

Nové poznatky z fermentace Mg-bisulfitového výluhu na fermentoru CHEPOS

663.14.031.236
663.132

Ing. PAVEL SEICHTER, CSc., Ing. LUBOŠ PEŠL, Ing. JAN KVASNIČKA, CSc., Ing. VLADIMÍR SLÁMA, Výzkumný ústav chemických zařízení, Brno

Úvod

Součástí celospolečenského úkolu zabezpečení samostatnosti ve výrobě krmiv pro zemědělskou výrobu je náhrada dovážených bílkovinných komponentů, zejména rozšiřováním výroby krmných bílkovin mikrobiální cestou. Intenzifikace využití všech surovin, včetně odpadních látek, vedla k využití sulfidových výluhů jako suroviny pro výrobu krmných bílkovin.

Technologii procesu, založenou na aplikaci kvasinek kmene *Candida utilis*, vyvinuli pracovníci MBÚ ČSAV. Některé jejich poznatky byly již publikovány v tomto časopise [1–3].

Cílem zkoušek kontinuální kultivace Mg-bisulfitových výluhů ve zkušebně fermentací ve VÚCHZ Brno bylo jednak ověření některých technologických parametrů a jednak získání chemicko-inženýrských charakteristik fermentoru CHEPOS, s jehož koncepcí již byla technická veřejnost seznámena dříve [4–6].

Z praktického hlediska bylo zapotřebí ověřit celý systém za vsádkové i kontinuální kultivace, zjistit produktivitu fermentoru a sledovat vliv zředovací rychlosti, průtoku vzduchu a parametrů míchání.

Experimentální část

Zkoušky a měření k ověření vhodnosti hydrodynamického režimu fermentoru CHEPOS pro technologii krmných bílkovin z Mg-bisulfitových výluhů byly konány v modelovém fermentoru o objemu 0,06 m³. Tento fermentor je schematicky znázorněn na obrázku 1. Je to válcová nádoba s klenutým dnem a pro odvod fermentačního tepla je válcová část opatřena duplikátorem. V ose aparátu je umístěn cirkulační válec a soustava

tří míchadel na společném hřídeli, vstupujícím do aparátu dnem. Systém umožňuje změny hydrodynamického režimu záměnou míchadel a vestaveb a je vybaven pohonem s plynulou změnou frekvence otáček. Fermentor umožňuje sterilovat živnou půdu.

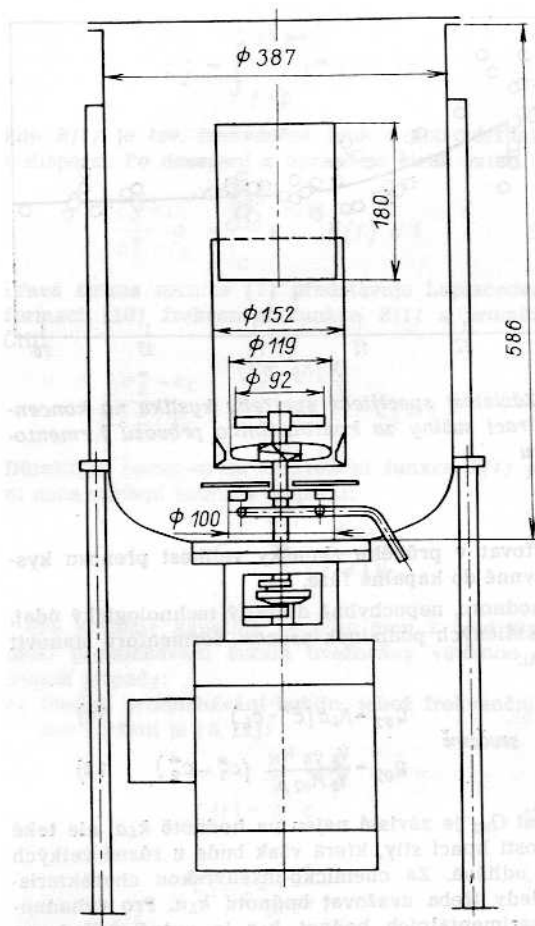
Významnou část tvoří systém měření a regulace. Je koncipován jako systém dálkových měření s čidly umístěnými na aparátu a ukazovacími přístroji a regulátory v ovládacím panelu. Naměřené hodnoty frekvence otáček hřídele míchadla, příkonu soustavy míchadel, pH, teploty vstupu a výstupu chladicí vody a její průtok, obsah O₂ a CO₂ ve výstupním vzduchu byly zaznamenány měřicí ústřednou, osazenou minipočítačem JPR 12. Další údaje: průtok vzduchu, průtok kapaliny fermentorem, koncentrace biomasy ve fermentoru, výška pěny a horní hrany cirkulačního válce byly navíc zjišťovány samostatně. Počítač řídil sběr dat a prováděl (po dodání samostatně zjišťovaných) jejich základní zpracování.

