

VII. Membránové reaktory

Ing. JAN PÁČA, CSc., Vysoká škola chemickotechnologická, katedra kvasné chemie a bioinženýrství, Praha

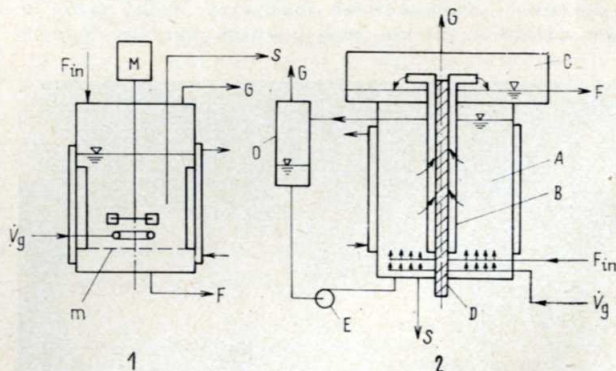
Klíčová slova: reaktor s filtrační membránou, reaktor tvořený svazkem dutých vláken, membrány, ultrafiltrace, mikrofiltrace, membránové odpařování, filtrační modul, dialyzační membránové systémy, membránová destilace, kombinovaný reaktor, perfuzní reaktor.

Principem membránových reaktorů je separace enzymu nebo buněk působících jako biokatalyzátor procesu od produktu vytékajícího z reaktoru. Jednou z hlavních předností membránových procesů v biotechnologii je jejich využití k imobilizaci biokatalyzátorů (enzymů nebo intaktních buněk) [1, 2].

Na obr. 1. je uveden reaktor s filtrační membránou [3]. Do kultivačního prostoru nad membránou se přivádí živné médium, vzduch a buňky zde konvertují substrát na produkt. Přetlak nad hladinou (CO_2) je hnací silou filtrace. Pro dosažení ustáleného stavu kontinuálního procesu se odebrá též koncentrovaná buněčná suspenze a ze spodní komory permeát obsahující produkt. Jde o systém s vnitřní recirkulací biomasy [4]. Lze použít membrán s velikostí póru 0,1 až 10 μm . Pro volbu membrán jsou důležitá dvě hlediska: tepelná odolnost bez ztráty mechanické pevnosti (po sterilaci) a malá přilnavost buněk. Nevýhodou je postupný vzrůst tlakové ztráty zanášením membrány. Řeší se hydraulicky periodickým zpětným propláchnutím (zpětný tok filtrátu) nebo pneumaticky (přívodem vzduchu nebo CO_2 do komory filtraátu). Výhody použití tohoto systému: u procesů s inhibičním produktem (ať růstu buněk nebo tvorby produktu), u velkých množství média s nízkou koncentrací C-zdroje možno pracovat při vysokých zředěvacích rychlostech, u médií s kolísavým množstvím inhibujícího substrátu (nehrozí vyplavení buněk při náhlém vzrůstu koncentrace inhibitoru, pracuje-li se při vysokých zředěvacích rychlostech).

Zanášení membrány lze do určité míry zabránit jejím pohybem. Toho bylo využito u zařízení na obr. 2, které je systémem s vnější recirkulací biomasy [5]. Činnost tohoto reaktoru je zcela shodná s předchozím případem. Odlišnost je pouze ve způsobu míchání obsahu kultivačního prostoru (pneumatické míchání) a v nezbytnosti separace plynu před vstupem suspenze buněk do cirkulačního čer-

padla. Vzhledem k nízkým střižným silám se tento reaktor osvědčil při produkci celulas kulturou *Trichoderma reesei*. Dále byl s úspěchem testován při produkci ethanolu z cukerného substrátu. Oba uvedené reaktory (obr. 1 a 2) jsou vhodné pro práci s volnými buňkami nebo s enzymy.

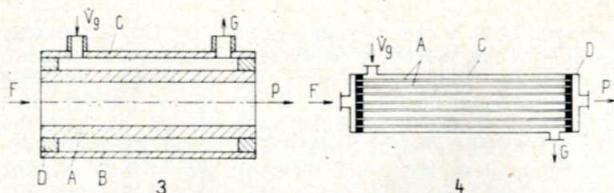


Obr. 1. Membránový reaktor s míchadlem.

