rho_f)}_{\text{težina čestice}}$$

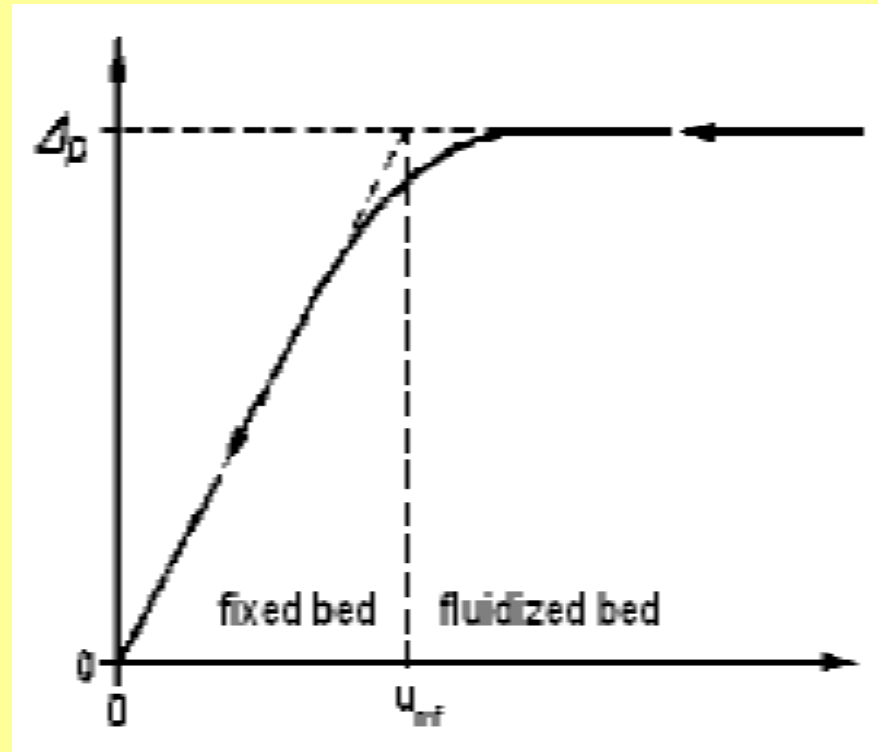
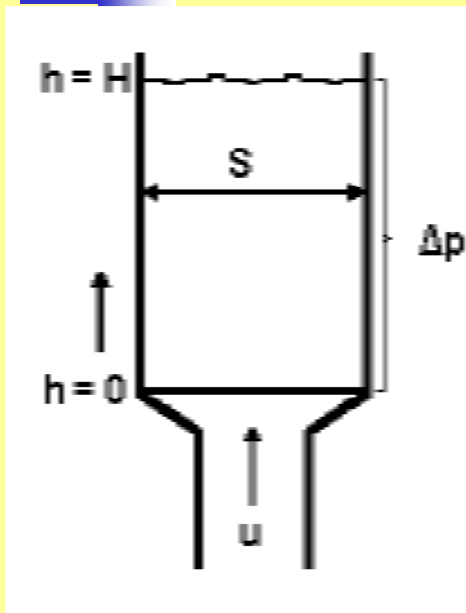
sila uzrokovana djelovanjem
razlike tlaka na površinu
poprečnog presjeka

