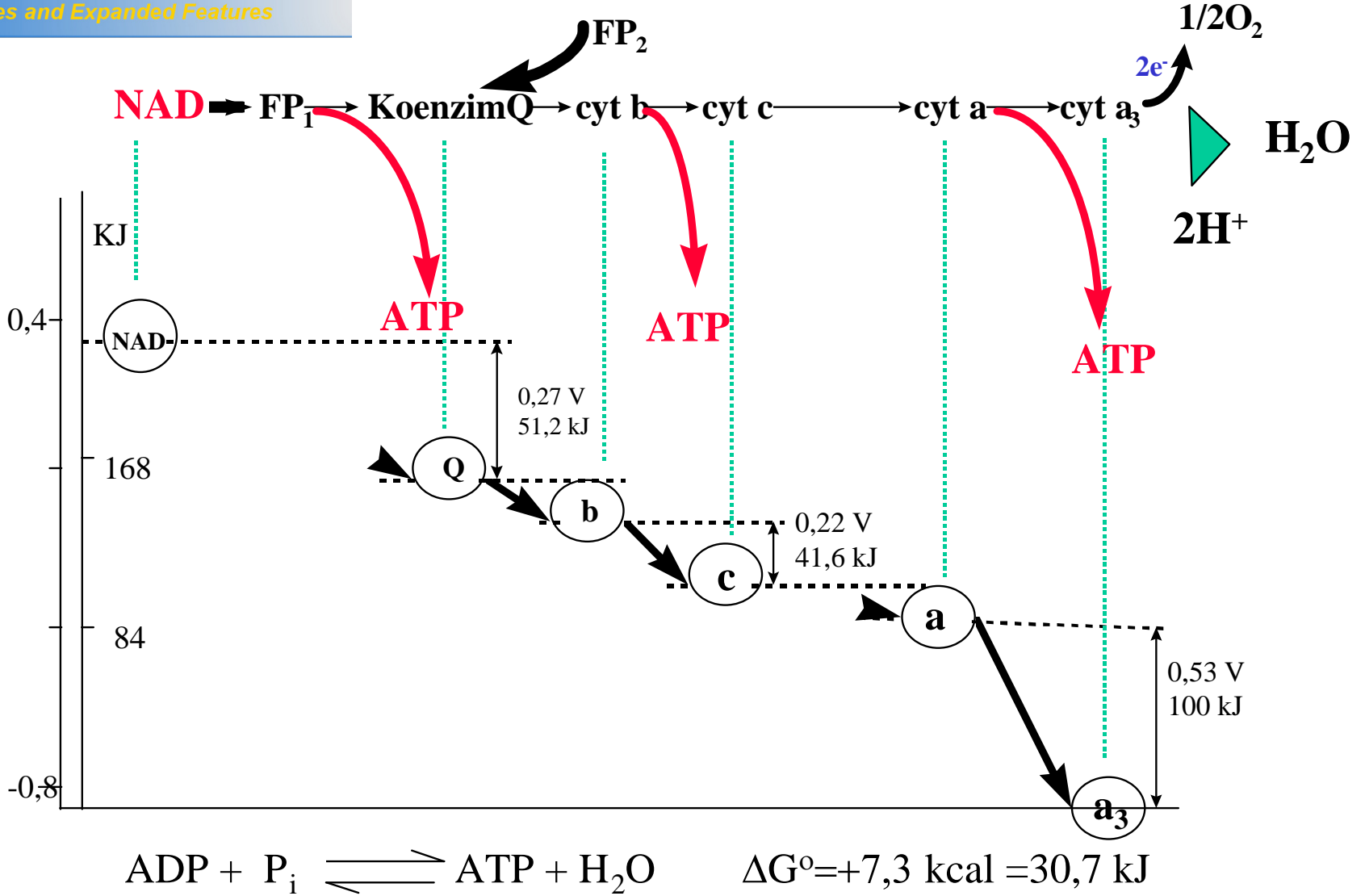


LÉGZÉS AZ OXIGÉN SZEREPE



VÉGS ELEKTRONAKCEPTOR

oxigén is lehet limitáló szubsztrát

A mikrobák oxigénigényét két módon lehet megadni:

1. légzési sebesség =

$$\frac{dc}{dt}$$

$$[\text{mmol O}_2 / \text{dm}^3 \cdot \text{h}],$$

$$[\text{kg O}_2 / \text{m}^3 \cdot \text{h}]$$

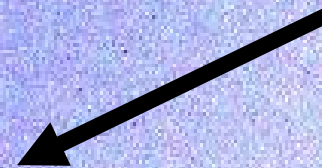
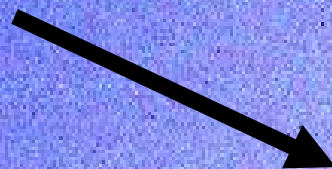
2. fajlagos légzési sebesség

$$Q = \frac{1}{x} \frac{dc}{dt}$$

$$[\text{h}^{-1}]$$

$$\frac{dx}{dt} = \mu_{\max} \frac{c}{K_{\text{O}_2} + c} x$$

$$Y_{\text{O}} = \frac{\Delta x}{\Delta c}$$

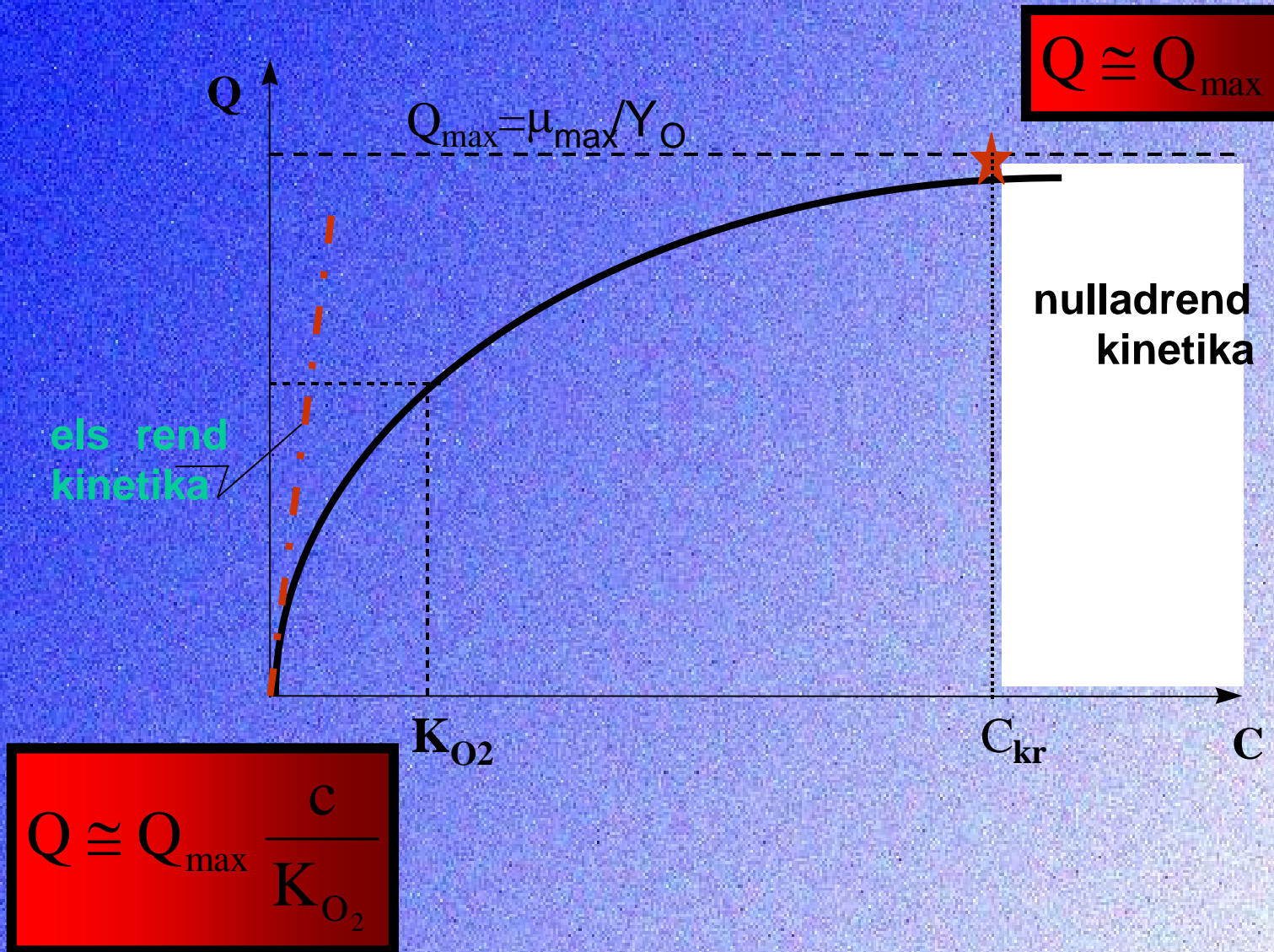


$$\frac{dc}{dt} = -\frac{1}{Y_0} \frac{dx}{dc} = -\frac{1}{Y_0} \mu_{\max} \frac{c}{K_{O_2} + c} X$$