Komplexní zpracování dat bylo prováděno na počítači M 6000 podle dat zachycených na děrnou pásku.

Zhodnocení naměřených dat

Zkoušky vsádkové a kontinuální kultivace na Mg-bisulfitových výluzech byly konány ve dvou etapách. První zkouška byla prováděna se sulfidovým výluhem, u něhož byl obsah volného SO₂ na vstupu udržován na požadované hodnotě 350 mg.l⁻¹. Koncentrace redukujících látek (RL) na vstupu do fermentoru byla v průměru 28,65 g.l⁻¹.

Zkoušky byly prováděny tak, že po rozběhnutí vsádkové kultivace se přešlo na kontinuální kultivaci, přičemž signálem pro přechod byl vzrůst hodnoty pH a



Obr. 1. Schéma fermentoru CHEPOS o objemu 0,06 m³

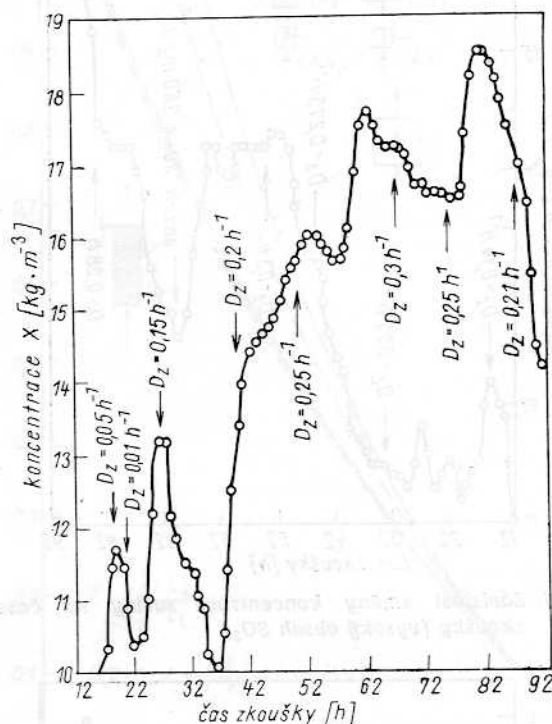
hodnoty rozpuštěného kyslíku zapříčiněných přiblížením se k limitu redukujících látek. Kontinuální proces probíhal zpočátku za nízkých hodnot zředovací rychlosti D_z . V průběhu každé z obou zkoušek byla postupně zvyšována hodnota D_z .

Průběh zkoušek je patrný z obrázků. Na obr. 2 je znázorněna závislost změny koncentrace sušiny na čase zkoušky s nízkou hodnotou volného SO₂ (< 350 mg.l⁻¹). Z diagramu je rovněž patrný nárůst zředovací rychlosti, jejíž maximální hodnota $D_{z, max} = 0,3 \text{ h}^{-1}$. Nejvyšší dosažená koncentrace sušiny zde byla 18,5 g.l⁻¹. Na obr. 3 je pro stejnou zkoušku vynesena závislost produktivity Pr_{V0} biomasy ve fermentoru na čase zkoušky. Je patrné, že dosahované hodnoty Pr_{V0} za vyšších zředovacích rychlostí se pohybovaly mezi 4–5 kg.m⁻³.h⁻¹. Je třeba dodat, že zdánlivě velké výkyvy křivky na obr. 2 jsou dány měřítkem osy koncentrace sušiny a navíc během zkoušky byl měněn režim míchání i provzdušňování.