F_{in} ... přívod média, F ... odvod permeátu, G ... odvod plynů, M ... motor, S ... odtah koncentrované buněčné suspenze, V_g ... přívod vzduchu, m ... membrána

Obr. 2. Reaktor s rotující membránou

A ... kultivační prostor, B ... rotující membrána, C ... komora permeátu, D ... rotor, E ... cirkulační čerpadlo, F ... odtok permeátu, F_{in} ... přítok média, G ... odvod plynů, O ... odlučovač plynů, S ... odtah koncentrované buněčné suspenze, V_g ... přívod vzduchu.



Obr. 3. Princip membránového reaktoru z dutého vlákna.

A... mikroporézní duté vlákno, B... strana, na které jsou imobilizovány buňky nebo enzym, C... skleněná trubka, D... epoxidový spoj, F... přítok média se substrátem, G... odvod plynů, P... odtok média s produktem, V_g... přívod vzduchu.

Obr. 4. Membránový reaktor tvořený svazkem dutých vláken (legenda jako v obr. 3).

Dalším typem jsou reaktory využívající dutých vláken (obr. 3 a 4). Používají se jako systémy pracující s imobilizovanými enzymy, nebo imobilizovanými mikrobiálními, rostlinnými a tkáňovými buňkami [6]. Enzymy či buňky jsou vázány na vnějším povrchu dutého vlákna (obr. 3). Uvnitř vláken proudí médium se substrátem, prochází membránou a dostává se ke katalyzátoru, kde dochází ke konverzi na produkt, který se opět dostává zpět do proudícího kapalného média. Vláknko je vlepeno do skleněné trubičky, ve které dochází k aeraci a odvodu plynů (CO₂). Dutá vlákna s asymetrickou stěnou [7] mají ve vnější podpůrné části stěny póry, jejichž velikost se zmenšuje směrem ke středu vlákna. V těchto pórech jsou imobilizovány buňky nebo enzymy tak hustě, že póry jsou jimi zcela vyplněny. Výsledkem je dosažení vysoké koncentrace buněk (více než 10¹² buněk v ml objemu pórů) a tím umožnění velmi vysoké rychlosti konverze substrátu. Dalšími výhodami jsou: úplné oddělení enzymů, resp. buněk od média s produktem (odpadají separační procesy, vysoká produktivita procesu), při tvorbě ethanolu dosaženo až 100krát vyšší produktivity [8] ve srovnání se stejným reakčním objemem u třepákové kultivace). Velikost vláken je zhruba: vnitřní Ø 400 µm, vnější Ø 500 až 900 µm. Materiálem membrán je převážně polysulfon (asymetrická stěna) nebo mikroporézní polypropylen (isotropní stěna) [9, 10], PVC-akrylonitril [11] nebo kombinace polyvinylalkoholu a acetátové celulosy [12]. Zvětšení objemu reaktoru lze docílit použitím svazku až 660 vláken (schematicky znázorněno na obr. 4). Nevýhodou těchto reaktorů jsou: obtížné zvětšování měřítka, obtížná regulace provozu reaktoru [14], nevýhodné pro procesy, kde dochází k substrátové inhibici, problémy se zvětšováním přetlaku CO₂ vně vláken (inhibice produkce ethanolu, pokles výtěžnosti) a problémy s uvolňováním biokatalyzátoru. Komerčně dnes vyrábí tyto filtrační moduly (jednotky či reaktory) tyto firmy: Amicon Corporation, Celanese Corporation, Romicon Inc. a DOW Inc.