$$Q = \frac{1}{x} \frac{dc}{dt} = -\frac{1}{Y_0} \mu_{\max} \frac{c}{K_{O_2} + c}$$

$$Q \cong Q_{\max}$$

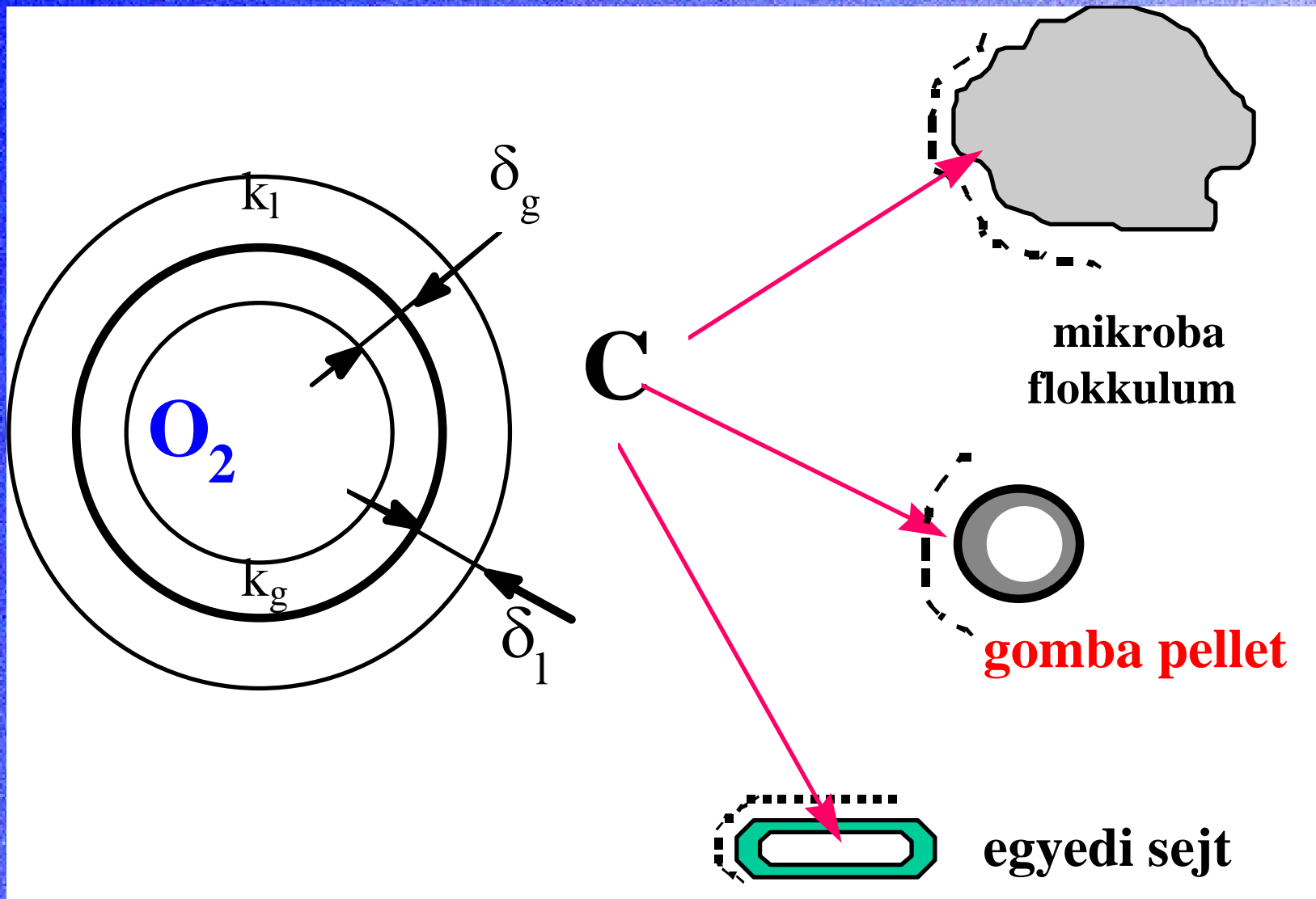
$$\frac{1}{Y_0} = \frac{1}{Y_{OG}^{\max}} + \frac{m_O}{\mu}$$



A glükóz és oxigén, mint szubsztrátok összehasonlítása (*Saccharomyces cerevisiae*)

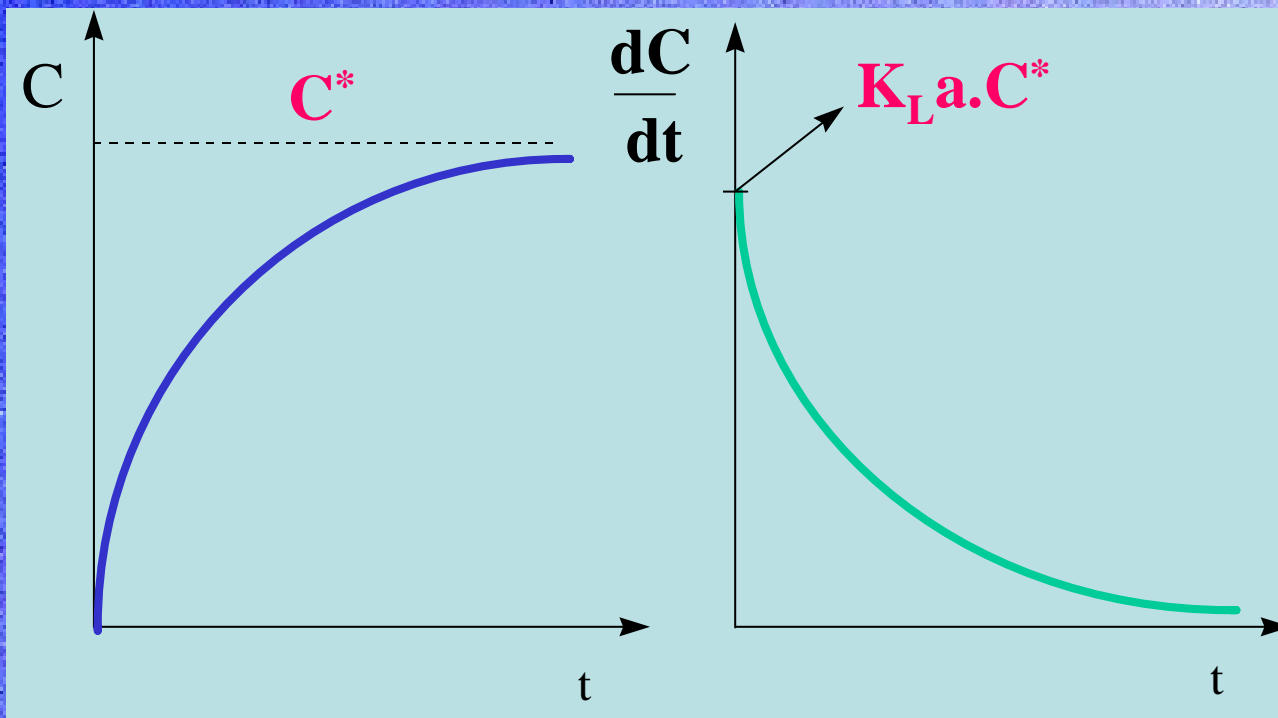
	Glükóz	Oxigén
Koncentráció a fermentlében	1% $\approx 104 \text{ mg/dm}^3$	7 mg/dm^3
Kritikus koncentráció	50 mg/dm^3	0,7 mg/dm^3
Fajlagos felhasználási sebesség	580 mg/g.h	208 mg/g.h

