

# Kultivace kvasinek kmene *Candida utilis* v mamutkovém fermentoru

Ing. FRANTIŠEK POTŮČEK, CSc., Ing. JIŘÍ STEJSKAL, CSc.,

katedra procesů a zařízení chemické technologie, Vysoká škola chemickotechnologická v Pardubicích

## TEORETICKÁ ČÁST

### Úvod

Fermentační procesy patří k nejstarším oborům výrobní činnosti. I když reakce probíhající během procesů, kterých se účastní živá hmota, nejsou ještě exaktně definovány, zůstává hlavním úkolem mikrobiálního inženýrství vyvíjet nová kultivační zařízení s uspokojivým systémem vzdušnění a míchání a s nízkou spotřebou energie. Tato zařízení (fermentory) jsou základním článkem výrobních fermentačních linek.

Při aerobních kultivacích mikroorganismů, které spotřebovávají kyslík rozpuštěný v živné půdě, je základním problémem způsob dodávky kyslíku ve vhodné formě a v požadovaném množství. Vzhledem k nízké rozpustnosti kyslíku ve fermentačních médiích je jeho zásoba v kapalně fázi tak nízká, že jeho plynulé doplňování je nezbytné pro úspěšné vedení fermentace. Sdílení kyslíku je rozhodujícím faktorem při navrhování, optimalizaci a řízení fermentačních procesů. Pro případ fermentace, která probíhá v podstatě jako pomalá chemická reakce, kdy odpor proti přestupu hmoty v plynné fázi je zanedbatelný a úhrnná rychlost pochodu je ovlivněna zejména rychlostí spotřeby kyslíku mikroorganismy, se užívá i probublávaných reaktorů, které jsou konstrukčně jednodušší a někdy i ekonomicky výhodnější než míchané reaktory. Jedním z typů takového reaktoru je mamutkový reaktor.

### Rychlost přestupu kyslíku

Rychlost prostupu hmoty z plynné do kapalně fáze závisí kromě jiného také na měrné mezifázové ploše. Ta je definována vztahem

$$a = \frac{A}{V_M} \quad (1)$$

kde  $a$  je měrná mezifázová plocha ( $\text{m}^{-1}$ )  
 $A$  — mezifázová plocha ( $\text{m}^2$ )  
 $V_M$  — objem proplyněné směsi ( $\text{m}^3$ ).

Velikost měrné mezifázové plochy závisí zejména na zadržích plynu a na velikosti plyných bublin dispergovaných v kapalině, což souvisí jednak s konstrukčními parametry zařízení, jednak s průtokem plynu a s fyzikálními vlastnostmi kapalně média [1].

U fermentačních pochodů lze předpokládat, že odpor proti přestupu kyslíku je převážně soustředěn na straně kapaliny a lze tedy hodnotu úhrnně součinitele prostupu hmoty považovat za přibližně rovnou hodnotě součinitele přestupu hmoty v kapalně fázi [2]. Rychlost přestupu kyslíku je potom dána součinem koeficientu přestupu, celkové mezifázové plochy a střední hnací síly ve tvaru

$$V_M \cdot \frac{dc}{dt} = k_L \cdot A \cdot (c^+ - c) \quad (2)$$

kde  $c$  je aktuální koncentrace kyslíku ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ )  
 $c^+$  — rovnovážná koncentrace kyslíku ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ )

$k_L$  — součinitel přestupu ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ )  
 $t$  — čas (s).

Dosažením vztahu (1) do (2) získáme

$$\frac{dc}{dt} = k_L a \cdot (c^+ - c) \quad (3)$$

Poněvadž dosud neexistuje metoda, podle níž by bylo možno určit velikost mezifázové plochy v soustavě s dispergovanou plynnou fází, nelze proto přímo stanovit hodnotu součinitele přestupu hmoty  $k_L$  z (2), nýbrž pouze veličinu  $k_L a$  nazývanou objemový součinitel přestupu kyslíku nebo také aerační kapacita.

Rovnice (3) platí přesně za předpokladu ideálně míchané kapalně i plynně fáze a za předpokladu, že objemový součinitel přestupu kyslíku a rovnovážná koncentrace jsou konstantní během celé exponenciální změny koncentrace kyslíku v kapalině [3].

