

levegőztetés2

BIM2
2002

$$\frac{dC}{dt} = k_L (C^* - C) - xQ$$

Mitől függ és hogyan a telítési oxigén koncentráció, C^* ? ✓

Mitől függ és hogyan a k_L ?

Mitől függ és hogyan az a ?

Mitől függ és hogyan a K_a ?

LEVEGŐZTETÉS 3

BIM2
2002

Nem kevert reaktorok

$$\frac{dC}{dt} = -D_{O_2} \left(\frac{\partial C}{\partial z} \right)_{z=0}$$

Fick-törvény a diffúzióra

$$dC/dt = k_L (C^* - C)$$

Oxigén fluxus
egységnyi felületre

LEVEGŐZTETÉS 3 BIM2
2002

$$\frac{dC}{dt} = -D_{O_2} \left(\frac{\partial C}{\partial z} \right)_{z=0}$$

$$dC/dt = k_L (C^* - C)$$

$$k_L = -\frac{1}{C^* - C} D_{O_2} \left(\frac{\partial C}{\partial z} \right)_{z=0}$$

$$\bar{C} = \frac{C}{C^*} \quad \text{és} \quad \bar{z} = \frac{z}{d_b}$$

d_b buborék átmérő

Dimenziómentes forma

$$Sh = \frac{k_L d_b}{D_{O_2}} = -\frac{1}{1 - \bar{C}} \left(\frac{\partial \bar{C}}{\partial \bar{z}} \right)_{\bar{z}=0}$$

megoldás

$$\bar{C} = f(\bar{z}, Sh, Sc, Gr)$$

dimenziómentes
tömegátadási koeficiens
Sherwood-szám

$$Sh = g(Sc, Gr)$$

LEVEGŐZTETÉS 3 BIM2
2002

Definíció, értelmezés	Általános összefüggés	Oxigénátadáshoz használt alak
REYNOLDS-SZÁM	$Re = \frac{\text{tehetetlenségi erők}}{\text{belső súrlódási (viszkózus) erők}}$	$\frac{d_b v_b \rho_1}{\mu_1}$
PECLET-SZÁM	$Pe = \frac{\text{konvektív komponensáram}}{\text{konduktív komponensáram}}$	$\frac{d_b v_b}{D_{O_2}}$
SCHMIDT-SZÁM	$Sc = \frac{\text{momentum diffuzivitás}}{\text{tömeg diffuzivitás}}$	$\frac{\mu_1}{\rho_1 D_{O_2}}$
FROUDE-SZÁM	$Fr = \frac{\text{centrifugális erő}}{\text{gravitációs erő}}$	–
GRASHOF-SZÁM (Archimédesz-szám)	$Gr = \frac{\text{felhajtóerő}}{\text{belső súrlódási erő}}$	$\frac{d_b^3 \rho_1 g (\rho_1 - \rho_g)}{\mu_1^2}$
SHERWOOD-SZÁM (dimenziómentes anyagátadási tényező)	$Sh = \frac{\text{buborékátmérő}}{\text{filmátmérő}}$	$\frac{k_L d_b}{D_{O_2}}$



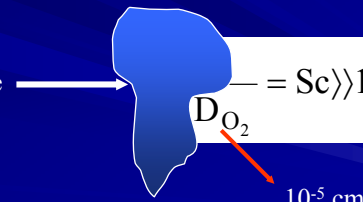
Példák k_f becslésére

1. Különállóan felszálló, merev határfelületű (nem forgó) gázbuborékok (igen kicsiny buborékok, felületaktív anyagok, légbuborékok felszállási sebessége igen kicsi)

$Re \ll 1$ és $Pe \gg 1$

$$Sh = 1,01 \cdot Pe^{\frac{1}{3}} = 1,01 \cdot \left(\frac{v_b d_b}{D_{O_2}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Pe = \frac{v_b d_b}{D_{O_2}} \gg 1 \Rightarrow \frac{v_b \rho_1 d_b}{\mu_1} = Re$$



$$v = 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$



$$Sh = 1,01 \cdot Pe^{\frac{1}{3}} = 1,01 \cdot \left(\frac{v_b d_b}{D_{O_2}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Hagen-Poiseuille-egyenlet

$$v_t = \frac{d_b^2 \Delta \rho g}{18 \mu}$$

$$Sh = 1,01 \left(\frac{d_b^3 \Delta \rho g}{18 \mu D_{O_2}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Sh = 1,01 \left(\frac{d_b^3 \rho \Delta \rho g}{18 \mu^2} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\rho D_{O_2}} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,39 Gr^{\frac{1}{3}} Sc^{\frac{1}{3}}$$

$$Sh = 1,01 Pe^{\frac{1}{3}} = 0,39 Gr^{\frac{1}{3}} Sc^{\frac{1}{3}} = 0,39 Ra^{\frac{1}{3}}$$



2. CALDERBANK és MOO-YOUNG A legtöbb laboratóriumi és ipari levegőztetett reaktorban a buborékok csoportokban, fürtökben mozognak fel vagy/és le, a buborékok egymással is kölcsönhatásban vannak (hatnak egymás mozgására. ((egyenként, egymástól függetlenül felszálló buborékok esete a valóságban ritka))

$$d_b < 2,5 \text{ mm}$$

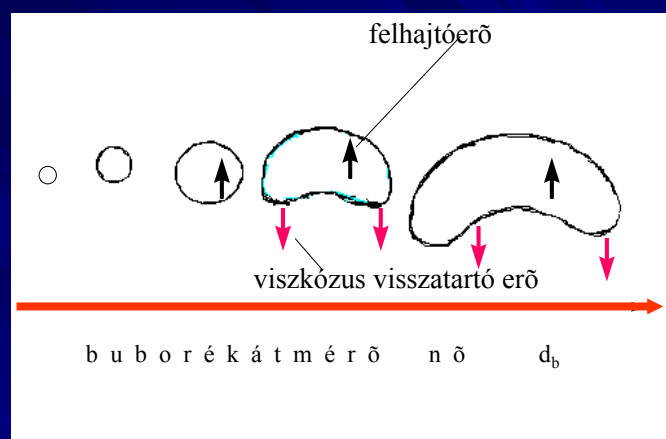
$$Sh = \frac{k_L d_b}{D_{O_2}} = 0,31 Gr^{\frac{1}{3}} Sc^{\frac{1}{3}}$$

