

Provozní charakteristika věžového vícestupňového fermentoru při vyšší viskozitě kapalného média

663.132

Ing. JAN PÁCA, CSc., Vysoká škola chemicko-technologická, katedra kvasné chemie a bioinženýrství, Praha

1. ÚVOD

Výzkumem různých typů vícestupňových věžových fermentorů se zabývala v posledních letech řada autorů. Provedené studie byly zaměřeny buď na sledování fyzikální charakteristiky systému nebo na růstové charakteristiky mikroorganismů v průběhu jednorázových či kontinuálních kultivací [1–5]. Fyzikální charakteristika systému se posuzovala na základě sledování tlakového gradientu [6], plynové zadržky [7–10], distribuce doby zdržení [9, 11, 12], koeficientu zpětného toku [2, 8, 9, 12, 13] a rychlosti přenosu kyslíku [2, 7, 8, 11, 14]. Tyto parametry se získaly měřením v systému voda—vzduch, růstové médium—vzduch a pouze několik uvedených parametrů se získalo za skutečných podmínek kultivace. Fyzikální charakteristika věžových vícestupňových systémů se studovala v závislosti na velikosti aerace, zředovací rychlosti, geometrie perforované přepážky, frekvenci otáčení míchadel, velikosti lopatek míchadla a jeho umístění a průměru kolony. Pouze Kitai et al. [15] ověřovali vliv fyzikálních vlastností kapalné fáze na charakter toku ve věžovém vícestupňovém fermentoru bez mechanického míchání. Proto tato práce je věnována vlivu viskozity kapalné fáze na změny koeficientu zpětného toku a rychlosti přenosu kyslíku ve věžovém vícestupňovém fermentoru s mechanickým mícháním při různých frekvencích otáčení míchadel.

2. MATERIÁLY A METODY

2.1 Fermentor

Experimenty byly provedeny v pětistupňovém věžovém fermentoru. Čtyři spodní stupně byly pracovní, poslední horní stupeň sloužil jako prostor na pěnu a odtažení buněčné suspenze. Rozměry fermentoru, uspořádání vestavby a osazení měřicími a regulačními prvky bylo publikováno v předchozím článku [6].

2.2 Médium

K simulaci vyšších viskozit se použilo vodného roztoku glycerolu. Viskozita se měřila rotačním viskozimetrem Rheomat 30 Contraves, Švýcarsko.

2.3 Mezistupňový zpětný tok

Je definován jako poměr zpětného toku perforovanou přepážkou k přítoku živného média do fermentoru

$$\alpha = \frac{F'}{F} \quad (1)$$

Byl určen dynamickou metodou z odezvy na vnesený signál ve formě Diracovy funkce do 3. stupně [16]. Měření bylo provedeno konduktometricky, stopovací látkou byl roztok KCl, snímání odezvy bylo prováděno simultánně ve 3. a 2. stupni. Koeficient mezistupňového zpětného toku byl vypočten z poměru ploch pod odezvy křivkami ze vztahu

$$\frac{\alpha_i}{1+\alpha_i} = \frac{\int_0^\infty C_{i-1} dt}{\int_0^\infty C_i dt} \quad (2)$$

kde C je koncentrace stopovací látky [mg.l^{-1}],
 i — stupeň fermentoru,
 t — čas [s].

2.4 Doba homogenizace

Stupeň homogenity v reakčním stupni byl měřen konduktometricky. Stopovací látkou byl opět roztok KCl. Jako doba homogenizace se uvažovala doba nutná k dosažení 95 % konečné koncentrace stopovací látky. K výpočtu se použilo přechodové funkce [17]

$$C(t) = \frac{1}{8} \sum_{k=1}^8 \frac{c(t) - c_p}{c_k - c_p} \quad (3)$$

kde $c(t)$ je hodnota vodivosti v čase t ,

c_p — hodnota vodivosti před nástřikem stopovací látky,

c_k — hodnota vodivosti na konci měření.

Každé měření bylo opakováno 8krát.

2.5 Rychlost přenosu kyslíku

Byla měřena sířičitanovou metodou [18, 19]. Všechna měření byla prováděna při teplotě 30 °C.