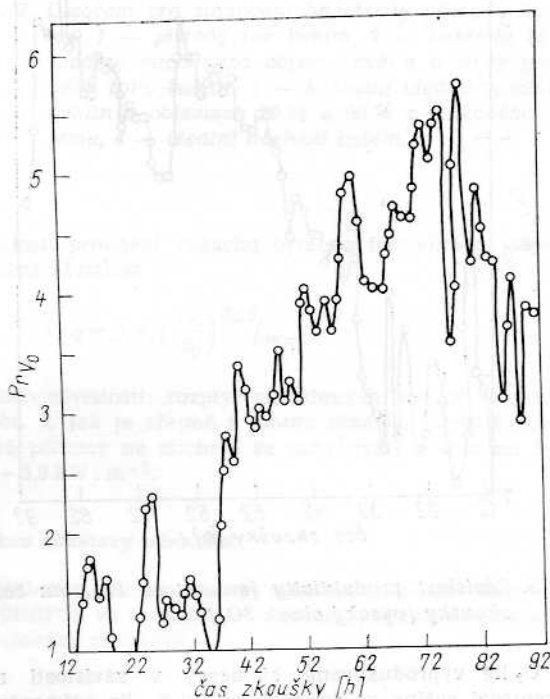
Na obr. 4 je znázorněn průběh zkoušky, u které byla koncentrace volného SO₂ ve výluhu vysoká (> 1100 mg.l⁻¹). Je vidět, že celkově jsou koncentrace sušiny X nižší než u první zkoušky. Přes tento poznatek však lze konstatovat, že i za těchto značně nepříznivých podmínek bylo možno udržovat kontinuální kultivaci. I v tomto případě se koncentrace sušiny ve fermentoru zvyšovala se zvyšováním zředovací rychlosti. Závěr této zkoušky byl proveden s upraveným výluhem, kde obsah volného SO₂ na vstupu byl opět snížen jako u první zkoušky (< 350 mg.l⁻¹). Od tohoto okamžiku koncentrace sušiny začala výrazně narůstat. Během celé této zkoušky byly opět měněny parametry míchání a provzdušňování. Na obr. 5 je znázorněn průběh změny produktivity Pr_{V0} fermentoru na čase zkoušky. Dosahované

hodnoty Pr_{V0} se pohybovaly i za těchto nepříznivých podmínek nad $Pr_{V0} = 4 \text{ kg.m}^{-3}.\text{h}^{-1}$.

U obou zkoušek bylo dosaženo vyššího využití redukujících látek, než je uvažováno [7], tj. 45 %.

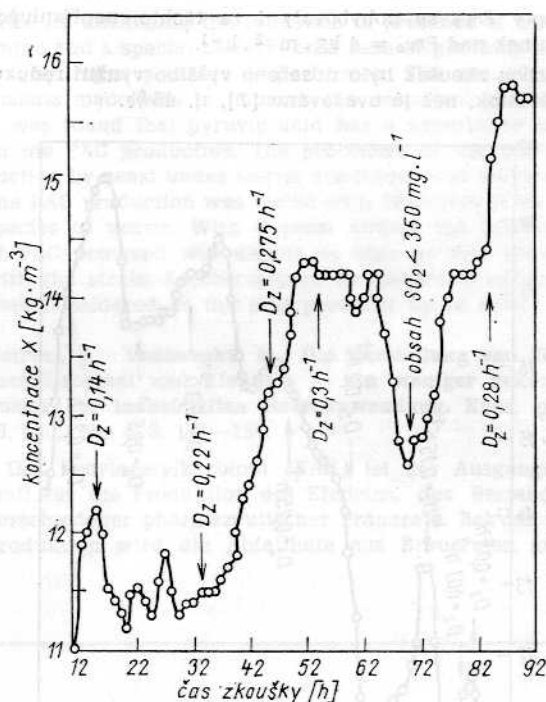


Obr. 2. Závislost změny koncentrace sušiny na čase zkoušky (nízký obsah SO₂)

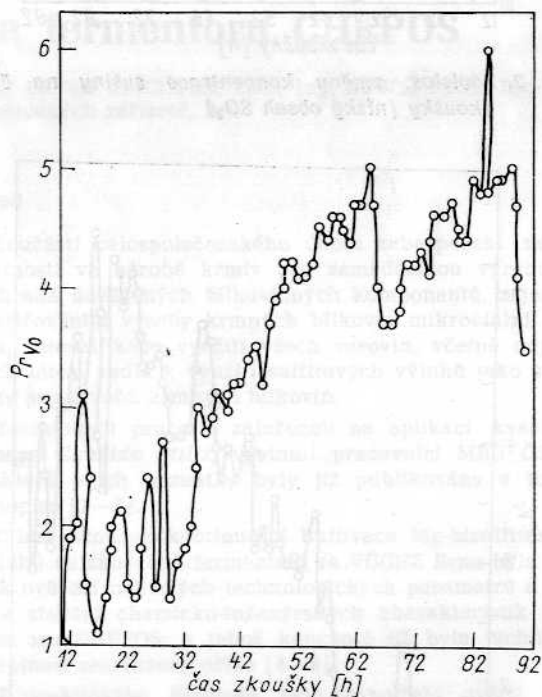


Obr. 3. Závislost produktivity fermentoru Pr_{V0} na čase zkoušky (nízký obsah SO₂)