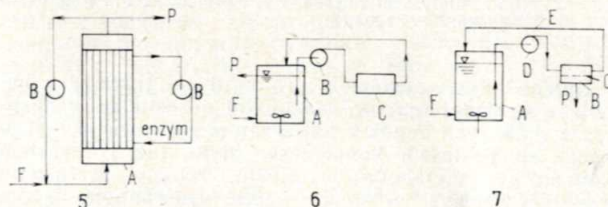
Reaktor s dutými vlákny lze vhodně kombinovat např. s mícháním reaktorem (obr. 6). Výsledkem pak je cirkulační systém využívající výhod vysoké koncentrace imobilizovaných buněk v reaktoru s dutými vlákny. Toto uspořádání se nejčastěji používá. Bylo úspěšně ověřeno při imobilizaci β-galaktosidasy [11], amyloglukosidasy [15] při hydrolýze maltosy a škrobu, laktasy [16], enzymů užívaných v chemoterapii rakoviny [17], ale také při produkci ethanolu vázanými kvasinkami (plocha 0,7 m²) [18, 19], konverzi laktosy vázanými kvasinkami [20], resp. plísňovou β-galaktosidasou v poloproduktu reaktoru s plochou 2,5 m² a 5 m² [21].

Jinou variantou kombinovaného reaktoru je systém na obr. 7. Jde o kombinaci míchání reaktoru s membránovou filtrací, kdy v systému cirkuluje volný či vázaný enzym nebo intaktní buňky v kapalném médiu [22]. Toto uspořádání na rozdíl od reaktoru na obr. 1 se používá pro provozní měřítka. Do systému vstupuje substrát, který v míchacím reaktoru zreaguje a ve filtračním zařízení se separují buňky nebo enzym. Nezareagovaný substrát prochází buď membránou do filtrátu (nizkomolekulární látka) nebo zůstává v systému (makromolekulární látka). Jako materiál membrán se u filtračních modulů použí-

vá polysulfonu, polyamidu (Berghof GmbH) [23], a jsou-li enzymy v gelové vrstvě, pak také acetátové celulosy [24–28] nebo asymetrické acetátové celulosy [29]. Kombinace míchání reaktoru s filtračním modulem byla ověřena při konverzi laktosy na ethanol [30], glukosy na ethanol [31, 32], ztekuceného škrobu na ethanol [33], při hydrolýze sójových bílkovin rozpustnou proteasou [34], při hydrolýze inulinu na fruktosu a glukosu [35] a v dalších procesech.

Použije-li se kombinace míchání reaktoru s rotujícím filtračním modulem analogicky k obr. 2, dosáhne se vyšší rychlosti konverze v důsledku zvýšení střížných sil na povrchu membrány (lepší sdílení hmoty) [13].

Popsané membránové procesy zahrnují v podstatě pouze mikrofiltraci a ultrafiltraci přičným tokem, ve kterých hnací silou procesu je tlaková diference přes membránu. Membrány používané pro ultrafiltraci mají asymetrickou strukturu složenou z tenké vrchní vrstvy o tloušťce menší než 1 µm, která je podložena porézní vrstvou o tloušťce asi 100 µm. Separální vlastnosti těchto membrán ovlivňuje pouze tenká vrchní vrstva. Membrány používané pro mikrofiltraci mají symetrickou porézní strukturu s velikostí pórů v rozsahu 0,1 až 10 µm. Tloušťka ultrafiltrační membrány je menší než mikrofiltrační membrány, má však větší hydrodynamický odpor. Proto pracovní tlak při ultrafiltraci je v rozsahu 0,2 až 1 MPa, zatímco při mikrofiltraci pouze 0,01 až 0,2 MPa. Procesu ultrafiltrace se používá k separaci makromolekul (např. bílkovin) nebo koloidních látek. Při mikrofiltraci se separují částice větší než 0,1 µm, tzn. např. bakterie.



Obr. 5. Zapojení membránového reaktoru ze svazku dutých vláken s recirkulací roztoku enzymu resp. i substrátu.

A... reaktor, B... cirkulační čerpadlo, F... přítok média se substrátem, P... odtok média s produktem.

Obr. 6. Cirkulační kombinovaný reaktor s imobilizovanými buňkami.

A... míchací reaktor, B... cirkulační čerpadlo, C... membránový reaktor tvořený svazkem dutých vláken, F... přítok média se substrátem, P... odtok média s produktem.