ás tápoldatban



$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C^* - C)$$

$$C = C^* (1 - e^{-K_L a \cdot t})$$



Stacionárius körülmények között

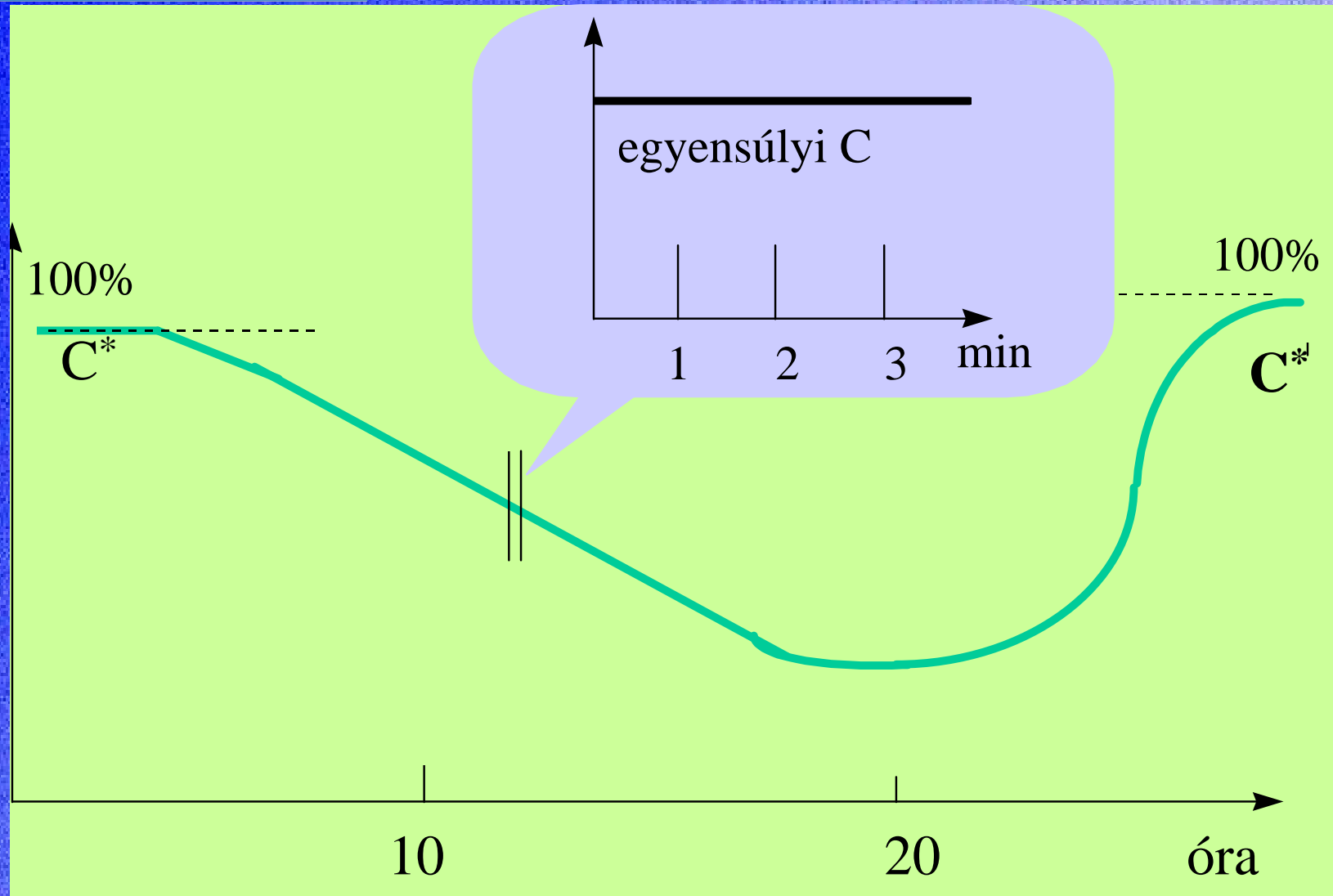
oldódási sebesség

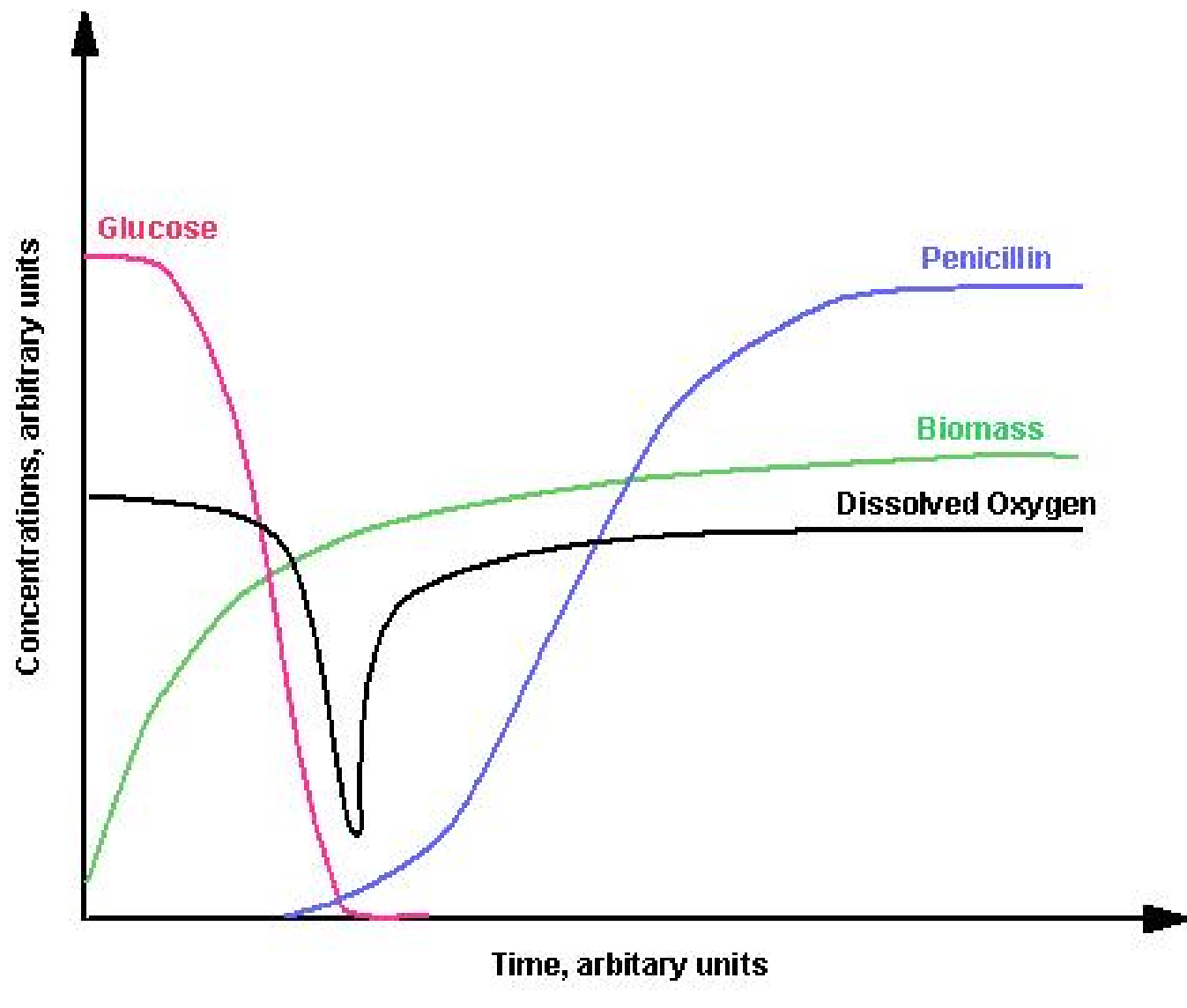
fogyasztási sebesség

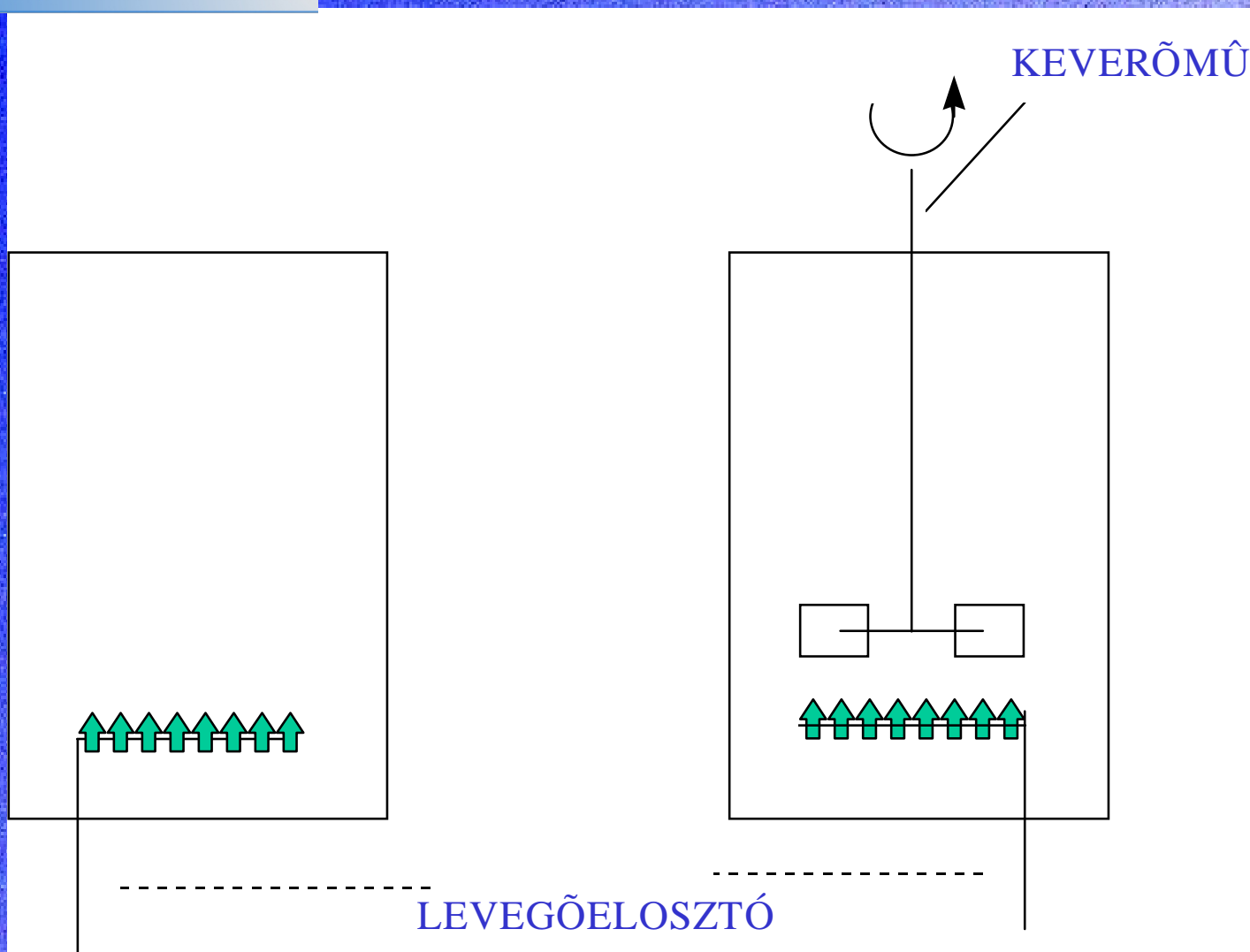
$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C^* - C) - xQ$$