3. VÝSLEDKY A DISKUSE

3.1 Doba homogenizace

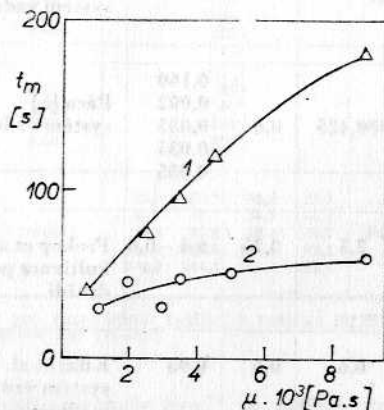
Měření doby homogenizace (t_m) se provádělo při dvou odlišných zředovacích rychlostech 0,6 a 0,3 h^{-1} při aeraci 1,5 VVM (vztaheno na jeden stupeň) při různých frekvencích otáčení míchadla. V použitém rozsahu viskozit $[0,8 - 9] \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$, hodnota t_m klesala s růstem frekvence otáčení míchadla typicky [20, 21].

Změny v dobách homogenizace s růstem viskozity média zjištěné při dvou různých zředovacích rychlostech 0,6 a 0,3 h^{-1} jsou uvedeny v obr. 1. Výsledky ukazují, že zředovací rychlost má výrazný vliv na dobu homogenizace. Důvodem je zřejmě charakter proudění disperze plynu v kapalině, jsou-li použita násobná míchadla. Porovnáním získaných výsledků s výsledky jiných autorů [22, 23] lze předpokládat, že zvýšení zředovací rychlosti v aerovaném systému snižuje efekt zahlcení míchadla plynem a tím ovlivňuje čerpací kapacitu míchadla zvláště při vyšších viskozitách kapalné fáze. Proto jsou hodnoty doby homogenizace v sou prouděním systému kapalina—plyn při vyšších zředovacích rychlostech značně nižší.

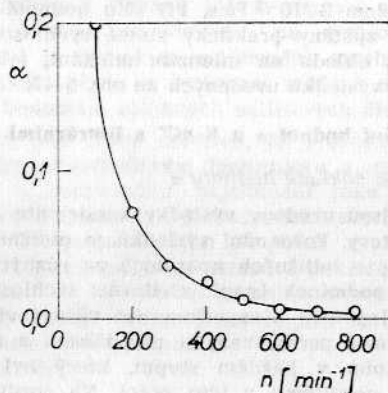
3.2 Mezistupňový zpětný tok

Změny v hodnotách koeficientu zpětného toku (α) byly sledovány při různých viskozitách kapalné fáze,

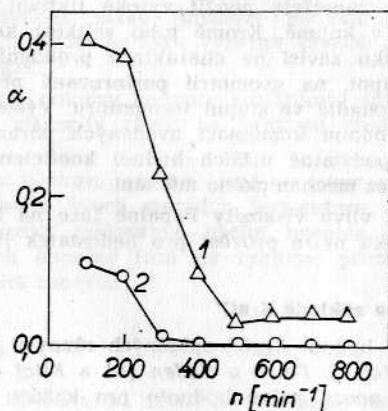
odlišných zředovacích rychlostech za konstantní frekvence otáčení míchadla a velikosti aerace. Hodnoty frekvence otáčení míchadla 800 min^{-1} a velikosti aerace 1,5 VVM byly zvoleny na základě výsledků předchozí studie [6], kdy se ukázalo, že za těchto podmínek se dosahuje minimální hodnoty koeficientu zpětného toku perforovanými přepážkami.



Obr. 1. Doba promíchání v závislosti na viskozitě při frekvenci otáčení míchadla 800 min^{-1} a velikosti aerace 1,5 VVM; zředovací rychlosti: 1... $0,3 \text{ h}^{-1}$, 2... $0,6 \text{ h}^{-1}$.

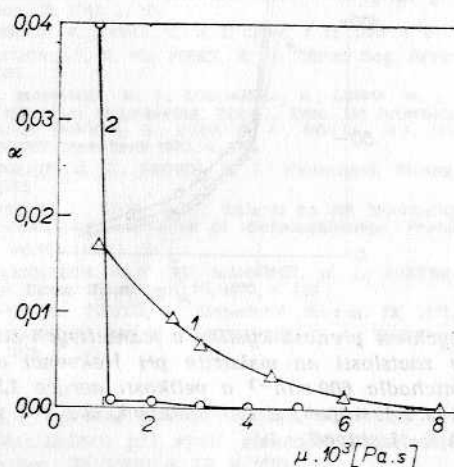


Obr. 2. Změny v hodnotách koeficientu zpětného toku v závislosti na frekvenci otáčení míchadla při velikosti aerace 1,5 VVM; zředovací rychlosti $0,3 \text{ h}^{-1}$ a viskozitě $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$.