### Metody stanovení objemového součinitele přestupu kyslíku

Metody, jimiž lze stanovit objemový součinitel přestupu kyslíku, lze dělit na přímé a na nepřímé [4]. Do přímých metod je možno řadit metodu bilanční, rovnovážnou a metody dynamické.

Bilanční metoda je založena na sledování změn koncentrace kyslíku v plynně nebo kapalně fázi. Objemový součinitel přestupu kyslíku je definován jako podíl rychlosti absorpce a hnací síly difúze. Uplatnění této metody je omezeno na uzavřené fermentory a rovněž určité problémy mohou nastat při aplikaci této metody u velkoobjemových fermentorů, u nichž lze očekávat značné koncentrační gradienty v důsledku nedokonalého míchání kapalně fáze. Přesto patří bilanční metoda mezi nejpřesnější, a to proto, že dovoluje měřit parametry přestupu kyslíku za podmínek kultivace bez zásahu do míchání a vzdušnění a je použitelná i v oblasti limitace kyslíkem.

Určitou modifikací je bilanční metoda integrální vypracovaná podle [5]. Princip spočívá v bilancování kyslíku jak v plynně, tak i v kapalně fázi se zřetelem na jeho využití mikroorganismy. Objemový součinitel přestupu kyslíku se vyhodnotí spolu s ostatními kinetickými parametry růstu na základě navrženého modelu na počítači. Metodu lze použít i pro oblast limitace kyslíkem.

Mezi přímé metody patří i metoda rovnovážná, která se užívá k stanovení objemového součinitele přestupu hmoty v systémech s respirujícím mikroorganismem.

Metody dynamické jsou založené na sledování změn koncentrace kyslíku ve vsádce fermentoru kyslíkovou elektrodou. Deaerace systému je prováděna samotným mikroorganismem. Kyslíková elektroda sleduje po spuštění míchání a vzdušnění exponenciální změnu koncentrace kyslíku. Mezi výhody patří značná rychlost, experimentální nenáročnost a použitelnost při probíhající fermentaci. Dynamické metody však nelze užít v oblasti limitace kyslíkem a u velkoobjemových fermentorů,

u nichž lze předpokládat výraznější teplotní a koncentrační nehomogenity.

Druhou skupinu tvoří metody nepřímé, mezi něž patří metody sulfitová, glukosooxidasová a vytěšňovací. Tyto metody jsou použitelné pouze v modelových systémech, které simulují podmínky skutečného fermentačního procesu. Jejich přínos spočívá ve zjišťování vlivů fyzikálně chemických vlastností vsádky na objemový součinitel přestupu kyslíku.

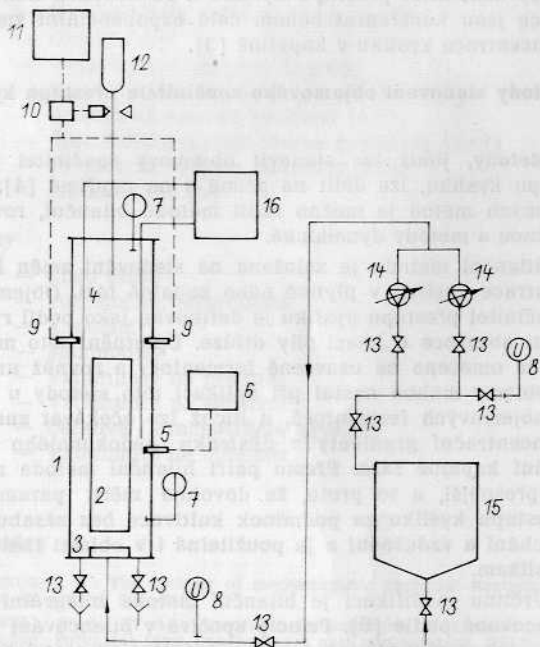
V této práci bylo použito metody bilanční.

## EXPERIMENTÁLNÍ ČÁST

### Popis aparatury

Fermentační aparatura se skládala z mamutkového reaktoru opatřeného tepelným výměníkem a z měřicích a regulačních přístrojů k měření koncentrace kyslíku rozpuštěného v živné půdě, pH živné půdy a průtoku vzduchu.