sila uzrokovana djelovanjem mase

$$\rho_p = \rho_c$$

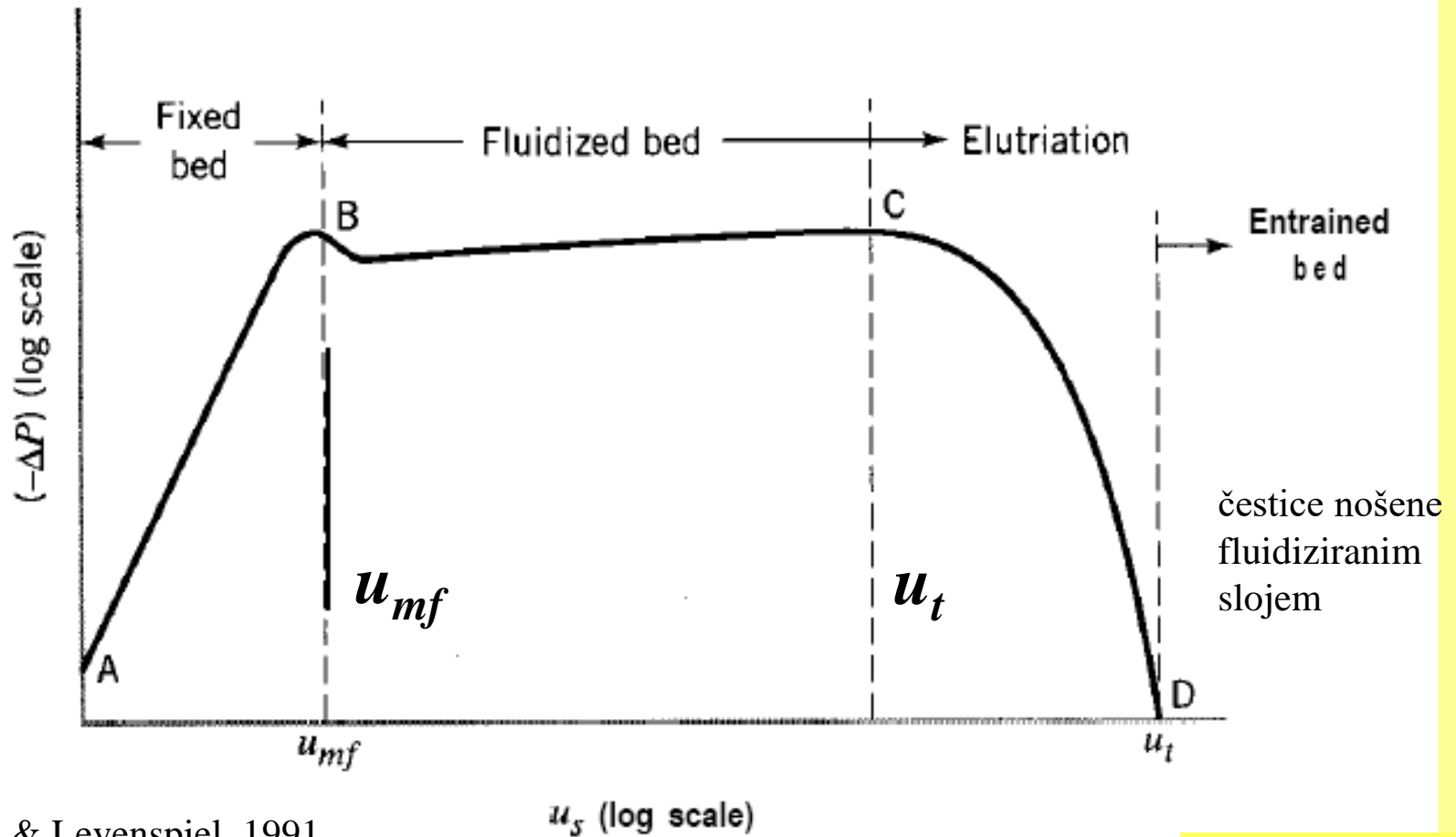
$$\rho_f = \rho_g$$

Eksperimentalno određivanje točke fluidizacije



U eksperimentima u kojima se određuju **minimalna brzina fluidizacije** (u_{mf}) i **poroznost pri minimalnoj fluidizaciji** (ε_{mf}) mjeri se **pad tlaka** i **visina sloja, H** kao funkcije linearne brzine strujanja (u)

Zavisnost pada tlaka o linearnoj brzini strujanja



Kunii & Levenspiel, 1991.

$$u_{mf} = 1,118 \cdot 10^{-13} \frac{d_p^{1,82} (\rho_c - \rho_f)^{0,94}}{\rho_f^{0,06} \eta^{0,88}}$$

d_p [μm]