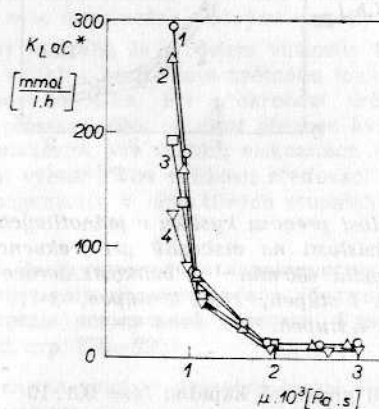


Obr. 3. Změny v hodnotách koeficientu zpětného toku v závislosti na frekvenci otáčení míchadla při velikosti aerace 1,5 VVM, zředovací rychlosti $0,6 \text{ h}^{-1}$ a viskozitách (1) $0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$ a (2) $1,95 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$.

Na obr. 2 a 3 jsou uvedeny průběhy hodnoty koeficientu zpětného toku v závislosti na frekvenci otáčení míchadla. Při nižší zředovací rychlosti $0,3 \text{ h}^{-1}$ a vyšší viskozitě (obr. 2), byl pokles hodnoty α s růstem frekvence otáčení míchadla velice strmý, zvláště v rozsahu nízkých frekvencí otáčení. Porovnání změn v hodnotách α při dvou odlišných viskozitách kapalně fáze je uvedeno na obr. 3. Výsledky ukazují, že vzrůst viskozity média výrazně snižuje hodnotu koeficientu zpětného toku. Tento pokles je zvláště markantní při nižších frekvencích otáčení míchadla, což souvisí s návrhem otvorů v perforované přepážce [24]. Z porovnání obr. 2 a 3 vyplývá, že za podmínek vyšší zředovací rychlosti $0,6 \text{ h}^{-1}$ a nižší intenzitě míchání ovlivňuje frekvence otáčení míchadla hodnotu koeficientu zpětného toku méně výrazně. Toto zjištění je v souladu s výsledky Sinclaira a Browna [22], kteří se zabývali rychlostí výměny hmoty v míchané nádobě při různé velikosti aerace.



Obr. 4. Změny v hodnotách koeficientu zpětného toku v závislosti na viskozitě při frekvenci otáčení míchadla 800 min^{-1} , velikosti aerace 1,5 VVM a zředovacích rychlostech (1) $0,3 \text{ h}^{-1}$ a (2) $0,6 \text{ h}^{-1}$.



Obr. 5. Rychlost přenosu kyslíku v jednotlivých stupních v závislosti na viskozitě při frekvenci otáčení míchadla 800 min^{-1} a velikosti aerace 1,5 VVM. 1... 1. stupeň, 2... 2. stupeň, 3... 3. stupeň, 4... 4. stupeň.

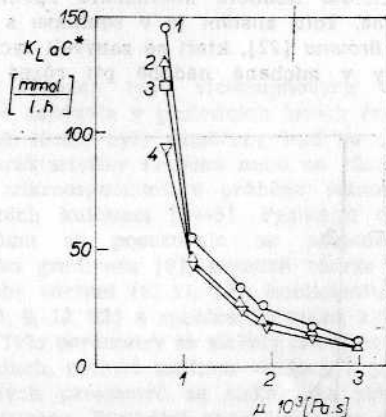
Vliv viskozity kapalně fáze na změny hodnot koeficientu zpětného toku ukazuje obr. 4. Při vyšší zředovací rychlosti $0,6 \text{ h}^{-1}$ již malý vzrůst viskozity nad hodnotu odpovídající vodě způsobil prudký pokles hodnoty α . Další vzrůst viskozity média již hodnotu α téměř neovlivnil.