Mamutkový reaktor je možno charakterizovat jako probublávaný reaktor kolonového typu, v němž reakční směs cirkuluje souose vestavěnou trubkou umístěnou nad rozdělovačem plynu. Cirkulace kapaliny je vyvolána rozdílou měrnou hmotností plynokapalinové směsi ve vnitřní trubce a v mezitrubkovém prostoru. Předností tohoto reaktoru je, že k promíchávání náplně dochází bez použití dalších přidavných zařízení, tedy bez dalších nároků na energii.



Obr. 1. Schéma fermentačního zařízení

1 — plášť fermentoru 2 — centrální (vnitřní) trubka, 3 — rozdělovač plynu, 4 — tepelný výměník, 5 — kyslíková elektroda, 6 — lineární zapisovač, 7 — rtuťové teploměry, 8 — U-manometry, 9 — pH-elektrody, 10 — automatický titrator, 11 — Multoskop V, 12 — byreta s lihoamoniakovou směsí, 13 — ventily, 14 — rotametry, 15 — tlaková vyrovnávací nádoba, 16 — termostat

Reaktor, v němž byly prováděny kultivační experimenty, byl v podstatě tvořen dvěma soustřednými trubkami, vnější o vnitřním průměru 105 mm a délce 800 mm a vnitřní o světlosti 67 mm a délce 400 mm (obr. 1). Jako rozdělovač plynu bylo použito perforované patro s 13 otvory, každý o průměru 1 mm, čili volná plocha patra byla 0,107 %. Fermentor byl upraven jako uzavřený. Ke kompenzaci tepelných ztrát pláštěm reaktoru a k udržování stálé teploty živného média byl použit tepelný výměník tvořený dvěma vlásenkami o světlosti

8 mm. Vlášeny byly umístěny v mezitrubkovém prostoru. Výměník byl napojen na uzavřený cirkulační obvod termostatu a protékala jím voda 32 °C teplá.

K měření koncentrace rozpuštěného kyslíku byl použit standardní polarografický článek Pt—Ag—AgCl, konstruovaný na základě Clarkova principu Čerkasovem. Výstup elektrody byl napojen na lineární zapisovač TZ 21S. Měření pH bylo realizováno skleněnou a kalomelovou elektrodou, které byly připojeny k elektronkovému pH-metru Multoskop V. Regulace pH byla prováděna automatickým titrátorem, který je součástí Multoskopu V.

Vzduch byl do reaktoru přiváděn z centrálního rozvodu tlakového vzduchu. Ke kompenzaci kolísání tlaku byla použita tlaková vyrovnávací nádoba opatřená filtrem k zachycování olejových kapek. Průtok vzduchu byl měřen rotametry. Tlak vzduchu na vstupu do fermentoru byl měřen U-manometrem.

### Pracovní postup

Přípravné práce zahrnovaly kontrolu správné funkce měřicích zařízení a přípravu živné půdy. Živná půda se skládala ze zásobního roztoku živin ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ , KOH,  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ) ve vodovodní vodě, ze stimulatorů růstu ( $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{FeCl}_3$ ) a ze zdroje dusíku,  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ . Jako zdroj uhlíku a zároveň jako titrační činidlo pro vznikající kyselinu octovou byla použita lihoamoniaková směs, do níž byla přidávána kyselina olejo-  
vá, která plnila funkci odpeňovacího prostředku.