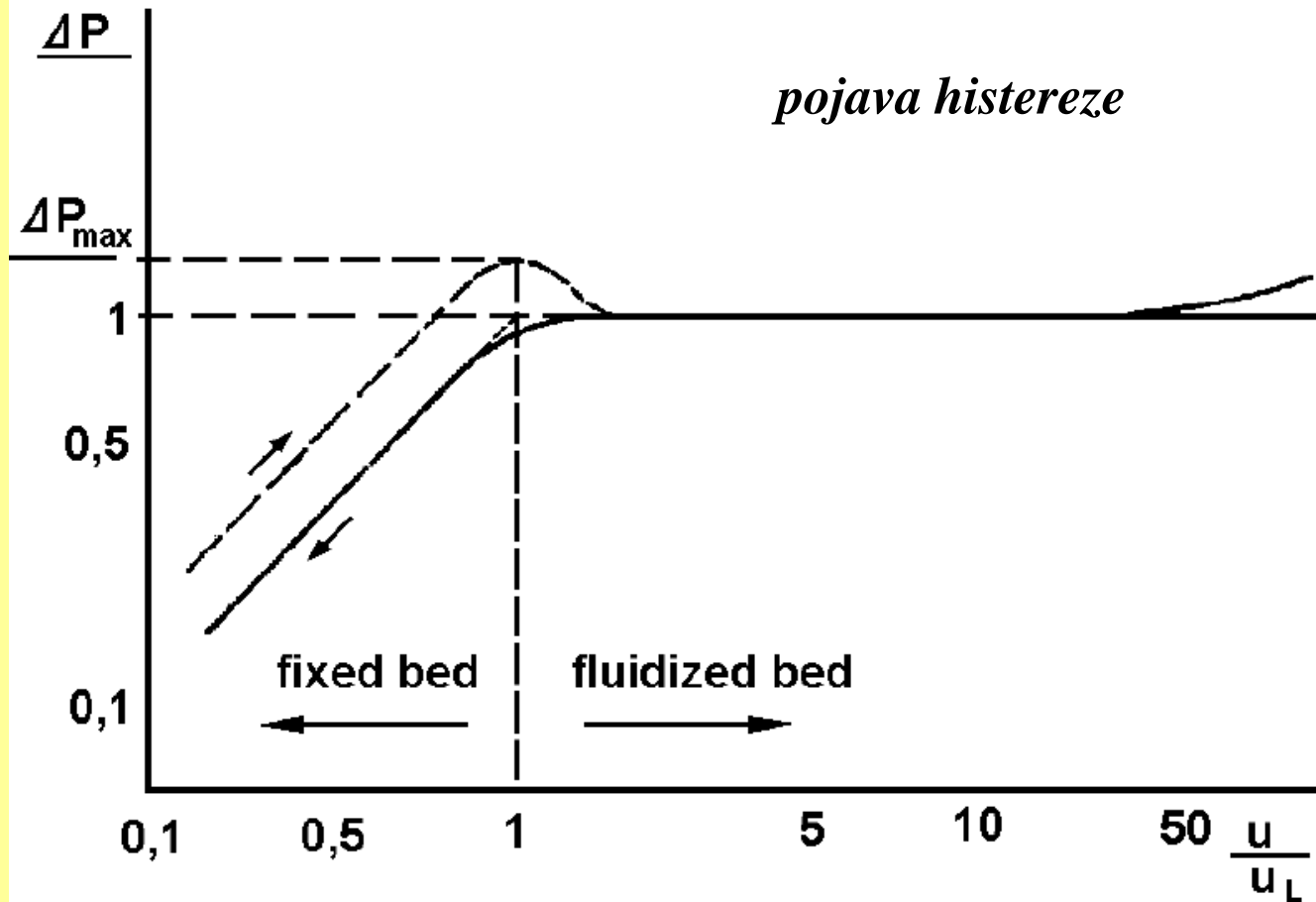
u_s (log scale)

$$u > \frac{u_t}{2}$$

$$u_t = \sqrt{\frac{4g d_p (\rho_s - \rho_g)}{3\rho_g C_D}}$$

$C_D = 24/Re$; lam.
 $Re > 0,4 \rightarrow$
 eksp. određ. C_D

Pad tlaka kao funkcija porasta/smanjenja protoka/linearne brzine



u treba biti $> u_{mf}$, ali i $< u_t$!



Modeliranje reaktora s vrtložnim slojem

- ne postoji opće prihvaćen model za opis reaktora s vrtložnim slojem; reaktor s vrtložnim slojem ne ponaša se kao idealan reaktor (razlikuje se od ponašanja PKR-a i CR-a)
- za razumijevanje načina rada reaktora važno je odrediti prosječno vrijeme zadržavanja ili raspodjelu vremena zadržavanja (npr. tehnikom ubacivanja trase) te primijeniti odgovarajući matematički model s parametrima koji su procijenjeni na temelju eksperimentalno dostupnih informacija (npr. u reaktoru s nepokretnim slojem katalizatora)
- mnogi modeli predloženi su u literaturi i izvedeni na temelju eksperimentalnih istraživanja provedenih na različitim sustavima



Sastavni elementi svakog modela reaktora s vrtložnim slojem:

- *hidrodinamika* (zavisi o značajkama krute faze, radnim uvjetima i geometriji)
- *način kontakta plina i krutine*
- *kinetika reakcije*

Izvedba (geometrija) reaktora važna je za prenošenje na veće mjerilo (engl. *scale-up*), jer utječe na način strujanja, pa zbog toga mora biti uključena u hidrodinamički dio modela reaktora.