hidrofil anyagok
kicsiny kyukak
(szinterezett, buborékolonnák)

$$d_b > 2,5 \text{ mm}$$

$$Sh = \frac{k_L d_b}{D_{O_2}} = 0,42 Gr^{\frac{1}{3}} Sc^{\frac{1}{2}}$$

tiszta víz
szitatányér

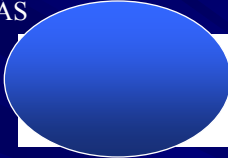


BIM2
2002

LEVEGŐZTETÉS 3

Ha álló buborék van $Sh=0 \rightarrow k_1 = 0$ Nem igaz, mert van hajtóerő

MÓDOSÍTÁS




$$+ 0,31Gr^{\frac{1}{3}}Sc^{\frac{1}{3}}$$

ROSSZ A 340
EGYENLET!!!

$$k_L = \frac{2D_{O_2}}{d_b} > 0$$

KÉTFILMELMÉLET

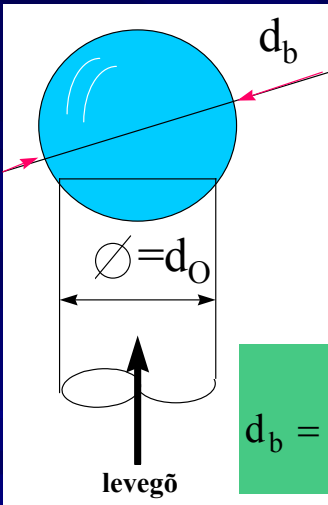
$$k_L \propto \frac{2D_{O_2}}{d_b}$$



BIM2
2002

LEVEGŐZTETÉS 3

Az anyagátadási felület **a** becslése



A buborék születésekor egyensúly van a felhajtóerő és a lyukkerületen a felületi feszültség által okozott visszatartó erő között:

$$\frac{d_b^3 \pi \Delta \rho g}{6} = \pi d_o \sigma$$

σ a felületi feszültség.

$$d_b = \left(\frac{6 \sigma d_o}{g \Delta \rho} \right)^{\frac{1}{3}} \quad f_{\text{egy buborék}} = \pi d_b^2$$

Mennyi buborék van egyidejűleg rendszerben?



Mennyi buborék van egyidejűleg rendszerben? Függs a tartózkodási időtől

$$t_b = \frac{H_L}{v_b}$$

H_L - folyadék magasság
 v_b - buborék sebesség.

v_b nem állandó, változik, miközben a buborék a lyuktól a felszín felé halad.
Jó közelítésként a buborék végsebességet (a folyadék felszínén történő szétpattanáskor) szokás figyelembe venni.



$$a = \frac{1}{V} n q t_b \frac{\pi d_b^2}{\frac{\pi d_b^3}{6}} = \frac{n q t_b}{V} \frac{6}{d_b}$$

teljes buboréktérfogat a reaktorban (points to $\frac{1}{V}$)
egy buborék felülete (points to πd_b^2)
egy buborék térfogata (points to $\frac{\pi d_b^3}{6}$)
egy buborék fajlagos felülete (points to $\frac{6}{d_b}$)

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

GÁZVISSZATARTÁS = Hold up = $\frac{\text{GÁZTÉRFOGAT}}{\text{ÖSSZTÉRFOGAT}}$

Hogyan lehet növelni?



Korrelációk

Analitikus összefüggések

$$k_L = D_{O_2} / \delta$$

$$k_L = 2\sqrt{\frac{D_{O_2}}{\pi\theta}}$$

$$k_L = 2\sqrt{D_{O_2} s}$$

Buborékok stagnáló környezetben

$$Sh = 2$$

Megjegyzések

kétfilm elmélet (Lewis és Whitman, 1924)

Folyadék-behatolási elmélet (Higbie, 1935)

Felület megújulási elmélet (Danckwerts, 1951)

Re = Gr = 0 merev vagy mozgó buborékfelület (Frossling, 1938)



Korrelációk

Merev felületű mozgó buborékok, szabadon fel- vagy leszálló buborékok, csepegtető test, töltött oszlopok

$$Sh = 0,99 Re^{\frac{1}{3}} Sc^{\frac{1}{3}}$$

$$Sh = 1,01 Pe^{\frac{1}{3}} = 0,39 Gr^{\frac{1}{3}} Sc^{\frac{1}{3}}$$

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

Megjegyzések

Re < 1, kúszó áramlás (Levich, 1962)

Re < 1, Pe >> 1 (Levich, 1962)

Kévert reaktorra, turbulens áramlási viszonyokra (Calderbank és Moo-Young, 1961)