$$\frac{dC}{dt} = 0$$

$$K_L a (C^* - C) = xQ$$







$$\frac{dC}{dt} = K_L(a - C) - xQ$$

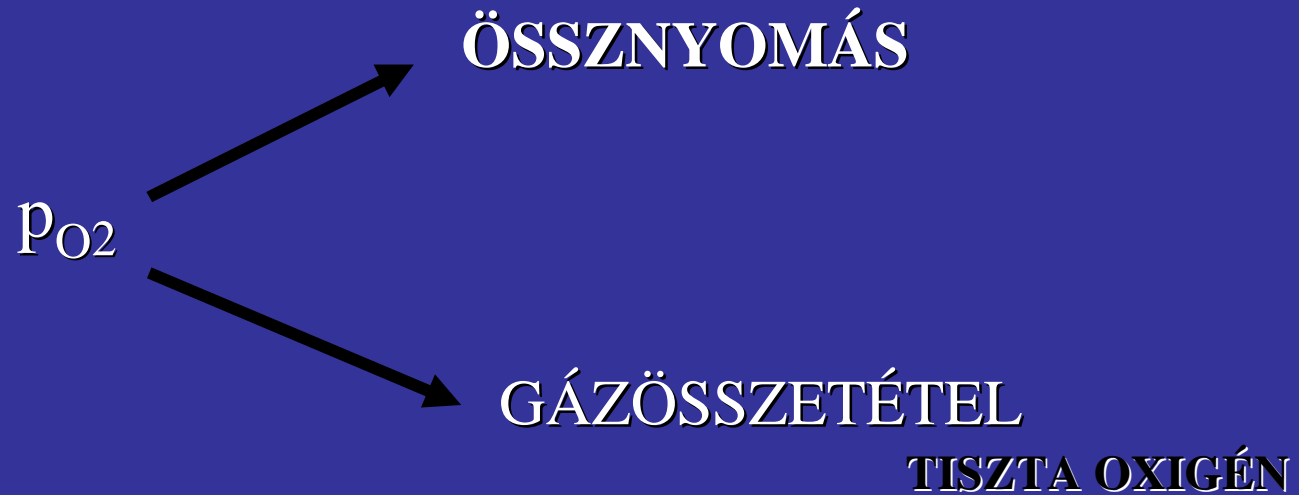
Mit l függ és hogyan a telítési oxigén koncentráció, C^* ?

Mit l függ és hogyan a K_L ?

Mit l függ és hogyan az a ?

Mit l függ és hogyan a $K_L a$?

MIVEL NÖVELHET C^* ÉRTÉKE?



~~H MÉRSÉKLET
TÁPOLDATÖSSZETÉTEL~~

LEVEGŐ ZTETÉS 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 buborékokkal operáló 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, buborékkolonnák)

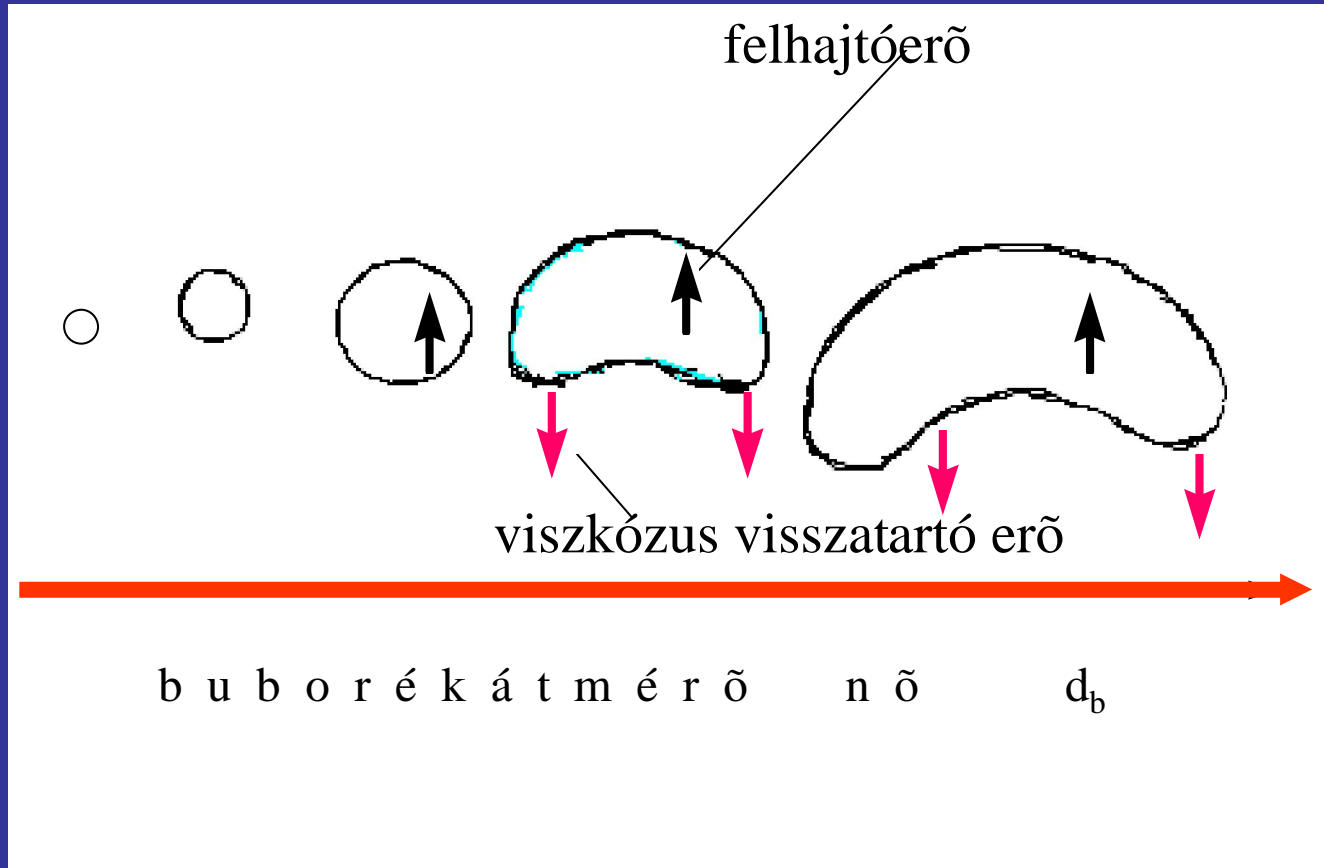
$$d_b > 2,5 \text{ mm}$$

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

tiszta víz
szitatányér

$Gr = \frac{\text{felhajtóerő}}{\text{belső súrlódási erő}}$	$\frac{d^3 \rho g \Delta \rho}{\mu^2}$	$\frac{d_b^3 \rho_l g (\rho_l - \rho_g)}{\mu_l^2}$
$Sc = \frac{\text{momentum diffuzivitás}}{\text{tömeg diffuzivitás}}$	$\frac{\mu}{\rho D}$	$\frac{\mu_l}{\rho_l D_{O_2}}$

