


LEVEGŐZTETÉS 3 =KEVERÉS

BIM2
2002

A keverés szerepe, funkciói:

-(mozgási)energiabevitel a folyadékba

MOZGATÁS
HŐ

P/V  $K_L a$

-a levegőztető gáz diszpergálása a folyadékban

BUBORÉKKÉPZÉS, ANYAGÁTADÁS

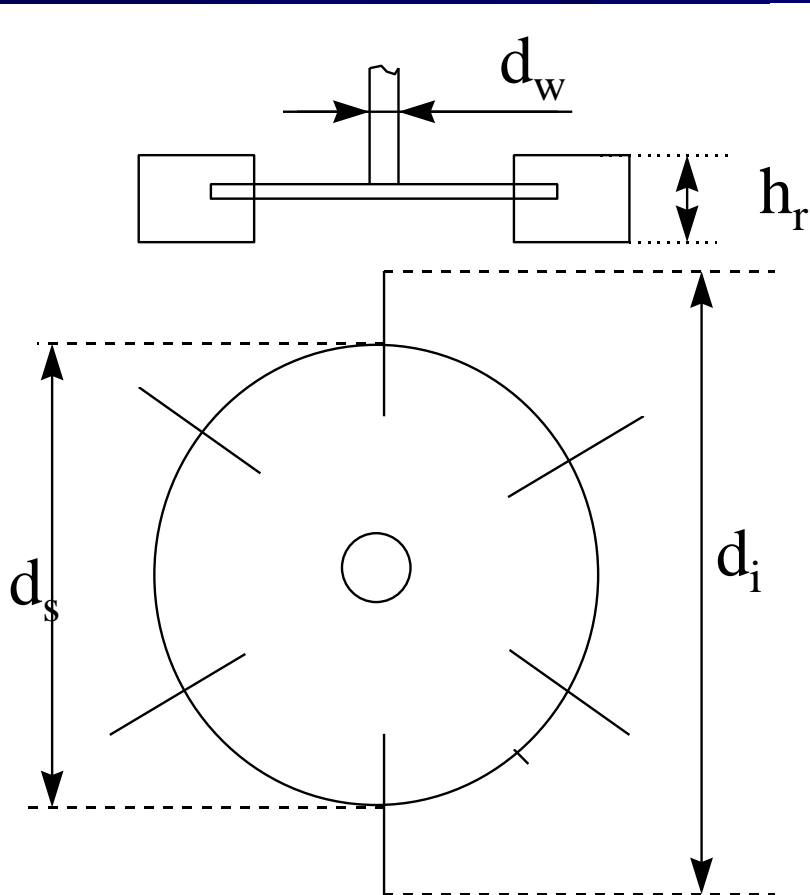
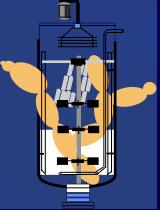
-a gáz- és folyadékfázis elválasztása

FORDÍTOTT A.ÁTADÁS CO_2

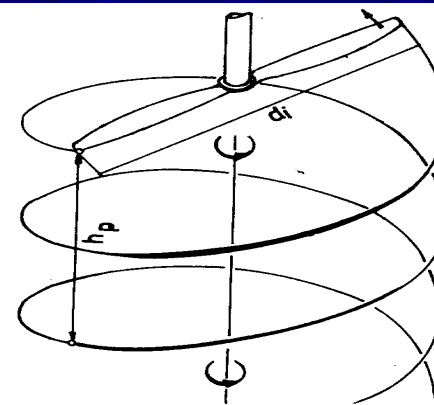
-a fermentlé oldott és nem oldott komponenseinek jó elkeverése

ÁLTALÁNOS KEVEREDÉSI FUNKCIÓ

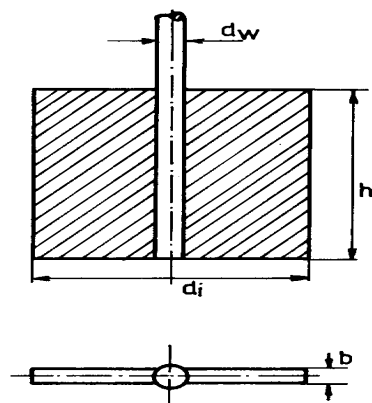
szubsztrátok, termékek...



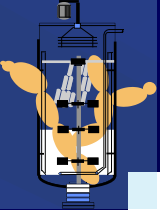
egyenes lapátú nyitott
turbinakeverő
(flat blade)



propellerkeverő



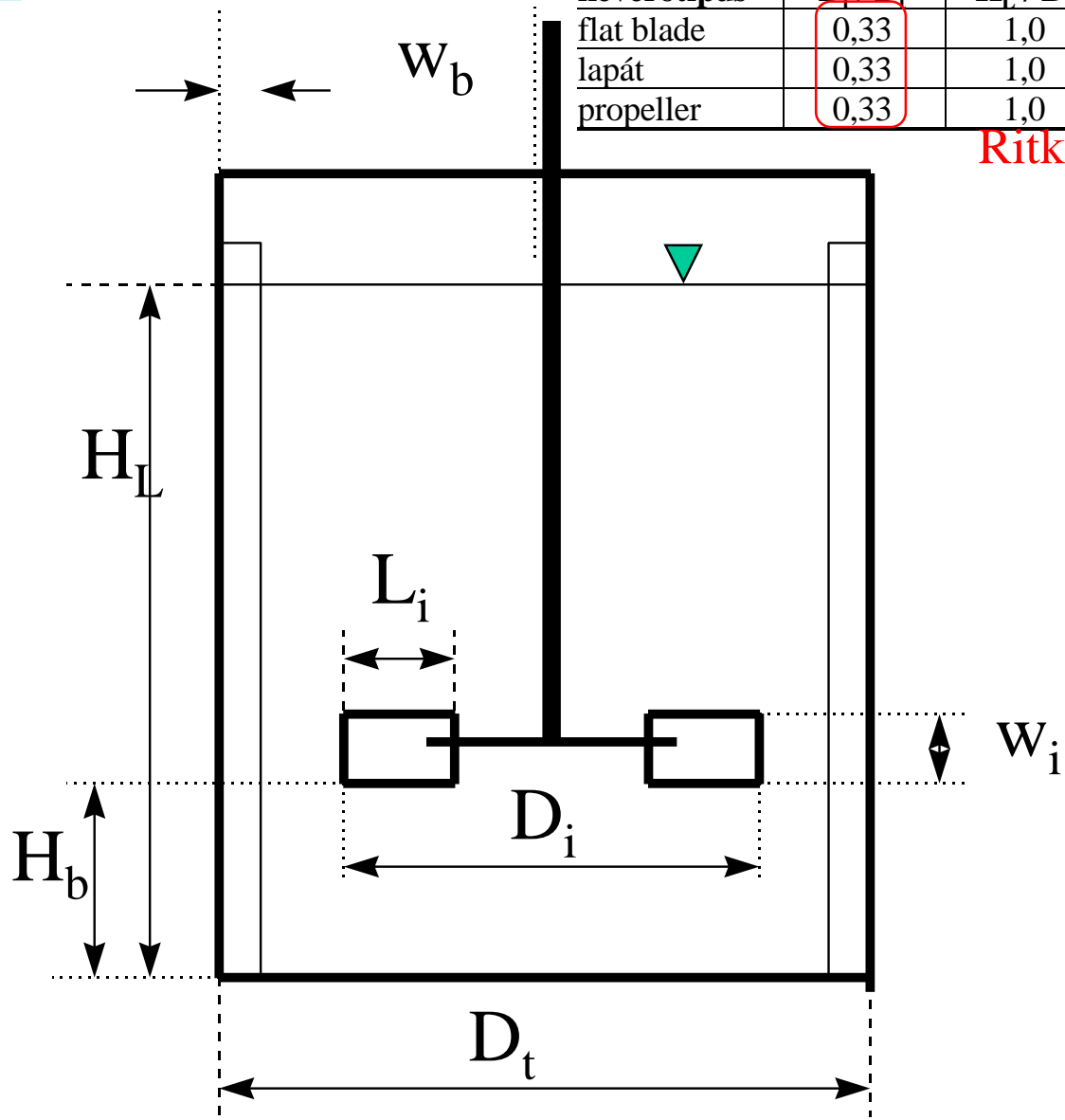
lapátkeverő



Jellemző

Törő/terelő lapok

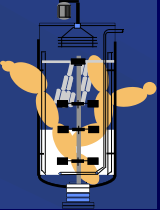
keverőtípus	D_i / D_t	H_L / D_t	W_i / D_t	H_b / D_t	W_b / D_t
flat blade	0,33	1,0	0,2	1,0	0,1
lapát	0,33	1,0	0,25	1,0	0,1
propeller	0,33	1,0		1,0	0,1



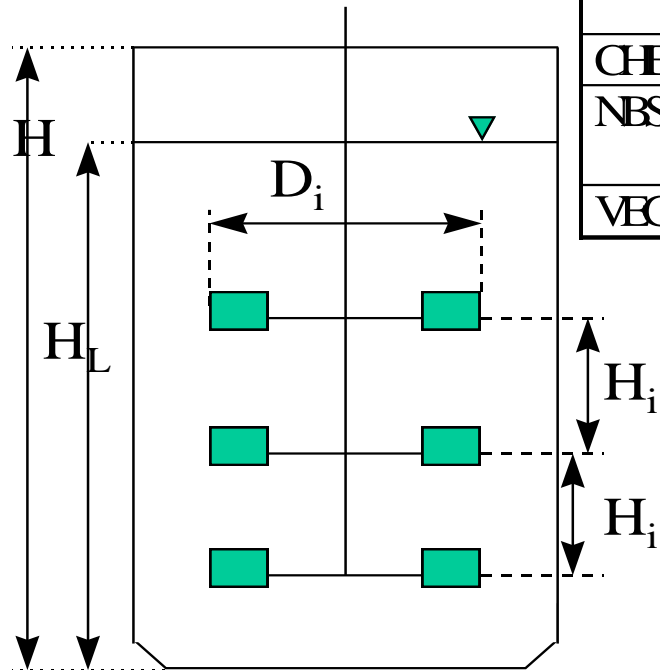
Ritka

Hogy ne legyen
CO2
visszaszívás

10 l -- 100 m³



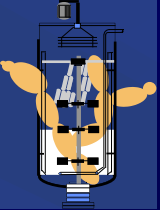
Több keverő elem



	$V \text{ m}^3$	H_i/D_i	D_i/D	H_L/D_i	n^*	n
BIOIEC(svéd)	2	1,54	0,33	4,62	3	2
	6	1,59	0,33	4,79	3	2
	0,6	1,6	0,33	4,81	3	2
CHEMAP (Svájc)				7,3	5	3
NBS (USA)	0,016	1,65	0,35	4,71	3	3
	0,25	1,5	0,35	4,3	3	3
VEGYTERV	115	2	0,44	4,54	3	3

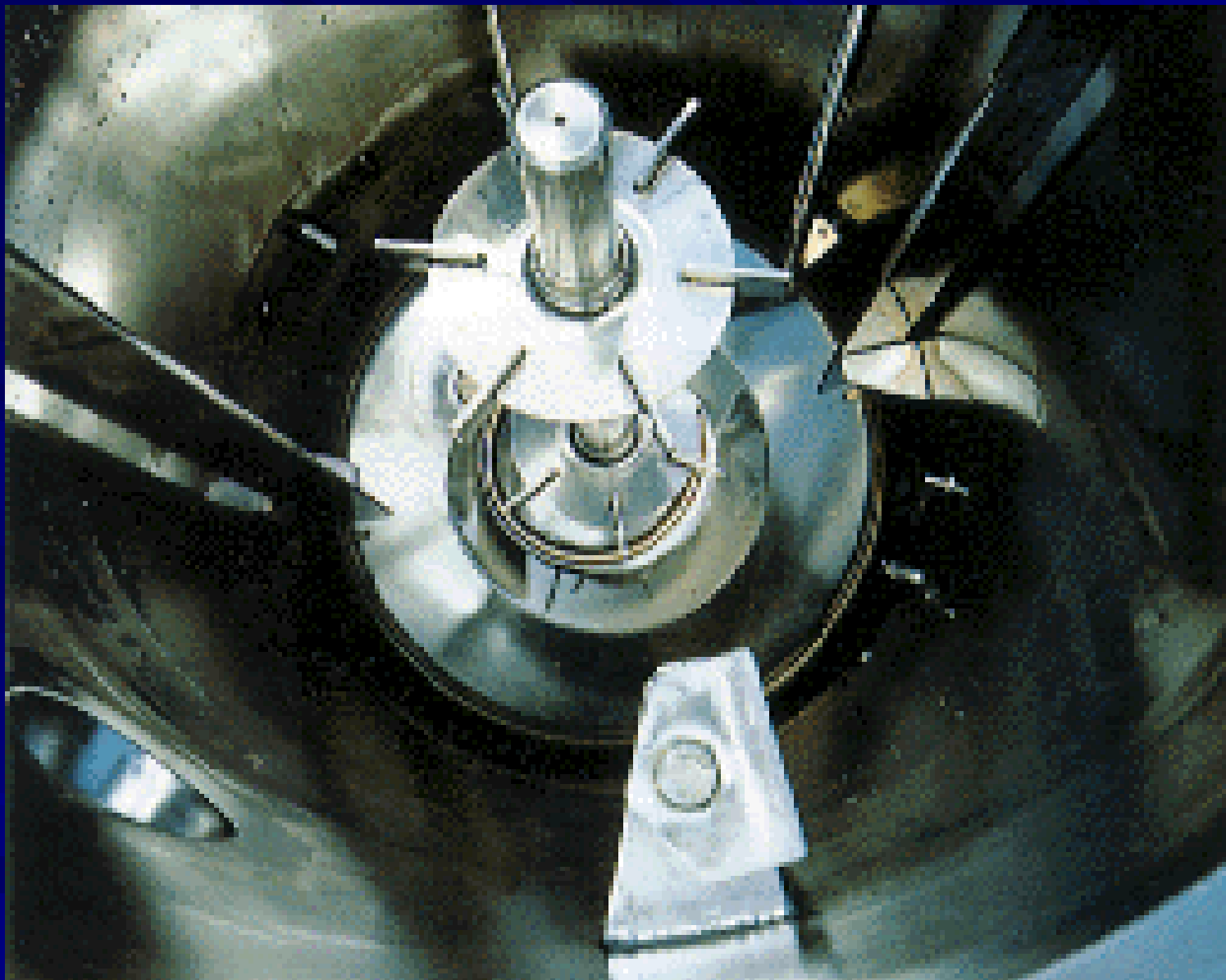
keverő elemek közötti távolság: $D_i < H_i < 2D_i$
keverő elemek száma:

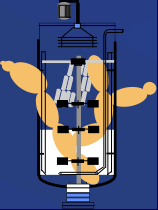
$$\frac{H_L}{D_i} - 1 > n > \frac{H_L}{D_i} - 2$$



LEVEGŐZTETÉS 3

BIM2
2002





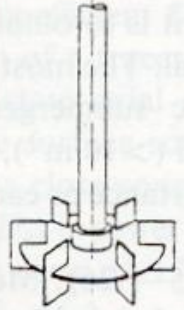





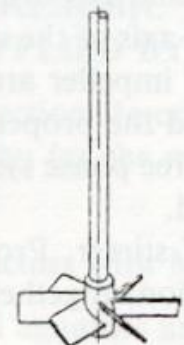

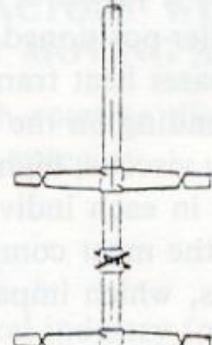
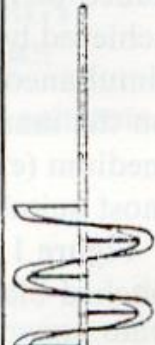
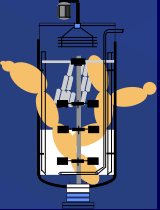
		Viscosity of liquid (Poise)					
		<5		5-50		50-500	
Main flow alignment	Tangential or Radial	 Flat-bladed disc turbine	 Impeller	 Cross paddle gate	 Gate	 Blade-stirrer	 Anchor
	Axial	 Pitched blade impeller	 Propeller	 MIG		 Helical ribbon impeller	

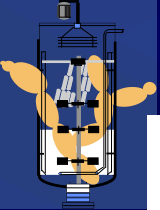
Fig. 1.2. Common agitator types [1.15]



Elefántfűl - axiális



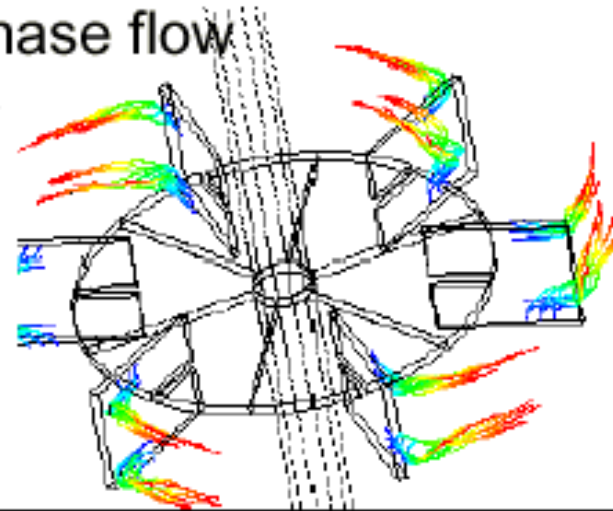
Különböző flat blade-k



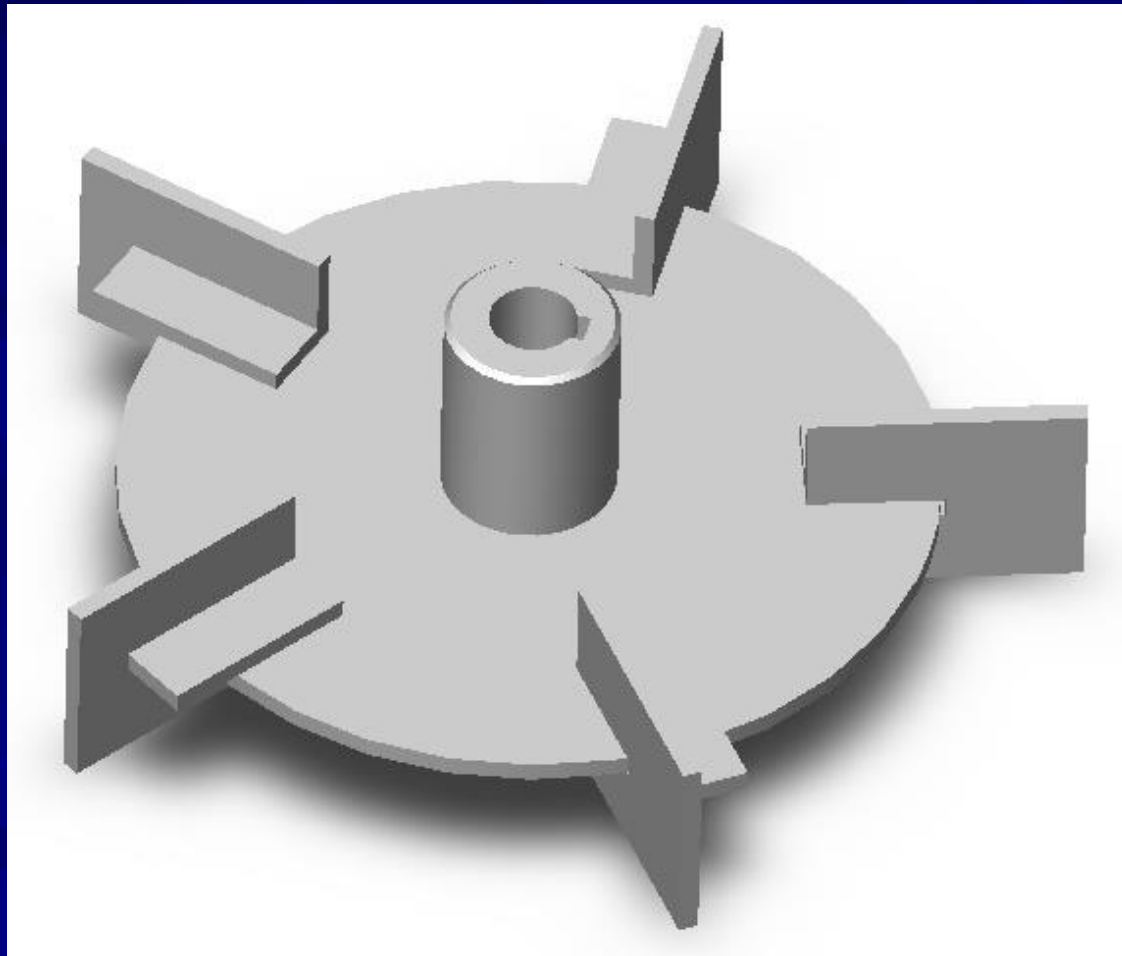
Gas Dispersion Impellers: 1950's

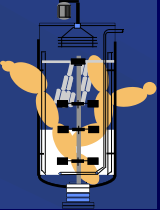
◆ Rushton Turbine

- Radial flow impeller
- Six flat blades on a disk
- Suitable for gas dispersion and liquid-liquid dispersion
- Turbulent power number range: 4.5-6.2
- Trailing vortices in single-phase flow
- Cavitation in gas-liquid flow



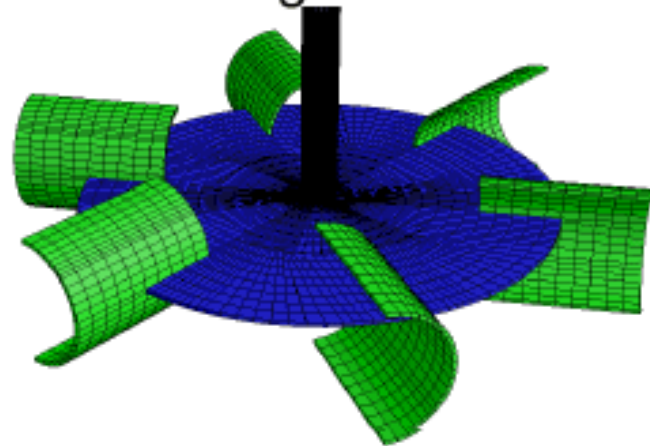
Rushton 5





Gas Dispersion Impellers: 1980's

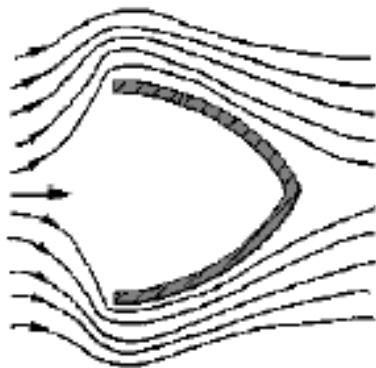
- ◆ Chemineer CD-6
 - Radial flow impeller with six concave blades on a disk.
 - Design based on prior research by Smith and co-workers.
 - Lightnin R130, Philadelphia's "Smith Turbine."
 - Turbulent power number range: 2.8-3.2.



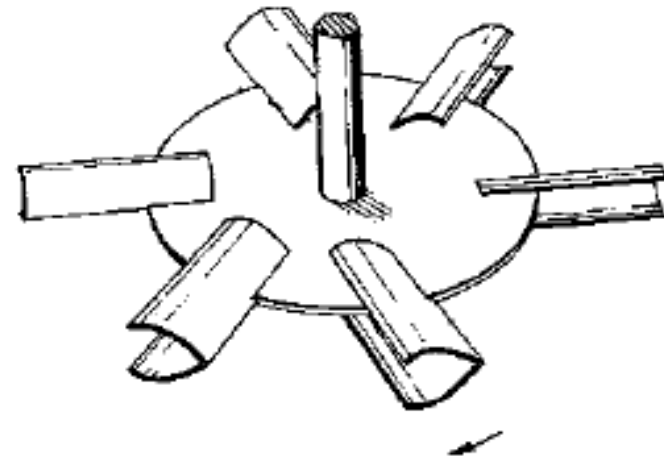
Fejlesztett Rushton

Gas Dispersion Impellers: 1988-1993

- ◆ Proprietary Scaba and ICI Impellers
 - Deeper concave blades
 - Sharp back edge of blade
 - With and without disks

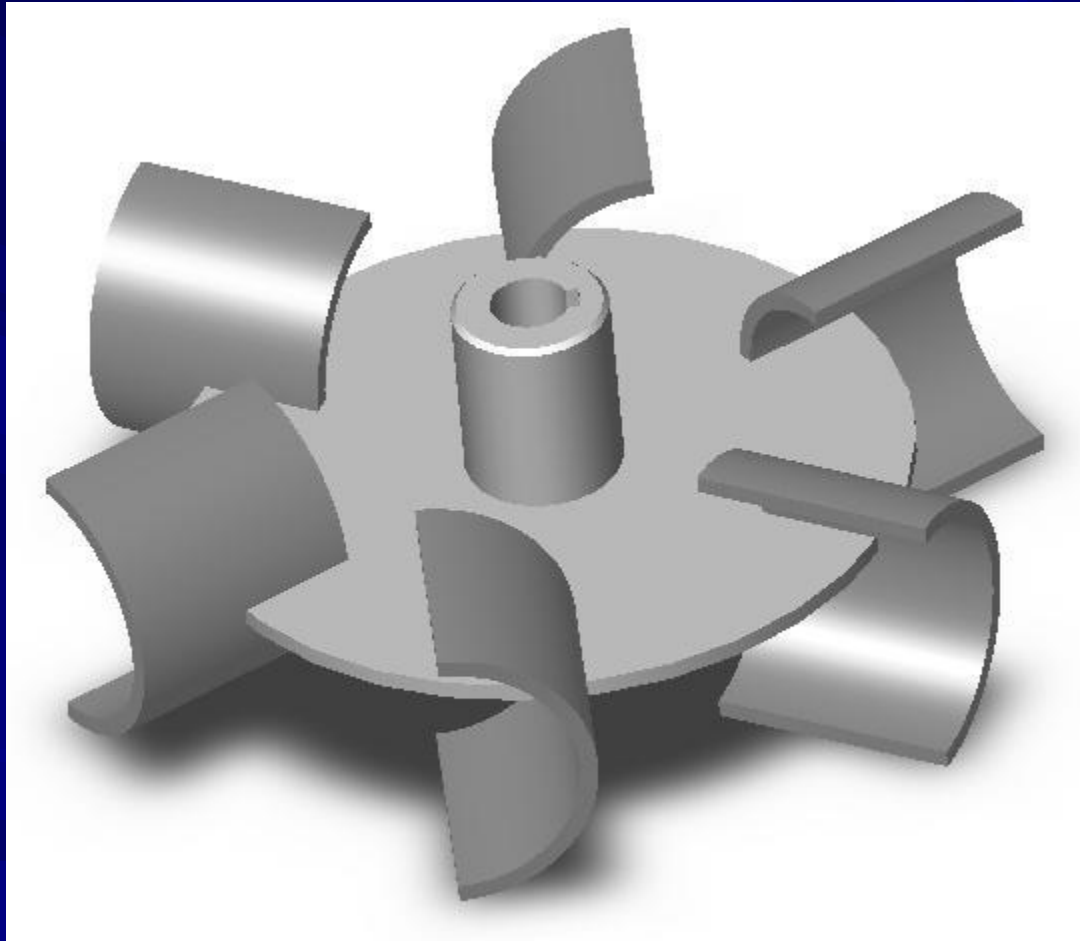


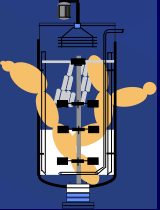
US Patent 4,779,990 (1988)