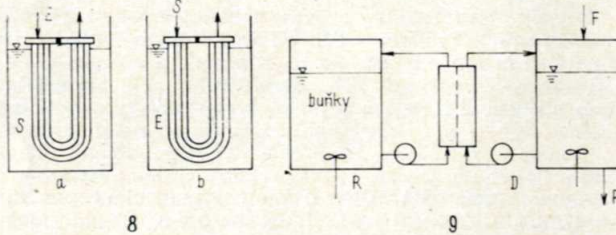
Obr. 7. Kombinovaný míchací reaktor s filtračním modulem.

A... míchací reaktor, B... filtrační modul, C... membrána, D... cirkulační čerpadlo, E... recykl. enzymu, F... přítok substrátu, P... odtok produktu.

V současné době se studují nové membránové procesy, které zahrnují membránovou destilaci a membránové odpařování. V procesu membránové destilace dochází k separaci dvou vodných roztoků s odlišnými teplotami pomocí mikroporézní hydrofóbní membrány. Materiálem membrány může být polytetrafluorethylen (Teflon), polypropylen a polyvinylidenfluorid. Hnací silou procesu je rozdíl teplot. Tento proces může být s výhodou použit ke koncentrování a purifikaci vodných anorganických roztoků (např. odsolování mořské vody), ale osvědčil se i v membránovém reaktoru k separaci vznikajícího ethanolu [39].

Membránové odpařování je proces, ve kterém k jedné straně membrány je přiváděna kapalná směs a permeát je odváděn ve formě páry na druhé straně membrány, kde je snížen parciální tlak buď vývěvou, nebo užitím nosného plynu. Tento proces je výhodný zejména k separaci organických kapalin a azeotropických směsí [40–42]. Krátce lze shrnout, že pomocí membránové destilace a membránového odpařování lze docílit úplné separace produktu od substrátu.

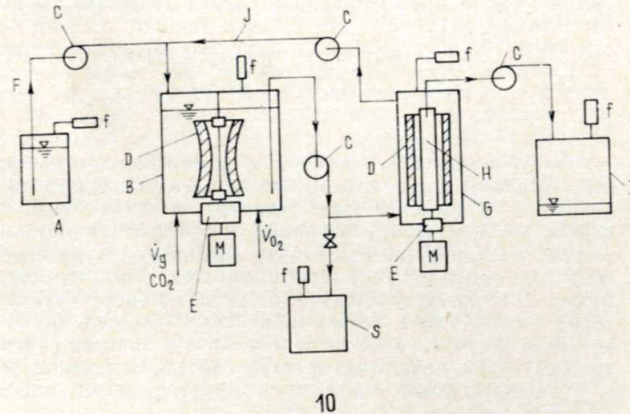
Další aplikací membránových reaktorů jsou **dialyzační membránové systémy**. Firma DOW Inc. (USA) vyrábí dialyzační jednotku na bázi svazku dutých vláken. Dvojí možné uspořádání je uvedeno na *obr. 8*. Bylo prokázáno na hydrolýze močoviny [36], že uspořádání podle *obr. 8b* je výhodnější. Jiné možné uspořádání sestávající ze smyčky bioreaktoru a smyčky dialyzační ukazuje *obr. 9*. Toto uspořádání bylo ověřeno při konverzi laktosy na laktát [37] a glukosy na ethanol [28]. Vzhledem k omezené rychlosti difuze mají prozatím dialyzační membrány použití hlavně pro purifikaci látek.



Obr. 8. Dialyzační membránový systém.
a) Roztok enzymu proudí uvnitř trubiček, roztok substrátu je v nádobě.,
b) Opačné uspořádání než v ad a).
E ... enzym, S ... substrát.

Obr. 9. Dialyzační membránový systém (s plochou membránou).
D ... dialyzační smyčka, P ... produkt, R ... reaktorová smyčka, F ... substrát.