LEVEG ZTETÉS 3



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

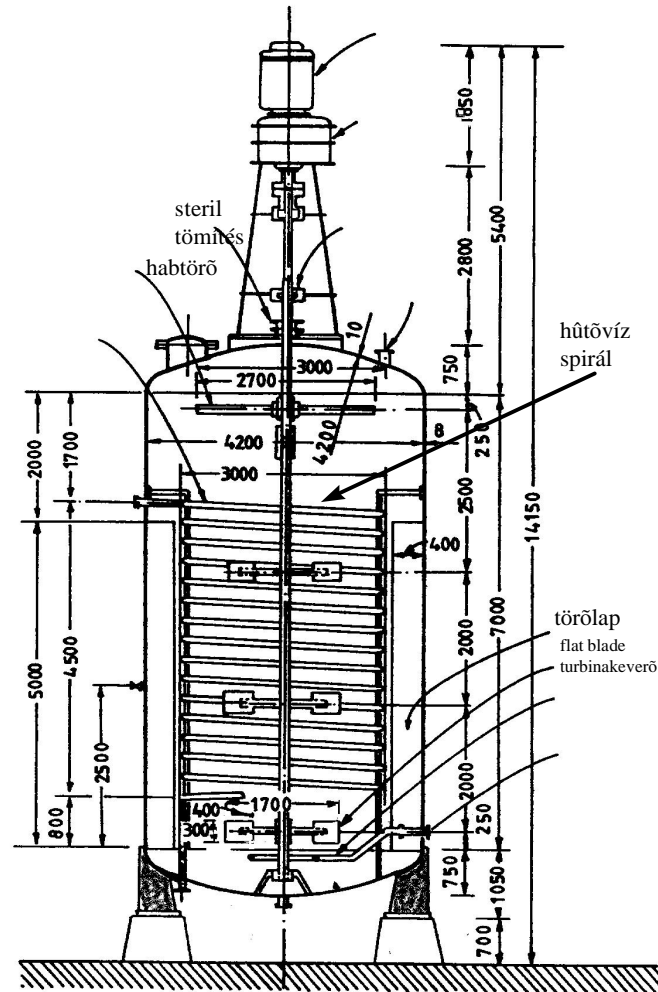
GÁZVISSZATARTÁS = Hold up = $\frac{\text{GÁZTÉRFOGAT}}{\text{ÖSSZTÉRFOGAT}}$

Hogyan lehet növelni?

LEVEG ZTETÉS 3

BIM2
2004

Oxigénátadás kevert reaktorban



LEVEG ZTETÉS 3



LEVEG ZTETÉS 3

BIM2
2004

MSG, JAPÁN
HOFU



63420 GALLON
100 FEET

A keverés szerepe, funkciói:
-energiabevitel a folyadékba

MOZGATÁS
H

P/V  $K_L a$

-a leveg ztet gáz diszpergálása a folyadékban

BUBORÉKKÉPZÉS, ANYAGÁTADÁS

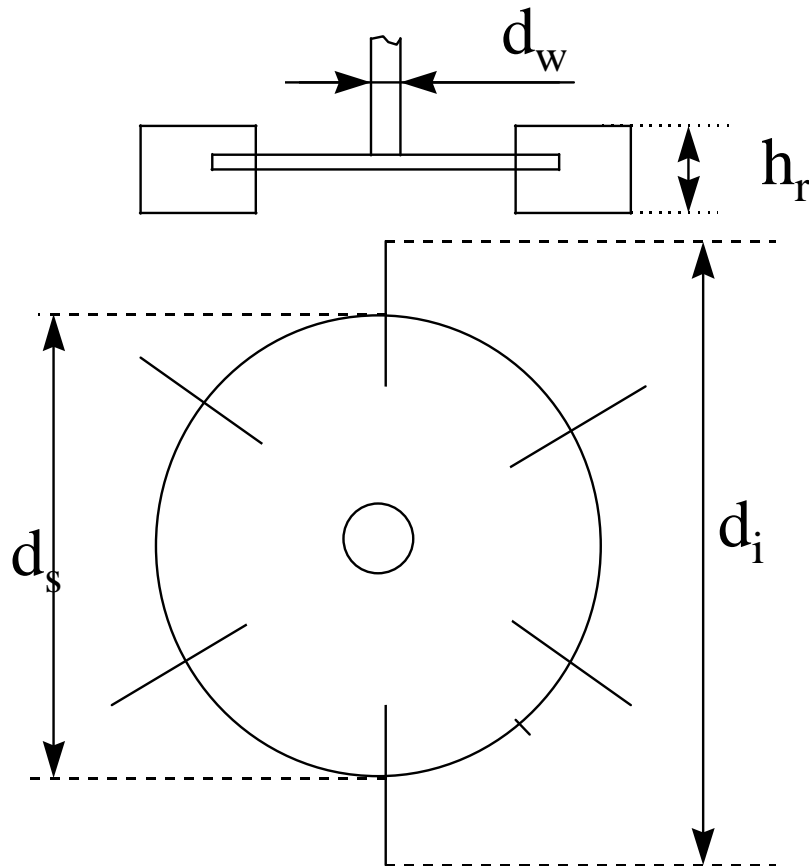
-a gáz- és folyadékfázis elválasztása

FORDÍTOTT A.ÁTADÁS CO_2

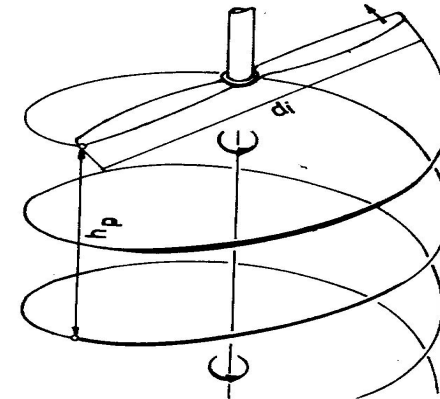
-a fermentlé oldott és nem oldott komponenseinek jó elkeverése

ÁLTALÁNOS KEVEREDÉSI FUNKCIÓ

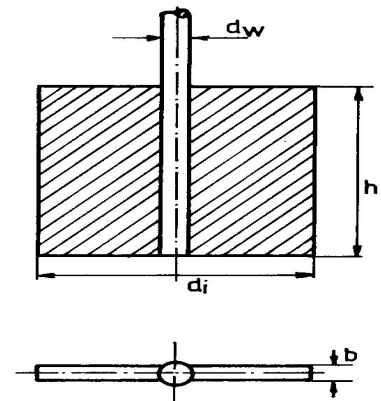
szubsztrátok, termékek...



egyenes lapátú nyitott
turbinakeverő
(flat blade)