Korrelációk

$$v_b = \frac{\rho_l g}{18\mu_l} d_b^2$$

$$v_b = \frac{\rho_l g}{16\mu_l} d_b^2$$

Megjegyzések

Merev felületű kis buborékok,
 $Re < 1$

Mozgó felületű buborékok
elasztikus folyadékban



Korrelációk

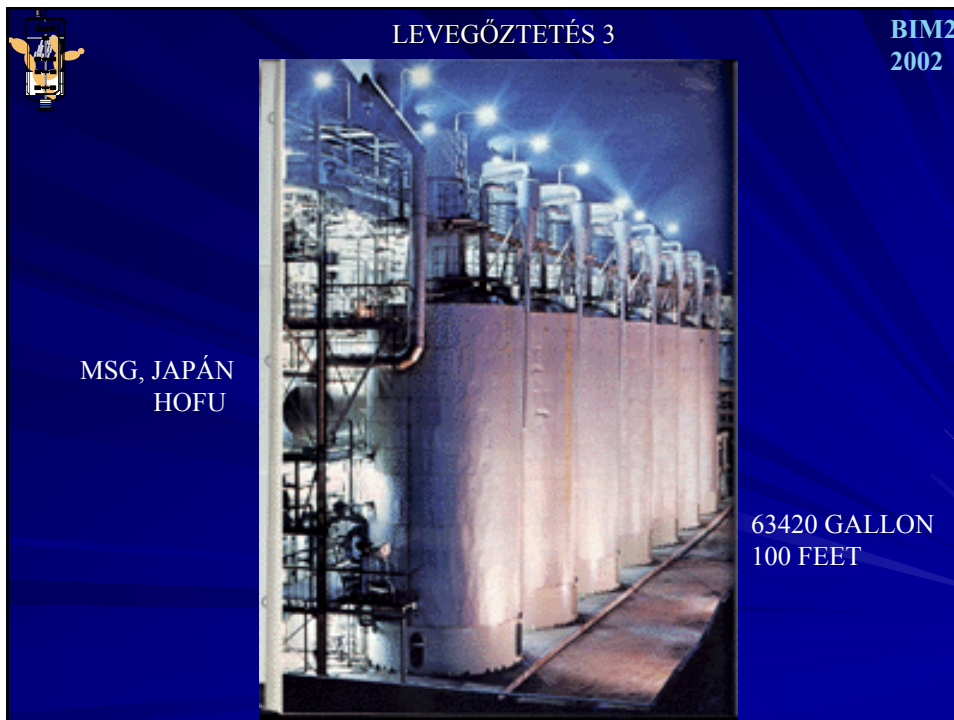
$$d_b = \frac{6\sigma d_o}{g(\rho_l - \rho_g)}$$

$$d_b = 0,19 d_o^{0,48} Re_o^{0,32}$$

Megjegyzések

Kis gázáramlási sebesség,
 ≈ 1 cP viszkozitás

Mérsékelt nagy gázáramlási
sebesség, vizes oldatok, leve-
gőztető lyukátmérő $d_o = 0,1-1$ cm
 Re_o : lyukra vonatkozó Re-szám
ahol Q
gáztérfogatáram



LEVEGŐZTETÉS 3

BIM2
2002

A keverés szerepe, funkciói:
-energiabevitel a folyadékba

MOZGATÁS HŐ

P/V → $K_L a$

-a levegőztető gáz diszpergálása a folyadékban

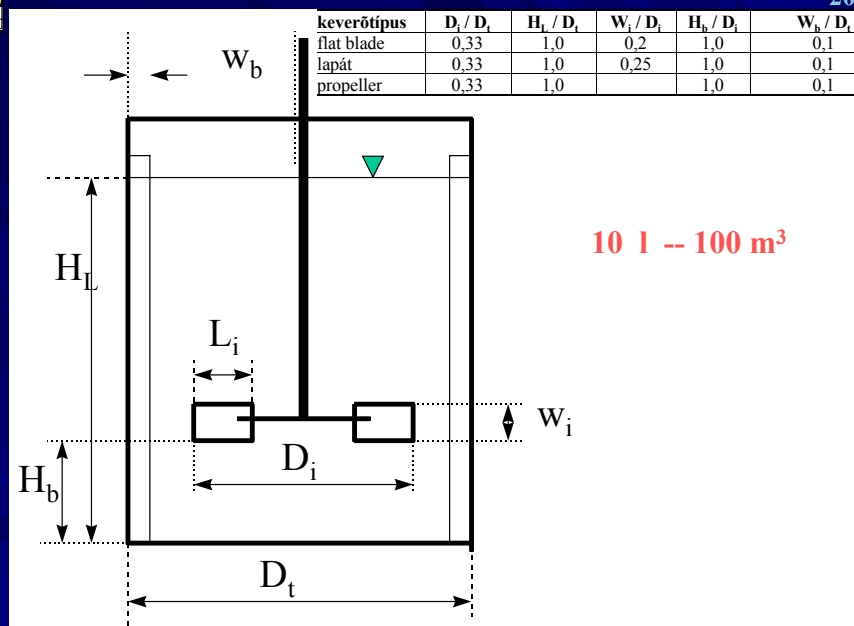
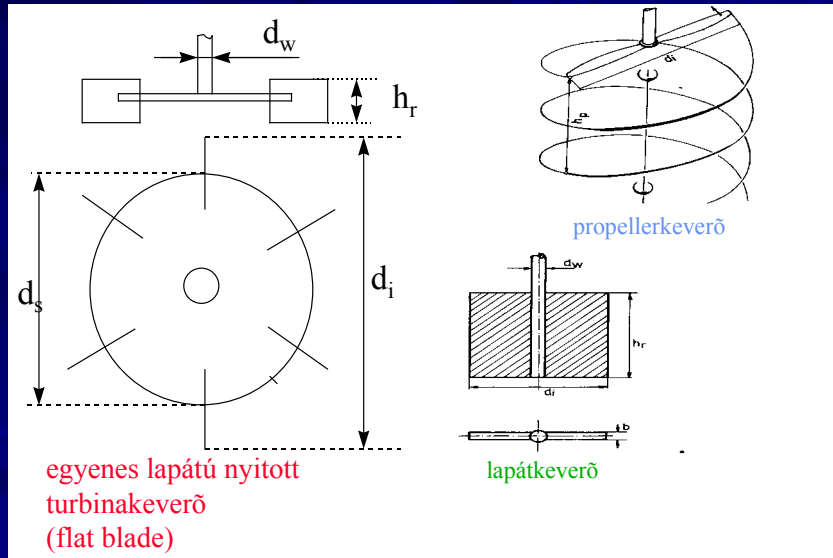
BUBORÉKKÉPZÉS, ANYAGÁTADÁS

-a gáz- és folyadékfázis elválasztása

FORDÍTOTT A.ÁTADÁS CO_2

-a fermentlé oldott és nem oldott komponenseinek jó elkeverése

ÁLTALÁNOS KEVEREDÉSI FUNKCIÓ
szubsztrátok, termékek...