Vyhodnocení bilance kyslíku ze snímaných dat umožňovalo zjistit skutečné údaje o tzv. specifické spotřebě kyslíku (SSO). Na obr. 6 jsou vyneseny hodnoty SSO



Obr. 4. Závislost změny koncentrace sušiny na čase zkoušky (vysoký obsah SO₂)

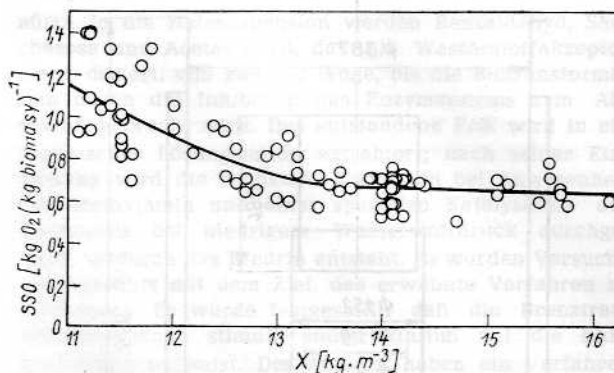


Obr. 5. Závislost produktivity fermentoru Prv₀ na čase zkoušky (vysoký obsah SO₂)

(kg O₂/kg vyprodukované biomasy) v závislosti na koncentraci sušiny ve fermentoru — X. Ze snímaných hodnot a průběhu závislosti SSO = f(X) je patrné, že hodnoty SSO klesají silně pod obecně předpokládanou hodnotu SSO = 1,1 kg O₂/kg tak, jak roste velikost koncentrace sušiny (a zředovací rychlost) ve fermentoru.

Rychlost přenosu kyslíku

Hodnoty kyslíkové bilance a průtoku vzduchu umož-



Obr. 6. Závislost specifické spotřeby kyslíku na koncentraci sušiny za kontinuálního provozu fermentoru

nily zjišťovat v průběhu zkoušky velikost přenosu kyslíku z plynné do kapalně fáze.

Tuto hodnotu, nepochybně důležitý technologický údaj, lze za ustálených podmínek procesu fermentoru stanovit ze vztahu:

$$Q_{O_2} = k_L a (\bar{c}^* - c_L) \quad 1a)$$

současně

$$Q_{O_2} = \frac{V_G \rho_G K_H}{V_0 M_{O_2} p} (c_1^* - c_2^*) \quad 1b)$$

Velikost Q_{O₂} je závislá nejen na hodnotě k_La, ale také na velikosti hnací síly, která však bude u různých velikých zařízení odlišná. Za chemicko-inženýrskou charakteristiku je tedy třeba uvažovat hodnotu k_La. Pro vyhodnocení experimentálních hodnot k_La je nutné odhadnout velikost c*. Pro stanovení velikosti (c* - c_L) jsme navrhli následující postup.

Zjednodušující předpoklady:

- systém bublin je monodisperzní a nekoalescentní,
- vliv změny tlaku mezi vstupem a výstupem lze zanedbat.
- systém je z hlediska mezifázové plochy a koncentrace c_L homogenní.

Změna koncentrace kyslíku v jedné bublině procházející zařízením za ustálených podmínek fermentace je dána vztahem:

$$-\frac{dc_B(t)}{dt} = k_L a [c^*(t) - c_L] \frac{1-\phi}{\phi} \quad 2)$$

Po dosazení z Henryho zákona lze vztah upravit na tvar

$$\frac{k_H \rho_G}{p M_{O_2}} \frac{dc^*}{dt} = -k_L a (c^* - c_L^*) \frac{1-\phi}{\phi} \quad 3)$$