US Patent 5,198,156 (1993)

Chemineer CD6

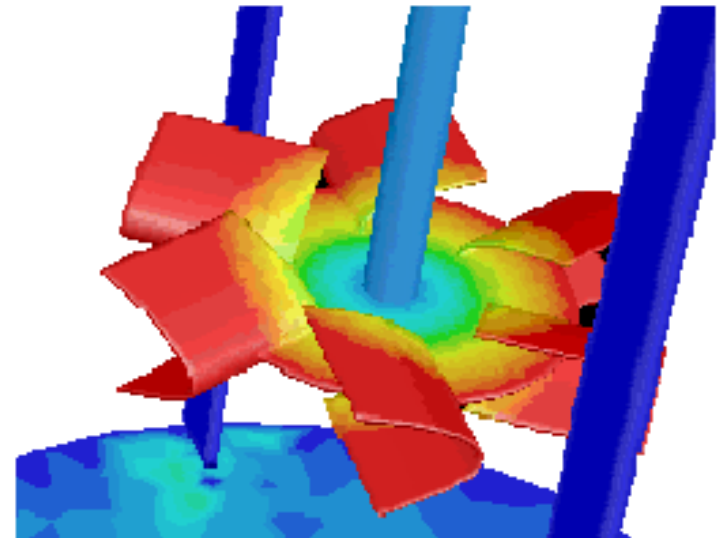




Gas Dispersion Impellers: 1998

◆ Chemineer BT-6

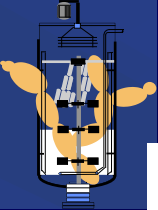
- Asymmetric blade technology: Gas flow is asymmetric so why would blade shape be symmetric?
- Blade curvature is different on top and bottom and the blade is longer on top.
- Rising gas is captured by longer upper portion of blade and dispersed from inside the deep blades.



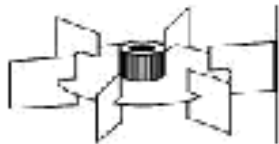
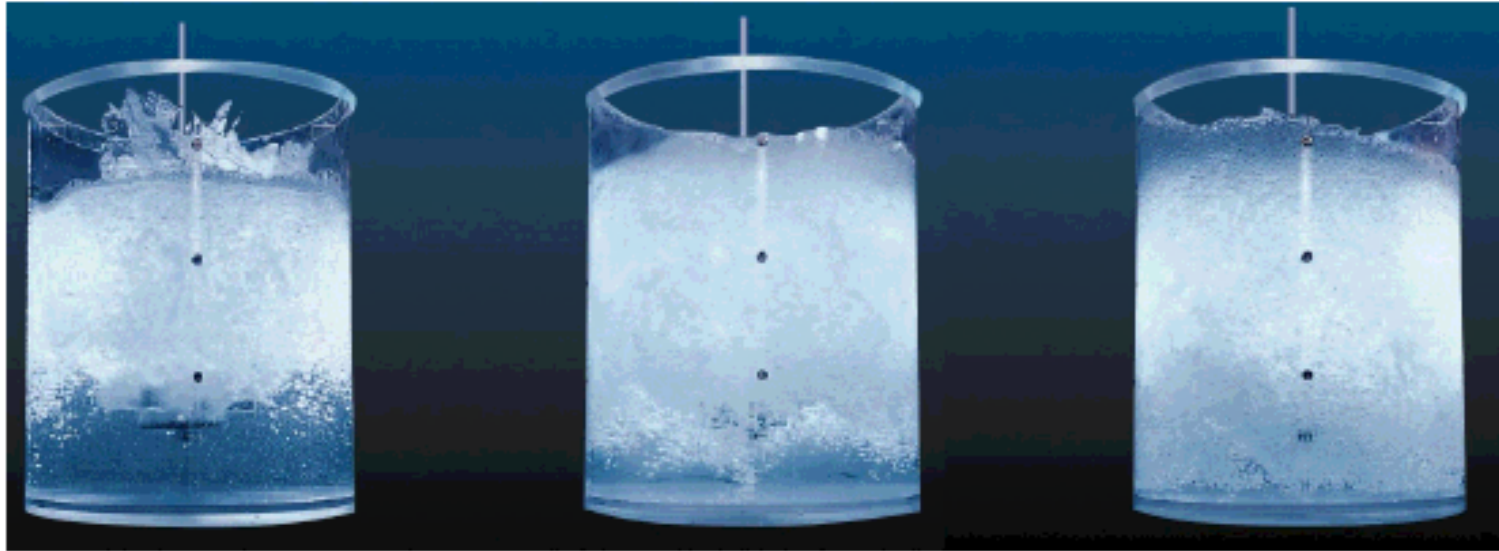
Fejlesztett Chemineer

Chemineer BT

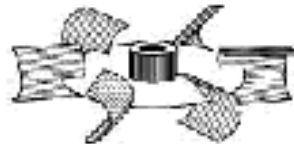




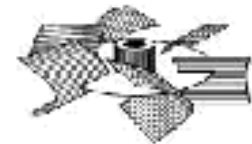
Gas Dispersion Retrofit Comparison



Rushton



CD-6



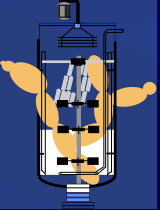
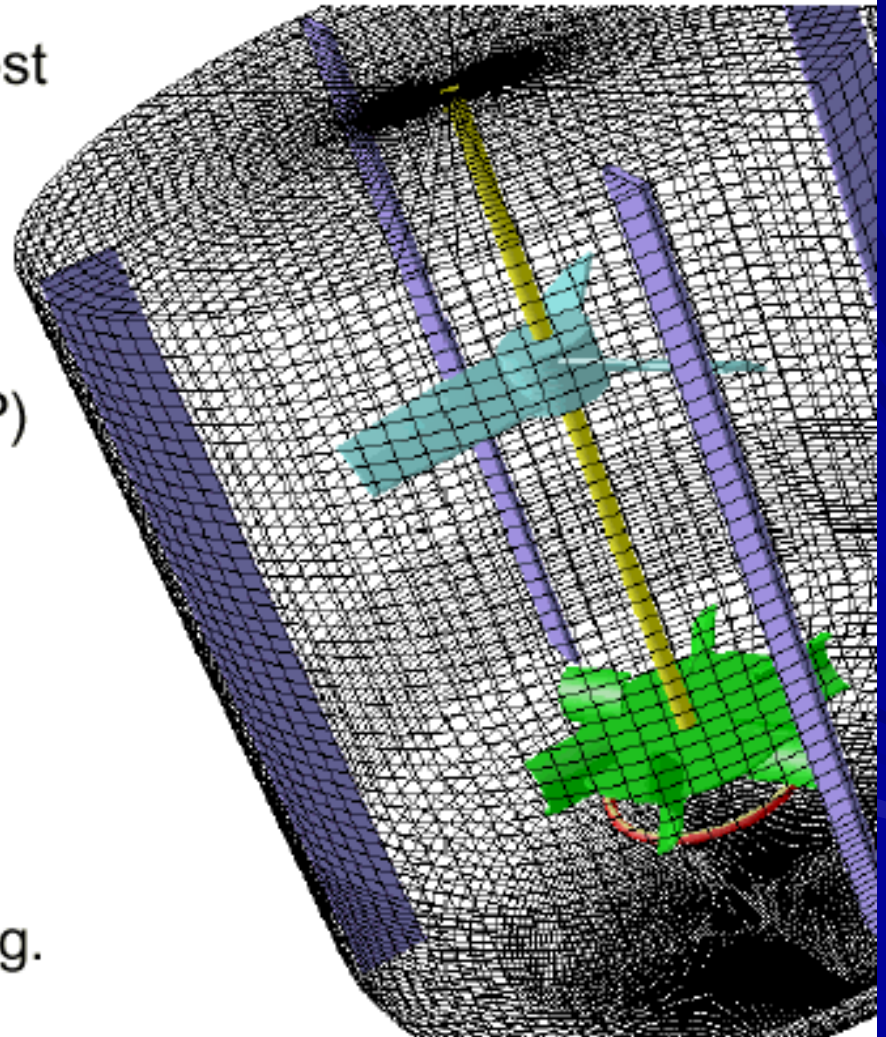
Chemineer BT-6

Gas flow rate 13 vvm ($v_{sg}=0.1\text{m/s}$).

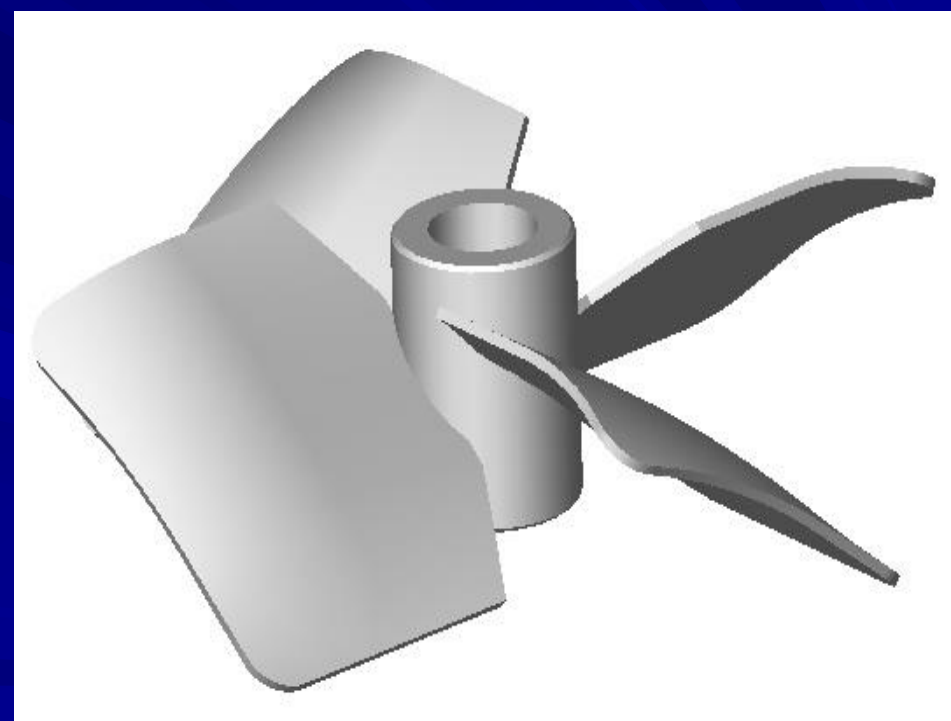
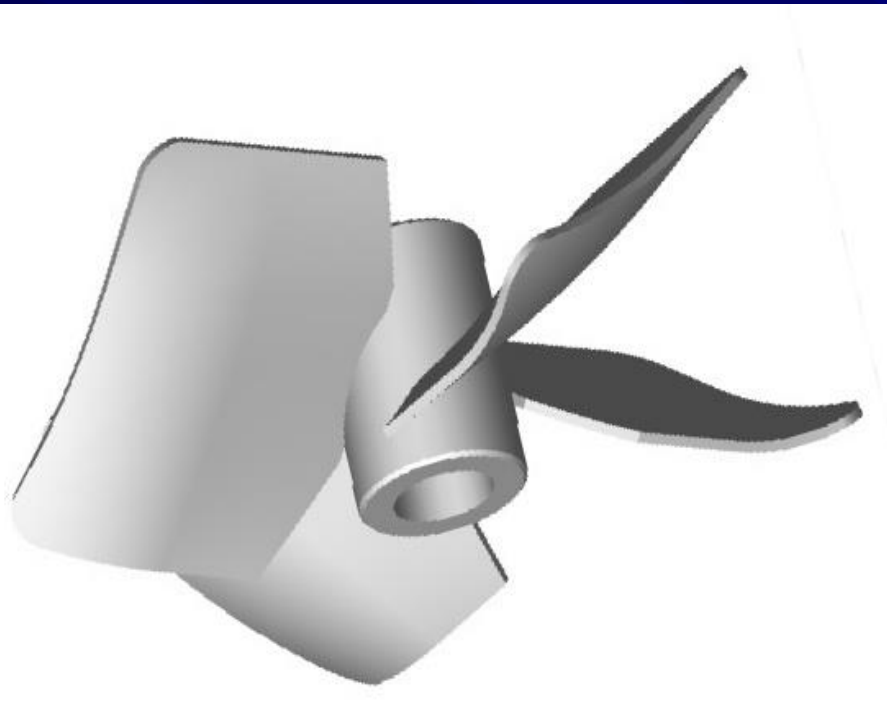
És mégis Rushton...