Kinetika reakcije

- obično se određuje *u reaktoru s nepokretnim slojem katalizatora* uz uvjet da se eksperimenti provode pri uvjetima usporedivim s onima koji prevladavaju u reaktoru s vrtložnim slojem (npr. isti sastav krute faze i raspodjela veličina čestica, ista raspodjela aktivnih centara)
- kinetički parametri mogu se odrediti i *izravno u reaktoru s vrtložnim slojem na tzv. „bench” razini*



Uobičajeno dizajniranje reaktora s vrtložnim slojem uključuje:

- proračun zadržke katalizatora (ili krutog reaktanta) za postizanje konačne konverzije i brzine proizvodnje (ili obratno),
- proračun dužine/visine fluidiziranog sloja,
- promjer reaktora,
- visinu reaktora,
- proračun vezan uz izmjenu topline

Voditi računa i o:

- linearnoj/prosječnoj brzini strujanja u reaktoru,
- značajkama strujanja krutine i fluida unutar reaktora ...



Da bi se odredila brzina strujanja mjehurića plina kroz vrtložni sloj potrebno je odrediti:

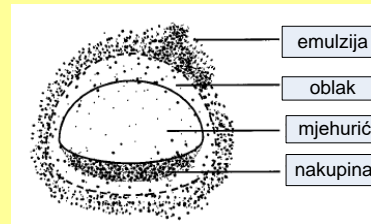
- poroznost kod minimalne fluidizacije, ε_{mf}
- minimalnu brzinu fluidizacije, u_{mf}
- veličinu mjehurića, d_b

Da bi se izračunao odgovarajući koeficijent prijenosa tvari potrebno je odrediti:

- poroznost kod minimalne fluidizacije, ε_{mf}
- minimalnu brzinu fluidizacije, u_{mf}
- veličinu mjehurića, d_b
- brzinu kretanja mjehurića, u_b

Da bi se izračunali kinetički parametri u sloju potrebno je odrediti:

- udio ukupnog sloja zauzetog s mjehurićima, δ
- udio sloja koji se sastoji od krute faze, $\alpha\delta$
- udio sloja u emulzijskoj fazi, $(1 - \delta - \alpha\delta)$
- volumen katalizatora u mjehurićima, oblacima i emulziji, $\gamma_b, \gamma_c, \gamma_e$



Napomena:

Kod malih brzina strujanja plina u području fluidizacije mjehurići sadrže vrlo malo krute faze/katalizatora.

Ostatak sloja sadrži znatno veću koncentraciju krutine i naziva se *emulzijska faza fluidiziranog sloja*.



Određivanje minimalne brzine fluidizacije, u_{mf}

- procjenjuje se pomoću *Ergunove jedn.* za pad tlaka pri strujanju fluida kroz katalitički sloj

$$(\Delta p)_{mf} \cancel{S} = g \cdot m = g (\rho_p - \rho_f) V = g (\rho_p - \rho_f) (1 - \varepsilon_{mf}) L_{mf} \cancel{S}$$

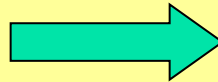
$$\begin{aligned} (\Delta p)_{mf} &= g (\rho_p - \rho_f) (1 - \varepsilon_{mf}) L_{mf} \quad *1 \\ g (\rho_p - \rho_f) &= \eta \end{aligned}$$

- oznaka *mf* odnosi se na sloj u uvjetima minimalne fluidizacije



Kako vrijedi da je

$$\frac{(\Delta p)}{L} = \frac{fu^2 \rho_f}{d_e}$$



$$f = \frac{d_e (\Delta p)_{mf}}{L_{mf} u_{mf}^2 \rho_f} \quad *2$$

d_e - efektivni (djelotvorni) promjer zrna,

$$d_e = 6 \frac{V_p}{S_p}$$

- za zrna **oblika kugle** uzima se u obzir da je $d_e = d_p$,

- za zrna **oblika valjka**: $d_e = 3d_p / (2 + d_p/L_p)$ ili $1,5 d_p$ (izraz vrijedi ako je $d_p/L_p \ll 2$, pri čemu je L_p dužina zrna)

- parametar d_e može se računati i u obliku **Sauterovog promjera** ili se uzima u obzir **faktor sferičnosti, ψ**



Ergun, $Re < 300$

$$f = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \left(1,75 + 150 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{Re_{mf}} \right)$$

***3**

$$Re_{mf} = \frac{u_{mf} d_e \rho_f}{\mu_f}$$

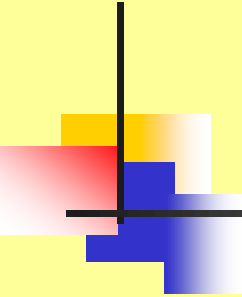
***4**

Povezivanjem izraza *1 do *4 dobiva se kvadratna jednadžba za izračunavanje u_{mf} :

$$u_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})\mu_f}{1,75 \rho_f d_e} u_{mf} - \frac{g(\rho_p - \rho_f)\varepsilon_{mf}^3 d_e}{1,75 \rho_f} = 0$$

***5**

$u_{mf} = 0,005 - 0,5 \text{ m s}^{-1}$ (ako je fluid plin);
 u_{mf} je nezavisan visini fluidiziranog sloja