Počáteční podmínka rovnice (3):

$$+ = n \quad c^* = c_1^* \quad 4)$$

Řešení rovnice (3) se zahrnutím (4) dává

$$c^* - c_L = (c_1^* - c_L) e^{-\beta t} \quad 5)$$

kde

$$\beta = \frac{k_L a p M_{O_2} (1-\phi)}{\rho_G K_H \phi} \quad 6)$$

Výstupní koncentraci c_{B2} a jí odpovídající rovnovážnou koncentraci c₂* lze stanovit ze vztahu (8,9)

$$c_2^* = \int_{t=0}^{t=\infty} c^* E(t) dt \quad (7)$$

kde $E(t)$ je tzv. frekvenční funkce dob zdržení bublin v disperzi. Po dosazení a úpravě se získá vztah (8):

$$\frac{c_2^* - c_L}{c_1^* - c_L} = \int_0^\infty e^{-\beta t} E(t) dt \quad (8)$$

Pravá strana rovnice (7) představuje Laplaceovu transformaci (10) frekvenční funkce $E(t)$ s proměnnou β . Čili:

$$\frac{c_2^* - c_L}{c_1^* - c_L} = \mathcal{L}\{E(t)\} = E(\beta) \quad (9)$$

Důležitým parametrem frekvenční funkce $E(t)$ je střední doba zdržení bublin v disperzi:

$$\bar{\tau} = \frac{\phi V_0}{(1-\phi) \dot{V}_G} \quad (10)$$

Pro systémy kapalina — plyn jsou z hlediska podílného promíchávání bublin uvažovány většinou dva extrémní případy:

a) Ideální promíchávání bublin, jehož frekvenční funkce dob zdržení je [8, 11]:

$$E(t) = \frac{1}{\bar{\tau}} e^{-\frac{t}{\bar{\tau}}} \quad (11a)$$

$$E(\beta) = \frac{1}{\beta \bar{\tau} + 1} \quad (11b)$$

tudiž

$$\bar{c}^* - c_L = c_2^* - c_L \quad (12)$$

b) Píšťový tok bublin, jehož frekvenční funkce dob zdržení je [8, 11]

$$E(t) = \delta(t - \bar{\tau}) \quad (13a)$$

$$E(\beta) = e^{-\beta \bar{\tau}} \quad (13b)$$

tudiž

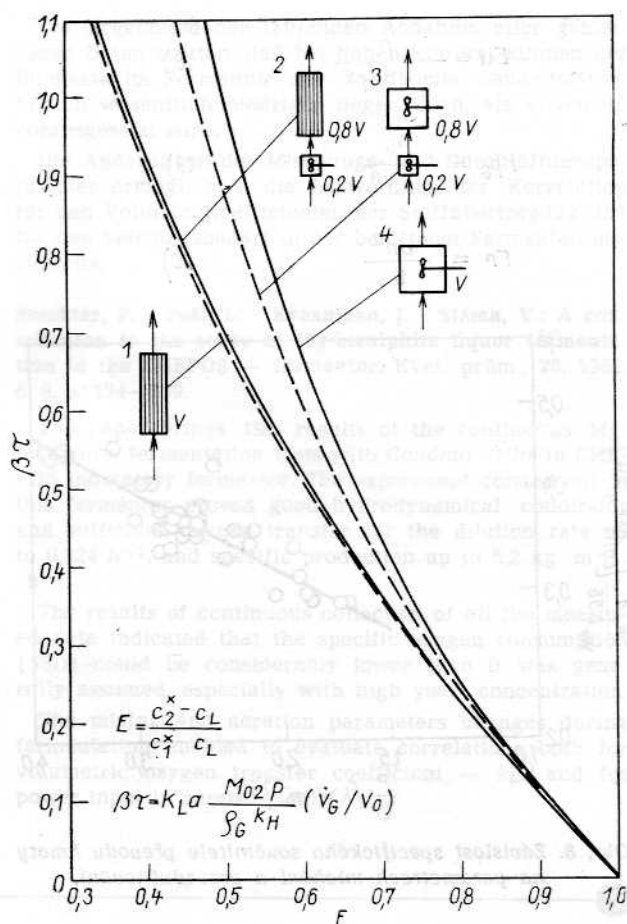
$$\bar{c}^* - c_L = \frac{c_1^* - c_2^*}{\ln \frac{c_1^* - c_L}{c_2^* - c_L}} \quad (14)$$

Skutečné rozložení dob prodloužení bublin ve fermentoru se od obou ideálních případů více méně odchylují. Pro koncepci fermentoru CHEPOS (viz obr. 1) byl navržen „tokový model“ promíchávání bublin daný sériovým spojením oblastí ideálního míchání (20 % z celkového objemu), což odpovídá objemu zápary, kde působí radiální míchadlo a oblastí píšťového toku (80 % objemu), což odpovídá objemu zápary, recirkulující přes axiální míchadlo. Jeho frekvenční funkce v Laplaceově obraze je dána vztahem

$$E(\beta) = \frac{e^{-0,8\beta\bar{\tau}}}{1 + 0,2\beta\bar{\tau}} \quad (15)$$

Vzhledem k tomu, že závislost mezi c_2 , c_L a $k_L a$ nelze explicitně vyjádřit, je zde zpracována grafická forma řešení (obr. 7). V tomto obrázku jsou navíc znázorněny i křivky pro oba ideální systémy a systém s kaskádou dvou nestejně velkých ideálně míchaných objemů.