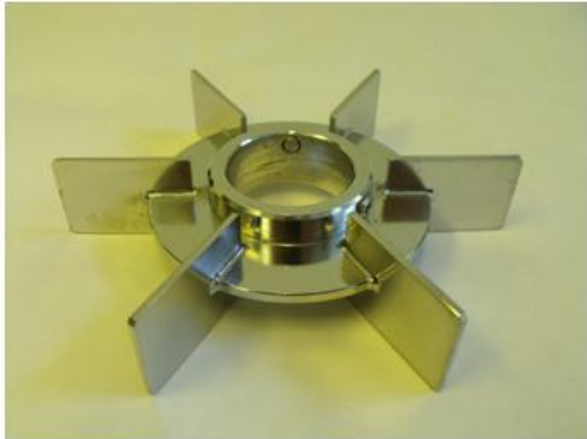
Multiple Impeller Systems - 1980's

- CD-6/HE-3 systems most widely used system in large scale fermenters. HE-3 can be either down or up pumping. Over 100,000 kW (130,000 HP) installed.
- Systems with solely down pumping axial flow impellers were not successful. Solely **up pumping** impellers work better than down pumping.



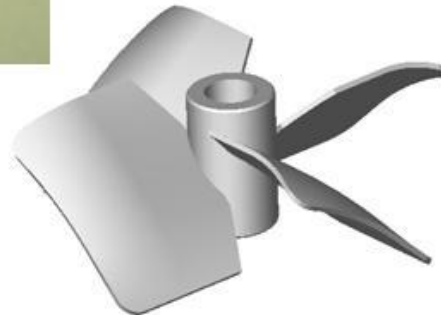
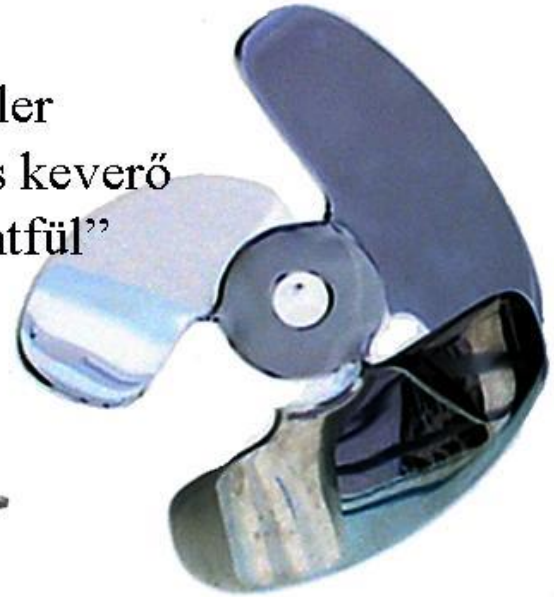
Lightning felfelé és lefelé keverő elemek





Rushton turbina

Propeller
Axiális keverő
"elefántfül"



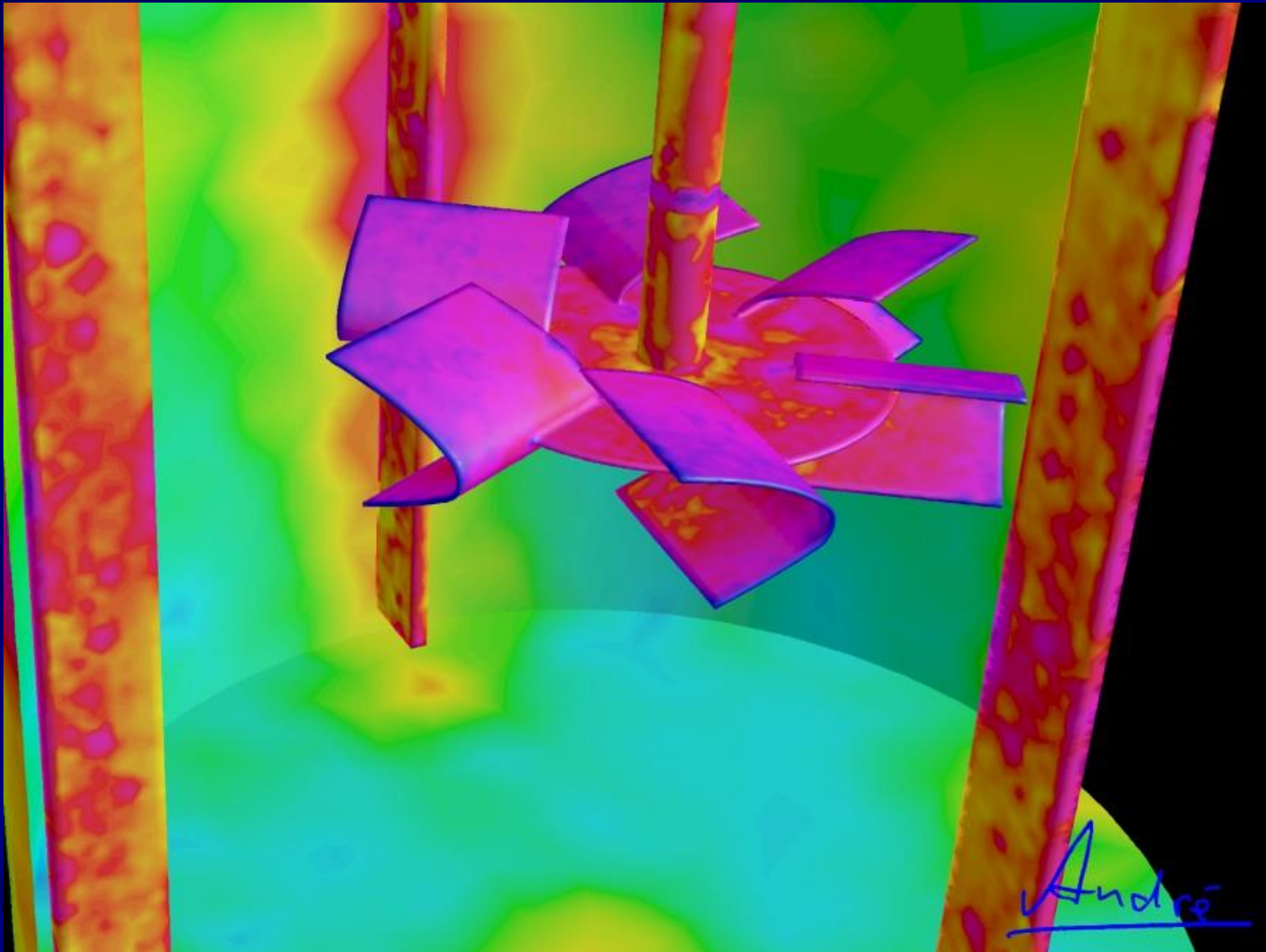
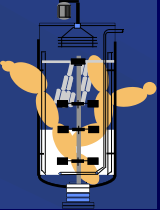
Maxflo és Lightning
axiális keverők

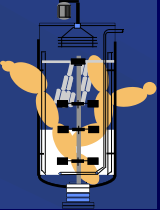


Chemineer CD-6



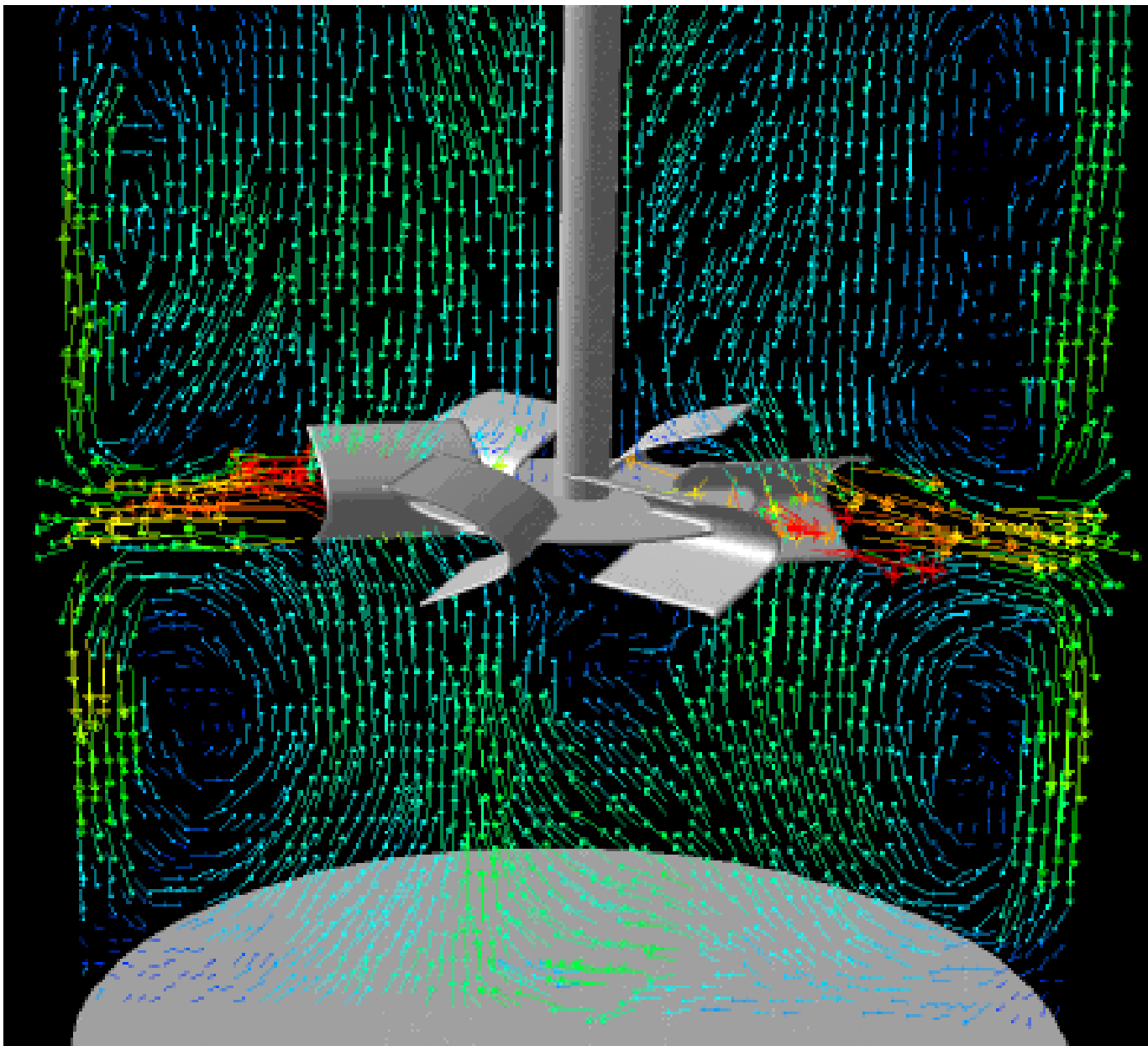
Chemineer BT-6

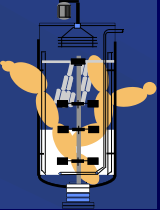




LEVEGŐZTETÉS 3

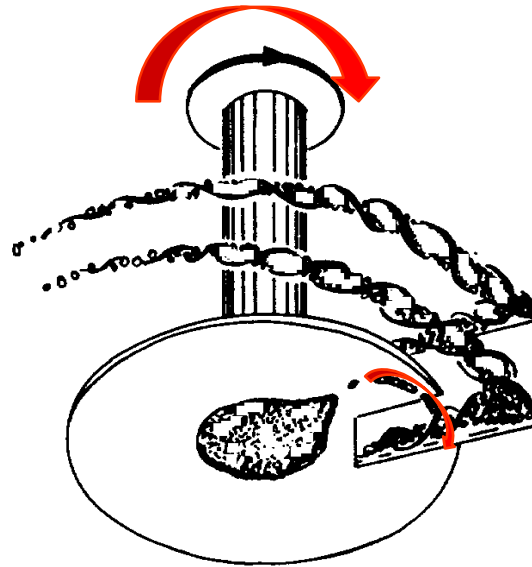
BIM2
2002





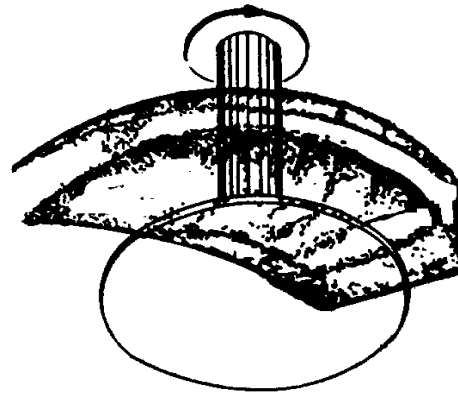
Kis q

Nem „vág” a keverő!