*Izraz *5 može imati 2 granična rješenja:*

a) za relativno male čestice, Re je relativno malen (< 10) pa se pretpostavlja:

$$1,75 \ll 150(1 - \varepsilon_{mf}) / Re_{mf}$$

$$u_{mf} = \frac{g(\rho_p - \rho_f)d_e^2}{K \mu_f} \quad (Re_{mf} \text{ je malen})$$

$$K = 150(1 - \varepsilon_{mf}) / \varepsilon_{mf}^3$$

- uobičajeno je $K=1650$ (što podrazumijeva $\varepsilon_{mf} = 0,383$),
 $u_{mf} \cong 0,5$, a $Re < 10$

b) za relativno velike čestice, Re je relativno velik pa slijedi izraz:

$$1,75 \gg 150(1 - \varepsilon_{mf}) / Re_{mf}$$

*A

$$u_{mf} = \left[\frac{g(\rho_p - \rho_f)\varepsilon_{mf}^3 d_e}{1,75 \rho_f} \right]^{1/2} \quad (Re_{mf} \text{ je velik})$$



Poroznost kod minimalne fluidizacije, ε_{mf}

Wen & Yu (1966):

$$\varepsilon_{mf} = \left(\frac{0,071}{\psi} \right)^{1/3} \quad \varepsilon_{mf} = \frac{0,091(1 - e_{mf})}{\psi^2}$$

ψ – faktor sferičnosti (vrijednosti od 0,5-1, vrijednost 0,6 je uobičajena)
- kod proračuna u_{mf} promjer čestica, d_p ili d_e također se može korigirati sa ψ

- Ako su čestice velike \Rightarrow izračunate vrijednosti ε_{mf} mogu biti premalene!
- Ako postoji raspodjela veličina čestica, tada se računa srednji promjer zrna prema izrazu:

$$d_p = \frac{1}{\sum f_i / d_p} \quad f_i - \text{udio čestica promjera } d_p$$

Izračunavanje faktora sferičnosti, ψ

$$V_p = \frac{\pi d_p^3}{6} \Rightarrow d_p$$

$$A_s = d_p^2 \pi = \pi \left[\left(\frac{6V_p}{\pi} \right)^{1/3} \right]^2$$

$$\psi = \frac{A_s}{A_p} = \frac{\left(\pi (6V_p / \pi)^{2/3} \right)}{A_p}$$

V_p - volumen čestice oblika kugle

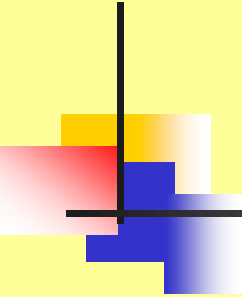
A_s - specifična površina čestice oblika kugle



Maksimalna fluidizacija

- izračunavanje brzine odnošenja čestica, u_t

- *kod dovoljno velike brzine strujanja fluida kroz sloj čestica ne dolazi do djelovanja sile teže*, tj. čestice ne fluidiziraju, nego se odnose sa fluidom iz reaktora
- u_t izračunava se na sličan način kao i u_{mf} , tj. na temelju bilance sila uzimajući u obzir *silu zbog otpora oblika, F_D i gravitacijsku silu, F_g*

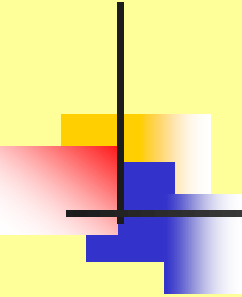


$$F_D = g(\rho_p - \rho_f)V_p = \pi g(\rho_p - \rho_f)d_p^3 / 6$$

d_p - promjer čestice (kugla)

Bezdimenzijski koeficijent otpora, C_D analogan je faktoru oblika (frikcijskom faktoru, f):

$$C_D = \frac{2F_D}{A_p \rho_f u^2} = \frac{2F_D}{\frac{d_p^2 \pi}{4} \rho_f u^2} = \frac{8F_D}{\pi d_p^2 \rho_f u^2}$$



- Za zrno oblika kugle A_p se odnosi na projiciranu površinu čestice u smjeru kretanja.

- faktor oblika, C_D zavisi o Re i obliku čestice

Za male čestice oblika kugle kod malog Re ($Re < 0,1$) dobiva se izraz koji vrijedi za **Stokesovo područje**:

$$C_D = \frac{24}{Re}$$

- kod u_t : $Re = Re_t = d_p u_t \rho_f / \mu_f$

Kunii & Levenspiel:

***B**

$$u_t = \frac{g(\rho_p - \rho_f)d_p^2}{18\mu_f}$$

Ovaj izraz za u_t odgovara izrazu za u_{mf} .

