

УДК 662.612.324

ББК 35.113

С-92

Схляхов Анзаур Адамович, кандидат технических наук, доцент, профессор кафедры технологий, машин и оборудования пищевых производств, декан технологического факультета Майкопского государственного технологического университета, 385000, Республика Адыгея, г. Майкоп, ул. Первомайская, 191, тел.: (8772) 570412.

ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ МАССООБМЕННИКА С ПОРИСТОЙ ПЕРЕГОРОДКОЙ

(рецензирована)

При определении эффективных режимов работы массообменника учитываются все параметры массообмена. В частности, также необходимо учесть, что более высокие давления требуют создание более сложной и дорогой аппаратуры.

Ключевые слова: эффективность, массообмен, мембрана, число единиц переноса, экстрактор.

Skhalyakhov Anzaur Adamovich, Cand. of technical sciences, senior lecturer, professor of the chair of technology, machinery and equipment for food production, dean of the technological faculty of Maikop State Technological University, 385000, Republic of Adyghea, Maikop, 191 Pervomaiskaya St., tel.: (8772) 570412.

ASSESSMENT OF THE EFFECTIVENESS OF MASS TRANSFER MODES WITH A POROUS BAFFLE

When determining the effectiveness of modes of mass transfer all the parameters of mass transfer are taken into account. In particular, it should be considered that higher pressures would require a more complex and expensive equipment.

Keywords: efficiency, mass transfer, membrane, number of transfer units, extractor.

Математическая модель процесса жидкостной экстракции в мембранном экстракторе построена на основе анализа эффективности массообменника [1;5].

При определении рациональных режимов для достижения требуемой эффективности необходимо учитывать параметры массообмена. Эффективность ε и число Шервуда Sh зависят от одних и тех же переменных N_x и N_y/N_x . [4;5;7] Если под целевой функцией понимать удельную поверхность массообмена, приходящуюся на единицу производительности по экстрагируемой смеси, то на первом этапе анализа можно принять показатель преимущество которого в том, что он носит универсальный характер и не зависит от термодинамических режимов и специфики разделяемой смеси:

$$U = \frac{N_x}{Sh} = \frac{F \psi D}{Q_x \Delta} \quad (1)$$

где N_x - число единиц переноса по фазе в трубном пространстве; Sh - число Шервуда; F - площадь поверхности мембраны; Q_x - объемный расход фазы в трубном пространстве; ψ - коэффициент распределения растворенного вещества; D_x - коэффициент продольного перемешивания.

В анализе приняты следующие уровни эффективности ε : 0,85; 0,9; 0,95 и уровни N_y/N_x : 0,15; 0,45; 0,75. При этих значениях для эффективности ε по соотношению:

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-N_x \left(1 - \frac{N_y}{N_x}\right)\right]}{1 - \frac{N_y}{N_x} \exp\left[-N_x \left(1 - \frac{N_y}{N_x}\right)\right]} \quad (2)$$

определено N_x , а по соотношениям (3) и (4) определены соответственно Sh_x и Sh_y :

$$Sh_{x \text{ ср}} = 0,73 + 2,076N_x + 0,316(N_y/N_x) - 0,522N_x(N_y/N_x) - 0,095N_x^2 - 0,65(N_y/N_x)^2 \quad (3)$$

$$Sh_{y \text{ ср}} = 0,06 + 0,427N_x + 1,779(N_y/N_x) + 0,833N_x(N_y/N_x) - 0,076N_x^2 - 0,838(N_y/N_x)^2 \quad (4)$$

На рисунке 1 показаны зависимости показателя U для различной эффективности от N_y/N_x с использованием зависимости массоотдачи по фазе x , а на рисунке 2 - по фазе y . На них виден отличающийся характер зависимостей.