Při vlastní kultivaci činil objem kapalné vsádky 5 litrů a její teplota byla 30,5 °C. Hodnota pH byla nastavena na 4. Celkem bylo měření provedeno při čtyřech různých fiktivních lineárních rychlostech vzduchu, definovaných jako podíl objemového průtoku na celkový průřez fermentoru, a to  $1,03 \cdot 10^{-2} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $2,06 \cdot 10^{-2} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $3,10 \cdot 10^{-2} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  a  $4,13 \cdot 10^{-2} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . Kultivovány byly kvasinky kmene *Candida utilis*, které byly dávkovány v množství 15 g nebo 50 g na 5 litrů živné půdy. (Kvasničná pasta byla získávána z Výzkumného ústavu krmivářského průmyslu a služeb v Praze). V příhodných intervalech bylo odebíráno celkem 12 kapaliných vzorků, každý o objemu 10 cm<sup>3</sup>, a 12 vzorků výstupního plynu, každý o objemu 20 cm<sup>3</sup>. Odebrané kapalné vzorky byly po sedimentaci odstředovány. Získaná kvasničná suspenze byla sušena 3 hodiny při teplotě 105 °C. Hmotnost suchých kvasinek byla určována gravimetricky. Analýza plyných vzorků byla prováděna servisem plynové chromatografie na katedře analytické chemie na chromatografu Chrom IV.

### Vyhodnocování objemového součinitele přestupu kyslíku

K stanovení objemového součinitele přestupu kyslíku bylo užito bilanční metody pro plynou fázi. Rychlost absorpce kyslíku byla počítána podle [4] ze vztahu

$$\frac{dc}{dt} = \frac{1}{V_L} \left[ y_1 \frac{p_1 \dot{V}_1}{RT_1} - y_2 \frac{p_2 \dot{V}_2}{RT_2} \right], \quad (4)$$

kde  $V_L$  je objem kapalné vsádky (m<sup>3</sup>)  
 $y$  — molární zlomek kyslíku (—)  
 $p$  — tlak (Pa)  
 $R$  — plynová konstanta  
 [kg · m<sup>2</sup> · kmol<sup>-1</sup> · s<sup>-2</sup> · K<sup>-1</sup>)  
 $T$  — absolutní teplota (K)  
 $\dot{V}$  — objemový průtok (m<sup>3</sup> · s<sup>-1</sup>).

Index 1 se vztahuje k vstupnímu plynu, index 2 k výstupnímu plynu.

Objemový průtok plynu na výstupu z fermentoru byl při známé hodnotě vstupního objemového průtoku a známé koncentraci inerty, tj. dusíku, ve vstupním a výstupním plynu určován ze vztahu



$$\dot{V}_2 = \dot{V}_1 \cdot \frac{v_{N1}}{v_{N2}} \quad (5)$$

kde  $v_{N1}$  je objemový zlomek dusíku na vstupu (—)  
 $v_{N2}$  — objemový zlomek dusíku na výstupu (—).

Objemový součinitel přestupu kyslíku je dán podílem rychlosti absorpce a hnací síly, tedy

$$k_{LA} = \frac{\frac{dc}{dt}}{c_2^+ - c} \quad (6)$$

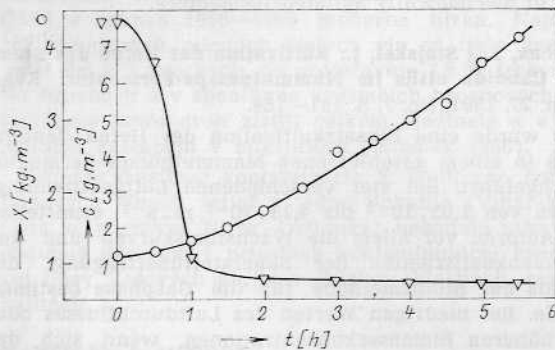
kde  $c_2^+$  je rovnovážná koncentrace kyslíku rozpuštěného v kapalině, která je v rovnováze s parciálním tlakem kyslíku na výstupu z fermentoru. Pro naše pokusy se hodnota koncentrace  $c_2^+$  pohybovala v mezích od 7,58 do 7,75 g kyslíku na 1 m<sup>3</sup> reakční směsi.

## DISKUSE VÝSLEDKŮ A ZÁVĚR

### Růstové křivky

Růstové křivky byly získány vynesáním závislosti koncentrace suché biomasy  $X$  (kg · m<sup>-3</sup>) na době fermentace. Jejich tvar je ovlivněn zejména kvalitou použitého kvasničného inokula, jeho počáteční koncentrací a lineární rychlostí plynu.

Kvasničná pasta byla uchovávána při teplotě 5 °C. K pokusům bylo užito inokula o stáří maximálně 5 dní, čímž je podle [6] zaručena dobrá reprodukovatelnost výsledků.