Nulového zpětného toku se dosáhlo za daných podmínek míchání, aerace a zředovací rychlosti při překročení viskozity kolem $3,5 \cdot 10^{-3}$ Pa.s.

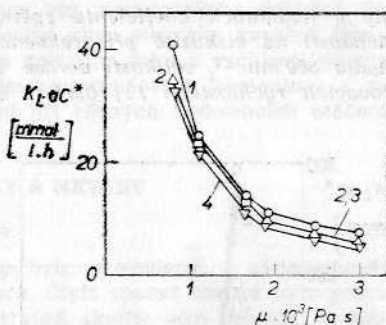
Zcela odlišný průběh se projevil při nižší zředovací rychlosti $0,3 \text{ h}^{-1}$. Za těchto podmínek hodnota koeficientu α s růstem viskozity média klesala postupně a nulového zpětného toku se dosáhlo až při viskozitách nad $8 \cdot 10^{-3}$ Pa.s.

3.3 Rychlost přenosu kyslíku

Měření byla prováděna při konstantní velikosti aerace $1,5 \text{ VVM}$ za různých frekvencí otáčení míchadla v rozsahu viskozity kapalně fáze $[0,8 - 3] \cdot 10^{-3}$ Pa.s. Výsledky jsou uvedeny v obr. 5 až 7.



Obr. 6. Rychlost přenosu kyslíku v jednotlivých stupních v závislosti na viskozitě při frekvenci otáčení míchadla 600 min^{-1} a velikosti aerace $1,5 \text{ VVM}$. 1 ... 1. stupeň, 2 ... 2. stupeň, 3 ... 3. stupeň, 4 ... 4. stupeň.



Obr. 7. Rychlost přenosu kyslíku v jednotlivých stupních v závislosti na viskozitě při frekvenci otáčení míchadla 400 min^{-1} a velikosti aerace $1,5 \text{ VVM}$. 1 ... 1. stupeň, 2 ... 2. stupeň, 3 ... 3. stupeň, 4 ... 4. stupeň.

Při nejnižší viskozitě kapalně fáze $0,8 \cdot 10^{-3}$ Pa.s byly rozdíly v hodnotách sulfitového čísla, zjištěné v jednotlivých stupních fermentoru, nejvýraznější při nejvyšší použité frekvenci otáčení míchadla 800 min^{-1} (obr. 5). To souvisí s oddělovacím efektem perforovaných přepážek [24]. Rychlost přenosu kyslíku klesá ve všech stupních s růstem viskozity kapalně fáze. Kromě toho se zmenšují i rozdíly v hodnotách sulfitového čísla mezi jednotlivými stupni fermentoru v důsledku nižší rychlosti přenosu kyslíku a tím i menšího vyčerpání kyslíku ze vzduchu. Při frekvenci otáčení míchadla 800 min^{-1} (obr. 5) není rychlost přenosu kyslíku při viskozitách média nad $2 \cdot 10^{-3}$ Pa.s již závislá na vzrůstu viskozity a je téměř shodná ve všech stupních fermentoru.

Tabulka 1. Porovnání hodnot α s publikovanými výsledky

n (min^{-1})	v_s (cm.s^{-1})	D (h^{-1})	α (%)	Citace a podmínky
320	0,45	1,1	0,35	Falch, Gaden [8] systém vzduch-voda
300 400 500 600 800	0,425	0,6	0,160 0,092 0,033 0,035 0,035	Páca [6] systém vzduch-voda
0	2,5	0,25	0,4—0,6	Prokop et al. [9] kultivace pekařského droždí
0	6,6	0,6	0,93	Kitai et al. [13] systém vzduch-živné médium

toru. Protichůdné působení poklesu intenzity míchání a vzrůstu viskozity média na hodnotu α se projevovalo do viskozity kolem $3 \cdot 10^{-3}$ Pa.s. Při této hodnotě viskozity média byly zjištěny prakticky stejné rychlosti přenosu kyslíku bez ohledu na intenzitu míchání, jak vyplývá ze srovnání výsledků uvedených na obr. 5—7.