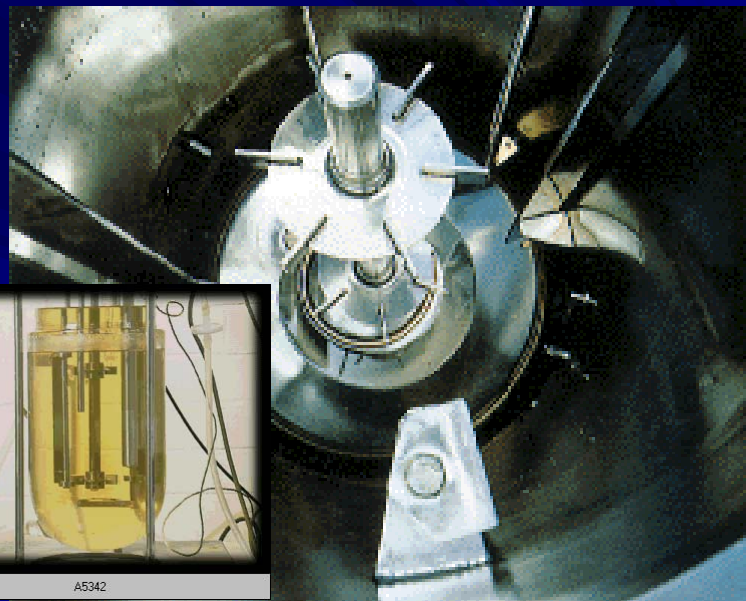




Több keverő elem

	V m ³	H _i / D _i	D _i / D _L	H _L / D _i	n*	n
BIOTEC(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: $\frac{H_L - 1}{D_i} > n > \frac{H_L - 2}{D_i}$



A5342



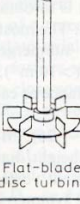
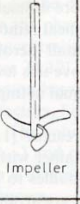
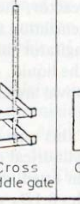
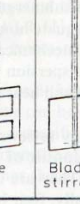



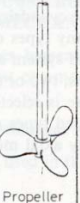
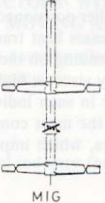

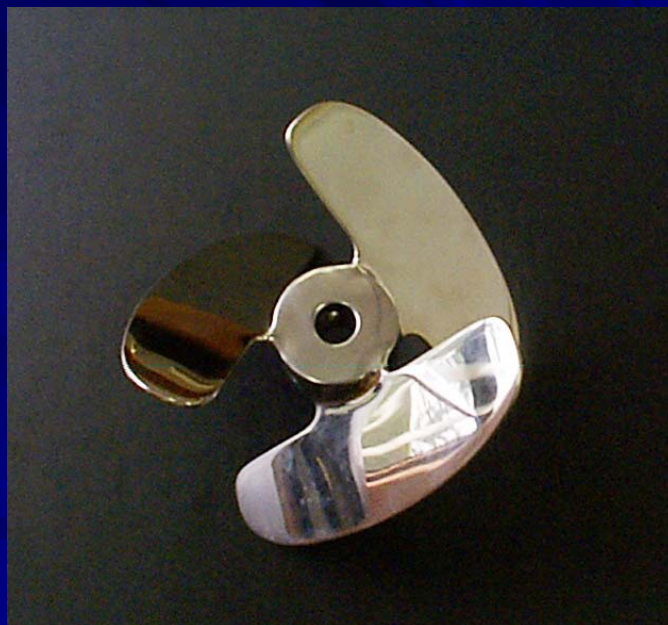
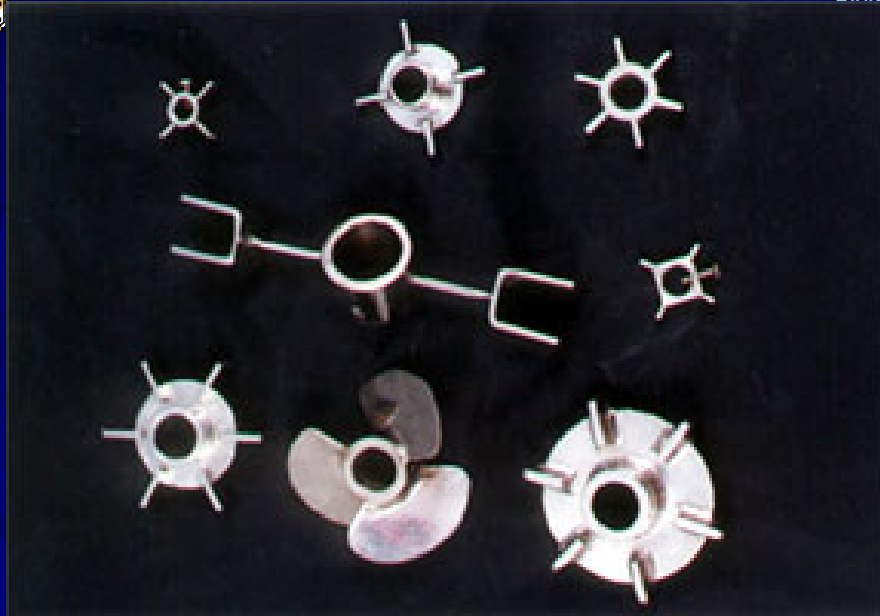
		Viscosity of liquid (Poise)					
		<5		5-50		50-500	
Main flow alignment	Tangential or Radial	 Flat-bladed disc turbine	 Impeller	 Cross paddle gate	 Gate	 Blade-stirrer	 Anchor
	Axial	 Pitched blade impeller	 Propeller	 MIG		 Helical ribbon impeller	