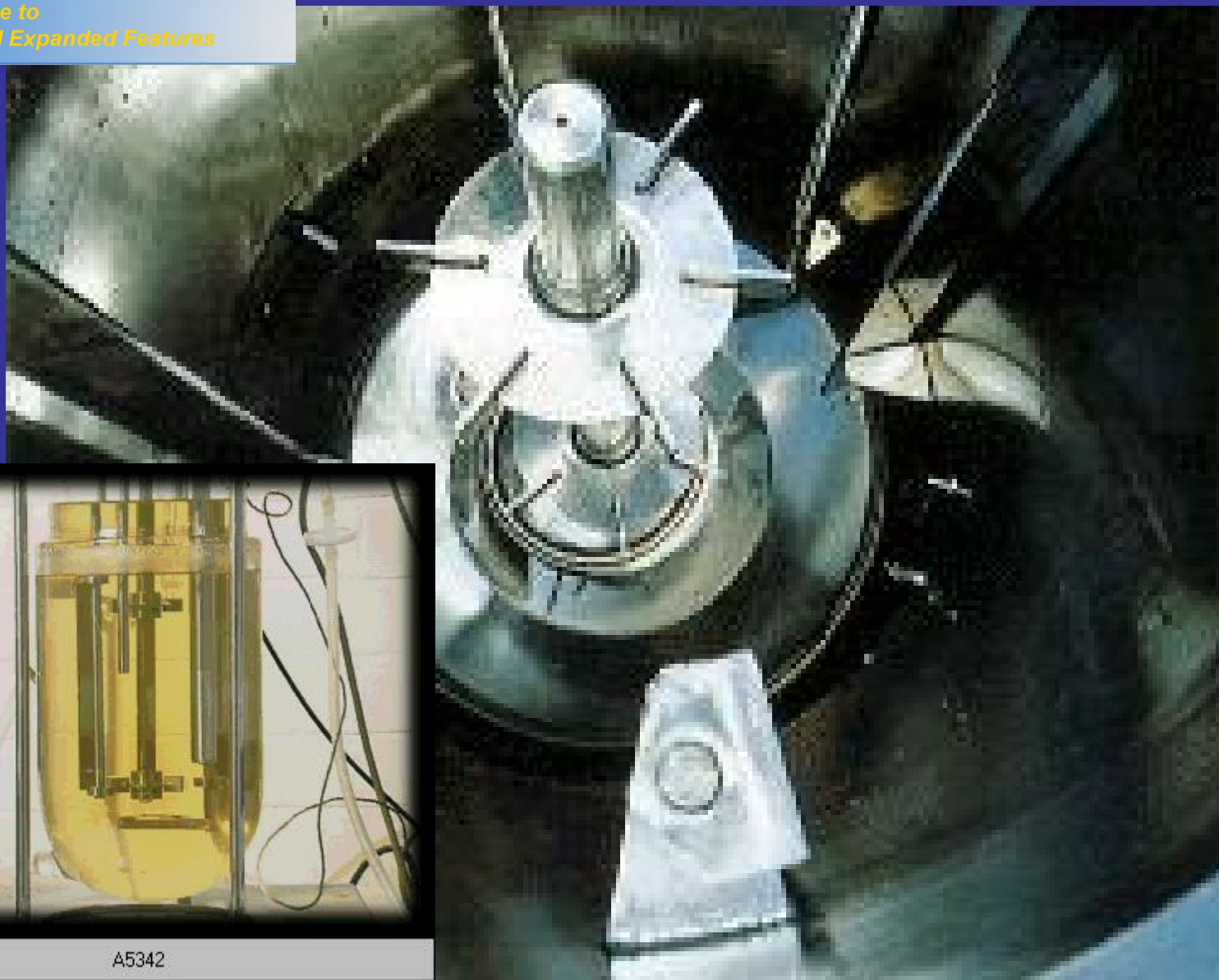
propellerkeverő



lapátkeverő

LEVEG ZTETÉS 3

BIM2
2004

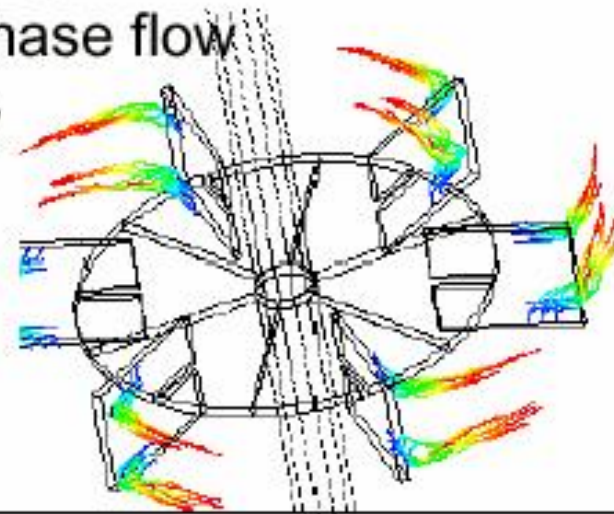


A5342

Gas Dispersion Impellers: 1950's

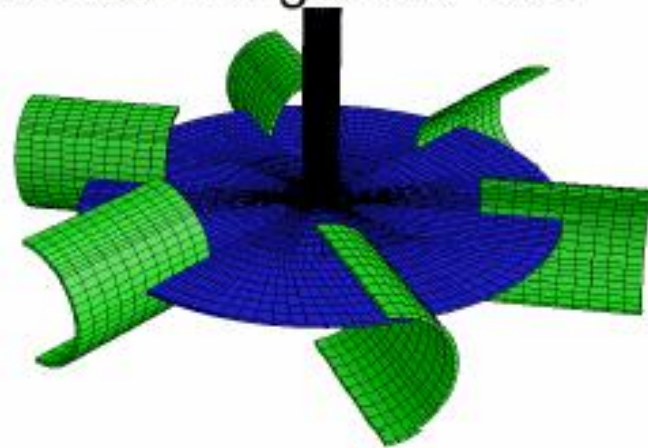
◆ Rushton Turbine

- 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



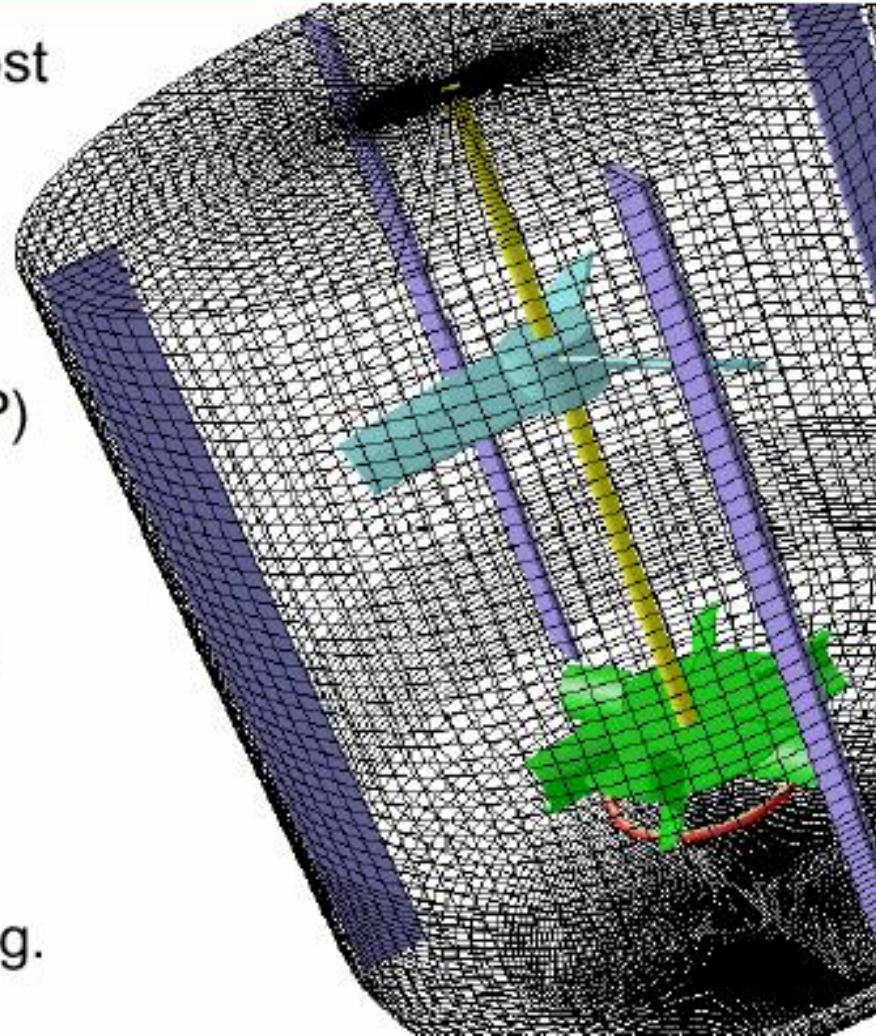
Gas Dispersion Impellers: 1980's

- ◆ 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.



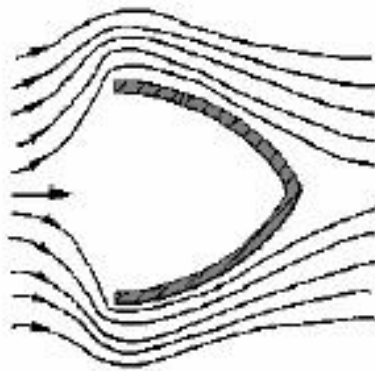
Multiple Impeller Systems - 1980's

- 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.

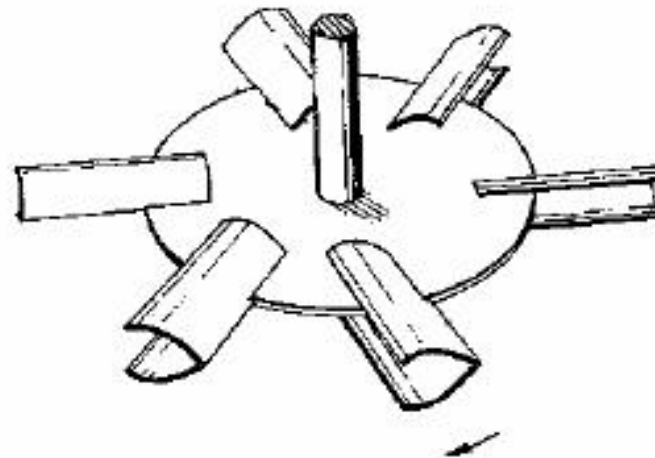


Gas Dispersion Impellers: 1988-1993

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



US Patent 4,779,990 (1988)