3.4 Porovnání hodnot α a $K_L a C^*$ s literárními údaji

Porovnání na základě hodnoty α

V tab. 1 jsou uvedeny výsledky koeficientu α zjištěné různými autory. Porovnání výsledků je obtížné, protože byly získány v odlišných aparátech za různých experimentálních podmínek (např. zředovací rychlosti). Falch a Gaden [8] použili k experimentům věžový vícestupňový fermentor s perforovanými přepážkami a mechanickým mícháním v každém stupni, který byl podobný fermentoru použitému v této práci. Na rozdíl od této studie však experimenty prováděli v protiproudém uspořádání médií voda—vzduch. Prokop et al. [9] a Kitai et al. [13] pracovali s věžovým vícestupňovým fermentorem bez mechanického míchání. Ze srovnání výsledků v tab. 1 je zřejmé, že pro dosažení nízké hodnoty koeficientu α je zapotřebí použít vysoké fiktivní rychlosti plynu (v_s) v koloně. Kromě toho velikost koeficientu zpětného toku závisí na charakteru proudění kapalně fáze ve stupni, na geometrii perforované přepážky a umístění míchadla ve stupni fermentoru. Výsledky ukázaly, že vhodnou kombinací uvedených parametrů lze dosáhnout podstatně nižších hodnot koeficientu α než v systému bez mechanického míchání.

Porovnání vlivu viskozity kapalně fáze na koeficient zpětného toku nelze provést pro nedostatek literárních údajů.

Porovnání na základě $K_L a C^*$

Porovnání hodnot $K_L a C^*$ zjištěných různými autory je uvedeno v tab. 2. Falch a Gaden [8] a Kitai et al. [7] publikovali pouze jednu hodnotu pro každou z použitých podmínek. Kitai et al. [7] zjistili, že pro dané podmínky hodnota koeficientu $K_L a$ byla téměř stejná ve všech stupních fermentoru. Naopak v této práci bylo zjištěno, že hodnoty sulfitového čísla v jednotlivých stupních fermentoru jsou zhruba identické pouze do určité hodnoty rychlosti přenosu kyslíku. Při překroče-

Tabulka 2. Porovnání sulfátových čísel s publikovanými výsledky

n (min ⁻¹)	v _s (cm.s ⁻¹)	K _{La} C* (mmol.l ⁻¹ .h ⁻¹) stupně				Citace
		1	2	3	4	
0	0,45		22			Falch, Gaden [8]
320	0,45		32			
510	0,45		103			
510	0,685		122			
0	0,80		21*			Kitai et al. [7]
	1,20		40*			
	3,00		130*			
	6,60		395*			
300	0,425	22,3	22,3	22,3	22,3	Páca [6]
400		40,1	34,7	34,5	32,7	
500		84,7	80,2	68,4	32,7	
600		144,7	129,0	112,0	93,2	
800		294,2	244,3	195,0	128,7	

* Přepočteno pro rozpustnost kyslíku v roztoku siřičitanu sodného z publikovaných dat [25–27].

ní tohoto limitu hodnoty $K_{La}C^*$ ve vyšších stupních klesají v důsledku poklesu hnací síly přenosu plynoucí z vyčerpání kyslíku ze vzduchu (použití nízké fiktivní rychlosti plynu). Ve výsledcích *Kitai et al.* [7] se tento efekt však projevit nemohl vzhledem k vysokým použitým fiktivním rychlostem plynu. Podobně i ve výsledcích *Falcha a Gaden* [8] se nemohl projevit vliv vyčerpání kyslíku ze vzduchu na rychlost přenosu kyslíku, což je zřejmé ze vzájemného vztahu mezi fiktivní rychlostí plynu a frekvencí otáčení míchadla ve vztahu k hodnotám zjištěných sulfátových čísel (tab. 2).

Výsledky této práce dokazují, že provozní podmínky ve věžovém vícestupňovém fermentoru s mechanickým mícháním v souproutém uspořádání toku kapalně a plynné fáze mohou být zvoleny tak, aby se dosáhlo vhodného kompromisu mezi stupněm využití kyslíku z aeračního plynu na jedné straně a poklesem rychlosti přenosu kyslíku ve vyšších stupních na straně druhé. Tento ekonomicky významný aspekt je třeba brát v úvahu se zřetelem na provozní náklady a současnou energetickou situaci.

3.5 Shrnutí výsledků

Bylo zjištěno, že s rostoucí viskozitou kapalně fáze je doba homogenizace významně ovlivněna velikostí zřetovací rychlosti (hodnotou objemového průtoku kapalin).