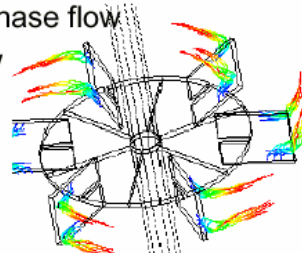
Fig. 1.2. Common agitator types [1.15]





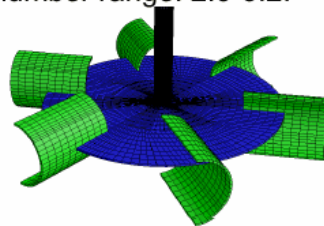
Gas Dispersion Impellers: 1950's

- ◆ 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



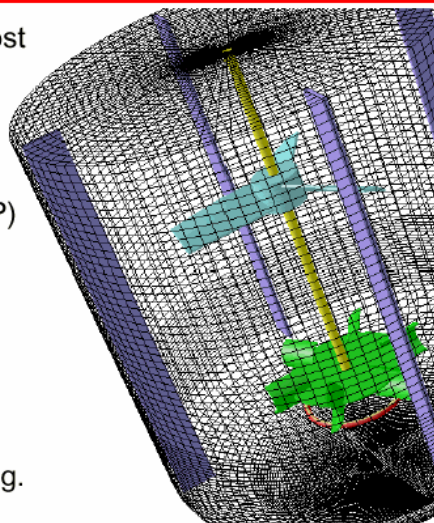
Gas Dispersion Impellers: 1980's

- ◆ 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.



Multiple Impeller Systems - 1980's

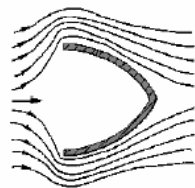
- CD-6/HE-3 systems most widely used system in large scale fermenters. HE-3 can be either down or up pumping. Over 100,000 kW (130,000 HP) installed.
- Systems with solely down pumping axial flow impellers were not successful. Solely up pumping impellers work better than down pumping.



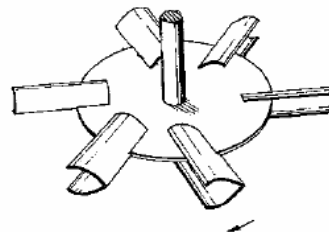
Gas Dispersion Impellers: 1988-1993

◆ Proprietary Scaba and ICI Impellers

- Deeper concave blades
- Sharp back edge of blade
- With and without disks



US Patent 4,779,990 (1988)

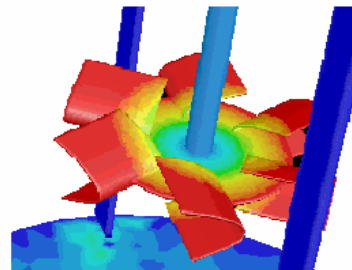


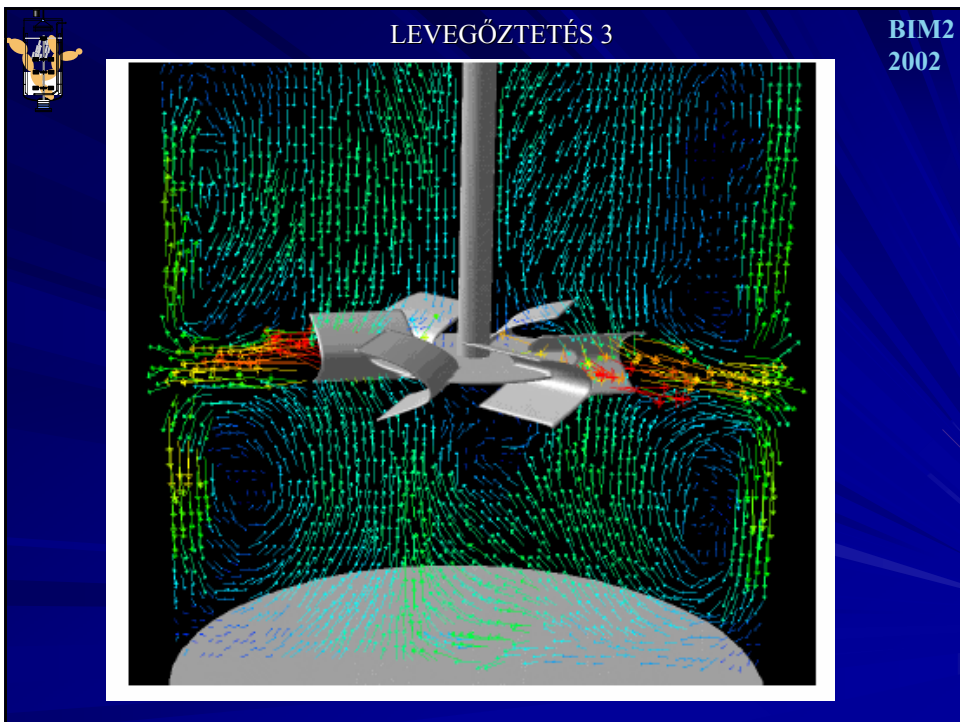
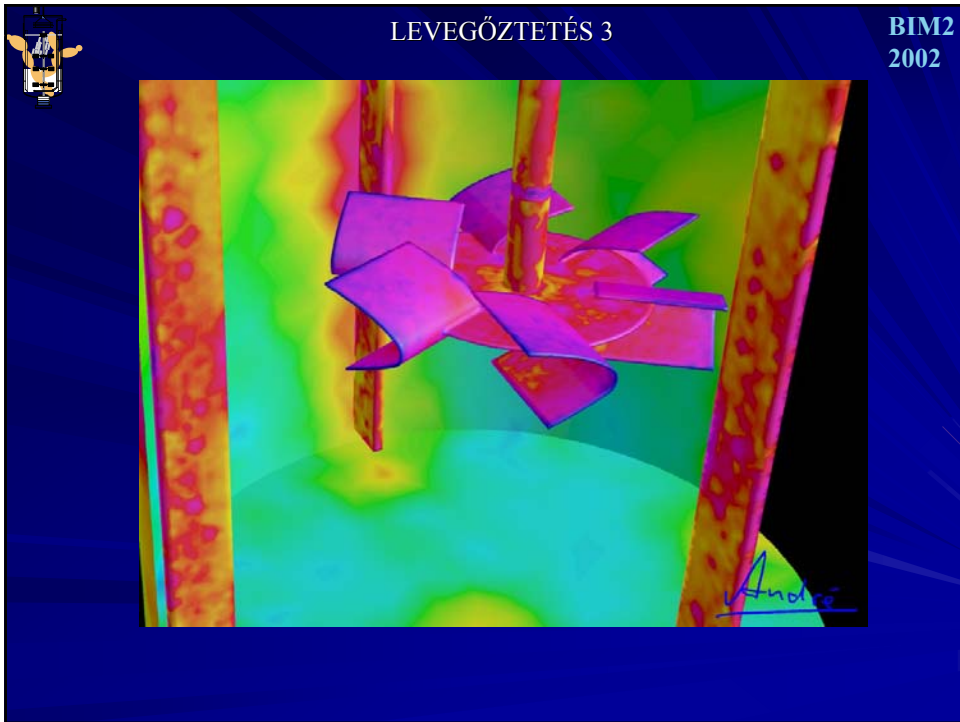
US Patent 5,198,156 (1993)