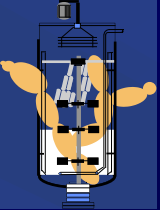


csavarörvény

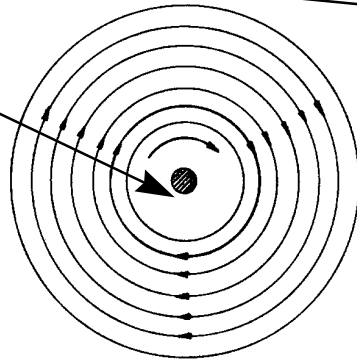
Nagy q



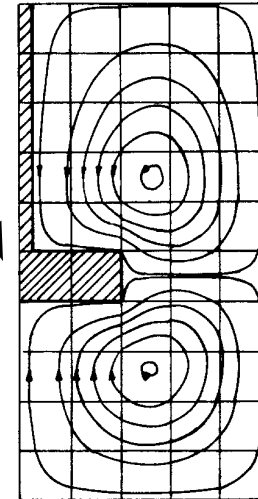
lapörvény



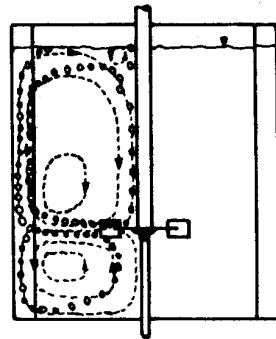
keverő



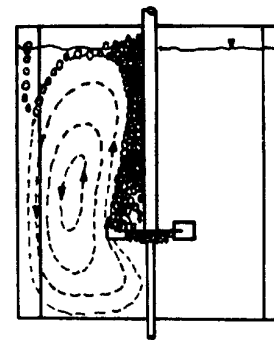
primer folyadék
áramlás



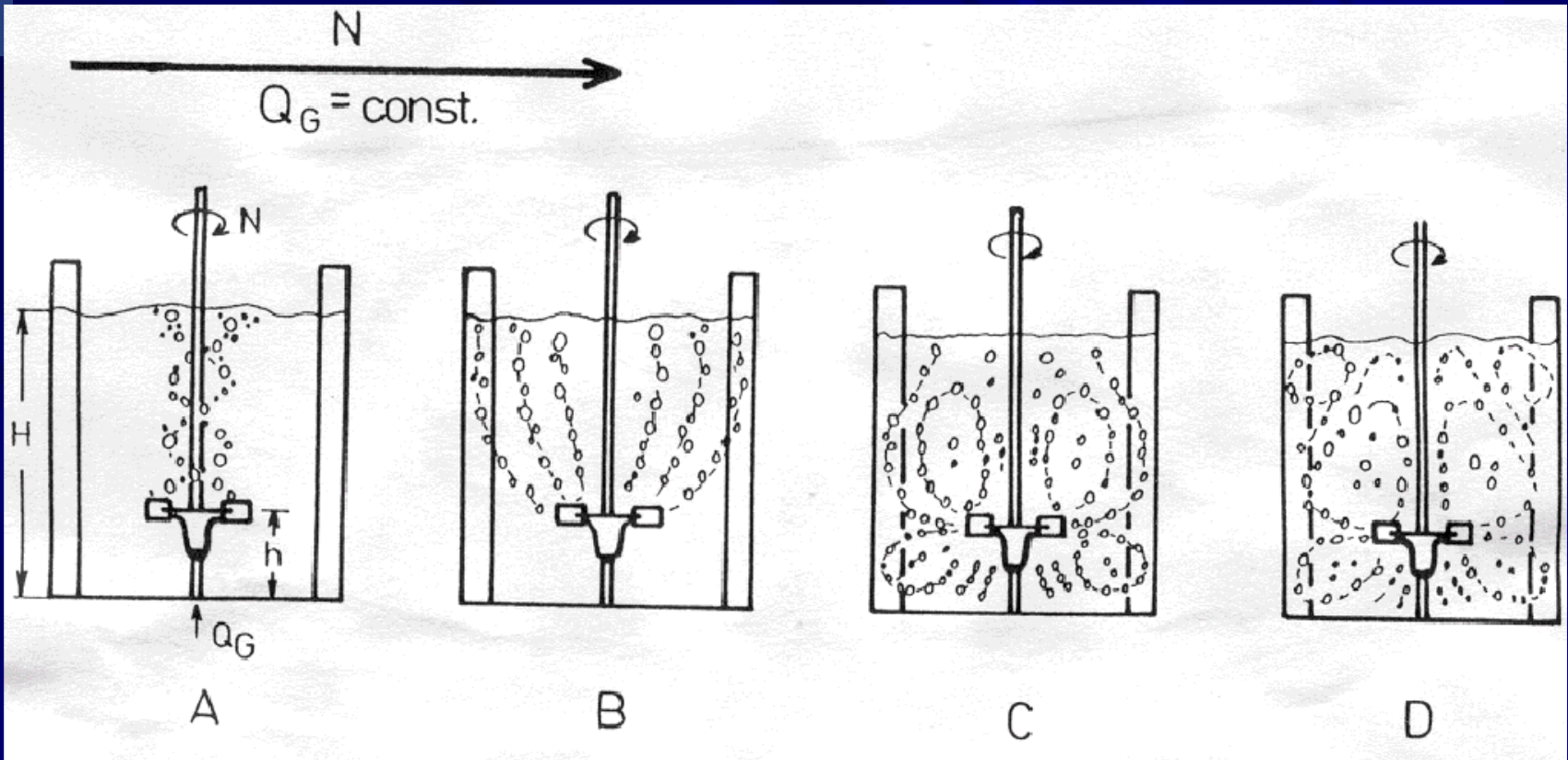
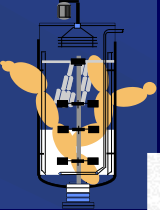
szekunder folyadék
áramlás

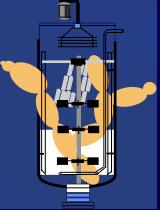


buborékmozgás
kis gázsebességnél



buborékmozgás
nagy gázsebességnél





A5342

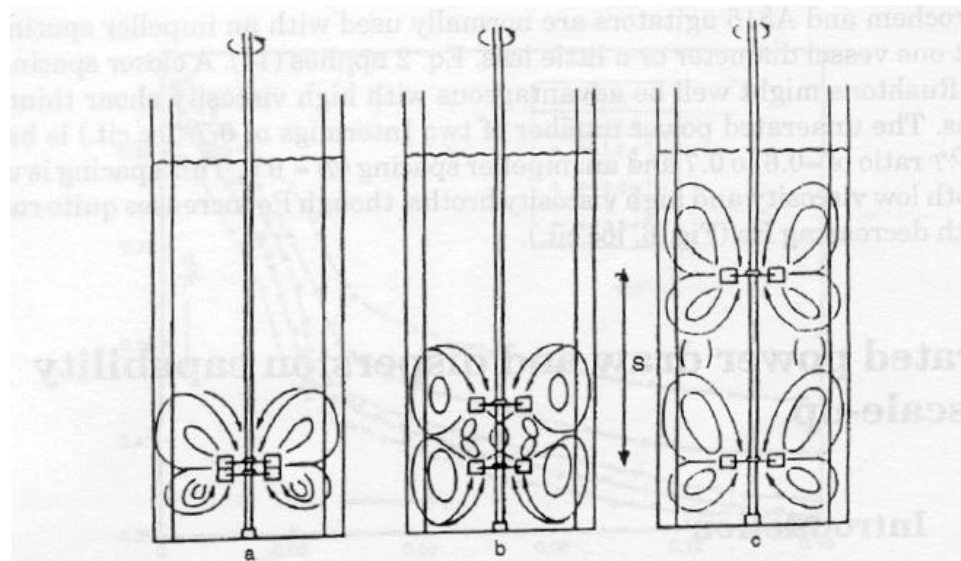
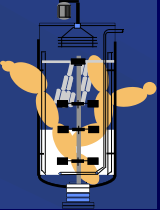


Fig. 1: Flow patterns as a Function of Impeller Spacing.



A keverő teljesítmény felvétele

$$P = A D_i^5 N^3 \rho \text{Re}^m \text{Fr}^n \left(\frac{W_i}{D_i} \right)^\alpha \left(\frac{D_T}{D_i} \right)^\beta \left(\frac{H_L}{D_i} \right)^\gamma \dots$$

ρ - sűrűség

N - keverő fordulatszáma.

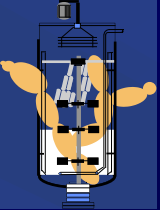
Keverési Re-szám

$$\text{Re} = \frac{D_i \cdot N D_i \rho}{\mu} = \frac{N D_i^2 \rho}{\mu} \quad \left(\text{ált.: } \text{Re} = \frac{dv\rho}{\mu} \right)$$

$ND\pi$ = keverő kerületi sebesség

Keverési Fr-szám

$$\text{Fr} = \frac{(D_i N)^2}{g D_i} = \frac{D_i N^2}{g} \quad \left(\text{vö.: } \text{Fr} = \frac{v^2}{gL} \right)$$

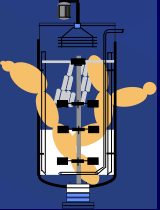


állandó geometriájú bioreaktorra

$$P = A' D_i^5 N^3 \rho Re^m Fr^n$$

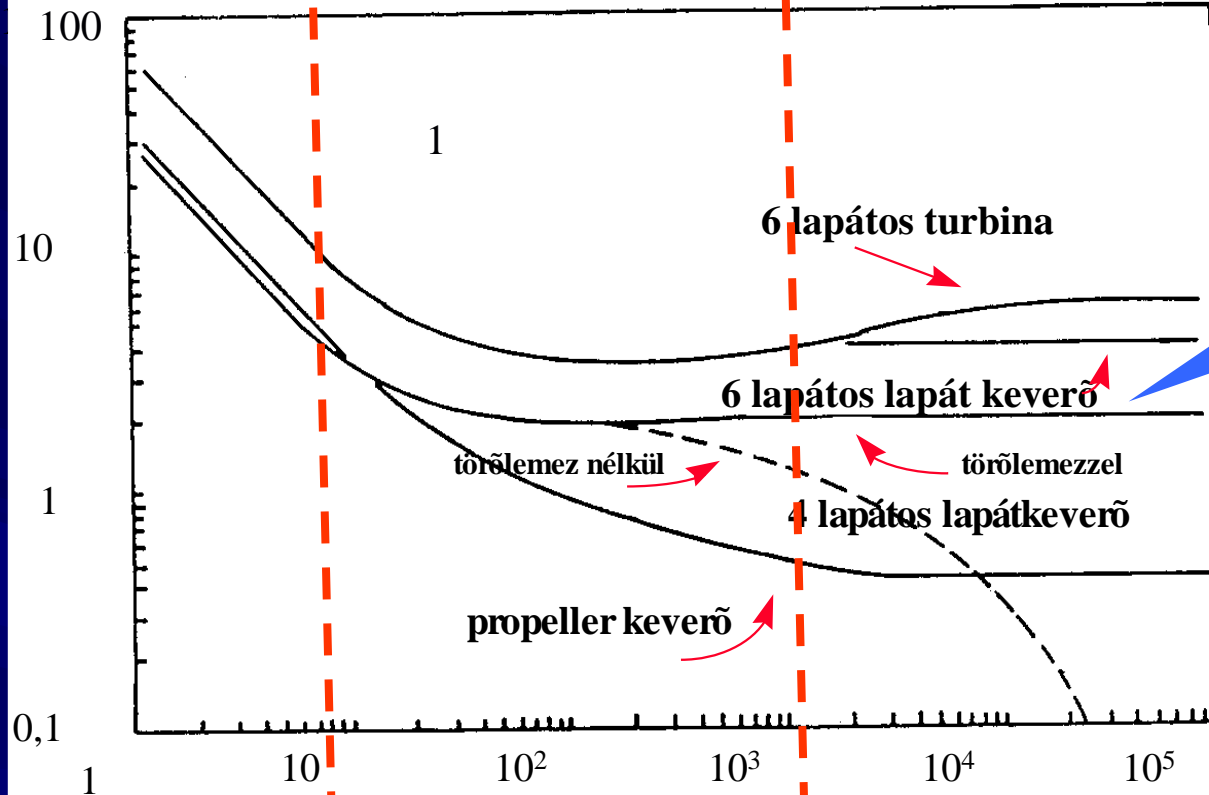
teljesítményszám (Ne=Newton-szám vagy Eu=Euler-szám) :

$$N_P = \frac{P}{D_i^5 N^3 \rho} = A' Re^m Fr^n$$



LEVEGŐZTETÉS 3

TELJESÍTMÉNYSZÁM $P/N^3D_i^5\rho$



Fully „baffled”