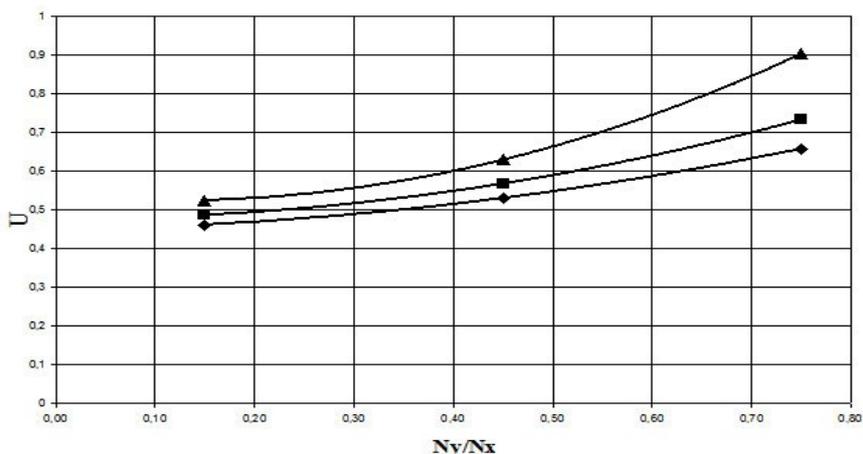


Рис. 1. Зависимости показателя U для различной эффективности (обозначения: $\blacklozenge \epsilon=0,85$; $\blacksquare \epsilon=0,9$; $\blacktriangle \epsilon=0,95$) от N_y/N_x с использованием зависимости массоотдачи (Sh_x) по фазе x

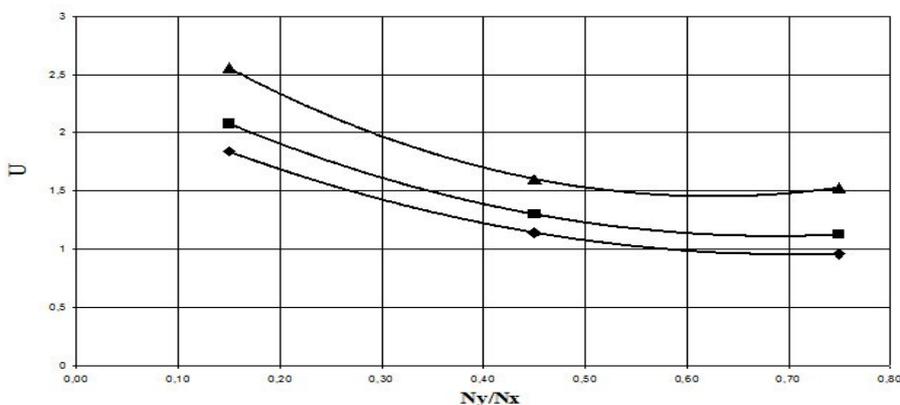


Рис. 2. Зависимости показателя U для различной эффективности (обозначения: $\blacklozenge \epsilon=0,85$; $\blacksquare \epsilon=0,9$; $\blacktriangle \epsilon=0,95$) от N_y/N_x с использованием зависимости массоотдачи (Sh_y) по фазе y

Необходимо отметить, что $\frac{N_y}{N_x} = \frac{Q_{x\psi_{ym}}}{Q_{y\psi_{xm}}}$ и, следовательно, определив минимум показателя U , будет определено приведенное соотношение фаз в массообменнике. По фазе x , как видно на рисунке 1, минимум U достигается при $\frac{N_y}{N_x} = \frac{Q_{x\psi_{ym}}}{Q_{y\psi_{xm}}} \rightarrow 0$, а по фазе y , обработав зависимости на рисунке 2, получили квадратичные зависимости, и нашли оптимальные значения $\frac{N_y}{N_x} = \frac{Q_{x\psi_{ym}}}{Q_{y\psi_{xm}}}$ (0,708 при $\epsilon=0,85$; 0,688 при $\epsilon=0,9$; 0,627 при $\epsilon=0,95$).

Среднее значение $\frac{N_y}{N_x} = \frac{Q_{x\psi_{ym}}}{Q_{y\psi_{xm}}} = 0,674$. Значения $U_{\text{опт}}$ (0,95 при $\epsilon=0,85$; 1,39 при $\epsilon=0,9$; 1,45 при $\epsilon = 0,95$).

При оптимальных значениях $U_{\text{опт}}$ рассмотрим влияние режимов экстракции жирных кислот, которые установлены ранее.

Введем показатель:

$$\Theta = \frac{F}{Q_x \Delta_x} = \frac{U}{D_{x\psi_{xm}}} \quad (5)$$

Свойства примем для олеиновой кислоты. Коэффициент диффузии олеиновой кислоты в триацилглицеринах определили по уравнению Шайбеля [2;3;5]

На рисунке 3 представлена зависимость показателя Θ от режима экстракции олеиновой кислоты (на оси абсцисс отмечены значения давления, а соответствующая ему температура представлена).