Křivka 2 z obr. 7 odpovídající vztahu (15) byla použita pro vyhodnocení velikosti $k_L a$ během zkoušek. S použitím naměřených hodnot příkonu soustavy míchadel a fiktivní



Obr. 7. Diagram pro stanovení hnací síly převodu kyslíku: 1 — píšťový tok bublin, 2 — kaskáda 20 % ideálně míchaného objemu bublin a 80 % píšťového toku bublin, 3 — kaskáda ideálních míšičů bublin o objemech 20 % a 80 % z celkového objemu, 4 — ideální míchání bublin.

rychlosti proudění vzduchu byla na fermentační zápaře zřísána závislost

$$k_L a = 0,216 \left(\frac{P}{V_0}\right)^{0,55} (w_F)^{0,56} \quad (16)$$

Průběh závislosti: rozptyl naměřených hodnot je patrný z obr. 8. Jak je zřejmé z tohoto obrázku, použité specifické příkony na míchání se pohybovaly v rozmezí P/V : $1,7 \div 3,9 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-3}$.

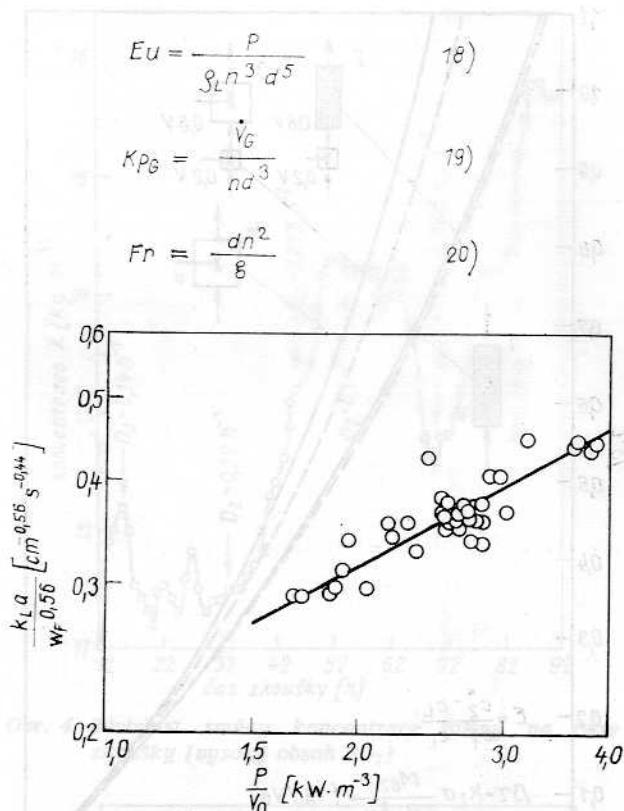
Příkon soustavy míchadel

Výsledky měření příkonu soustavy míchadel fermentoru CHEPOS ve fermentační zápaře byly pro obě zkoušky korelovány závislostí

$$E u = k_F k_{P_6}^{-0,3} Fr^{-0,5} \quad (17)$$

přičemž hodnota konstanty k_F byla u první zkoušky (radiální míchadlo se 6 lopatkami): $k_F = 0,328 \pm 0,007$ a u druhé zkoušky (radiální míchadlo se 12 lopatkami): $k_F = 0,313 \pm 0,034$. Odchylka obou hodnot tedy byla statisticky nevýznamná.

Bezrozměrná kritéria vystupující v rovnici (17) jsou dána těmito vztahy:



Obr. 8. Závislost specifického součinitele převodu hmoty na parametrech míchání a provzdušňování.

Celkové zhodnocení

Provedené zkoušky fermentace Mg-bisulfitového výluhu prokázaly vhodnost navržené technologie MBÚ ČSAV i koncepce fermentoru CHEPOS s přímým náhonem soustavy míchadel.