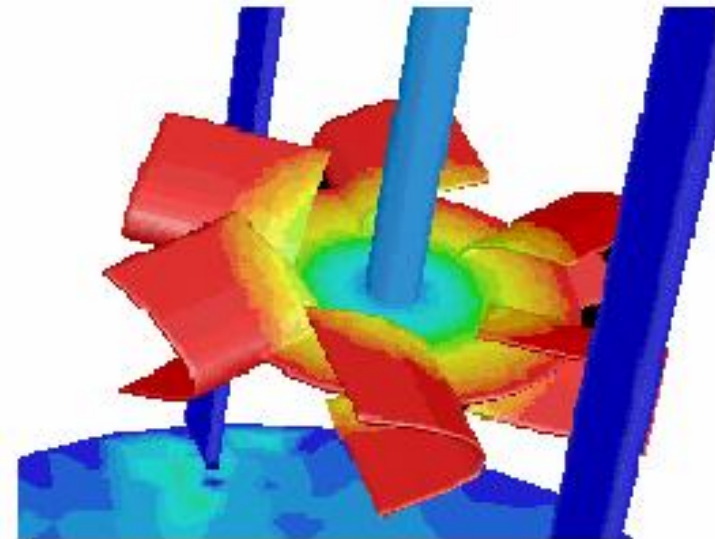


US Patent 5,198,156 (1993)

Gas Dispersion Impellers: 1998

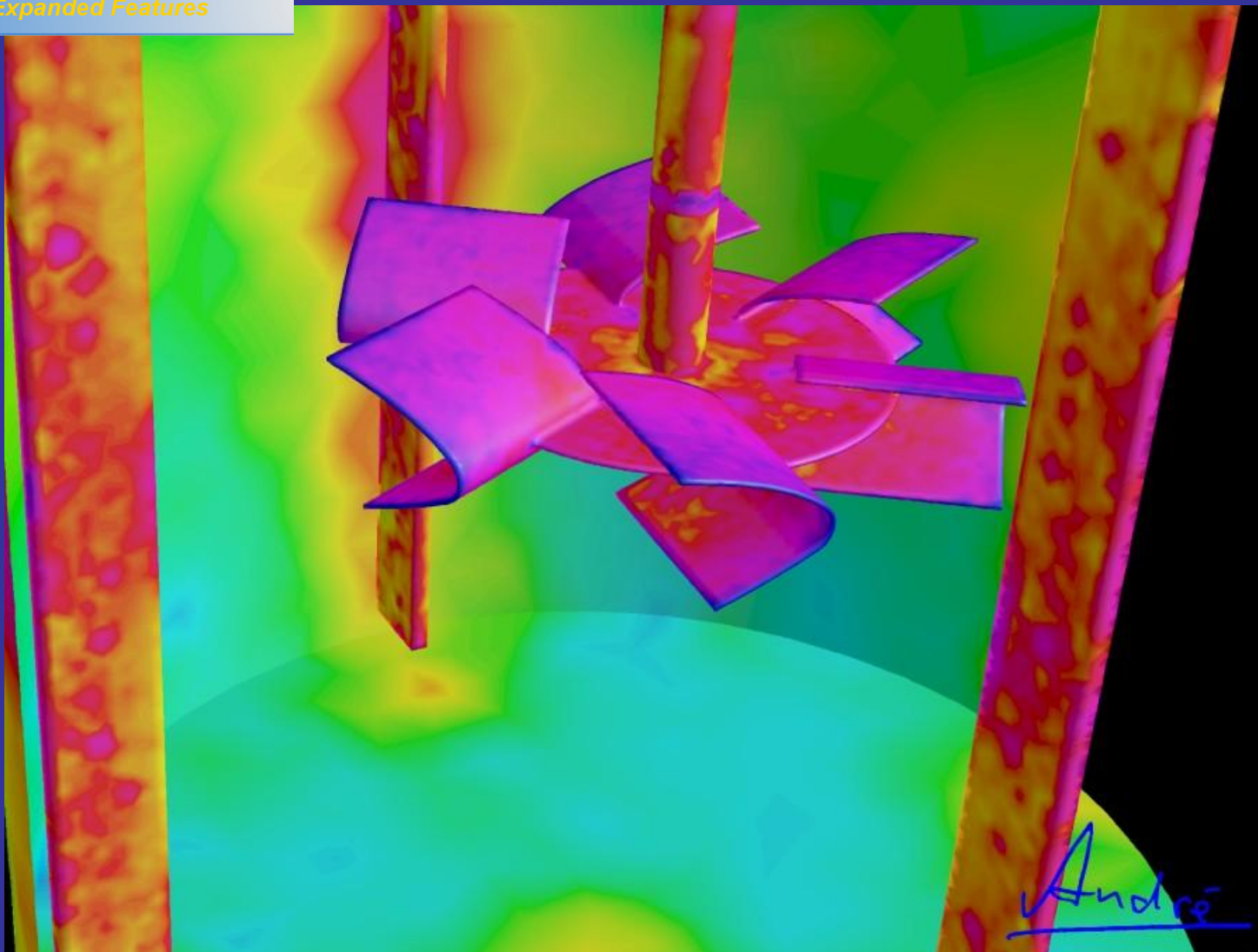
◆ Chemineer BT-6

- 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.



