

Ing. FRANTIŠEK MADRON, CSc., Ing. KAREL EDERER, CHEMOPETROL, Výzkumný ústav anorganické chemie, Ústí n. L., Ing. FRANTIŠEK ŠTROS, CSc., Výzkumný ústav krmivářského průmyslu a služeb, Praha

ÚVOD

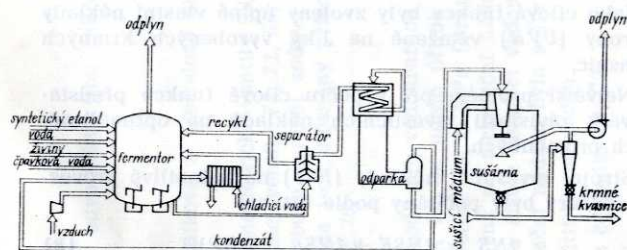
Současný nedostatek potravin, jež lze pozorovat téměř v celém světě, vyvolává potřebu nových zdrojů potravin, zvláště bílkovin. Jednou z cest, která vede k tomuto cíli, je zpracování ropy a jejích produktů za pomoci mikroorganismů. Hovoříme pak o tzv. jednobuněčných bílkovinách nebo petroproteinech.

Výhodou jednobuněčných bílkovin z petrochemických surovin je, že suroviny pro jejich výrobu jsou k dispozici ve značných množstvích. Současně však jednobuněčné bílkoviny musí být schopny cenově konkurovat bílkovinám z tradičních zdrojů. V současné době, kdy na světových trzích stoupají ceny ropy, má proto značný význam optimalizace výroby petroproteinů.

V ČSSR byla jako první na světě v průmyslovém měřítku realizována výroba krmných kvasnic z etanolu, která má v současné době kapacitu 5000 t/rok. Cílem tohoto sdělení je prezentovat některé naše zkušenosti s optimalizací výroby krmných kvasnic z etanolu.

FORMULACE PROBLÉMU

Uvažujeme proces výroby krmných kvasnic z etanolu, znázorněný na obr. 1. K vlastnímu vzniku bílkovin dochází ve fermentoru, výchozími látkami jsou etanol, kyslík ze vzduchu, amoniak a některé další anorganické látky. Předpokládá se, že kultivace probíhá v „limitu kyslíku“, tzn., že koncentrace rozpuštěného kyslíku ve fermentoru je blízká nule a nárůst biomasy závisí pouze na rychlosti prostupu kyslíku z plynné do kapalně fáze. Vzniklá suspenze mikroorganismů je potom zahušťována na odstředivých separátorech a odparce. Zbývá voda je odstraněna v sušárně. Jednotkové operace mohou být rozděleny do dvou skupin — fermentace a izolační linka.



Obr. 1. Výroba krmných kvasnic z etanolu

Proces výroby krmných kvasnic z etanolu je možno charakterizovat těmito požadavky:

1. je třeba převést značné množství kyslíku ze vzduchu k mikroorganismům — přibližně 1,5násobek vyrobené biomasy [3],
2. je třeba odvést značné množství fermentačního tepla při relativně nízké teplotě 30 °C — 14,4 kJ/g spotřebovaného kyslíku,
3. mikroorganismy se musí izolovat ze zředěných vodných suspenzí. Koncentrace mikroorganismů ve fermentoru je obvykle nižší než 5 hmot. %.

TEORETICKÁ ČÁST

Při projekci chemických výroben existuje většinou více řešení, která vyhovují požadavkům kladeným na proces. Optimalizací takového procesu pak rozumíme nalezení „nejlepší“ ze všech alternativ, které přicházejí v úvahu.