REYNOLDS SZÁM $ND_i^2\rho/\mu$

LAMINÁRIS
 $0 < Re \leq x \cdot 10$

TRANZIENS
 $x \cdot 10 < Re < \sim x \cdot 10^3$

TURBULENS
 $10^3 < Re$

$$N_p = A' Re^{-1}$$

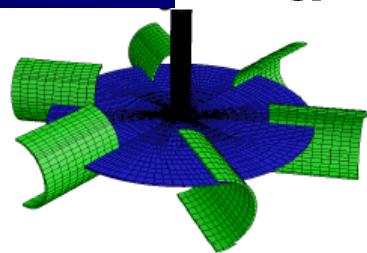
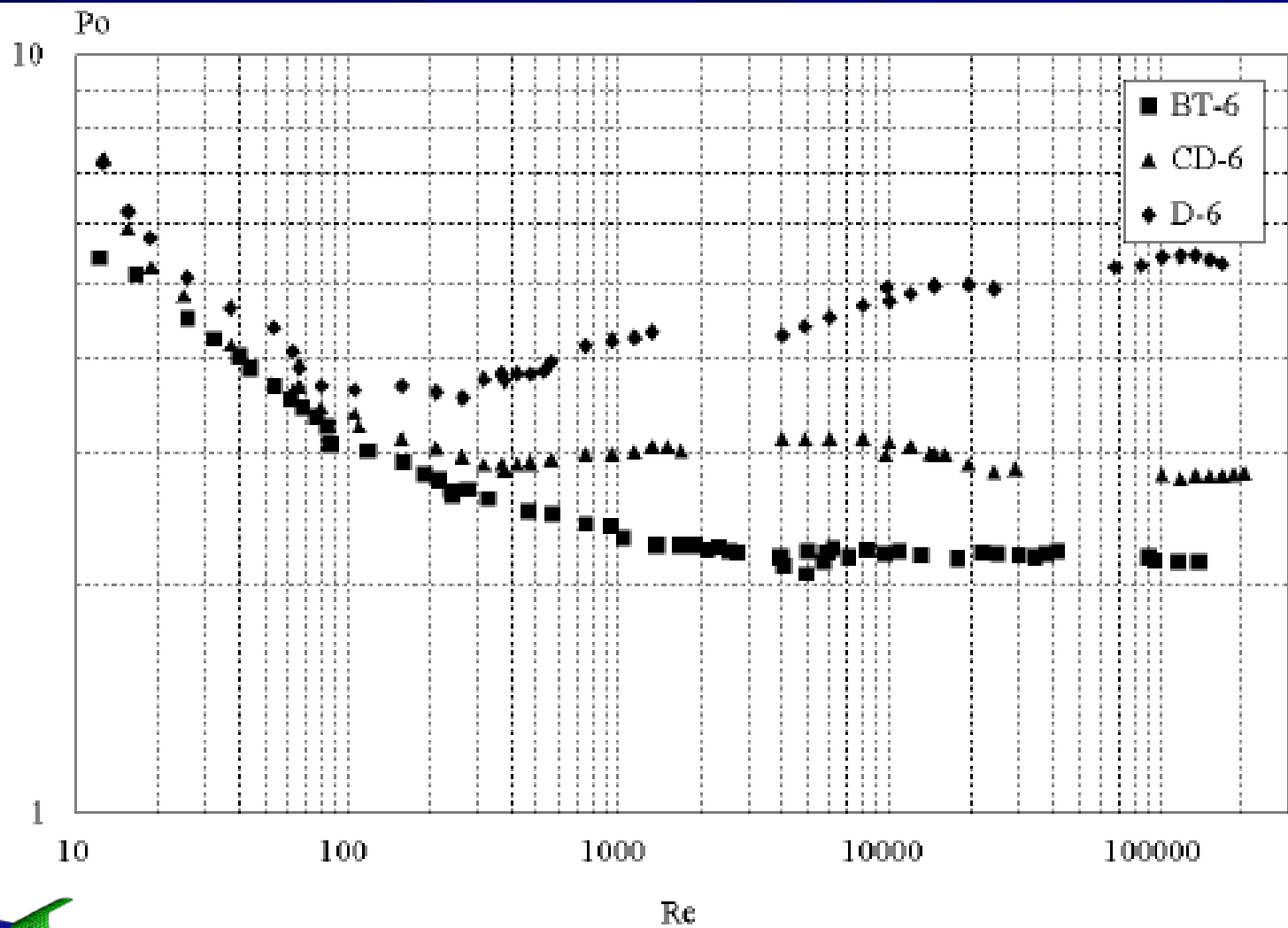
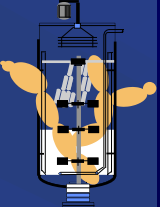
$$P = A' \mu D_i^3 N^2$$

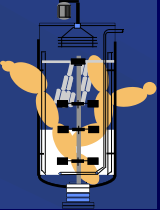


$$N_p = A'$$

$$P = A' D_i^5 N^3 \rho$$

Fully baffled = Re független

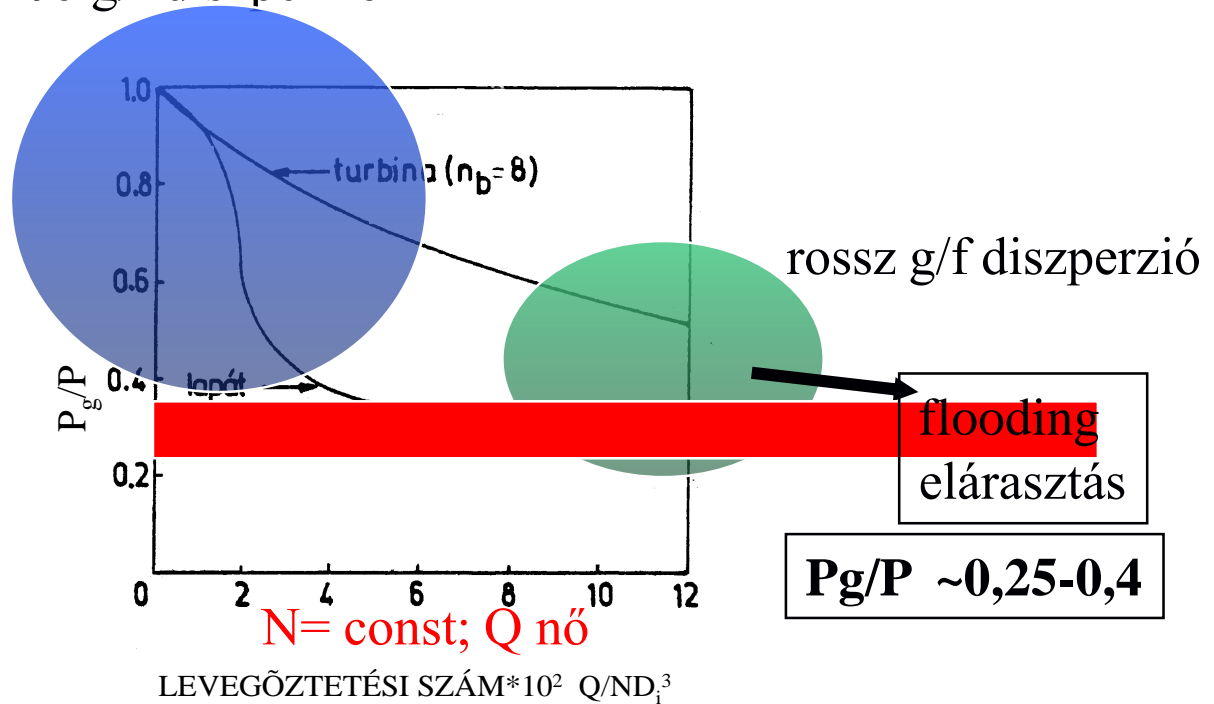




+LEVEGŐZTETÉS: P csökken

$$Na = \frac{\text{látszólagos felületi (lineáris) légsebesség}}{\text{keverő kerületi sebessége}} = \frac{\frac{Q [\text{m}^3 / \text{s}]}{\frac{D_i^2 \pi}{4} [\text{m}^2]}}{ND_i \pi [\text{m} / \text{s}]} = \frac{Q}{ND_i^3}$$

Jó g/f diszperzió



$$\frac{P_{g/P}}{P} = f(Na)$$

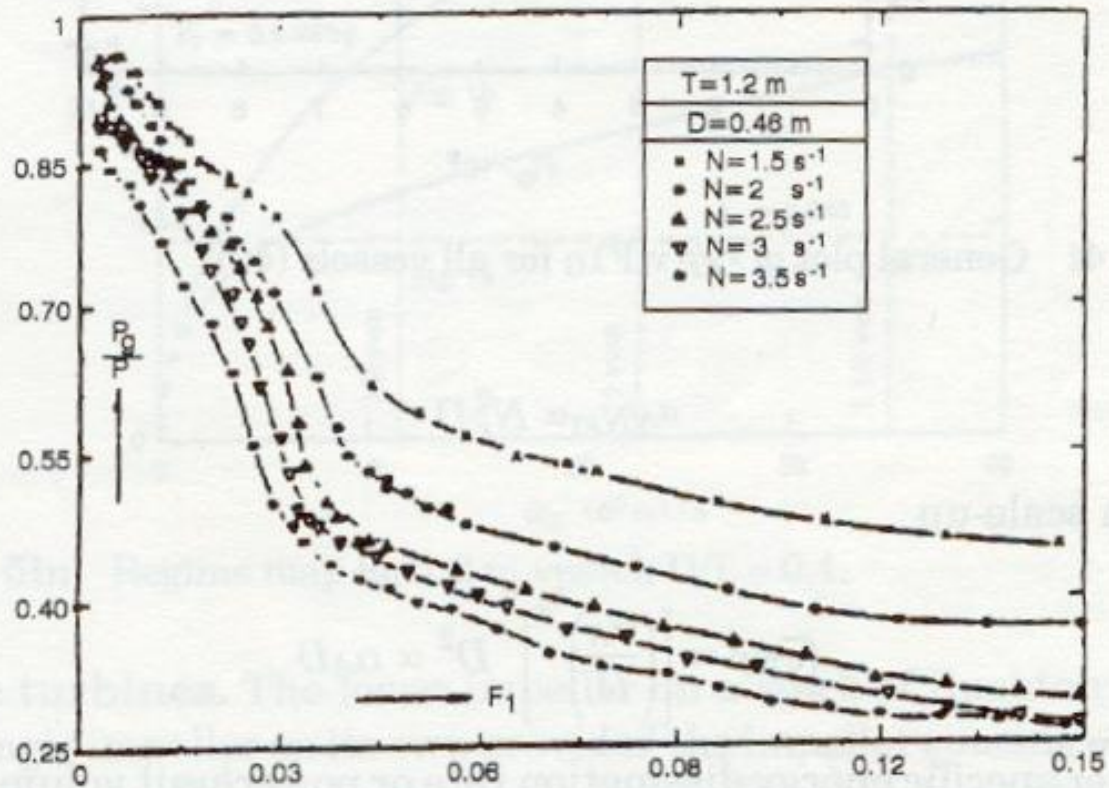
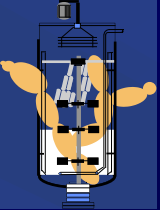


Fig. 3a: The measured gassed power curves in the 1.2 m tank at various impeller speeds (85).



Oxigén abszorpciós koefficiens kevert reaktorban

($K_L a$) becslése : Vízhez közeli anyagi tulajdonságú (ρ , μ , D_{O_2}) fermentlevekre

Calderbank összefüggése

$$d_b = 4,15 \frac{\sigma^{0,6}}{\rho^{0,2} \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0,4}} H^{0,5} + 0,0009 \quad [\text{m}]$$

σ flé felületi feszültsége,

ρ sűrűsége

H_0 gáz holdup

d_b átlagos buborék átmérő

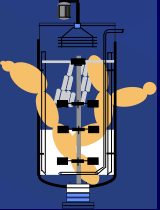
$$a = \frac{6H_0}{d_b}$$

felhasználásával és a 0,0009[m] elhagyásával

$$a = 1,44 \frac{\left(\frac{P_g}{V} \right)^{0,4} \rho^{0,2}}{\sigma^{0,6}} H^{0,5} \quad [\text{m}^{-1}]$$

$$a \propto \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0,4} v_s^{0,5}$$

~Holdup



$$a \propto \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0,4} v_s^{0,5}$$

$$v_s = \frac{F \cdot 4}{D_T^2 \pi} \quad \left[\text{m}^3 / \text{m}^2 \text{s} \right]$$

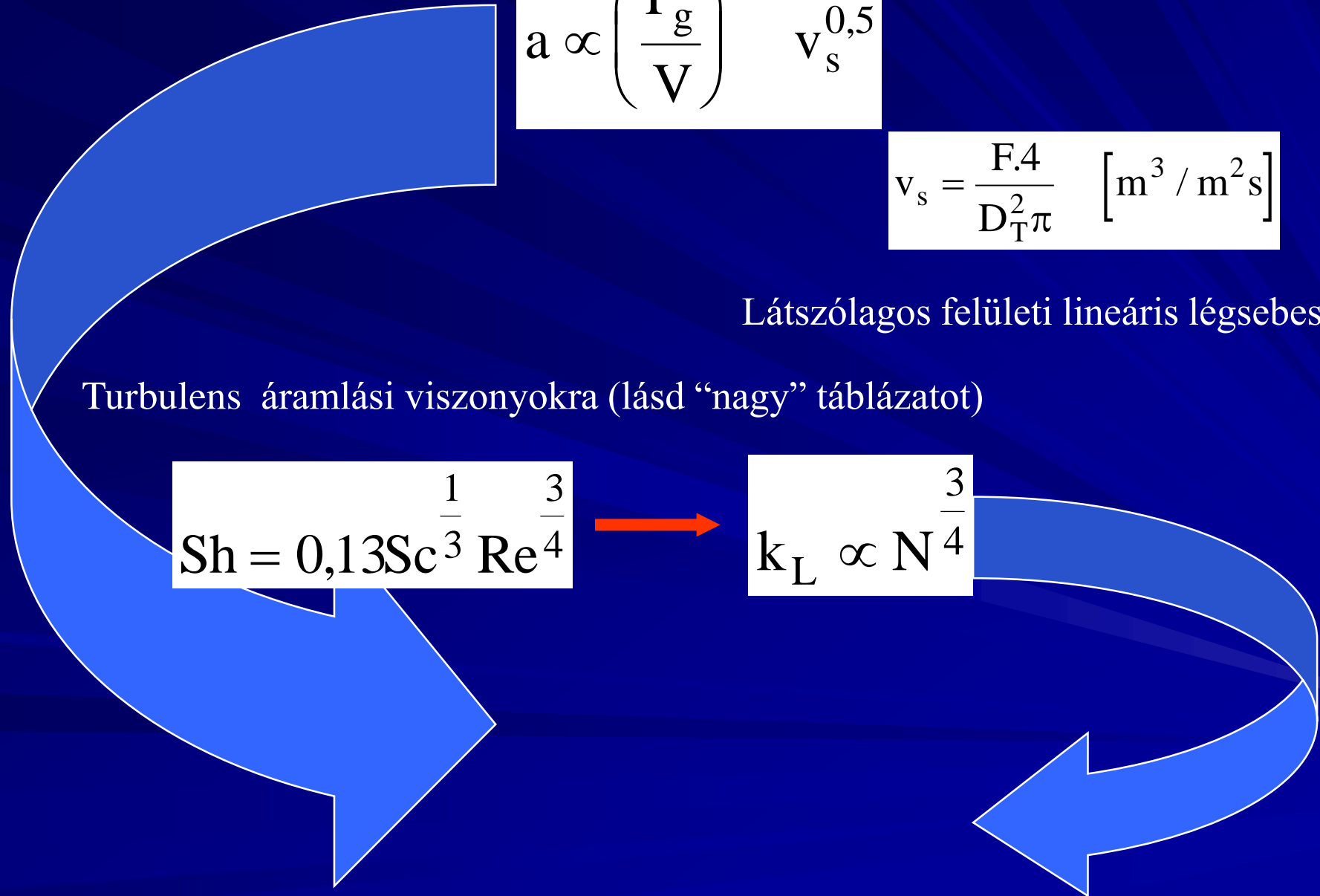
Látszólagos felületi lineáris légsebesség

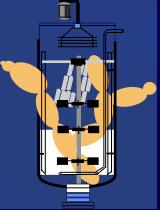
Turbulens áramlási viszonyokra (lásd “nagy” táblázatot)

$$\text{Sh} = 0,13 \text{Sc}^{\frac{1}{3}} \text{Re}^{\frac{3}{4}}$$



$$k_L \propto N^{\frac{3}{4}}$$





$$K_L a \propto \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0,4} v_s^{0,4} N^{0,5}$$

labor fermentorokra

=f(N³)

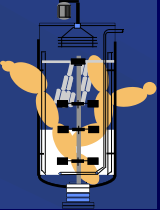
$$K_L a \propto \left(\frac{P_g}{V} \right)^\alpha v_s^\beta N^{0,5}$$

általánosan

α β
0,3 — 0,95 0,50 — 67

mérettől függő állandók,

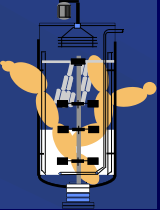
Min. N^{1,5}-en függés=>ezzel lehet leginkább befolyás.