Za podmínek nízké intenzity míchání je velikost koeficientu zpětného toku výrazně závislá na viskozitě kapalně fáze.

Charakter poklesu hodnoty koeficientu zpětného toku s růstem viskozity závisí na velikosti zřetovací rychlosti.

Rychlost přenosu kyslíku klesá s růstem viskozity kapalně fáze ve všech stupních fermentoru, dokud hodnota viskozity nedosáhne určité hranice. Při vyšších viskozitách kapalně fáze již rychlost přenosu kyslíku na viskozitě nezávisí.

Literatura

- [1] KITAI, A., TONE, H., OZAKI, A.: J. Ferment. Technol. **47**, 1969, s. 333
- [2] KITAI, A., OKAMOTO, R., OZAKI, A.: Fermentation Technology Today: Proc. 4th International Fermentation Symposium (Terui G.) Soc. Ferment. Technol., Osaka 1972, s. 147
- [3] AKIBA, T., FUKIMBARA, T.: J. Ferment. Technol. **51**, 1973, s. 134
- [4] GOTO, S., KITAI, A., OZAKI, A.: J. Ferment. Technol. **51**, 1973, s. 582

- [5] KITAI, A., OZAKI, A.: J. Ferment. Technol. **47**, 1969, s. 52
- [6] PÁCA, J.: Kvasný průmysl **23**, 1977, s. 257
- [7] KITAI, A., GOTO, S., OZAKI, A.: J. Ferment. Technol. **47**, 1969, s. 348
- [8] FALCH, E. A., GADEN, E. L.: Biotechnol. Bioeng. **11**, 1969, s. 927
- [9] PROKOP, A., ERICKSON, L. E., FERNANDEZ, J., HUMPHREY, A. E.: Biotechnol. Bioeng. **11**, 1969, s. 945
- [10] FAIR, J. R., LAMBRIGHT, A. J., ANDERSON, J. W.: Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Develop. **1**, 1962, s. 33
- [11] KITAI, A., TONE, H., OZAKI, A.: Biotechnol. Bioeng. **11**, 1969, s. 911
- [12] FALCH, E. A., GADEN, E. L.: Biotechnol. Bioeng. **12**, 1970, s. 465
- [13] KITAI, A., GOTO, S., OZAKI, A.: J. Ferment. Technol. **47**, 1969, s. 356
- [14] HSU, K. H., ERICKSON, L. E., FAN, L. T.: Biotechnol. Bioeng. **17**, 1975, s. 499
- [15] KITAI, A., GOTO, S., OZAKI, A.: J. Ferment. Technol. **47**, 1969, s. 340
- [16] PRENOSIL, J., NOVOSAD, Z.: Coll. Czech Chem. Comm. **33**, 1968, s. 378
- [17] PROCHÁZKA, J., LANDAU, J.: Coll. Czech. Chem. Comm. **28**, 1961, s. 2961
- [18] COOPER, C. M., FERNSTROM, G. A., MILLER, S. A.: Ind. Eng. Chem. **36**, 1944, s. 504
- [19] YOSHIDA, F., AKIBA, K.: A. I. Ch. E. J. **11**, 1965, s. 9
- [20] MACDONALD, R. W., PIRET, E. L.: Chem. Eng. Progr. **47**, 1951, s. 383
- [21] MC. MANAMEY, W. J., LOUCAIDES, R., LEWIS, M. J.: Advances in Microbial Engineering Part 1, Proc. 1st International Symposium (SIKYTA, B., PROKOP, A., NOVÁK, M.), Intersciences J. WILEY, New York 1973, s. 379
- [22] SINCLAIR, C. G., BROWN, D. E.: Biotechnol. Bioeng. **12**, 1970, s. 1001
- [23] EINSELE, A., FINN, R. K.: Referát na 7th International Symposium on Continuous Cultivation of Microorganisms, Praha 1978
- [24] AO 180 901 (1977)
- [25] GREENHALGH, S. H., MC MANAMEY, W. J., FORSTER, K. E.: J. appl. Chem. Biotechnol. **25**, 1975, s. 143
- [26] LINEK, V., TVRDÍK, J.: Biotechnol. Bioeng. **13**, 1971, s. 383
- [27] SCHUMPE, A., ADLER, L., DECKWER, W. D.: Biotechnol. Bioeng. **20**, 1978, s. 145

Páca, J.: Provozní charakteristika věžového vícestupňového fermentoru při vyšší viskozitě kapalného média. Kvas. prům., **26**, 1980, č. 12, s. 276–280.