Praktické provádění optimalizace lze obvykle rozdělit do tří hlavních kroků:

1. Získání potřebných znalostí o procesu, který má být optimalizován. Nejpriznivější je případ, kdy se tyto znalosti podaří vyjádřit ve formě matematického modelu.
2. Volba kritéria optimality. Jde o nalezení vhodné míry, která by umožňovala porovnání jednotlivých alternativ. Takovouto mírou bývá nejčastěji ekonomická cílová funkce, která vyjadřuje závislost zvoleného ekonomického ukazatele na technických parametrech procesu.
3. Vlastní optimalizace — hledá se zde maximum nebo minimum cílové funkce na množině všech přípustných alternativ. Při praktické optimalizaci se ukazuje, že největší problémy vznikají při hledání matematického modelu procesu a při formulaci cílové funkce tak, aby byly reprezentativním obrazem skutečnosti jak z hlediska chemickoingenýrského, tak i z hlediska ekonomického. Zvláštní pozornost je třeba věnovat výběru proměnných, jejichž vliv je třeba uvažovat při optimalizaci.

Výrobní náklady

Z látkové a energetické bilance může být odvozeno [1, 2], že spotřeba kyslíku a fermentační teplo jsou určovány výtěžností. Výtěžnost je poměr hmotností vzniklé biomasy a spotřebovaného etanolu.

Výrobní náklady je možno za těchto okolností rozdělit na tři části [3]:

- výrobní náklady závislé na výtěžnosti. Do této skupiny patří náklady na etanol a náklady úměrné spotřebě kyslíku, tj. aerace, míchání a chlazení fermentace včetně příslušných investičních nákladů. Tyto náklady tvoří největší část, přibližně 75 % výrobních nákladů [3];
- náklady na izolaci mikroorganismů, tj. odstředivou separaci, odpařování a sušení. Tyto náklady představují přibližně 10 % z výrobních nákladů;
- další náklady, například na amoniak, čištění odpadních vod apod.

Z uvedených údajů vyplývá, že dominantní vliv na vyšší výrobní náklady má výtěžnost výroby. Ovlivňuje výrobní náklady jednak přímo tím, že určuje spotřebu etanolu, jednak nepřímou, přes spotřebu kyslíku a fermentační teplo. Ve všech těchto případech výrobní náklady s klesající výtěžností stoupají, a to dosti výrazně.

Výrobní náklady závislé na izolaci jsou určovány investičními náklady a spotřebami energie na jednotlivých členech izolační linky. Při zachování celkové koncepce izolační linky (odstředivky — odparka — sušárna) lze tuto část výrobních nákladů ovlivnit stupni zahuštění na jednotlivých členech izolační linky.

Kvantitativnímu vyjádření těchto závislostí je třeba věnovat pozornost při vytváření matematického modelu výroby.

Matematické modelování

Matematický model procesu, v němž se vyskytuje n proměnných x_k lze často vyjádřit jako soustavu rovnic

$$g_i(x_1, x_2, \dots, x_n) = 0; i = 1, 2, \dots, r \quad (1)$$

a nerovnostních omezení

$$h_j(x_1, x_2, \dots, x_n) \geq 0; j = 1, 2, \dots, s \quad (2)$$

Za předpokladu, že rovnice (1) jsou nezávislé, rozdíl $n - r$ je tzv. počet stupňů volnosti [8], tj. počet proměnných, jež lze nezávisle volit při vlastní optimalizaci (optimalizační proměnné).

Matematickým modelováním výroby krmných kvasnic z etanolu se podrobně zabývala práce [3]. Matematický model výroby krmných kvasnic zde vytvořený je přes značná zjednodušení rozsáhlý (vyskytuje se v něm 24 proměnných), a proto zde uvedeme pouze některé vztahy.

Specifická spotřeba kyslíku $Y_{O/X}$ byla počítána podle vztahu odvozeného a experimentálně ověřeného v pracích [4, 5].

$$Y_{O/X} = \frac{2,08}{Y_{X/S}} - 1,36, \quad (3)$$

kde:

$Y_{X/S}$ je výtěžnost fermentace.