- oblik kugle, mali Re_t ; $Re < 0,4$



Maksimalna fluidizacija

Kunii & Levenspiel:

$$u_t = \left[\frac{1,78 \cdot 10^{-2} (g(\rho_p - \rho_f))^2}{\rho_f \mu} \right]^{1/3} d_p$$

0,4 < Re < 500

$$u_t = \frac{g(\rho_p - \rho_f) d_p^2}{18 \mu_f} \quad (\text{Stokes})$$

Re < 0,4



Usporedba u_{mf} i u_t

Za uspješan rad fluidiziranog sloja **ulazna prosječna brzina strujanja, u_0** treba biti:

$$u_{mf} < u_0 < u_t$$

$$u_{mf} < u_0 < u_{ms}$$

u_{ms} - fluidizirani sloj uz formiranje čepova (slugging)

- **u praksi je moguće raditi pri u_0 blizu u_{mf} :** ukoliko je važno izbjeći trošenje katalizatora i njegovo odnošenje sa strujom fluida, ako nije ključan dobar prijenos topline i odgovarajuća brzina cirkulacije krutine/katalizatora
- kad se radi pri većim u_0 ponekad su potrebna 2 ciklona (da se riješi problem vezan uz gubitak katalizatora)

Omjer u_t/u_{mf} za uspješnu fluidizaciju

Da bi se ostvarila dobra fluidizacija **stvarna brzina strujanja fluida, u_{fl}** mora biti nešto veća od u_{mf} , ali i manja od u_t . Zbog toga je **omjer u_t/u_{mf} koristan pokazatelj prilikom izbora odgovarajuće brzine strujanja fluida, u_{fl}** . Kombiniranjem izraza *A (velik Re_{mf}) i *B (mali Re_{mf}) dolazi se do izraza:

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{18 \varepsilon_{mf}^3} \quad (\text{male čestice oblika kugle})$$

- omjer u_t/u_{mf} je vrlo osjetljiv na vrijednost ε_{mf}

$$u_t/u_{mf} = 15 \quad \text{kod} \quad \varepsilon_{mf} = 0,6$$

$$u_t/u_{mf} = 92 \quad \text{kod} \quad \varepsilon_{mf} = 0,383$$

- u praksi vrijednosti u_{fl} su obično 30-50 puta veće od u_{mf} (turbulentna fluidizacija)
- vrtložni slojevi s većim česticama katalizatora obično rade pri u_{fl} koja je 2-10 veća od u_{mf}

Odnos brzine mjehurića, u_b i veličine mjehurića, d_b

d_b je teško procijeniti!

Brzina pojedinačnog mjehurića, u_{br} može se dovesti u vezu s veličinom mjehurića, d_b :

$$u_{br} = 0,71 (g d_b)^{1/2} \quad \text{Davidson \& Harrison}$$

d_b – promjer mjehurića plina u fluidiz. sloju uk. promjera D_t

- veći broj mjehurića će biti rezultat veće prosječne ulazne brzine strujanja plina kroz sloj, tj. veće vrijednosti u_0
- na broj mjehurića utječu i fiz. značajke (viskoznost plina, veličina i gustoća krutih čestica koje čine sloj...) \Rightarrow utjecaj na u_{mf}

Davidson (1978): **ukupna brzina strujanja mjehurića u fluid. sloju, u_b** :

$$u_b = u_{br} + (u_0 - u_{mf})$$

brzina pojedinačnog mjehurića

$$u_b = u_0 - u_{mf} + 0,71(g d_b)^{1/2}$$

Veličina (promjer) mjehurića, d_b

Mori i Wen (1975)

u_{mf} : 0,7-20 cm/s

D_{sloja} : 7-130 cm

d_p : 0,006-0,045 cm

$$\frac{d_{bm} - d_b}{d_{bm} - d_{b0}} = e^{-0,3h / D_t}$$

d_b – promjer mjehurića u fluidiz. sloju promjera D_t

h – visina sloja iznad ploče distributora

d_{b0} – promjer mjehurića neposredno iznad ploče distributora

d_{bm} – maksimalni promjer mjehurića ako mjehurići koalesciraju, pri čemu nastaje jedan mjehurić (ako je sloj dovoljno visok)

zavisno o
geometriji
distributora

$d_{b0}, d_{bm} = ?$

Veličina (promjer) mjehurića

d_{bm} - maksimalni promjer mjehurića ako mjehurići koalesciraju, pri čemu nastaje jedan mjehurić (ako je sloj dovoljno visok)

d_{maksimum} (d_{bm})
(vrijedi za sve fl. slojeve)