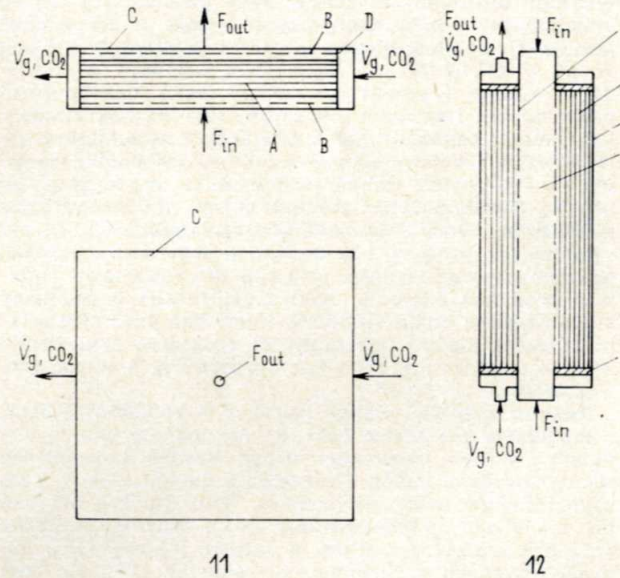
Nejvhodnějším systémem pro kultivaci tkáňových buněk je **perfuzní reaktor**. Maximální dosažitelná koncentrace tkáňových buněk v konvenčním reaktoru je limitována jak poklesem koncentrace živin, tak i vzrůstem koncentrace metabolitů v médiu. Princip perfuzního reaktoru spočívá ve stálé výměně vyčerpaného média čerstvým, aniž by buňky odcházely ze systému. Jde tedy o systém s vnitřní recirkulací buněk. Cílem je přiblížení k ustálenému stavu, kdy buňky jsou stále v prostředí s konstantními podmínkami (situace jaká je v živé tkáni — hmotová výměna mezi žilami a cévami). Tím se dosáhne až 25krát vyšší koncentrace buněk v reaktoru, než při kultivaci v rotujících lahvích. Kromě toho jsou všechny buňky v reaktoru živé. Systém (*obr. 10*) je dvoustupňový s částečným recyklem kapalně fáze a úplnou separací buněk. Do prvního reaktoru vstupuje část média s buňkami z druhého reaktoru promíchaná s čerstvým



Obr. 10. Perfuzní dvoustupňový reaktor firmy Monsanto Co. (USA)
A ... zásobník čerstvého média, B ... hlavní kultivační reaktor, C ... peristaltické čerpadlo, D ... speciální míchadlo, E ... magnetická spojení, f ... vzduchový filtr, F ... přítok čerstvého média, G ... filtrační reaktor, H ... porcelánový filtr, I ... sběrná nádoba na médium, J ... recirkulace buněčné suspenze, M ... motor, S ... nádoba na získávané buňky, Vg ... přísuv vzduchu a CO₂, V_{O₂} ... přísuv kyslíku.

médiem. Dále je tam přiváděn vzduch, O₂, CO₂ a prováděna teplota, měření a regulace pH. Médium s buňkami odchází do druhého reaktoru, kde se filtrační odděluje část kapalného média a odchází do sběrné nádoby. Část kapalného média s buňkami se vrací do kultivačního reaktoru. Oba reaktory jsou vybaveny speciálním rotačním míchadlem. Míchacími elementy jsou 4 fólie (pružné jako plátno) z plastické hmoty s velkou plochou pro rovnoměrné rozložení disipované energie, frekvence otáčení 8 až 20 min⁻¹. Ucpávání pórů filtru se zabráňuje střížnými silami vytvářenými míchadlem. Po dosažení žádané koncentrace buněk v systému se část buněčné suspenze ze systému vypustí a doplní se živné médium na původní objem. Experimenty ukázaly, že systém může pracovat i kontinuálním způsobem na principu chemostatu. Celkový objem reakčního prostoru je 44 dm³. Popsaný systém je určen pro kultivaci buněk nevyžadujících podpůrné nosiče pro růst.