Rychlost prostupu kyslíku N z plynné fáze do kapalné byla dána vztahem:

$$N = (C_L^+ - C_L) K_L a V_F \quad (4)$$

kde:

C_L^+ je koncentrace kyslíku rovnovážná s koncentrací kyslíku v plynech opouštějících fermentor,

C_L — koncentrace kyslíku v kapalné fázi,

V_F — objem fermentoru.

Ztráty etanolu těkáním byly vyjádřeny za předpokladu dosažení rovnováhy mezi kapalnou a plynnou fází. Tense etanolu v plynech opouštějících fermentor je pak dána vztahem [3]

$$P_E = (5,015 - 26,09 C_E) x_E 10^{(10,7753 - 1892,02/(249,47 + t))} \quad (5)$$

kde:

P_E je tense etanolu (Pa),

C_E, x_E — molarita, resp. molární zlomek etanolu v kapalné fázi,

t — teplota kapalné fáze (°C).

Vztah (5) respektuje závislost aktivního koeficientu na koncentraci etanolu a závislost tense etanolu na teplotě.

Za zmínku dále stojí problematika modelování funkce odstředivé separátoru. Pro zjištění závislosti mezi nátokem kapaliny na separátor a koncentrací biomasy na vstupu a výstupu ze separátoru (operační charakteristika separátoru) je v současné době třeba vycházet z experimentálně zjištěných hodnot. Na obr. 2 je operační charakteristika separátoru, která platí pro koncentraci biomasy ve výstupním proudě 16 hmot. %. Experimentální závislost bylo možno velmi dobře aproximovat empirickou rovnicí

$$v_s = a + b \cdot e^{cx_F} \quad (6)$$

kde:

v_s je nátok na separátor ($m^3 h^{-1}$),

a, b, c — empirické konstanty,

x_F — koncentrace biomasy na vstupu do separátoru (hmot. zlomek).

Hodnoty konstant zjištěné metodou nejmenších čtverců byly:

$$a = 33,3 m^3/h,$$

$$b = 17,2 m^3/h,$$

$$c = -33,9.$$

Tab. 1. Hodnoty konstant v rovnici (8)

Provozní soubor	Charakteristická proměnná	INSK Kčs. 10 ⁶	INSR Kčs. 10 ⁶	m
Fermentace	fermentační objem	5,888	15,880	1
Kompresorovna	fermentační objem	0,394	1,520	1
Odstředivá separace	fermentační objem výstupní kapacita separátoru	0,601	8,759	0,4 —0,6
Odparka	množství odpařené vody	—	5,843	0,6
Sušárna	množství odpařené vody	0,208	16,900	0,6
Pomocné provozní soubory	—	2,750	—	—

Užitečnější veličinou než nátok na separátor je jeho výstupní kapacita VKS udávající množství biomasy, která je obsažena v koncentrátu odešlém ze separátoru za jednotku času. Z látkové bilance separátoru lze odvodit za použití rovnice (6) vztah:

$$VKS = x_s \frac{(x_F - x_z)}{(x_s - x_z)} (a + b e^{cx_F}) h \quad (7)$$

kde:

x_s, x_z jsou hmotnostní zlomky sušiny biomasy v proudě opouštějícím separátor a v odseparované zápaře,

h — hustota kvasničné suspenze.

Na obr. 2 je uvedena též závislost (7) pro $x_z = 0,002$ a $h = 1000 \text{ kg/m}^3$.

Cílová funkce

Jako cílová funkce byly zvoleny úplné vlastní náklady výroby ($\bar{U}VN$) vztažené na 1 kg vyrobených krmných kvasnic.

Největší problém při výpočtu cílové funkce představovaly závislosti investičních nákladů na optimalizačních proměnných.