Byl sledován vliv viskozity a intenzity míchání na dobu homogenizace, koeficient zpětného toku a rychlost přenosu kyslíku v jednotlivých stupních věžového vícestupňového fermentoru s mechanickým mícháním se souproutým uspořádáním toku kapalně a plynné fáze. Viskozita byla simulována vodnými roztoky glycerolu.

Výsledky ukázaly, že s růstem viskozity kapalně fáze klesá jak velikost koeficientu zpětného toku, tak i rychlost přenosu kyslíku. Při překročení určité hodnoty viskozity přestává však rychlost přenosu kyslíku být závislá na viskozitě. Při vyšších viskozitách kapalně fáze byl zjištěn výrazný vliv velikosti zřetovací rychlosti na dobu homogenizace v jednotlivých stupních fermentoru.

Паца, Я.: Эксплуатационная характеристика башенного многоступенчатого ферментера при сбраживании в нем жидкой среды повышенной вязкости. Квас. прум. **26**, 1980, № 12, стр. 276–280.

Автор изучал влияние вязкости среды и интенсивности ее перемешивания на время, необходимое для обеспечения гомогенизации, на коэффициент обратного течения и скорость переноса кислорода в отдельных ступенях башенного многоступенчатого ферментера, оборудованного механической мешалкой. Рассматриваются условия в прямоточном ферментере. Жидкости разной вязкости моделировались с помощью раствора глицерина.

Эксперименты показали, что с повышающей вязкостью жидкой фазы снижаются как коэффициент обратного течения, так и скорость переноса кислорода. За пределами некоторого значения вязкости скорость переноса кислорода перестает быть зависимой от вязкости. При

повышенных значения вязкости жидкой фазы заметно значительное влияние скорости растворения на гомогенизацию во всех ступенях ферментера.

Páca, J.: Performance Characteristics of a Multistage Tower Fermentor under Conditions of higher Viscosities of Liquid Phase. Kvas. prům., 26, 1980, No. 12, pp. 276—280.

The effects of viscosity and impeller speed on the degree of homogeneity, backflow coefficient and oxygen transfer rate in individual stages of a multistage tower fermentor with mechanical mixing were studied. The viscosity was simulated by aqueous solutions of glycerol.

The results showed that an increase of viscosity of the liquid phase decreased the magnitude of both backflow coefficient and oxygen transfer rate. However, when a definite limit of viscosity is exceeded, value of oxygen transfer rate is no more dependent on the viscosity. At higher viscosities there appeared a significant effect of dilution rate on the degree of homogeneity in the compartment of the fermentor.

Páca, J.: Die Betriebscharakteristik des mehrstufigen Turmfermentors bei höherer Viskosität des flüssigen Mediums. Kvas. prům. 26, 1980, No. 12, S. 276—280.

Verfolgt wurde der Einfluß der Viskosität und der Intensität des Mischens auf die Dauer der Homogenisation, den Rückfluß-Koeffizienten und die Geschwindigkeit der Sauerstoffübertragung in den einzelnen Stufen des mehrstufigen Turmfermentors mit mechanischer Mischung und gleichorientierter Flußanordnung der flüssigen und Gasphase. Die Viskosität wurde durch Wasserlösungen des Glycerols simuliert.

Die Ergebnisse zeigen, daß mit dem Ansteigen der Viskosität der flüssigen Phase nicht nur der Rückflußkoeffizient, sondern auch die Geschwindigkeit der Sauerstoffübertragung absinken. Bei dem Überschreiten eines bestimmten Viskositätswertes hört die Abhängigkeit der Geschwindigkeit der Sauerstoffübertragung von der Viskosität auf. Bei höheren Viskositäten der flüssigen Phase wurde ein markanter Einfluß der Verdünnungsgeschwindigkeit auf die Homogenisierungsdauer in den einzelnen Stufen des Fermentors festgestellt.