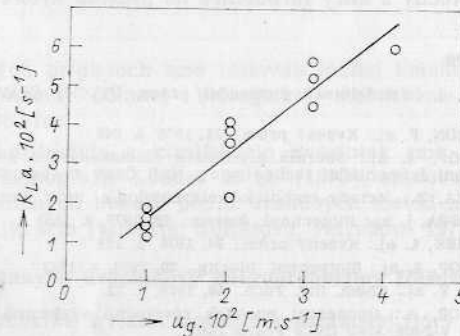
Obr. 2. Závislost koncentrace suché biomasy (O) a koncentrace rozpuštěného kyslíku (∇) na době fermentace (počáteční koncentrace inokula 3 g na 1 litr vsádky, rychlost vzduchu  $u_g = 3,10 \cdot 10^{-2}$  m · s<sup>-1</sup>).

Při počáteční koncentraci inokula 3 g na 1 litr vsádky se zvětšuje koncentrace biomasy s rostoucí dobou fermentace. Při nižších rychlostech plynu ( $1,03 \cdot 10^{-2}$  a  $2,06 \cdot 10^{-2}$  m · s<sup>-1</sup>) mají růstové křivky v proměřeném rozsahu lineární průběh, a to v důsledku dosažení limitace kyslíkem do 15 minut po zahájení kultivace, zatímco při vyšších rychlostech vzduchu ( $3,10 \cdot 10^{-2}$  a  $4,13 \cdot 10^{-2}$  m · s<sup>-1</sup>) vykazují růstové křivky konvexní tvar, z něhož je zřejmé, že výraznějšího nárůstu biomasy je dosahováno až v oblasti kyslíkové limitace (Obr. 2). Uvedené poznatky byly ověřeny závislostmi spotřeby lihoamoniakové směsi na době fermentace, které mají ve všech proměřených případech podobný tvar jako příslušné růstové křivky. Rovněž i ze záznamu koncentrace kyslíku rozpuštěného v kapalně fázi vyplývá, že tvar růstové křivky je ovlivněn tím, když se systém dostane do oblasti limitace kyslíkem, i když je třeba také uvažovat faktory ovlivňující záznam kyslíkové elektrody (difúze kyslíku přes membránu, interakce elektrody

s bublinami vzduchu, tvorba kapalinového filmu vně membrány, změna teploty reakční směsi, tvorba pěny).

Jestliže byla větší počáteční koncentrace inokula (10 g na 1 litr vsádky), pak se dosáhlo kyslíkové limitace u všech proměřených průtoků vzduchu do 30 minut po zahájení pokusu a růstové křivky proto jeví lineární charakter.

Nárůst biomasy závisí též na průtoku vzduchu. Během kultivace, tj. 5,5 hodin, se dosáhlo zvýšení koncentrace biomasy od 100 % (při nejnižší rychlosti vzduchu) až do 300 % (při nejvyšší rychlosti vzduchu).



Obr. 3. Závislost objemového součinitele přestupu kyslíku na rychlosti vzduchu

### Objemový součinitel přestupu kyslíku

Hodnoty objemového součinitele přestupu kyslíku stanovené na základě jeho bilance v plynné fázi rostou se zvětšující se rychlostí vzduchu v důsledku zvyšující se plynné zadržky a pohybují se v mezích od  $1,1 \cdot 10^{-2}$  do  $5,9 \cdot 10^{-2}$  s<sup>-1</sup>. Závislost objemového součinitele přestupu na fiktivní rychlosti vzduchu (Obr. 3) vykazuje lineární průběh a lze ji analyticky popsat vztahem odvozeným metodou nejmenších čtverců ve tvaru

$$k_{LA} = 1,6 u_g \quad (7)$$

kde  $k_{LA}$  je objemový součinitel přestupu kyslíku v s<sup>-1</sup>,

$u_g$  — lineární rychlost vzduchu v m · s<sup>-1</sup>.

Vypočtený korelační koeficient má hodnotu 0,93.