Strojní investiční náklady (INS) na jednotlivé provozní soubory byly počítány podle vztahu:

$$INS = INSK + INSR \cdot (K/KR)^m \quad (8)$$

kde:

INSK jsou strojní investiční náklady konstantní, je to část strojních investičních nákladů, která nezávisí na kapacitě provozního souboru,

INSR — investiční náklady proměnné v provozním souboru,

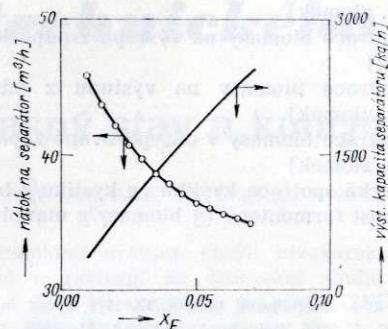
K — charakteristická proměnná v provozním souboru,

KR — charakteristická proměnná v referenčním provozním souboru,

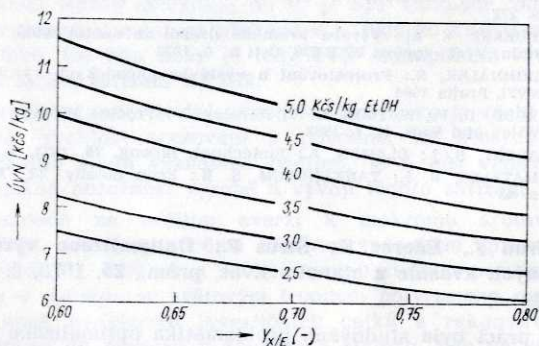
m — empirická konstanta.

Za referenční byla brána práce [6], hodnoty konstant z rovnice (8) jsou uvedeny v tab. 1.

Poslední člen v rovnici (8) představuje proměnnou část strojních investičních nákladů. Za charakteristickou proměnnou se volí buď kapacita nejdůležitějšího aparátu provozního souboru, nebo veličina jí přímo úměrná. Hodnota exponentu závisí na konkrétních podmínkách. V případě, že lze změny kapacity dosáhnout změnou velikosti aparátu, má exponent m hodnotu 0,6 [tzv. šestidesetinový mocninný zákon [7]]. Pokud velikost aparátu nelze měnit, uvažuje se, že změny kapacity se dosáhne změnou počtu aparátů a m má hodnotu 1.



Obr. 2. Operační charakteristika odstředivého separátoru o experimentální charakteristika — závislosti (6, 7)



Obr. 3. Závislost specifických úplných vlastních nákladů na výtěžnosti pro různé ceny etanolu

Exponenty u fermentace a kompresorovny jsou 1, poněvadž jsme předpokládali, že by uvažovaný fermentor šel zvětšovat. Odparku a sušárnu zvětšovat lze, a proto je zde $m = 0,6$.

U odstředivé separace je situace komplikovanější a velikost exponentu závisí na konkrétních podmínkách. V další části práce budou uvažovány tyto dva případy:

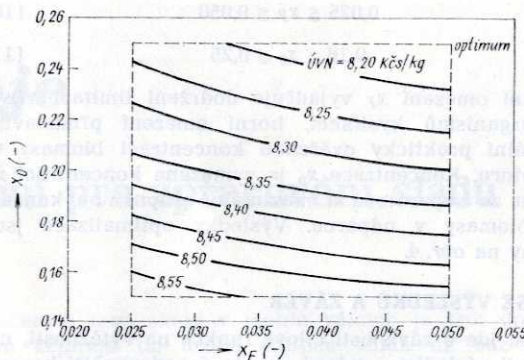
1. Koncentrace biomasy ve fermentoru je konstantní, mění se počet fermentorů při zachování jejich objemu. Při dodržení zásady 1 fermentor — 1 separátor roste tedy počet separátorů úměrně s počtem fermentorů, a tedy i s celkovým fermentačním objemem V_F . Přitom současně klesá nutná výstupní kapacita separátoru úměrně V_F . Prvnímu vlivu odpovídá lineární vzestup investičních nákladů ($m = 1$), druhému vlivu šestidesetinový mocninný zákon ($m = 0,6$). Výsledkem těchto dvou protichůdných vlivů je hodnota exponentu $m = 0,4$, charakteristickou proměnnou je přitom fermentační objem;

2. Mění se koncentrace biomasy a počet fermentorů zůstává zachován, tím zůstává také zachována požadovaná výstupní kapacita separátoru [VKS]. Skutečná VKS je však závislá na koncentraci biomasy v nátoku na se-

parátor a je dána rovnicí (7). Jestliže tedy dojde ke změně VKS podle rovnice (7) [např. poklesu], musí se použít separátor jiné velikosti (větší). Charakteristickou proměnnou je tedy v tomto případě výstupní kapacita separátoru a exponent $m = -0,6$.