Mitől függ és hogyan a $K_L a$?

$K_L a$ függése a környezeti paramétereiktől
(ρ , μ , σ , D_{O_2}) mindenben szerepel!!!!

Dinamikai viszkozitás
ld. reológia



Hőmérséklet hatása

$$\frac{(K_L a)_{T^\circ}}{(K_L a)_{20^\circ}} = 1,024^{(T-20^\circ)}$$

növeli $K_L a$ értékét DE! C^* csökken a hőmérséklet növekedésével → OTR

Ált. C^*
„nyer”

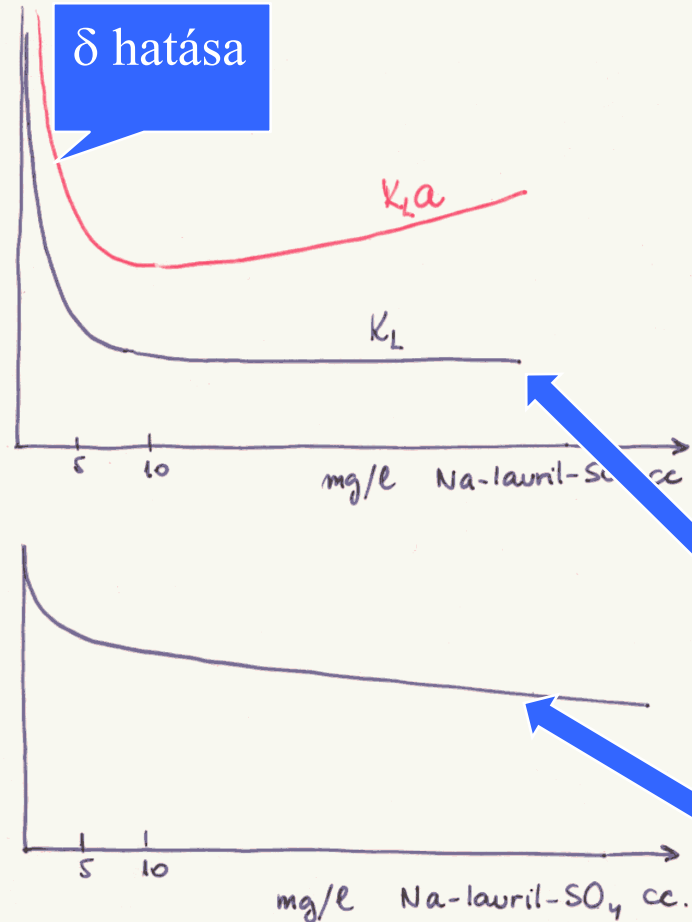
Oldott tápanyag komponensek

$$\frac{(K_L a)_{\text{tápoldat}}}{(K_L a)_{\text{víz}}} = \alpha_k$$

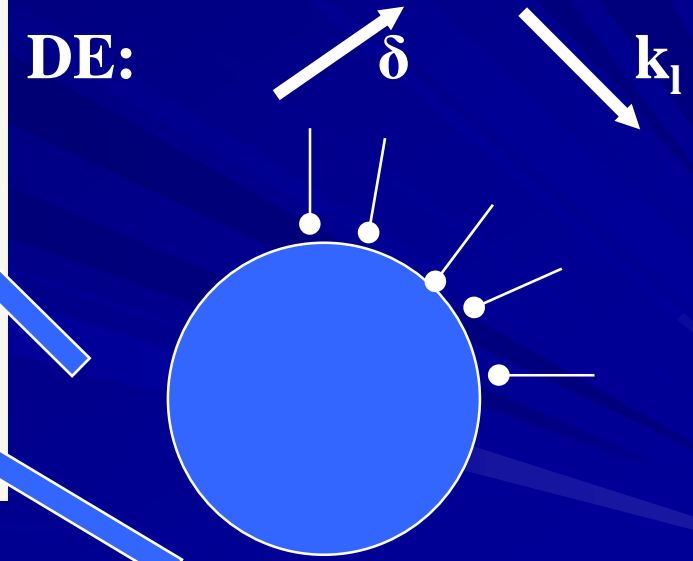
Sók hatása az ionerősséggel becsülhető

$$\frac{(K_L a)_{\text{tápoldat}}}{(K_L a)_{\text{víz}}} = \alpha = 1 - 3,78 \cdot I$$

0,8-0,85

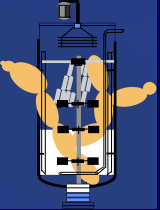


habzás
Mechanikai habtörő
($D > D_i$, $N < N_i$)
habzásgátlás
felületaktív
anyagokkal

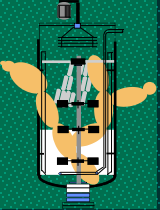


$$a = 1,44 \frac{\left(\frac{P_g}{V}\right)^{0,4} \rho^{0,2}}{\sigma^{0,6}} H^{0,5} \quad [m^{-1}]$$

+FAA -> csökken σ & csökken d_b
& nő a



Fermentlevek reológiai viselkedése



Alapfogalmak

belső súrlódás=viszkozitás

1. NEWTON-i fluidumokra

$$\tau = -\mu\dot{\gamma}$$

Arányossági tényező, állandó

τ a fluidumra ható nyírófeszültség (erő/felület)

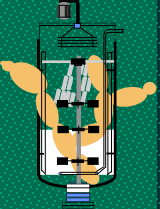
$\dot{\gamma}$ nyírósebesség, a fluidum sebesség gradiense (deriváltja)

μ a fluidum dinamikai viszkozitása [kg/m.s = Pa.s = 10P =1000 cP]

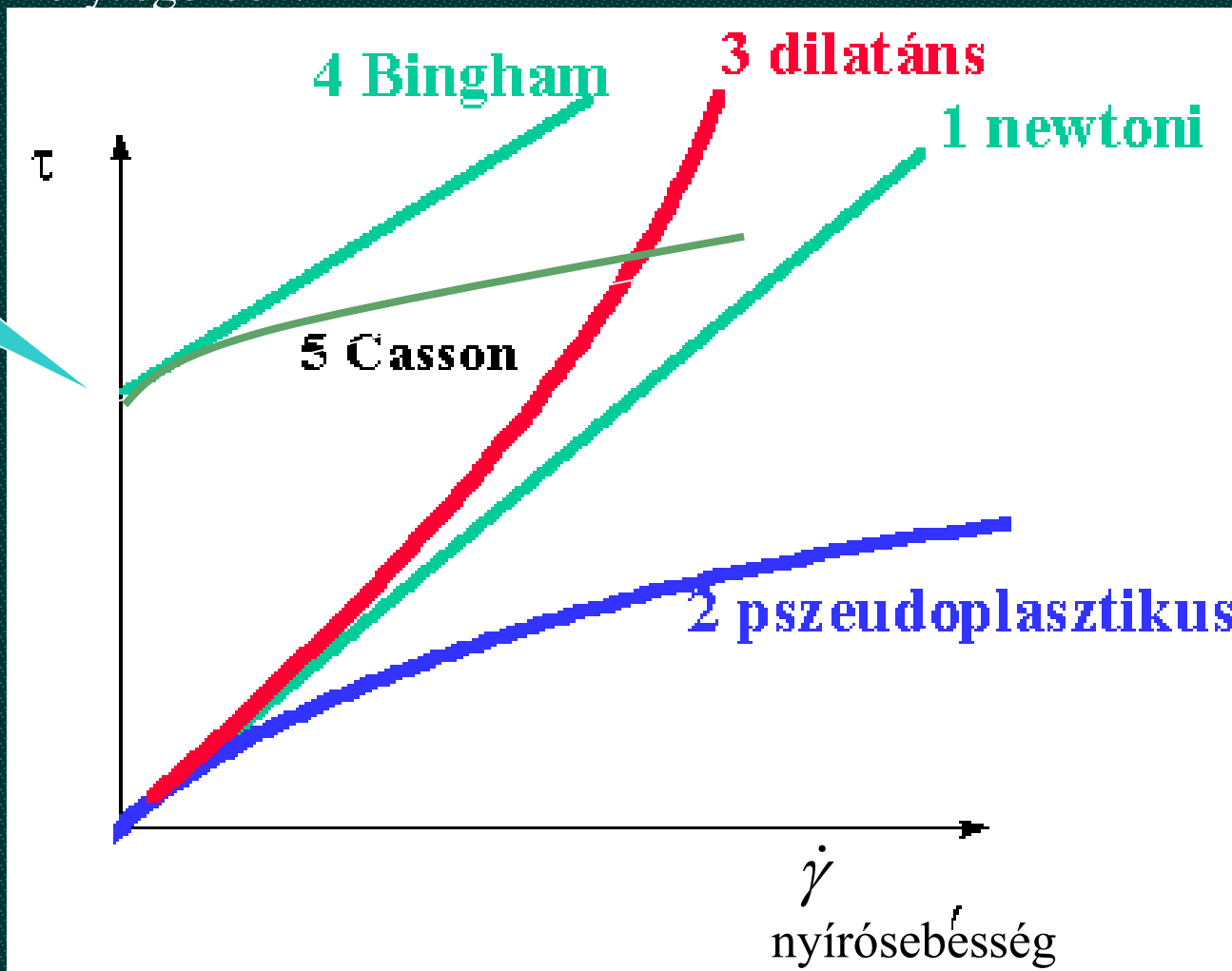
NEWTONI = állandó viszkozitású

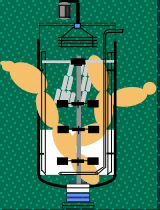
Nem Newtoni ill. ált.:

$$\tau = f(\dot{\gamma})$$



Folyásgörbék:



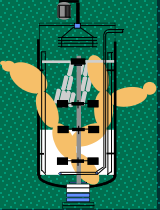


Mindennapi életben előforduló nyírósebességek

Keverők	$100 - 10\,000\text{ s}^{-1}$
vágás késsel	$\approx 5 \cdot 10^6\text{ s}^{-1}$
forgó, kent alkatrészek	$10^7 - 10^8\text{ s}^{-1}$

Néhány newtoni fluidum viszkozitása 20 °C-on

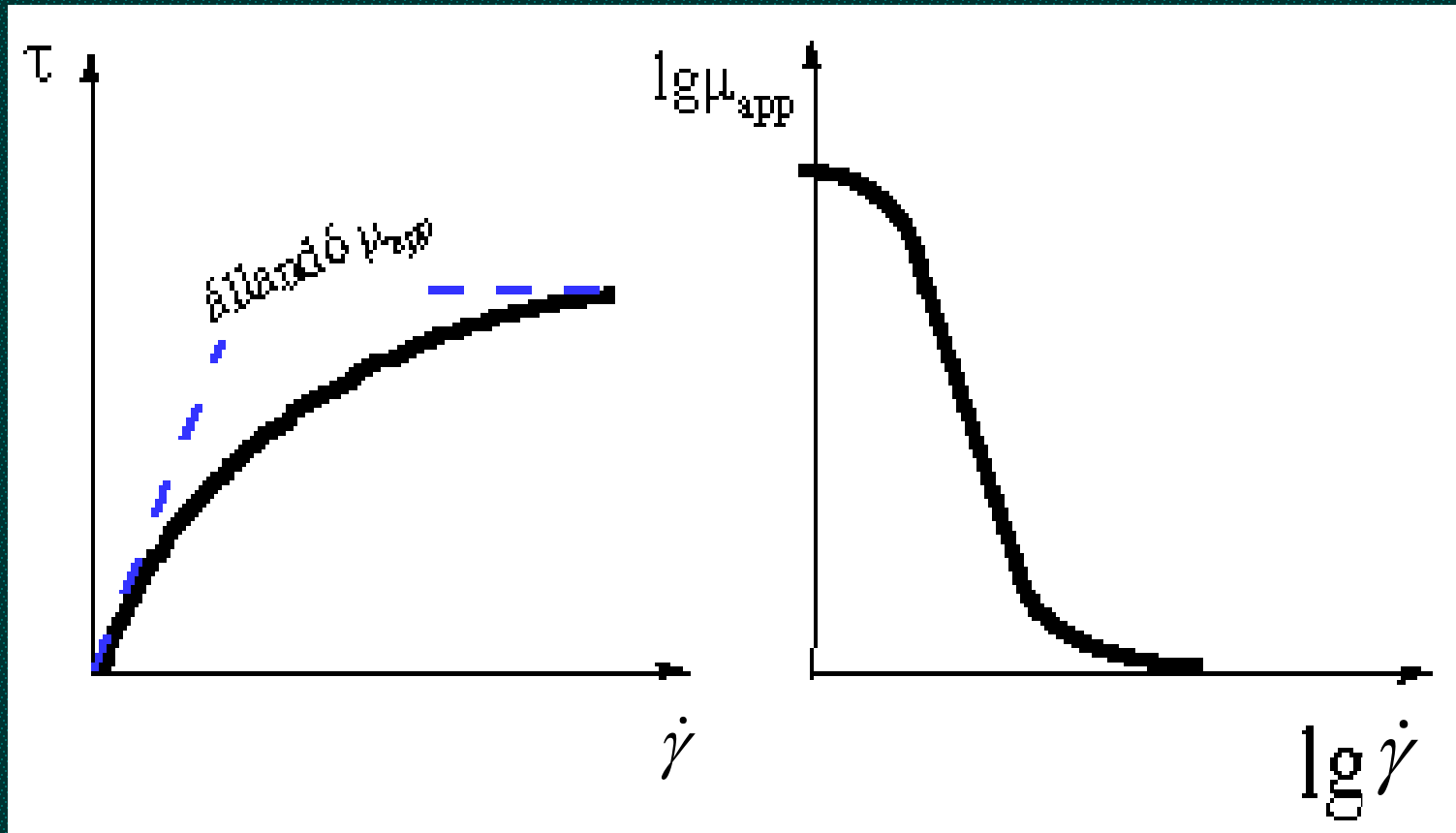
Víz	10^{-3}	Pa.s
tej	$1,4 \cdot 10^{-3}$	
20%-os cukoroldat	$2,0 \cdot 10^{-3}$	
glicerín	10^{-1}	