$$d_{bm} = 0,652 \left[A_c (u_0 - u_{mf}) \right]^{0,4}$$

$cm \qquad cm^2 \qquad cm/s$

d_{minimum} (d_{b0})
(zavisí o vrsti ploče distributora)

$$d_{b0} = 0,00376 (u_0 - u_{mf})^2 \quad \text{porozna ploča distr.}$$

$$d_{b0} = 0,347 \left[A_c (u_0 - u_{mf}) / n_d \right]^{0,4} \quad \text{perforirana ploča distr.}$$

d_{b0} - promjer mjehurića neposredno iznad ploče distributora

↓
 n_d – broj perforacija



Zaključno o čimbenicima o kojima zavise u_{br} i d_p

- treba uzeti u obzir da u_{br} zavisi i o čimbenicima, kao što su:
promjer sloja,
visina iznad ploče za distribuiranje plina,
izvedba distributora,
brzina strujanja plina i dr. čimbenika koji utječu na fluidizaciju čestica
- promjer mjehurića, d_p značajno zavisi o:
tipu i broju odbojnika,
cijevima izmjenjivača topline i tzv. ispunu unutar fluidiziranog sloja



Hidrodinamički modeli fluidizacije

Uzima u obzir različite čimbenike:

- miješanje i raspodjelu krutine i fluida u tzv. „emulzijskom” ili suspenzijskom području
- nastajanje i kretanje mjehurića kroz sloj (područje mjehurića)
- prirodu mjehurića (uključujući njihovu veličinu) i utjecaj na kretanje/raspodjelu čestica
- izmjenu tvari između mjehurića (s malim sadržajem krutine/katalizatora) i pretežno emulzije/suspenzije krute faze



Hidrodinamički modeli se dijele u 3 skupine:

1) Modeli dva područja - uzimaju u obzir područje mjehurića i područje emulzije (suspenzije) uz neznatnu promjenu značajki između ta dva područja

2) Modeli mjehurića – zasnivaju se na srednjoj veličini mjehurića; sve značajke sustava su funkcije veličine mjehurića

3) Modeli rasta mjehurića – uzimaju u obzir koalescenciju i razdvajanje mjehurića



Općenito:

- Modeli 1 i 2 su jednostavniji, ali zahtijevaju mnogo eksperimentalnih mjerenja
- Modeli 1 su previše jednostavni da bi bili prihvatljivi za praktičnu primjenu
- Modeli 3 su prilično komplicirani

Modeli 2 (modeli mjehurića) su najprihvatljiviji i najčešće se primjenjuju za modeliranje reaktora s vrtložnim slojem!

Kunii & Levenspielov model

Volumni udjel mjehurića u fluidiziranom sloju, δ

Kunii & Levenspiel:

$$\delta = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_b - u_{mf}(1 + \alpha)}$$

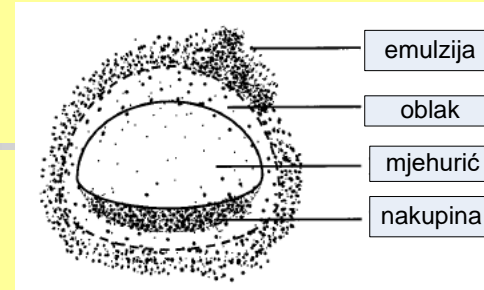
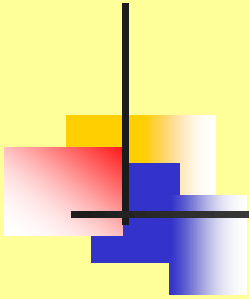
$\alpha: 0,25-1 \Rightarrow$ pojednostavljenje

$$\delta = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_b}$$

- izraz vrijedi za: $u_b \gg u_{mf}$, tj. ako je $u_b \approx 5u_{mf} / \varepsilon_{mf}$

udio sloja koji se sastoji od krute faze = $\alpha\delta$

udio sloja u emulzijskoj fazi = $(1 - \delta - \alpha\delta)$



Bilanca krute faze/katalizatora:

krutina u emulziji koja se kreće prema dolje = krutina u nakupini koja se kreće prema gore

$$\cancel{A_c} \rho_c (1 - \delta - \alpha \delta) u_s = \alpha \delta u_b \rho_c \cancel{A_c}$$

*brzina strujanja
krute faze, u_s*

$$u_s = \frac{\alpha \delta u_b}{1 - \delta - \alpha \delta}$$

A_c – površina poprečnog presjeka sloja
 ρ_c – gustoća krute čestice
 $\alpha \delta$ – udio sloja koji se sastoji od krute faze
 $(1 - \delta - \alpha \delta)$ – udio sloja u emulzijskoj fazi
 u_b – ukupna brzina strujanja mjehurića u fluid. sloju