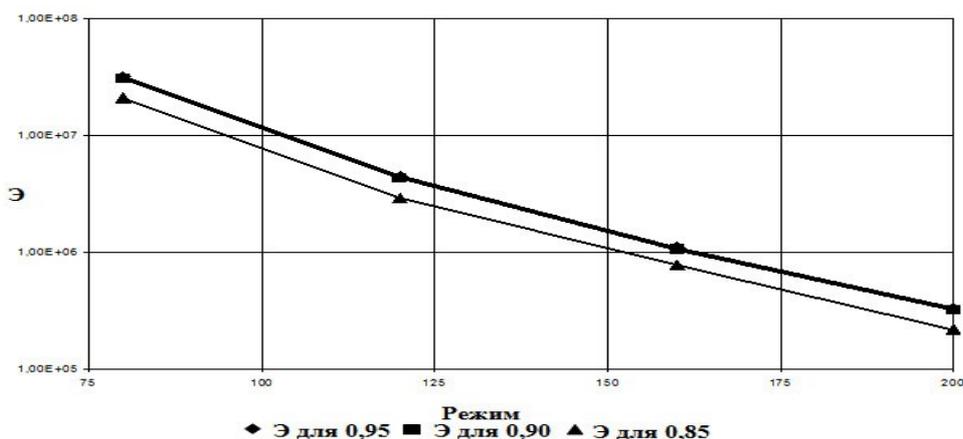


Рис. 3. Зависимость показателя Э от режима экстракции олеиновой кислоты (на оси абсцисс отмечены значения давления, а соответствующая ему температура представлена зависимостью (19)).

Видно, что рост давления и связанной с ним температуры позволяет снизить удельную поверхность массообменника. Однако необходимо учесть, что более высокие давления потребуют создание более сложной и дорогой аппаратуры. Предпримем упрощенную оценку влияния давления на металлоемкость аппарата. Если представить аппарат в виде цилиндра, то для заданного рабочего объема V оптимальные его размеры (D_{opt} и H_{opt}) с точки зрения минимума металлоемкости определяются по соотношениям:

$$D_{opt} = 1,0753 \sqrt{\frac{V \cdot S_1}{S_2}} \quad (6)$$

$$H_{opt} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{opt}} \quad (7)$$

где $S_1 = PD_{opt}/(2[\sigma]_r - P)$ – толщина цилиндрической обечайки, нагруженной внутренним давлением P [6]; $S_2 = K_0 D_{opt} \sqrt{\frac{P}{[\sigma]_d}}$ – толщина днищ.

Определив размеры аппарата (рисунок 4 и рисунок 5) и толщины стенок обечайки и днищ для трех уровней рабочего объема аппарата ($V=0.01; 0.02; 0.03 \text{ м}^3$) рассчитали массу аппарата G .

Учитывая, что с ростом давления вес аппарата растет и пропорционально ему растут затраты, то произведение $ЭG$ может рассматриваться как комплексный критерий, который объединяет эффективность массообмена и затраты на аппарат (рисунок 6).

На рисунке 6 видно, что влияние затрат на аппарат практически не изменило зависимость эффективности массообменника.

Производительность массообменника (объемная пропускная способность по экстрагируемой смеси) определяется по соотношению, учитывающему коэффициент массопередачи K , площадь поверхности массообмена F и среднюю разность концентраций ΔC :

$$Q_x = KF\Delta C / (x_0 - x_k) \quad (8)$$

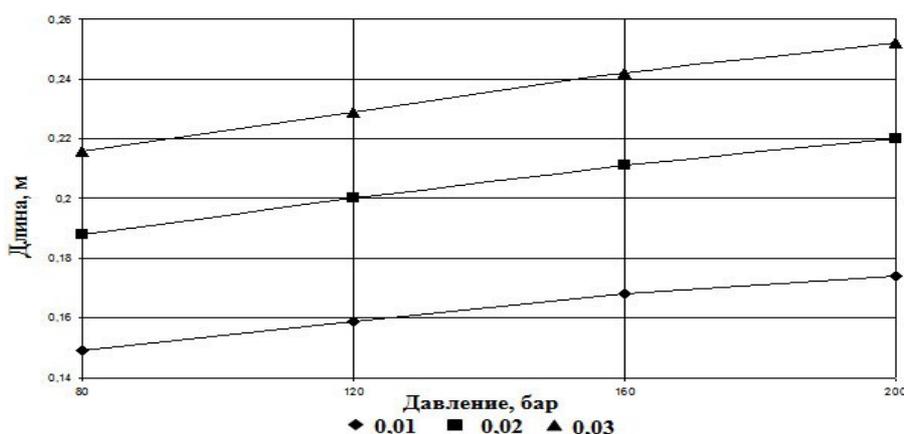


Рис. 4. Зависимость диаметра аппарата минимальной металлоемкости от давления при различном рабочем объеме ($V= 0,01; 0,02; 0,03 \text{ м}^3$)