Lze konstatovat, že za uvedených podmínek lze dosahovat běžně produktivity vyšší než 4 kg · m⁻³ · h⁻¹, a to i za podmínek vysokého vstupního obsahu volného SO₂ (>1100 mg · l⁻¹). Bylo zjištěno, že specifická spotřeba kyslíku klesá za vyšších koncentrací kvasnic ve fermentoru (současně i za vyšší zředovací rychlosti) pod hodnotu 0,7 kg O₂ · kg⁻¹ biomasy.

Pro zvolenou koncepci fermentoru CHEPOS byla navržena metoda stanovení hnací síly přenosu kyslíku jako kombinace 80 % pístového toku a 20 % ideálně míchaného objemu, která se jen málo liší od kompletního pístového toku bublin přes fermentor. Na podkladě tohoto předpokladu byl získán vztah pro výpočet objemového součinitele převodu hmoty $k_L a$. Zkoušky na originálním fermentačním médiu umožnily nalézt i závislost pro příkon míchadla v aerovaném fermentačním médiu.

Použité symboly

a	specifická mezifázová plocha (m ⁻¹)
c	koncentrace kyslíku (mol · m ⁻³)
D_z	zředovací rychlost (h ⁻¹)
d	průměr radiálního míchadla (m)
E	frekvenční funkce doby zdržení
g	tíhové zrychlení (m · s ⁻²)
k_F	konstanta vztahu (17)
k_H	Henryho konstanta (Pa · m ³ · mol ⁻¹)
k_L	součinitel převodu hmoty (m · s ⁻¹)
M_{O_2}	molekulová hmotnost kyslíku (kg · mol ⁻¹)

n	frekvence otáček míchadel (s ⁻¹)
P	příkon míchadel (W)
Pr_{VO}	produktivita fermentoru (kg · m ⁻³ · h ⁻¹)
p	tlak (Pa)
Q_{O_2}	specifická rychlost převodu kyslíku (mol · m ⁻³ · s ⁻¹)
t	čas (s)
V_0	objem kapalné fáze ve fermentoru (m ³)
V_G	průtok vzduchu (m ³ · s ⁻¹)
w_F	fiktivní rychlost proudění vzduchu (cm · s ⁻¹)
X	koncentrace sušiny ve fermentoru (kg · m ⁻³)
β	parametr Laplaceovy transformace, viz rovn. (6), (s ⁻¹)
$\delta(t)$	Diracova impulsní funkce (s ⁻¹)
ρ	měrná hmotnost (kg · m ⁻³)
Φ	zádrž plynu v disperzi
τ	doba zdržení (s)
Eu	Eulerovo příkonové kritérium, viz rovn. (18)
Fr	Frouddovo kritérium, viz rovn. (20)
KpG	průtokové kritérium, viz rovn. (19)

Indexy:

1 — vstupní, 2 — výstupní, L — kapalina, G — plyn, B — v bublině, * — na fázovém rozhraní (rovnovážná hodnota), — — střední.

Literatura

- [1] PÁČA J., KUJAN P., MATĚJČ V.: Kvas. prům., 25, 1979, s. 154
- [2] PÁČA J., KUJAN P., MATĚJČ V.: Kvas. prům., 26, 1980, s. 222
- [3] PÁČA J., KUJAN P., MATĚJČ V.: Kvas. prům., 26, 1980, s. 254
- [4] KVASNIČKA J., SLÁMA V.: Přednáška na III. konferenci „Racionalizace kvasných procesů“, Zvíkovské podhradí, 1977
- [5] KVASNIČKA J., SLÁMA V., PEŠL L.: Přednáška na semináři „Rozvoj kvasného průmyslu“, Trenčín, 1981
- [6] KVASNIČKA J., SLÁMA V., PEŠL L., JAROMĚŘSKÝ J.: Přednáška na V. konferenci „Racionalizace kvasných procesů“, Zvíkovské podhradí, 1981
- [7] EDERER K.: Zpráva VÚ AnCh VZ-S-259, březen 1980
- [8] LEVENSPIEL O.: Teorie a výpočty chemických reaktorů, SNTL Praha, 1967
- [9] FORT I., KUDRNA V., ŽALOUDEK P.: Chem. prům., 26/51, 1976, s. 197
- [10] PÍRKO Z., VEIT J.: Laplaceova transformace, SNTL Praha, 1972
- [11] SEICHTER P.: Chem. prům., 31/56, 1981, s. 505

Seichter, P. - Pešl, L. - Kvasnička, J. - Sláma, V.: Nové poznatky z fermentace Mg-bisulfitového výluhu na fermentoru CHEPOS. Kvas. prům., 28, 1982, č. 6, s. 134—139.