2. PSEUDOPLASZTICITÁS

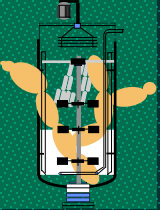
$$\tau = -\mu_{\text{app}} \dot{\gamma}$$

μ_{app} a látszólagos viszkozitás (Pa.s, cP).



μ_{app} csak kicsi v. nagy nyíróseb.nél konst.

A „viszkozitás” értelmezéséhez meg kell adni $\dot{\gamma}$ -t is.



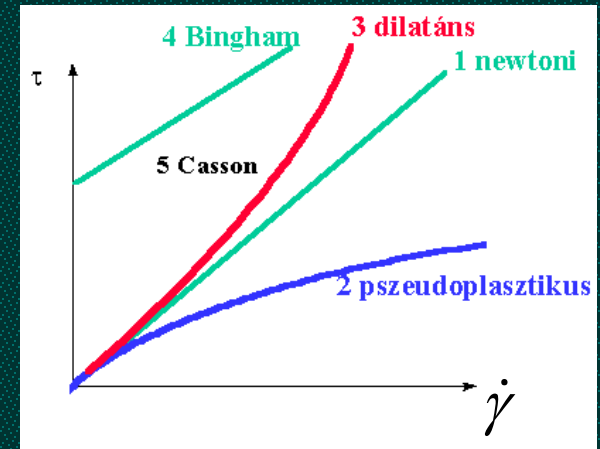
HATVÁNYTÖRVÉNY

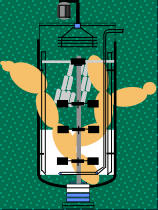
$$\tau = \tau_y - K\dot{\gamma}^n$$

τ_y határnyírófeszültség

K ún. **plastikus viszkozitás** vagy **rigiditás**.

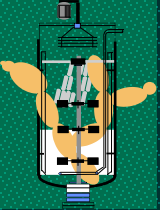
1. $n=1$, $K=\mu$
2. $n<1$
3. **DILATÁNS** reológiai karakter $n > 1$
4. **BINGHAM**-plastikus [Bingham-test]
 τ_y után newtoni viselkedés
5. **CASSON** test
 τ_y után pseudopl. viselkedés





$$\tau = \tau_y - K\dot{\gamma}^n$$

	τ_y	K	n
Newtoni	0	μ	1
Pszeudoplasztikus	0	konzisztencia index	<1
Dilatáns	0	konzisztencia index	>1
Bingham	$0 < \tau_y < \tau$	plasztikus viszkozitás	1
Casson	$0 < \tau_y < \tau$	plasztikus viszkozitás	<1

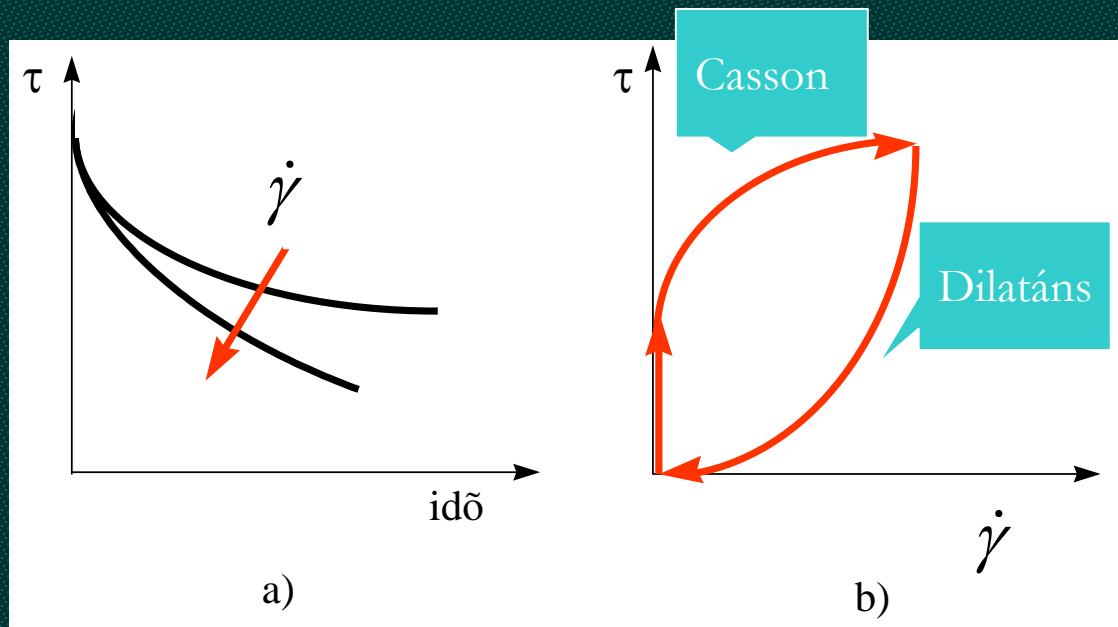


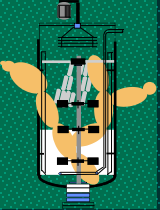
Egyéb – további reológiák:

6. időfüggő viszkozitás

nyírás időtartama befolyásolja a látszólagos viszkozitás értékét. Ha adott időpontban az ilyen fluidum dilatáns viselkedésű, akkor *reopektikus*, ha pszeudoplasztikus, akkor *tixotrópos* reológiai karakterrel van dolgunk.

7. Időfüggő viszkozitás esetén sokszor *hiszterézis jelenség*





Fermentlevek esetében az extrém reol viselkedés okai:

1. mikroba koncentráció növekedése

Egysejtű mikroorganizmusok fermentlevei általában **newtoniak** nagy sejtkoncentráció mellett is, **pelletes** gombáké is.

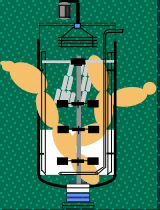
Baktériumok és élesztők szuszpenzióira módosított Einstein-egyenlet (Taylor sor)

$$\frac{\mu_{\text{fermentlé}}}{\mu_{\text{táptalaj}}} = 1 + \frac{5}{2} \Phi + b\Phi^2$$

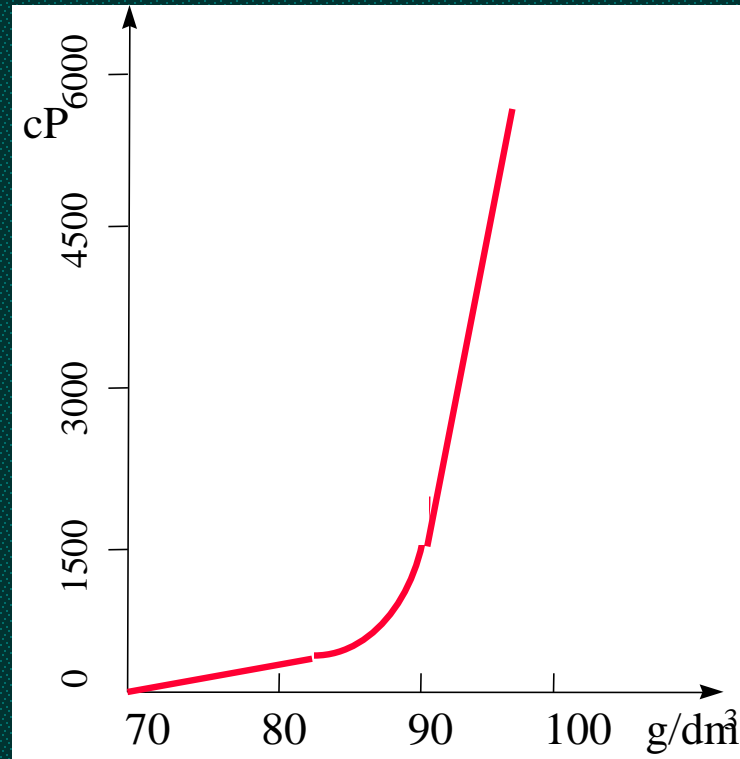
β állandó (6-8 közötti bakt.+yeast) Empírikus áll.

Φ szuszpendált sejtek térfogata / össztérfogat.

~"Holdup"

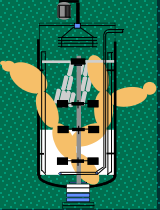


pékélesztő



80 g/dm³ sejtkoncentrációk esetén is csekély a viszkozitás növekedés.

100 g/dm³ felett a newtoni karakter pseudoplasztikussá alakul.



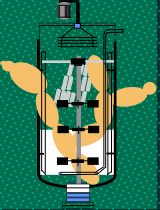
Fermentlevek reológiai viselkedése

**2. extracelluláris termékek, dextrán, leván, xantán, foszfomannán,
poli- β -hidroxi-vajsav**

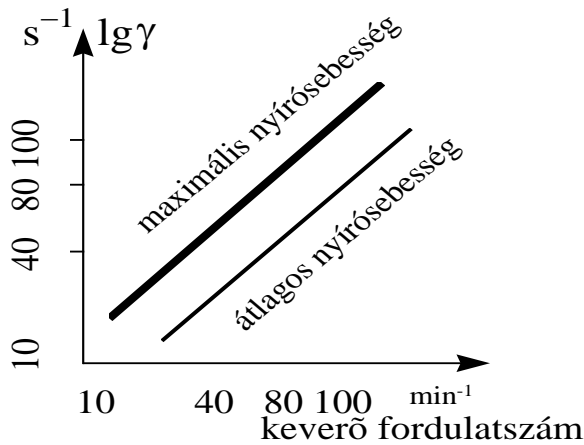
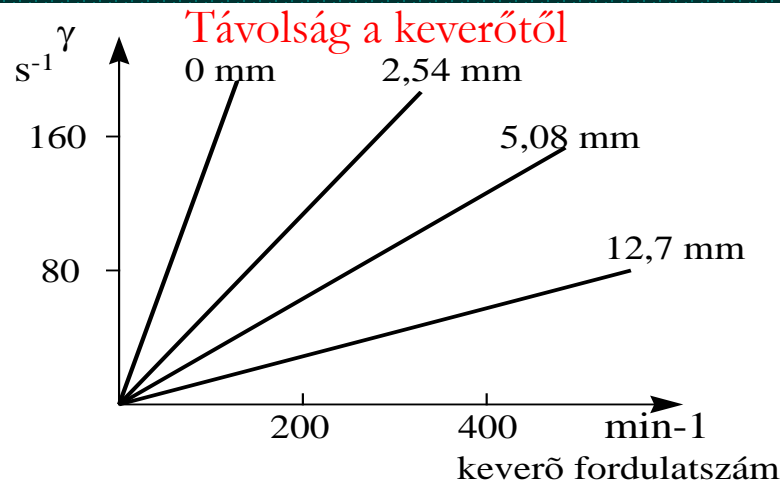
**nemkívánatos felületi poliszacharidok, nyálkaszerű anyagok
rontják a sejtfeldolgozás műveleti hatékonyságát.
rontják az anyagátadást**

Tápanyag megfelelő megválasztásával (N-forrás) eliminálható (néha)

4-5-VIDEO-BINGHAM1.wmv



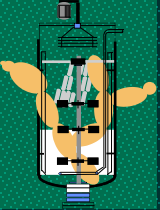
3. fonalas baktériumok és fonalas gombák (=nem szuszpenzió, átszőtt flé)



pszeudoplasztikus esetenként **Bingham** **plastikus** viselkedés oka:

határozott fonal szerkezetet alakítanak ki
antibiotikum fermentációk (gombák vagy *Actinomiceták*)

μ_{app} helyről-helyre változhat
tömeg/hő-átadási problémák
szabályozási problémák (pH)
rossz keveredési viszonyok
holt terek: S CO₂, O₂...



Endomyces sp. glükóamiláz fermentációjának reológiai képe