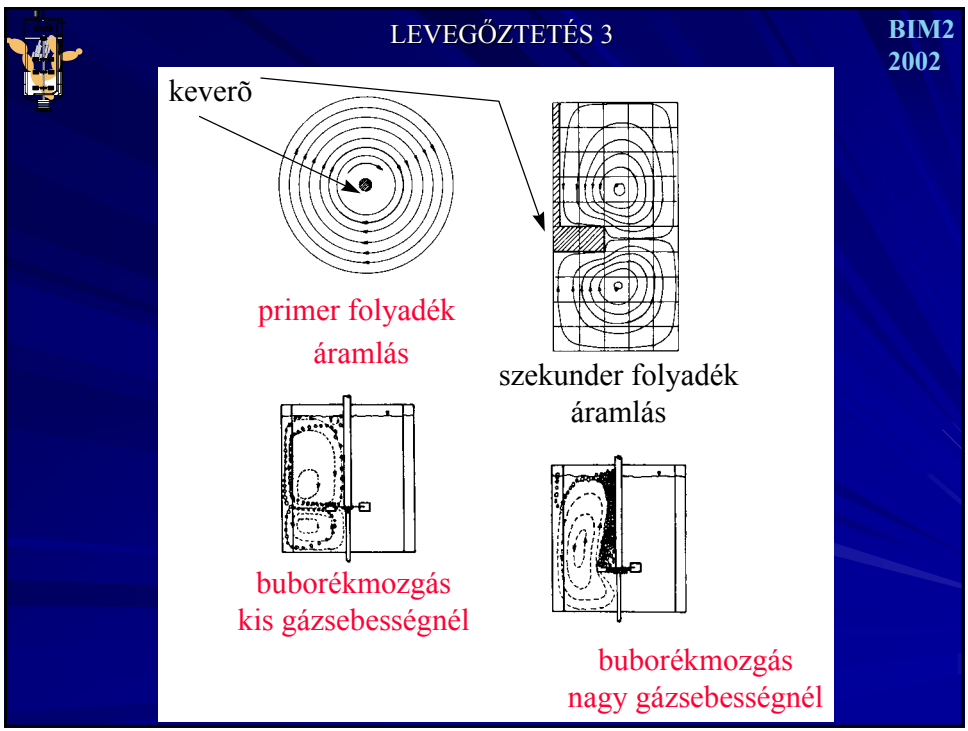
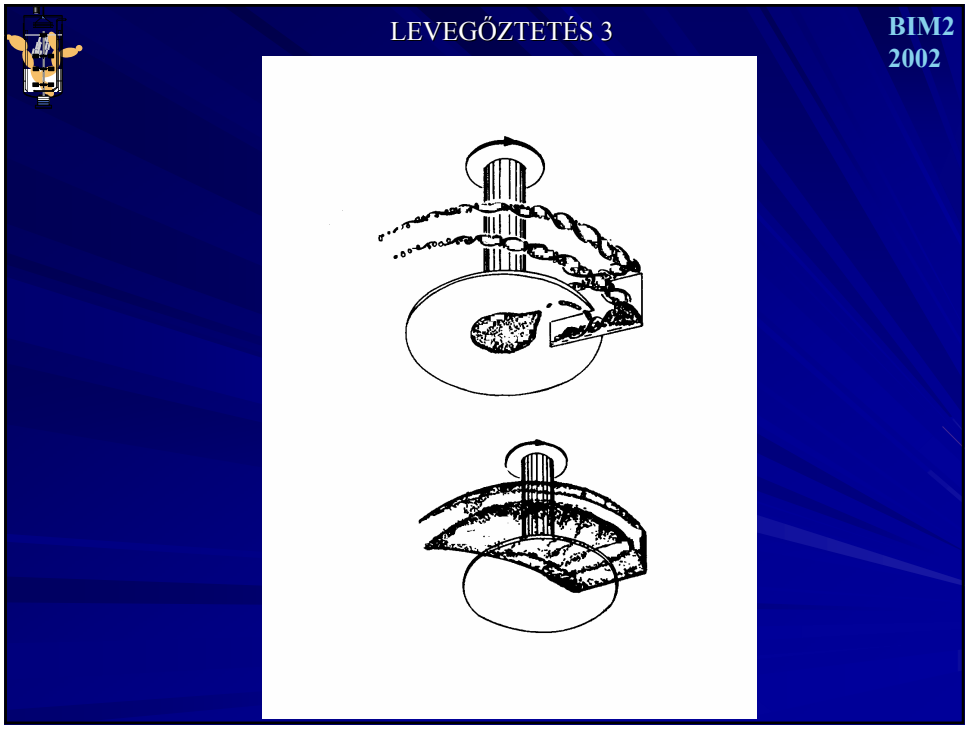
Gas Dispersion Impellers: 1998