Většina tkáňových buněk však roste, pouze je-li připojena na povrch tuhé částice. Pro tyto případy se používají tzv. **mikronosiče**, na kterých buňky rostou. Mikronosiče se přidávají do kapalného média, aby se zvětšila plocha povrchu, na kterém tyto tkáňové buňky mohou růst. Pro kultivaci lze použít popsaný perfuzní reaktor doplněný o usazovací nádobu, ve které dochází k separaci nosičů a jejich vracení do prvního (kultivačního) reaktoru. Jinou možností kultivace tkáňových buněk vyžadujících růst na povrchu tuhé fáze je **aplikace reaktoru tvořeného svazkem dutých vláken jako perfuzního reaktoru**. Jde o analogii s *obr. 4*, kdy však svazek je uspořádán plošně, tzn. malá výška a větší šířka (*obr. 11*). Živné médium se převádí do prostoru vnějších stěn dutých vláken, na kterých tkáňové buňky rostou. Uvnitř vláken proudí vzduch a CO₂. V tomto reaktoru se dosáhne 10násobku koncentrace tkáňových buněk ve srovnání s kultivacími v rotujících lahvích. Experimenty však prokázaly, že pro správnou perfuzní funkci je tento systém omezen maximální výškou (hloubkou) svazku tvořenou 6 vlákny [43].



Obr. 11. Perfuzní reaktor tvořený svazkem dutých vláken firmy Monsanto Co. (USA).
A ... mikroporézní dutá vlákna o průměru 0,3 mm, B ... mikroporézní filtr, C ... těleso reaktoru, D ... epoxidový spoj, Fin ... přítok čerstvého média, Fout ... odtok využitého média, Vg, CO₂ ... přísuv a odvod vzduchu a CO₂.

Obr. 12. Reaktor tvořený svazkem dutých vláken s radiálním tokem.
A ... svazek dutých vláken, B ... nerezové síto, C ... těleso reaktoru, D ... epoxidový spoj, E ... centrální distributor radiálního toku, Fin ... přítok čerstvého média, Fout ... odtok využitého média, Vg, CO₂ ... přísuv a odvod vzduchu a CO₂.

Z toho plyne, že tento systém není vhodný pro optimalizaci jak z hlediska geometrie, tak provozních parametrů.

Podstatně lepší vlastnosti, včetně možnosti optimalizace provozu, nabízí nedávno vyvinutý a odzkoušený **perfuzní reaktor tvořený svazkem dutých vláken s radiálním křížovým tokem** (obr. 12). Principiální rozdíl od reaktoru první generace tvořeného svazkem dutých vláken (podle obr. 4) je v použití centrálního radiálního distributoru toku [44]. Tento centrální distributor dovoluje přívod čerstvých živin při vstupu ke tkáňovým buňkám narostlým na vlákně svazku po celé délce reaktoru a tím eliminuje omezení jeho délky, jak tomu bylo u reaktorů první generace — max délka 5 až 8 cm [45, 46]. Živiny difundují radiálně přes buňky rostoucí na stěně vlákna a stěnou vlákna, takže využití médium odtéká uvnitř vláken spolu s odcházejícími plyny. Tím se zabráňuje hromadění metabolitů a jejich možné inhibici.