OPTIMALIZACE

Předmětem optimalizace bude výroba krmných kvasnic o kapacitě 25 000 t/rok.



Obr. 4. Optimalizace koncentrace biomasy ve fermentoru (x_F) a na výstupu z odparky (x_0)

V první fázi se budeme zabývat vlivem výtěžnosti na cílovou funkci. Je tomu jednak proto, že její vliv na ekonomii procesu je ze všech proměnných nejvýraznější, dále pak proto, že ji v projekční fázi nemůžeme ve větším rozsahu přímo ovlivňovat. Je to proměnná, jež se dá ovlivňovat spíše mikrobiologicky než bioinženýrsky (hledání nových kmenů mikroorganismů, optimalizace podmínek kultivace, optimalizace složení živin apod.). Jak již bylo uvedeno, více než 75 % z výrobních nákladů lze vyjádřit jako funkci výtěžnosti. Je sice zřejmé, že optimum cílové funkce bude odpovídat hodnotě maximální výtěžnosti, přesto se však domníváme, že kvantitativní vyjádření závislosti cílové funkce na výtěžnosti bude užitečné. Další proměnné budou přitom považovány za konstantní, jmenovitě:

$$\begin{aligned} x_F &= 0,02, \\ x_S &= 0,14, \\ x_0 &= 0,25. \end{aligned} \quad (9)$$

Rozsah, ve kterém budou změny výtěžnosti uvažovány (0,6—0,8), odpovídá hodnotám, se kterými se můžeme setkat v laboratorní i provozní praxi. Při studiích tohoto druhu je důležitým parametrem cena hlavní suroviny — etanolu, proto byly výpočty provedeny pro různé ceny etanolu.

Závislosti cílové funkce na výtěžnosti a ceně etanolu jsou uvedeny na obr. 3.

Důležitou položkou investičních nákladů a nákladů na energie jsou náklady na izolaci (48 % z investičních nákladů a 45 % z nákladů na energie [3]). Tyto náklady jsou závislé na zahuštění na jednotlivých členech izolační linky. Dále se proto věnujme optimalizaci koncentrace biomasy ve fermentoru x_F a koncentrace biomasy na výstupu z odparky x_0 . Koncentraci biomasy na výstupu z odstředivého separátoru budeme považovat za konstantní ($x_S = 0,16$), neboť pouze pro tuto koncentraci byly k dispozici operační charakteristiky separátorů.

Z uvažovaných dvou optimalizačních proměnných může mít vliv na výtěžnost koncentrace biomasy ve fermentoru, která určuje střední dobu prodloužení biomasy ve fermentoru. V teoretických pracích zabývajících se ekonomikou výroby jednobuněčných bílkovin [9, 10] se před-

pokládá, že výtěžnost klesá s rostoucí střední dobou prodlení tak, jak se výrazněji uplatňuje endogenní metabolismus. V předchozí práci [3] však bylo prokázáno, že v oblasti dob prodlení, které přicházejí v úvahu, je výtěžnost konstantní. Z tohoto poznatku bude dále vycházeno. Za hodnotu výtěžnosti, která bude v této části práce považována za konstantní, byla vzata $Y_{X/S} = 0,65$.