Bilanca plinske faze:

$$A_c u_0 = A_c \delta u_b + A_c \varepsilon_{mf} \alpha \delta u_b + A_c \varepsilon_{mf} (1 - \delta - \alpha \delta) u_e$$

*ukupna brzina
strujanja plina*

*brzina strujanja
plina u mjehurićima*

*brzina strujanja
plina u nakupini*

*brzina strujanja
plina u emulziji*

*brzina strujanja
plina u emulziji, u_e*

$$u_e = \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} - u_s$$



Uvećanje (engl. *scale-up*)

- *bench-scale reaktori s vrtložnim slojem:*

promjeri: 30-60 mm

- *pilot reaktori s vrtložnim slojem:*

promjeri: 450-600 mm

- *komercijalni reaktori s vrtložnim slojem:*

promjeri: do ca. 10 m

S porastom veličine uređaja dolazi do **promjene u načinu strujanja** što može utjecati na rad reaktora. Takve promjene rezultiraju izravno iz geometrije ili neizravno iz promjena u izvedbi reaktora koje su rezultat uvećanja.



Pri uvećanju treba voditi računa o sljedećem:

- promjer sloja (reaktora)
- izvedba rešetke/distributora
- ispun
- raspodjela veličina zrna katalizatora
- sekundarne reakcije u slobodnom prostoru
- habanje/trošenje katalizatora
- ostali čimbenici



Promjer sloja

- Srednja brzina mjehurića raste s promjerom sloja D_t . Kao rezultat toga mjehurići imaju kraće vrijeme zadržavanja u sloju, a površina izmjene između mjehurića i emulgirane/suspendirane faze je manja, što dovodi do smanjenja konverzije.

Izvedba rešetke/distributora

- U lab. reaktorima obično se koriste porozne ploče perforiranog tipa za raspodjelu plina zbog lakšeg rukovanja. Međutim u ind. izvedbama sustava za raspodjelu plina (distributora) raspodjela je lošija i zbog toga se smanjuje površina izmjene što rezultira s manjom konverzijom.



Ispun

- Lab. reaktori s vrtložnim slojem ne sadrže ispun, za razliku od ind. uređaja koji često sadrže *snop cijevi za izmjenu topline*. To dovodi do porasta površine prijenosa u odnosu na reaktore bez ispuna.

Raspodjela veličina zrna katalizatora

- Rast mjehurića zavisi o **udjelu finih (sitnih) čestica u sloju** (obično se mjeri kao težinski udio čestica manjih od 0,044 mm) ili o srednjoj veličini zrna, d_p .
- ⇒ *S porastom udjela finih čestica* ranije dolazi do kolapsa mjehurića i ravnotežna veličina mjehurića postaje manja, što rezultira u većoj površini prijenosa tvari između mjehurića i dispergirane faze.
- ⇒ *Za postizanje “dobre fluidizacije” udio finih čestica (< 0,044 mm) iznosi 30-40 % mas.*, ali održavanje takvog udjela finih čestica u dužem periodu rada zahtjeva jako učinkovit sustav za oporabu krute faze.



Sekundarne reakcije u slobodnom prostoru

- U uređajima na “*bench*” razini *fluidizirani plin brzo se hladi preko stijenke* posude u slobodnom prostoru nakon napuštanja sloja, *pa su zbog toga sekundarne reakcije u slobodnom prostoru beznačajne.*
- To nije slučaj kod “*pilot plant*” reaktora, gdje hlađenje preko stijenke nije značajno, a brzine odnošenja su velike zbog većih brzina fluidizacije uobičajenih u takvim uvjetima rada. Oba utjecaja: *nedostatak hlađenja preko stijenke i velika konc. krutine u slobodnom dijelu* – mogu dovesti do *značajnih sekundarnih reakcija u slobodnom dijelu ind. reaktora s vrtložnim slojem.*



Habanje (trošenje) katalizatora

- u laboratorijskim reaktorima je minimalno zbog upotrebe poroznih ploča za raspodjelu plina, kao i zbog manjih brzina strujanja plina i visina sloja.
- u industrijskim reaktorima to nije slučaj. To smanjenje udjela katalizatora (zbog habanja) predstavlja rizik pri prenošenju na veće mjerilo.

Ostali čimbenici

- rizici zbog nehomogene raspodjele plina preko velike poprečne površine u tankim fluidiziranim slojevima,
- nastajanje depozita/nakupina u sloju,
- stvaranje taloga na površini izmjenjivača topline,
- starenje i trovanje katalizatora...

Uvećanje reaktora s vrtložnim slojem složen je zadatak koji zahtijeva puno eksperimentiranja (na pilot razini)!