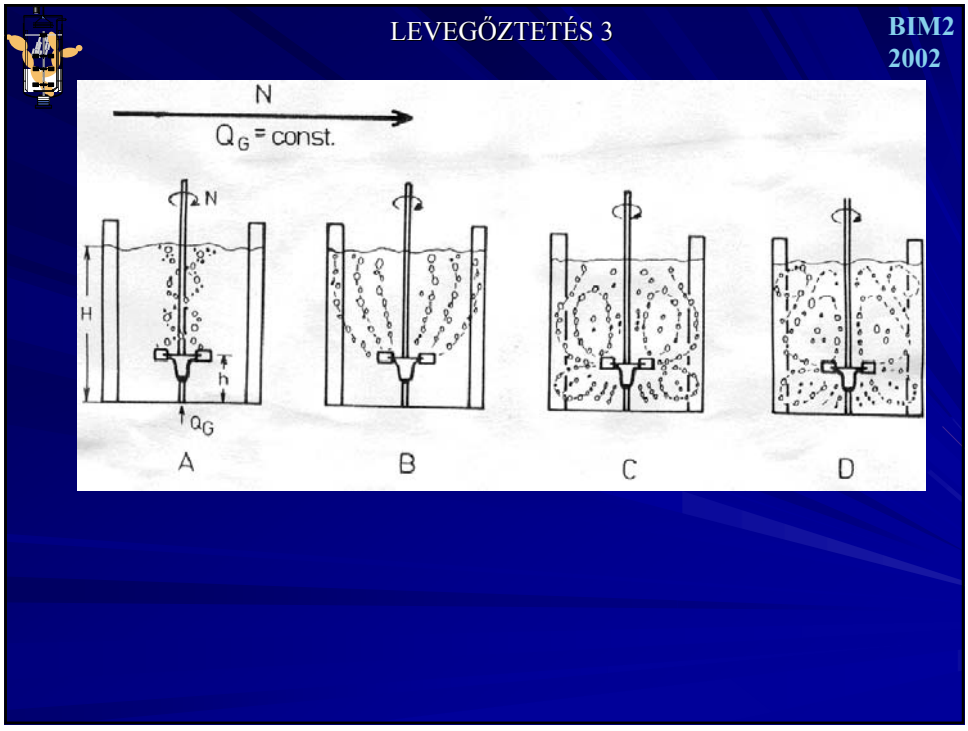
◆ Chemineer BT-6

- 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.



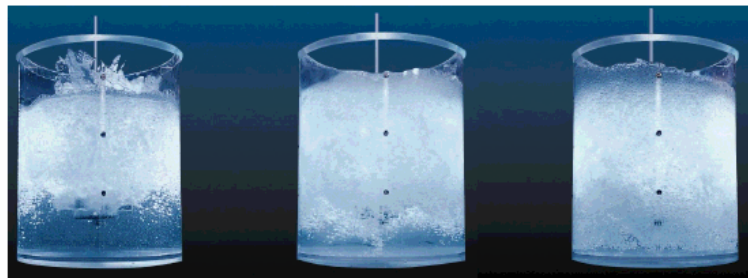








Gas Dispersion Retrofit Comparison



Rushton



CD-6



BT-6

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

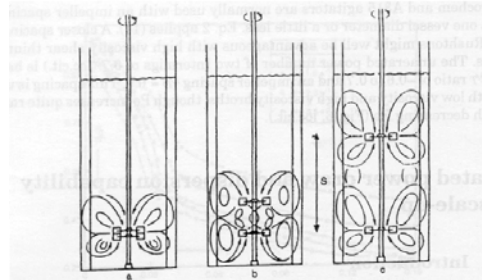


Fig. 1: Flow patterns as a Function of Impeller Spacing.

A keverő teljesítmény felvétele

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

ρ - sűrűség
N - keverő fordulatszáma.