Článek přináší výsledky zkoušek kontinuální fermentace Mg-bisulfitových výluhů s kvasinkami *Candida utilis* na laboratorním fermentoru CHEPOS.

Provedené experimenty v tomto typu fermentoru prokázaly možnost dosažení vhodného hydrodynamického režimu i dostatečného přenosu kyslíku pro kultivaci, až do maximální zředovací rychlosti 0,324 h⁻¹ a měrné produkce až 5,2 kg · m⁻³ · h⁻¹.

Výsledky průběžného snímání všech měřených dat prokázaly, že za vysokých koncentrací biomasy ve fermentoru může být specifická spotřeba kyslíku výrazně nižší, než je obecně předpokládáno.

Změny parametrů míchání a provzdušňování umožnily vyhodnotit korelace pro objemový součinitel přenosu hmoty a pro příkon v aerované fermentační zápaře.

Сейхтер, П., Пешл, Л., Квасни́чка, Я.: Новые сведения по ферментации Mg-бисульфитного экстракта на ферментере ХЕПОС. Квас. прум., 28, 1982, Но. 6, стр. 134—139.

В статье опубликованы результаты испытаний непрерывной ферментации Mg-бисульфитных экстрактов с дрожжами *Candida utilis* в лабораторном ферментере

ХЕПОС. Проведенные эксперименты в этом типе ферментера доказали возможность достижения благоприятного режима гидродинамического и достаточной передачи кислорода для культивирования до максимальной скорости разбавления $0,324 \text{ г}^{-1}$ и удельной продукции до $5,2 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-3} \cdot \text{г}^{-1}$.

Результаты последующей съемки всех измеряемых данных доказали, что при высоких концентрациях биомассы в ферментере удельное потребление кислорода может быть выразительно ниже, чем вообще предполагается.

Изменения параметров перемешивания и аэрации дали возможность обработать корреляции для объемного коэффициента массопередачи и для потребляемой мощности в аэрированном ферментационном сусле.

Seichter, P. - Pešl, L. - Kvasnička, J. - Sláma, V.: Neuē Erkenntnisse aus der Fermentation der Mg-Bisulfitablaugung in dem Fermentor CHEPOS. Kvas. prům. 28, 1982, No. 6, S. 134—139.

Der Artikel enthält die Ergebnisse der Versuche der kontinuierlichen Fermentation der Mg-Bisulfitablaugen mit den Hefen *Candida utilis* in dem Laborfermentor CHEPOS. Die durchgeführten Experimente in diesem Fermentortyp bestätigen die Möglichkeit der Erreichung eines geeigneten hydrodynamischen Regimes und auch einer für die Kultivation ausreichenden Sauerstoffübertragung, bis zu der maximalen Verdünnungsgeschwindigkeit $0,324 \text{ h}^{-1}$ und zu der spezifischen Produktion bis $5,2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$.

Die Ergebnisse der laufenden Abnahme aller gemessenen Daten zeigten, daß bei hohen Konzentrationen der Biomasse im Fermentor der spezifische Sauerstoffverbrauch wesentlich niedriger liegen kann, als allgemein vorausgesetzt wird.

Die Änderungen der Mischungs- und Durchlüftungsparemeter ermöglichten die Auswertung der Korrelation für den Volumen-Koeffizienten der Stoffübertragung und für den Leistungsbedarf in der belüfteten Fermentationsmaische.

Seichter, P. - Pešl, L. - Kvasnička, J. - Sláma, V.: A contribution to the study of Mg-bisulphite liquor fermentation in the CHEPOS — fermentor. Kvas. prům., 28, 1982, č. 6, s. 134—139.

The paper brings the results of the continuous Mg-bisulphite fermentation tests with *Candida Utilis* in CHEPOS laboratory fermentor. The experiment carried out in this fermentor proved good hydrodynamical conditions and sufficient oxygen transfer for the dilution rate up to $0,324 \text{ h}^{-1}$, and specific production up to $5,2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$.

The results of continuous collection of all the measured data indicated that the specific oxygen consumption (SSO) could be considerably lower than it was generally assumed, especially with high yeast concentration.

The mixing and aeration parameters changes during fermentation enabled to evaluate correlations both for volumetric oxygen transfer coefficient — k_La and for power input in aerated fluid.