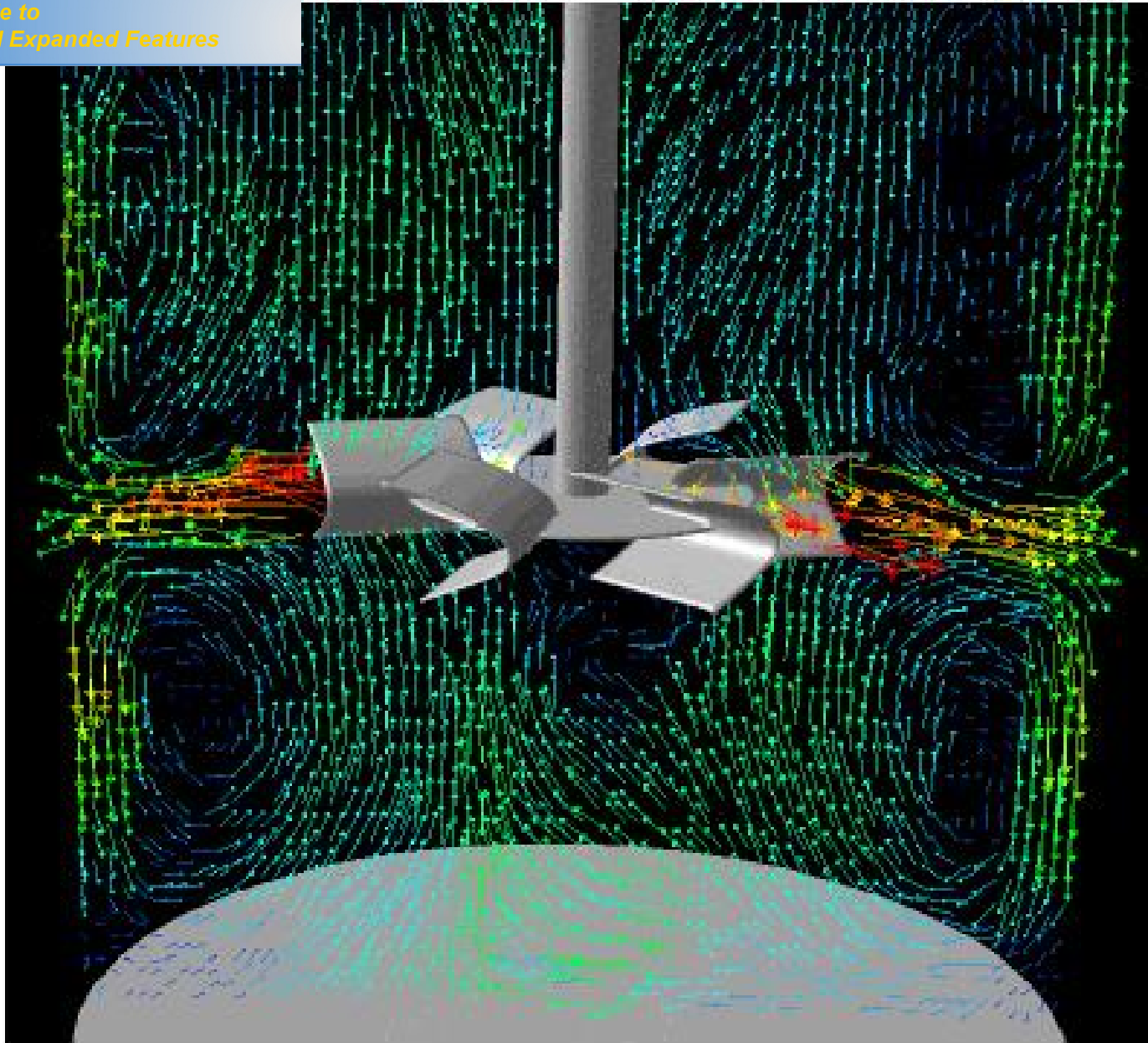
LEVEG ZTETÉS 3

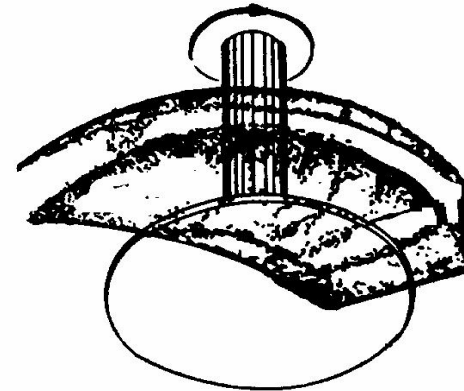
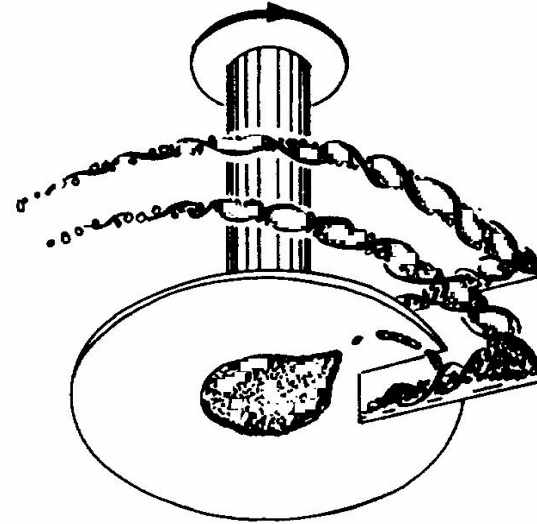
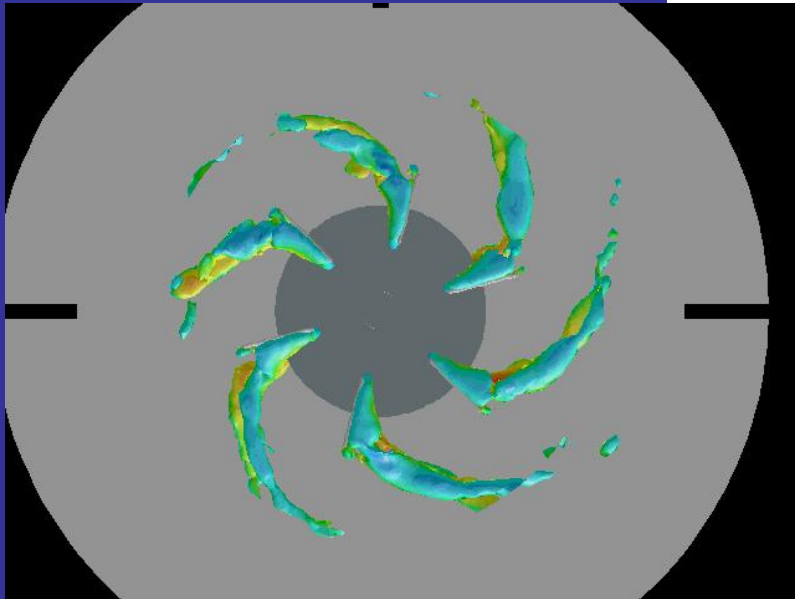
BIM2
2004



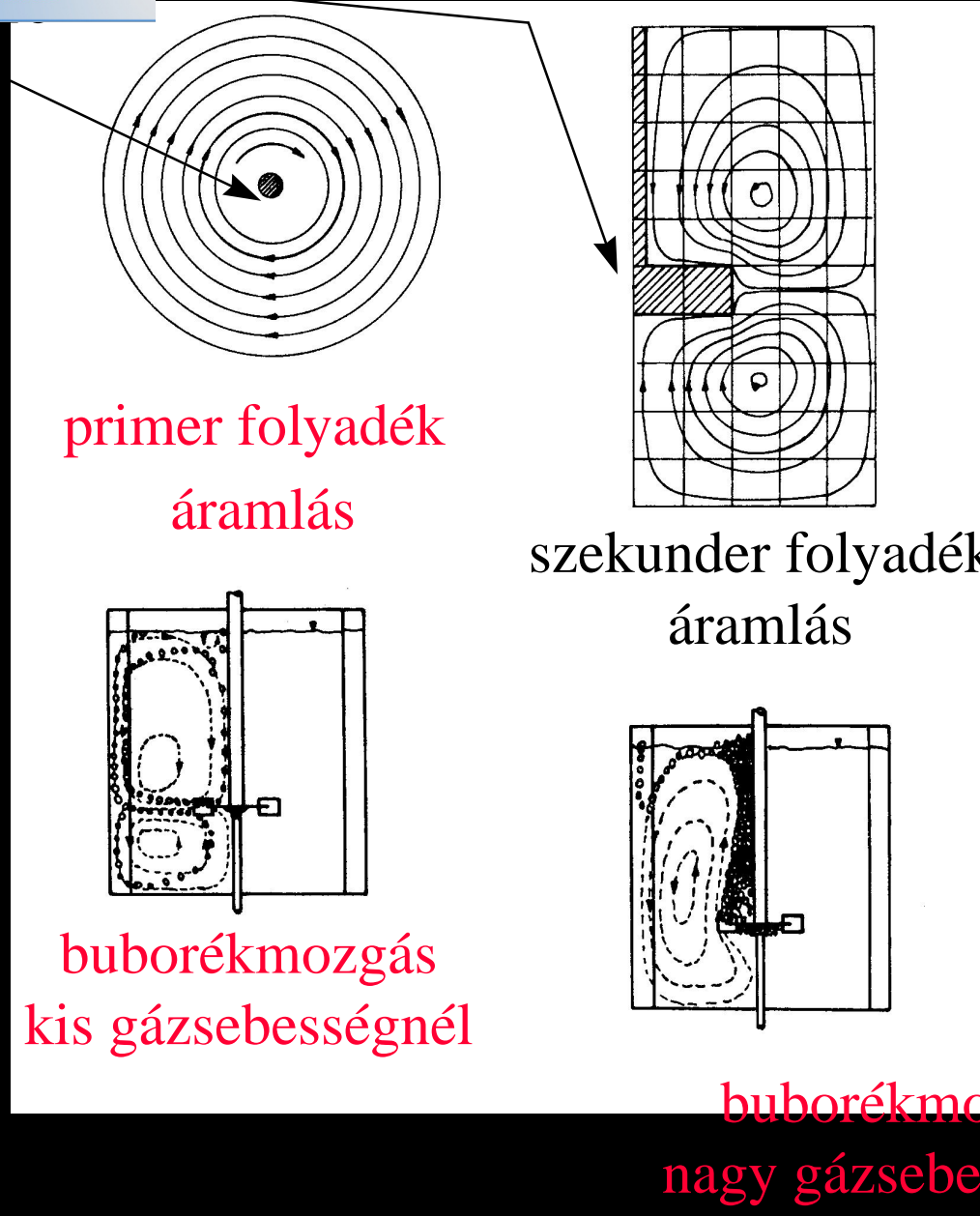
LEVEG ZTETÉS 3

BIM2
2004





LEVEG ZTETÉS 3



állandó geometriájú bioreaktorra

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

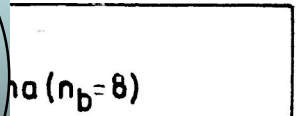
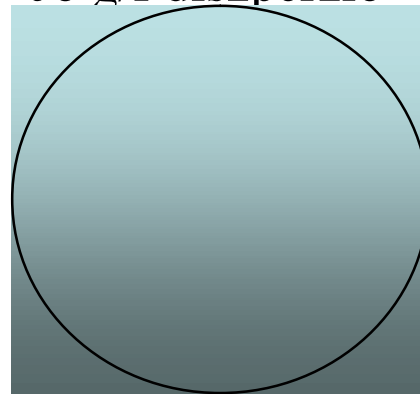
teljesítményszám (Ne=Newton-szám vagy Eu=Euler-szám) :

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

LEVEG ZTETÉSSEL P csökken

$$Na = \frac{\text{látszólagos felületi(lineáris) légsebesség}}{\text{kever kerületi sebesség}} = \frac{\frac{F m^3 / s}{\frac{D_i^2 \pi}{4} m^2}}{ND_i \pi m / s} = \frac{F}{ND_i^3}$$

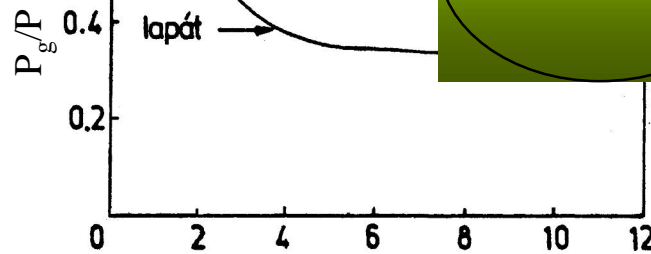
Jó g/f diszperzió



rossz g/f diszperzió

flooding elárasztás

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



0,25-0,4

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

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,