Keverési Re-szám

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

$ND\pi$ = keverő kerületi sebesség

Keverési Fr-szám

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

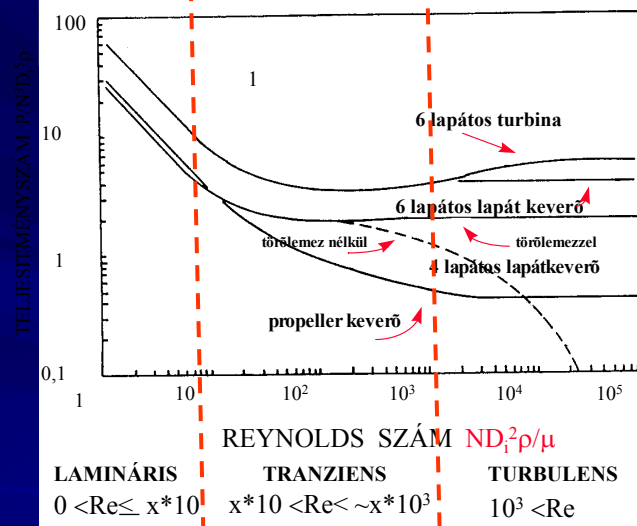


állandó geometriájú bioreaktorra

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

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

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

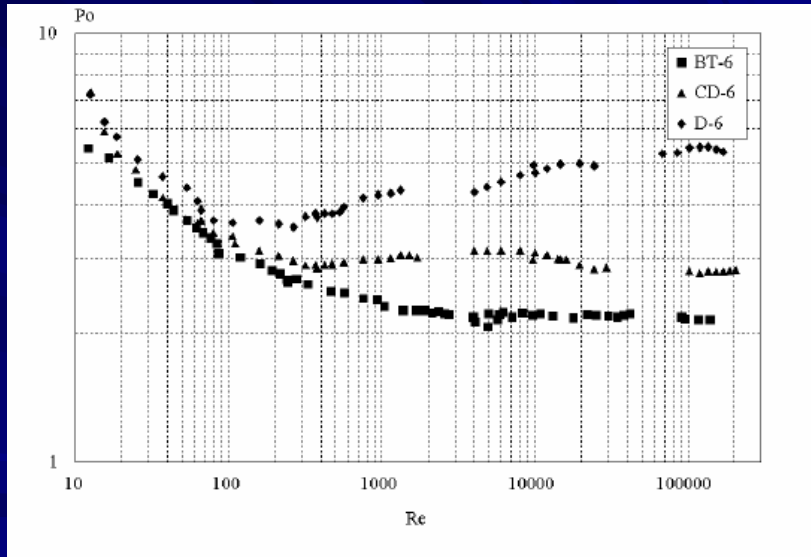


$$N_p = A' \text{Re}^{-1}$$

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

$$N_p = A'$$

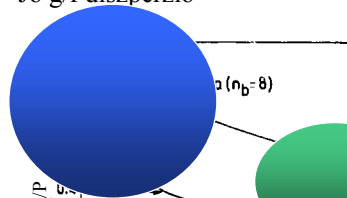
$$P = A' D_i^5 N^3 \rho$$



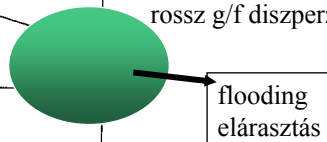
LEVEGŐZTETÉSSEL P csökken

$$Na = \frac{\text{látszólagos felületi (lineáris) légsebesség}}{\text{keverő kerületi sebessége}} = \frac{\frac{F \text{ m}^3 / \text{s}}{\frac{D_1^2 \pi}{4} \text{ m}^2}}{ND_1 \pi \text{ m/s}} = \frac{F}{ND_1^3}$$

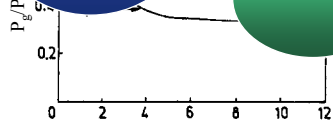
Jó g/f diszperzió



rossz g/f diszperzió



$$\frac{P_g}{P} = f(Na)$$



0,25-0,4

LEVEGŐZTETÉSI SZÁM * 10² Q/ND₁³

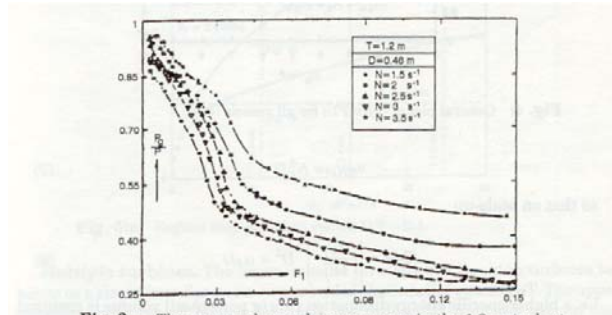


Fig. 3a: The measured gassed power curves in the 1.2 m tank at various impeller speeds (85).

Oxigén abszorpciós koeficiens kevert reaktorban

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

Calderbank összefüggése

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

- σ flé felületi feszültsége,
- ρ sűrűsége
- H_o gáz holdup
- d_b átlagos buborék átmérő

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

felhasználásával és a 0,0009[m] elhagyásával

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

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

LEVEGŐZTETÉS 3 BIM2
2002

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

$$v_s = \frac{F_4}{D_T^2 \pi} \quad [m^3 / m^2 s]$$

Látszólagos felületi lineáris légsebesség

Turbulens áramlási viszonyokra (lásd "nagy" táblázatot)

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

→

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

LEVEGŐZTETÉS 3 BIM2
2002

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

labor fermentorokra

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

általánosan

α	β
0,3—0,95	0,50—67

mérettől függő állandók,



Mitől függ és hogyan a $K_L a$?

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



Hőmérséklet hatása

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

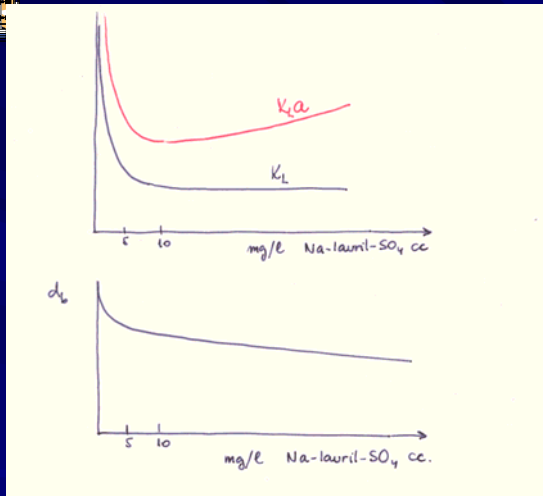
növeli $K_L a$ értékét DE! C^* csökken a hőmérséklet növekedésével → **OTR**

Oldott tápanyag komponensek

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

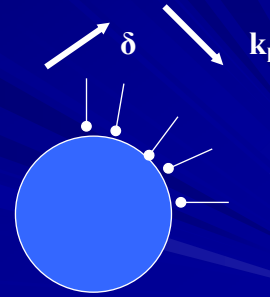
Sók hatása az ionerősséggel becsülhető

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



habzás
habzásgátlás
felületaktív
anyagokkal

DE:

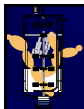


FAA csökken σ

db

a

Fermentlevek reológiai viselkedése



LEVEGŐZTETÉS 3

BIM2
2002