Z porovnání zjištěných hodnot objemového součinitele přestupu kyslíku s výsledky jiných autorů je zřejmé, že se výrazně projevují použitá metoda výpočtu, experimentální podmínky a typ aparatury. V práci [7] jsou uvedeny hodnoty objemového součinitele přestupu získané metodou integrálně bilanční přibližně třikrát větší než námi vypočtené, což zřejmě souvisí jednak s dosaženou větší mezifázovou plochou při dokonalším vsdušnění a jednak také s použitou metodou výpočtu. V práci [8] se uvádějí hodnoty  $k_{LA}$  přibližně pětikrát větší než námi získané. Neuvádí se však, jaké metody bylo použito k vyhodnocení. Námi dosažené hodnoty  $k_{LA}$  však odpovídají podle [9] dosavadním možnostem mamutkových reaktorů a jsou tedy nižší než u míchaných fermentorů.

### Závěr

Při kultivaci kvasinek kmene *Candida utilis* na etanolu v uzavřeném mamutkovém fermentoru byly zjišťovány růstové křivky a objemový součinitel přestupu kyslíku bilanční metodou v plynné fázi při čtyřech různých lineárních rychlostech vzduchu od  $1,03 \cdot 10^{-2}$  do  $4,13 \cdot 10^{-2}$  m · s<sup>-1</sup>. V oblasti limitace kyslíkem roste biomasa lineárně s dobou kultivace, a proto se jeví účelné pracovat s větší počáteční koncentrací inokula (10 g na 1 litr živné půdy). Objemový součinitel přestupu kys-

líku  $k_L a$  roste se zvětšujícím se průtokem vzduchu a dosahuje hodnot menších než u míchaných fermentorů. Jeho hodnota však závisí především na zvolené metodě vyhodnocení. Není-li metoda stanovení  $k_L a$  uvedena, potom nelze objektivně posoudit dosažené výsledky.

Z naměřených hodnot v daném uspořádání vyplývá menší účinnost vzdušnění ve srovnání s mechanicky promíchávanými systémy. Jednou z perspektivních možností zvýšení efektivity se jeví použití rozdělovače plynu vhodnější konstrukce (např. patrový rozdělovač s menšími otvory při zachování dosavadní volné plochy nebo rozdělovač s difuzorem) za účelem ověření vlivu mezifázové plochy a míry turbulence na přístup kyslíku.

#### Literatura

- [1] PATA, J.: Kandidátská disertační práce, ÚTZCHT ČSAV Praha 1975
- [2] MADRON, F. aj.: Kvasný prům., **24**, 1978 s. 249
- [3] PROKOP, A. aj.: Sborník přednášek (Bioinženýrské metody a zařízení fermentační technologie), MÚ ČSAV Praha 1978
- [4] SIKYTA, B.: Metody technické mikrobiologie, SNTL Praha 1978
- [5] VOTRUBA, J. aj.: Biotechnol. Bioeng., **19**, 1977, s. 1553
- [6] ADÁMEK, L. aj.: Kvasný prům., **24**, 1978, s. 153
- [7] PROKOP, A. aj.: Biotechnol. Bioeng., **20**, 1978, s. 1523
- [8] OELS, V. aj.: Chem. Ing. Tech., **48**, 1976, s. 73
- [9] PROKOP, A.: Oponentní posudek závěrečné vědecké zprávy úkolu V-2-6/8, MÚ ČSAV Praha 1980
- [10] RYBÁŘOVÁ, J.: Dílčí vědecká zpráva úkolu C-1-329-011, část I., VÚKPS v Pečkách 1978
- [11] PITELA, M.: Diplomová práce, VŠCHT Pardubice 1979
- [12] PALMEOVÁ, Z.: Diplomová práce, VŠCHT Pardubice 1980
- [13] STEJSKAL, J. aj.: Závěrečná vědecká zpráva úkolu V-2-6/8, VŠCHT Pardubice 1980

**Potůček, F. - Stejskal, J.: Kultivace kvasinek kmene *Candida utilis* v mamutkovém fermentoru.** Kvasný průmysl, **27**, 1981, č. 7, s. 161—164.