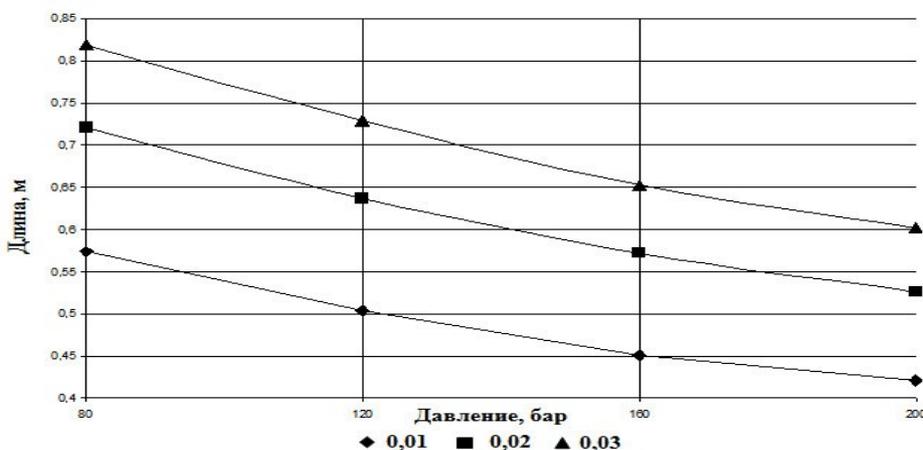


Рис. 5. Зависимость длины аппарата минимальной металлоемкости от давления при различном рабочем объеме ($V= 0,01; 0,02; 0,03 \text{ м}^3$)

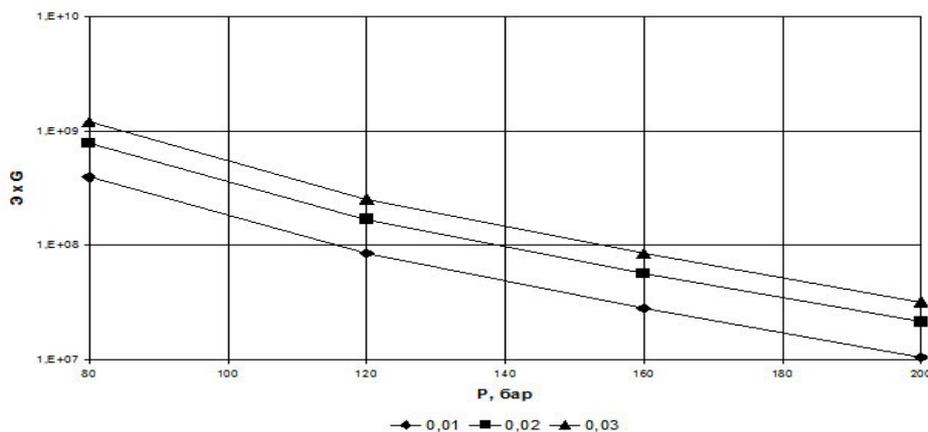


Рис. 6. Зависимость комплексного критерия произведения Э^*G от режима процесса при эффективности экстракции 0,95 при различном рабочем объеме аппарата ($V= 0,01; 0,02; 0,03 \text{ м}^3$)

Разность концентраций можно выразить через эффективность массообменника:

$$(x_0 - x_k) = \epsilon x_0 \tag{9}$$

Площадь поверхности массообмена в случае трубчатой пористой перегородки:

$$F = \pi d L n \tag{10}$$

Средняя логарифмическая разность концентраций в противоточном массообменнике определяется по соотношению:

$$\Delta C = \frac{(\psi_{xm}x_0 - \psi_{ym}y_k) - (\psi_{xm}x_k - \psi_{ym}y_0)}{\ln \frac{\psi_{xm}x_0 - \psi_{ym}y_k}{\psi_{xm}x_k - \psi_{ym}y_0}} \quad (11)$$

С учетом, что $y_0=0$, $\psi_{ym}=1$, а также соотношения из материального баланса:

$$y_k = \frac{Q_x}{Q_y}(x_0 - x_k), \quad (12)$$

и используя соотношение $\frac{N_y}{N_x} = \frac{Q_x \psi_{ym}}{Q_y \psi_{xm}}$, выражение для средней логарифмической разности концентраций принимает вид:

$$\Delta C = \frac{x_0 \varepsilon \psi_{xm} \left[1 - \frac{N_y}{N_x} \right]}{\ln \left[\frac{1}{1 - \varepsilon} \left(1 - \varepsilon \frac{N_y}{N_x} \right) \right]} \quad (13)$$