Literatura

- [1] LOPEZ-LEIVA, M., TRÄGÄRDH, G.: Chem. Technol. **35**, 1983, s. 381.
- [2] O'SULLIVAN, T. J., EPSTEIN, A. C., KORCHIN, S. R., BEATON, N. C.: Chem. Eng. Prog. **80**, 1984, s. 68.
- [3] DOSTÁLEK, M., HÄGGSTROM, M.: Biotechnol. Bioeng. **24**, 1982, s. 2077.
- [4] PIRT, S. J.: Principles of Microbe and Cell Cultivation, Blackwell Scientific Publications, Oxford 1975, s. 45.
- [5] MARGARITIS, A., WILKE, C. R.: Biotechnol. Bioeng. **20**, 1978, s. 709.
- [6] PRENCISIL, J. E., PEDERSEN, H.: Enzyme Microb. Technol. **5**, 1983, s. 323.
- [7] INLOES, D. S., SMITH, W. J., TAYLOR, D. P., COHEN, S. N., MICHEL, A. S., ROBERTSON, C. R.: Biotechnol. Bioeng. **25**, 1983, s. 2653.
- [8] INLCES, D. S., TAYLOR, D. P., COHEN, S. N., MICHAELS, A. S., ROBERTSON, C. R.: Appl. Environment. Microbiol. **46** (1), 1983, s. 264.
- [9] DAVIS, J. C.: Biotechnol. Bioeng. **16**, 1974, s. 1113.
- [10] KAN, J. K., SHULER, M.: Biotechnol. Bioeng. **20**, 1978, s. 217.
- [11] HUFFMAN-REICHENBACH, L., HARPER, J.: J. Daig Sci. **65**, 1982, s. 887.
- [12] KITANO, H., YOSHIIJIMA, S., ISE, N.: Biotechnol. Bioeng. **22**, 1980, s. 2643.
- [13] WANDEREY, C.: Paper presented at Dechema/GVC-Arbeitsausschusses Membrantechnik Workshop, Frankfurt, 28 February 1985.
- [14] MATTIASSEN, B.: Immobilized Cells and Organelles, Vol. 2, CRC Press Inc., Boca Raton, s. 140.
- [15] ENGASSER, J. M., CAUMON, J., MARC, A.: in Food Process Engineering (Ed. Linko, P.), Vol. 2, London 1979, s. 175.
- [16] KOHLWEY, D. E., CHERYAN, M.: Enzyme Microb. Technol. **3**, 1981, s. 64.
- [17] PEDERSEN, H., HORVATH, C., BERTINO, J. R.: Enzyme Eng. **4**, 1978, s. 397.
- [18] MEHAIA, M., CHERYAN, M.: Appl. Microbiol. Biotechnol. **20**, 1984, s. 100.
- [19] MEHAIA, M., CHERYAN, M.: Enzyme Microb. Technol. **6**, 1984, s. 117.
- [20] VLACH, D., PRENOSIL, J. E.: J. Mol. Catal. **26**, 1984, s. 173.
- [21] HEDIGER, T., PRENOSIL, J. E., BOURNE, J. R.: Paper presented at International Membrane Technology Symp. Tylösand, Sweden, 28—30 May 1985.
- [22] KATCHALSKI-KATZIR, E., FREEMAN, A.: Trends Biochem. Sci. **7** (12), 1982, s. 427.
- [23] OHLSEN, I., TRÄGÄRD, G., HAHN-HÄGERDAL, B.: Biotechnol. Bioeng. **26**, 1984, s. 647.
- [24] ALFANI, F., GIANFREDA, L.: in Energy from Biomass. Proc. of the EEC contractors meeting, Brussels, 1982, s. 260.
- [25] GIANFREDA, L., LIVOLSI, A. M., SCARFI, M. R., GRECO, G. Jr.: in Energy from Biomass, Applied Science, London 1981, s. 306.
- [26] GRECO, G. Jr., GIANFREDA, L.: Biotechnol. Bioeng. **23**, 1981, s. 2199.
- [27] GRECO, F. Jr., GIANFREDA, L., ALBANESI, D., CANTARELLA, M. J. Appl. Biochem. **3**, 1981, s. 233.
- [28] GIANFREDA, L., GRECO, G. Jr.: Biotechnol. Lett. **3**, 1981, s. 33.
- [29] CAPOBIANCO, G., DRIOLI, E., RAGOSTA, G.: J. Solid-Phase Biochem. **24**, 1977, s. 315.
- [30] CHERYAN, M., MEHAIA, M. A.: Biotechnol. Lett. **5**, 1983, s. 519.
- [31] HOFFMANN, H., KUHLMANN, W., MEYER, H. D., SCHÜGERL, K.: J. Membr. Sci. **22**, 1985, s. 235.
- [32] CHERYAN, M., MEHAIA, M. A.: Proc. Biochem. **19**, December 1984, s. 204.
- [33] LEE, J. H., PAGAN, R. J., ROGERS, P. L.: Biotechnol. Bioeng. **25**, 1983, s. 659.
- [34] DEESLIE, D., CHERYAN, M.: J. Food Sci. **46**, 1981, s. 1035.
- [35] Pat. USA 4421852.
- [36] KAWAKAMI, K., HAMADA, T., KUSUNOKI, K.: Enzyme Microb. Technol. **2**, 1980, s. 295.
- [37] STIEBER, R. N., GERHARDT, P.: Biotechnol. Bioeng. **23**, 1981, s. 535.
- [38] KYUNG, K. H., GERHARDT, P.: Biotechnol. Bioeng. **26**, 1984, s. 252.
- [39] MULDER, M. H. V., SMOLDERS, C. A.: Proc. Biochem. **21**, April 1986, s. 35.
- [40] MULDER, M. H. V., SMOLDERS, C. A., BARGEMAN, D.: PT-Process-technick, **36**, 1981, s. 604.
- [41] GROOT, W. J., Van den OEVEER, C. E., KOSSEN, N. W. F.: Biotechnol. Lett. **6**, 1984, s. 709.
- [42] GROOT, W. J., SCHOUTENS, G. H., Van BEELLEN, P. N., Van den OEVEER, C. E., KOSSEN, N. W. F.: Biotechnol. Lett. **6**, 1984, s. 789.
- [43] KU, K., KUO, M. J., DELENTE, J., WILDI, B. S., FEDER, J.: Biotechnol. Bioeng. **23**, 1981, s. 79.
- [44] THARAKAN, J. P., CHAU, P. C.: Biotechnol. Bioeng. **28**, 1986, s. 329.
- [45] WATERLAND, L. R., MICHAELS, A. S., ROBERTSON, C. R.: AICHE J. **20**, 1979, s. 50.
- [46] JENSEN, M. D.: Biotechnol. Bioeng. **23**, 1981, s. 2703.