Oblast, na níž budou uvažovány změny optimalizačních proměnných bude omezena nerovnostmi:

$$0,025 \leq x_F \leq 0,050 \quad (10)$$

$$0,16 \leq x_0 \leq 0,25 \quad (11)$$

Spodní omezení x_F vyjadřuje dodržení limitace růstu mikroorganismů kyslíkem, horní omezení představuje maximální prakticky ověřenou koncentraci biomasy ve fermentoru. Koncentrace x_0 je omezena koncentrací na výstupu ze separátoru a maximální přípustnou koncentrací biomasy v odparce. Výsledky optimalizace jsou uvedeny na obr. 4.

DISKUSE VÝSLEDKŮ A ZÁVĚR

Pokud jde o závislosti cílové funkce na výtěžnosti, nepotřebují výsledky uvedené na obr. 3 podrobnější komentáře. Fakt, že výtěžnost má výrazný vliv na ekonomii výroby je všeobecně známý, přínosem právě provedené studie je kvantitativní vyjádření tohoto vlivu.

Na tomto místě je třeba vymezit oblast platnosti závislosti na obr. 3. Při výpočtech se vycházelo z předpokladu, že jedinou nezávisle proměnnou je výtěžnost. Tyto závislosti tedy neplatí v případech, kdy se jednotlivé položky výrobních nákladů mění jinak než výtěžností.

Je si třeba položit otázku, jak lze při tomto omezení měnit výtěžnost. Jedním ze způsobů je použití mikroorganismů s vyšší výtěžností. Jako další způsoby tohoto druhu zvyšování výtěžnosti lze uvést takové změny v podmínkách kultivace, které se podstatně neprojeví na výrobních nákladech, jako je např. optimalizace pH, složení živin apod.

Jako příklad, na který závislosti na obr. 3 aplikovat nelze, je možno uvést optimalizaci teploty fermentace. Kdyby se například prokázalo, že vyšší výtěžnosti lze dosáhnout při nižší kultivační teplotě, tato změna by vyvolala zvýšení investičních a provozních nákladů souvisejících se snížením teplotního gradientu při chlazení a situaci by pak bylo třeba posuzovat pro tento konkrétní případ zvlášť.

Druhá část optimalizace se zabývala nalezením optimálních hodnot koncentrací biomasy na jednotlivých místech izolační linky. Bylo zjištěno, že optimum leží na horní hranici intervalů pro koncentrace (nerovnosti 10, 11), tj. $x_F = 0,05$ a $x_0 = 0,25$. Závislost úplných vlastních nákladů na x_0 je přitom výraznější než na x_F .

Důvod, proč je tomu tak, vyplývá, jestliže vypočteme investiční náklady a náklady na energii potřebné na odstranění 1 kg vody z kvasničné suspenze. V investičních nákladech jsou tyto poměry nákladů: odstředivé separátory : odparka : sušárna = 1 : 8 : 35. Obdobná situace byla zjištěna i u nákladů na energii: odstředivé separátory : odparka : sušárna = 1 : 12 : 107. Hospodárnost jednotlivých členů izolační linky tedy klesá v řadě odstředivky (mechanická separační operace), odparka (tepelná operace s relativně vysokým stupněm využití tepla) a rozprašovací sušárna (tepelná operace s relativně špatným využitím tepla).

Seznam symbolů

C_L koncentrace kyslíku v jádru kapalné fáze (kmol/m³)

$+$ koncentrace kyslíku v kapalně fázi rovnovážná s koncentrací v jádru plynné fáze (kmol/m³)
 K_{La} objemový součinitel prostupu kyslíku (h⁻¹)
 m exponent v rovnici (8)
 N rychlost prostupu kyslíku z plynné do kapalně fáze (kmol/h)
 UVN úplné vlastní náklady vztažené na 1 kg krmných kvasnic
 V_F objem fermentoru (m³)
 v_s nátok na separátor (m³/h)
 VKS výstupní kapacita separátoru (kg/h)
 x_F koncentrace biomasy na výstupu z fermentoru (hmot. zlomek)
 x_0 koncentrace biomasy na výstupu z odparky (hmot. zlomek)
 x_s koncentrace biomasy na výstupu z odstředivky (hmot. zlomek)
 x_z koncentrace biomasy v odseparované zápaře (hmot. zlomek)
 $Y_{O/X}$ specifická spotřeba kyslíku (g kyslíku/g biomasy)
 $Y_{X/S}$ výtěžnost fermentace (g biomasy/g etanolu)