Byla provedena vsádková kultivace kvasinek kmene *Candida utilis* v uzavřeném mamutkovém fermentoru. Při čtyřech různých rychlostech vzduchu od  $1,03 \cdot 10^{-2}$  do  $4,13 \cdot 10^{-2}$  m. s<sup>-1</sup> byly zjišťovány především růstové křivky a objemový součinitel přestupu kyslíku, který byl stanovován bilanční metodou pro plynnou fázi. Při nízkých hodnotách objemového průtoku vzduchu nebo při vyšších koncentracích biomasy, kdy se systém nacházel ve stavu limitace kyslíkem, vykazují růstové křivky jednoznačně lineární průběh. Objemový součinitel přestupu kyslíku roste v proměřeném rozsahu se zvětšujícím se rychlostí vzduchu. Dosažené hodnoty  $k_L a$ , které se pohybují v mezích od 0,01 do 0,06 s<sup>-1</sup>, jsou však nižší, než je běžné u mechanicky promíchávaných fermentorů.

**Потучек, Ф. — Стейскал, Я.: Культивация дрожжей штамма *Candida utilis* в мамут-ферментере.** Квас. прум. **27**, 1981, № 7, 161—164.

Была проведена насадочная культивация дрожжей штамма *Candida utilis* в закрытом мамут-ферментере. При четырех разных скоростях воздуха с  $1,03 \cdot 10^{-2}$  до  $4,13 \cdot 10^{-2}$  м. с<sup>-1</sup> определялись прежде всего кривые размножения и объемный коэффициент передачи кислорода, который устанавливался методом баланса для газовой фазы. При низких величинах объемного расхода воздуха или при высших концентрациях биомассы, когда система находилась в состоянии лимитирования кислородом, кривые однозначно показывают линейное протекание. Объемный коэффициент передачи кислорода возрастает в измеренном диапазоне с увеличивающейся скоростью воздуха. Достигнутые величины  $k_L a$ , колеблющиеся в пределах с 0,01 до 0,06 с<sup>-1</sup>, однако ниже, чем обычно встречаются в механически перемешиваемых ферментерах.

**Potůček, F. - Stejskal, J.: Cultivation of yeasts *Candida utilis* in air-lift fermentor.** Kvas. prům. **27**, 1981, No. 7, pp. 161—164.

Batchwise cultivation of yeast *Candida utilis* was carried out in closed air-lift fermenter. Growth curves and volume coefficients of oxygen transfer were estimated at four different air velocities ranging from  $1,03 \times 10^{-2}$  to  $4,13 \times 10^{-2}$  m. s<sup>-1</sup>. At low levels of air flow and/or at higher concentration of biomass when the system was limited by oxygen, the growth curves show unambiguously the linear course. Volume coefficient of oxygen transfer grows up in the followed range with increasing air velocity. However the reached values of  $k_L a$ , which range from 0,01 to 0,06 s<sup>-1</sup>, are lower than it is usual in case of mechanically agitated fermentors.

**Potůček, F. - Stejskal, J.: Kultivace der Hefen des Stammes *Candida utilis* im Mammutpumpe-Fermentor.** Kvas. prům. **27**, 1981, No. 7, S. 161—164.

Es wurde eine Einsatzkultivierung der Hefen *Candida utilis* in einem geschlossenen Mammutpumpe-Fermentor durchgeführt. Bei vier verschiedenen Luftgeschwindigkeiten von  $1,03 \cdot 10^{-2}$  bis  $4,13 \cdot 10^{-2}$  m. s<sup>-1</sup> ermittelten die Autoren vor allem die Wachstumskurven und den Volumenkoeffizienten der Sauerstoffübertragung, der mittels der Bilanzmethode für die Gasphase bestimmt wurde. Bei niedrigen Werten des Luftdurchflusses oder bei höheren Biomassekonzentrationen, wenn sich das System in dem Zustand der Limitation durch Sauerstoff befindet, zeigen die Wachstumskurven einen eindeutig linearen Verlauf. Der Volumenkoeffizient der Sauerstoffübertragung steigt in dem durchmessenen Bereich mit der wachsenden Luftgeschwindigkeit. Die erzielten  $k_L a$  Werte bewegen sich in dem Intervall von 0,01 bis 0,06 s<sup>-1</sup>, liegen jedoch niedriger, als es bei den Fermentoren mit mechanischer Rührung üblich ist.