Lektoroval Ing. Ladislav Chládek, CSc.

Páca, J.: Bioreaktory. VII. Membránové reaktory. Kvas. prům. **33**, 1987, č. 10, s. 300—303.

Je popsán reaktor s filtrační membránou, rotující filtrační membránou, reaktor tvořený svazkem dutých vláken, kombinovaný mchaný reaktor s filtračním modulem, dialyzační membránové systémy a různé typy perfuzních reaktorů. Jsou uvedeny používané materiály membrán, jejich parametry a provedeno vysvětlení základních membránových procesů.

Паца, Я.: Биореакторы. VII. Мембранные реакторы. Квас. прум. **33**, 1987, № 10, стр. 300—303.

Описан реактор с фильтровальной мембраной, вращающейся фильтровальной мембраной, реактор, образуемый пучком полых волокон, комбинированный перемещаемый реактор с фильтрационным модулем, диализационные мембранные системы и разные типы перфузных реакторов. Приводятся применяемые материалы мембран, параметры их и объясняются основные мембранные процессы.

Páca, J.: Bioreactors. VII. Membrane Reactors. Kvas. prům. **33**, 1987, No. 10, pp. 300—303.

Filter reactors, rotorfermentor, hollow-fiber membrane reactors, continuous stirred tank reactor/filtration cell, dialysis membrane systems and several types perfusion reactors are described. Also materials of membranes including their properties and an elucidation of the principles of the membrane processes together with their applications in membrane bioreactors are given.

Páca, J. Bioreaktoren. VII. Membranreaktoren. Kvas. prům. **33**, 1987, Nr. 10, S. 300—303.

Es werden folgende Reaktorentypen beschrieben: Reaktor mit Filtrationsmembrane, mit rotierender Filtrationsmembrane, Reaktor bestehend aus einem Rohrfaserbündel, kombinierter Mischreaktor mit Filtrationsmodul, Dialyser-Membransysteme und verschiedene Typen von Perfusionsreaktoren. Es werden die für Membranen angewandte Materialien und ihre Parameter angeführt und die Grundmembranprozesse erklärt.