Literatura

- [1] MATELES, R. I.: Biotechnol. Bioeng. **13**, 1971, s. 581
- [2] COONEY, C. L. aj.: Biotechnol. Bioeng. **11**, 1969, s. 269
- [3] MADRON, F.: Matematické modelování a optimalizace výroby krmných kvasnic z etanolu, Kand. dis. práce, VÚAnCH Ústí n. L. 1975
- [4] MADRON, F.; RUT, M.; ŠTROS, F.: Kvasný průmysl **22**, 1976, s. 202
- [5] RUT, M.; MADRON, F.; ŠTROS, F.: Kvasný průmysl **22**, 1976, s. 272
- [6] EDERER, K. aj.: Výroba krmného droždí ze syntetického etanolu, Výzk. zpráva VZ-E-670, Ústí n. L. 1973
- [7] DOHNALEK, R.: Projektování a výstavba chemických výroben, SNTL Praha 1964
- [8] RUDD, D. F.; WATSON, C. C.: Strategy of Process Design, John Wiley and Sons, N. Y. 1968
- [9] ABBOT, B. J.; CLAMEN, A.: Biotechnol. Bioeng. **15**, 1973, s. 117
- [10] MATELES, R. I.; TANNENBAUM, S. R.: Econ Botany **22**, 1968, s. 42

Madron F., Ederer K., Štros F.: Optimalizace výroby krmných kvasnic z etanolu. Kvas. prům., **25**, 1979, č. 11, s. 249—257.

V práci byla studována problematika optimalizace výroby krmných kvasnic z etanolu. Na základě matematického modelování výroby o kapacitě 25 000 t krmných kvasnic/rok byl studován vliv výtěžnosti procesu na úplné vlastní náklady výroby. Byly též nalezeny optimální hodnoty koncentrace biomasy na jednotlivých místech izolační linky.

Мадрон, Ф. — Эдерер, К. — Штрос, Ф.: Оптимизация производства кормовых дрожжей из этанола. Квас. прум. **25**, 1979 № 11, стр. 249—257

В статье рассматривается проблематика оптимизации производства кормовых дрожжей из этанола. Авторы разработали математическую модель завода, способного выпускать 25 тысяч тонн кормовых дрожжей в год и изучали влияние коэффициента выхода на производственные расходы. Приведены оптимальные значения концентрации биологической массы на отдельных точках линии сепарирования.

Madron F., Ederer K., Štros F.: Optimizing the Process of Manufacturing Fodder Yeast from Ethanol. Kvas. prům. **25**, 1979, No. 11, pp. 249—257.

The authors outline ways how to optimize conditions required for manufacturing fodder yeast from ethanol. They have worked out a mathematical model of a plant producing yearly 25 000 tons of fodder yeast and analyze the effects of achieved yields upon manufacturing costs.

Optimum concentration values of biologic substance for various sections of isolation line have been determined, too.

Madron F., Ederer K., Štros F.: Die Optimierung der Futterhefeproduktion aus Äthanol. Kvas. prům. **25**, 1979, No. 11, S. 249—257.

In der Forschungsarbeit wurde die Problematik der

Optimierung der Futterhefeproduktion aus Äthanol studiert. Auf dem mathematischen Modell einer Produktionsstätte mit der Jahreskapazität von 25 000 t Futterhefe wurde der Einfluß der Ausbeute des Prozesses auf die Selbstkosten der Produktion studiert. Es wurden weiter auch die Optimalwerte der Biomassekonzentration der einzelnen Abschnitte der Isolationslinie ermittelt.