После преобразований соотношение для объемной производительности по экстрагируемой смеси принимает вид:

$$Q_x = Sh \frac{4\pi nLD_x \psi_{xm} \left[1 - \frac{N_y}{N_x} \right]}{\ln \left[\frac{1}{1 - \varepsilon} \left(1 - \varepsilon \frac{N_y}{N_x} \right) \right]} \quad (14)$$

Влияние термодинамических параметров (давления и температуры) прямо сказывается на D_x и ψ_{xm} . Коэффициент диффузии жирных кислот в триацилглицеринах определяется по преобразованному уравнению Шайбеля:

$$D_x = \frac{3,2 \cdot 10^{-6} \cdot T}{\exp\left(\frac{3266}{T}\right)}, \quad (15)$$

а зависимость для коэффициента распределения для ненасыщенных жирных кислот получена обработкой данных, представленных в:

$$\psi_{xm} = 0,0224 \cdot \exp(0,0361 \cdot P) \quad (16)$$

Установленная зависимость [5]:

$$(P - 73,83) = 1,84(T - 304,2) \quad (17)$$

может быть представлена соотношениями:

$$P = 1,84 T - 485,9 \quad (18)$$

или

$$T = 0,544 P + 264,1 \quad (19)$$

Обработка данных по размерам лучших по металлоемкости цилиндрических аппаратов (рисунки 2 и рисунок 3) позволила получить связь между длиной и диаметром с учетом давления:

$$L = (3,8879 - 0,0072 P)D \quad (20)$$

Таким образом, увеличение давления, и соответственно температуры, увеличивает D_x и ψ_{xm} , которые находятся в числителе уравнения (15), и даже при некотором уменьшении длины аппараты его производительность по массообмену растет с ростом давления. Также растет производительность с уменьшением диаметра трубчатых элементов.

Оценка массообменных возможностей экстрактора с пористыми перегородками должна быть увязана с гидравлическими возможностями аппарата.

Рассмотрим процесс в аппарате с трубчатыми пористыми перегородками, при этом размещение труб диаметром d осуществлено по вершинам равностороннего треугольника с шагом $s=1,3d$.

Гидравлическая пропускная способность определяется по соотношению, которое получается из уравнения гидродинамики для ламинарного режима:

$$Q_x^s = \sqrt{\frac{\Delta p \cdot \pi \cdot n \cdot d^4}{128 \cdot L \cdot \mu}} \quad (21)$$

На рисунке 7 представлена зависимость относительной гидравлической и массообменной пропускной способности экстрактора с трубчатыми перегородками $\alpha = Q_x^2 / Q_x^M$ от режима экстракции (давления, а также соответствующей температуры) и диаметра трубчатых пористых перегородок. Предельный гидродинамический перепад принят $\Delta p = 2$ бара. Соответственно на рисунке 8 представлена зависимость массообменной пропускной способности экстрактора с трубчатыми перегородками от режима экстракции (давления, а также соответствующей температуры) и диаметра трубчатых пористых перегородок. Очевидно практический интерес представляют режимы $\alpha \leq 1$ и наибольшие значения Q_x^M на криволинейной границе (рисунок 8).

На рисунке 9 показана зависимость производительности экстрактора при $\varepsilon = 0,95$ от давления при различных рабочих объемах экстрактора с трубчатыми пористыми элементами с диаметрами соответствующими созданию перепада давления, не допускающего фильтрацию через перегородку заданного количества экстрагируемой смеси. Перепад давления в ламинарном потоке ньютоновской жидкости описывается уравнением:

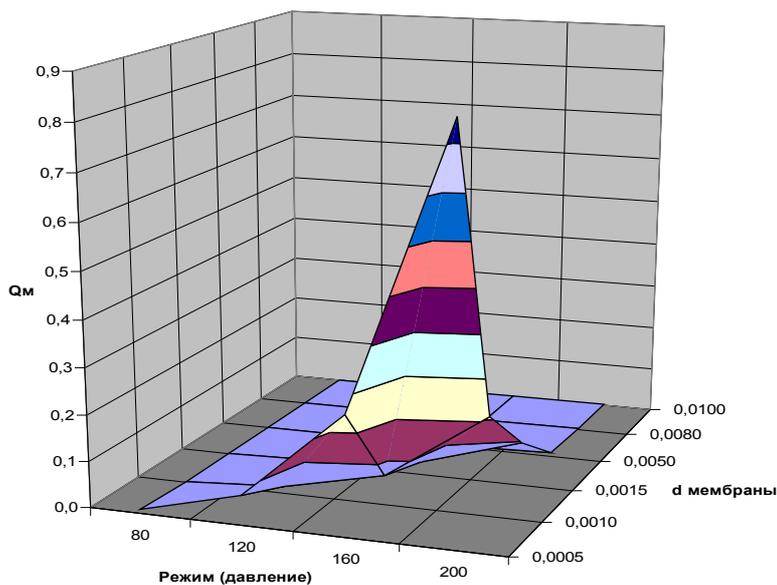


Рис. 9. Зависимость массообменной пропускной способности экстрактора с трубчатыми перегородками от режима экстракции (давления, а также соответствующей температуры) и диаметра трубчатых пористых перегородок

Расчеты с этими значениями показали (рисунок 9), что рост давления резко повышает производительность экстрактора, и рост объема аппарата также ведет к росту производительности.

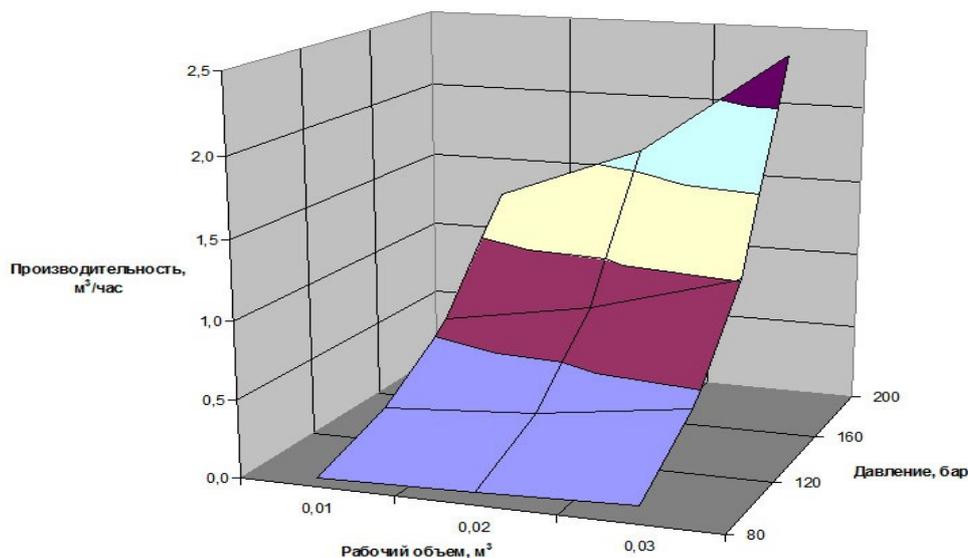


Рис. 10. Зависимость производительности экстрактора с трубчатыми пористыми элементами с диаметрами соответствующими допустимому перепаду давления при $\varepsilon = 0,95$ от давления при различных рабочих объемах экстрактора

ВЫВОД

Представленный анализ показывает влияние основных режимных и конструктивных параметров экстрактора с пористыми перегородками для физической рафинации растительных масел.

Литература:

1. Массообмен при экстракции в аппаратах с пористой перегородкой // Известия ВУЗов. Пищевая технология. 2003. №5-6. С. 82-84.
2. Поведение коэффициентов диффузии жирных кислот в CO₂ при сверхкритических условиях // Известия ВУЗов. Пищевая технология. 1999. № 2-3. С. 72-73.
3. Схаляхов А.А., Кошевой Е.П., Блягоз Х.Р. Коэффициенты диффузии триглицеридов и жирных кислот в двуокиси углерода при сверхкритических условиях // Известия ВУЗов. Пищевая технология. 2000. № 2-3. С. 62-63.
4. Теоретический анализ экстракции в массообменнике с пористой перегородкой // Известия ВУЗов. Пищевая технология. 2001. № 5-6. С. 66-68.
5. Схаляхов А.А. Экстракция двуокисью углерода жидкофазных материалов в массообменнике с пористой перегородкой: дис. ... канд. техн. наук. Краснодар, 2001. 194 с.
6. Das D.B., Nassehi V. Modelling of contaminants mobility in underground domains with multiple free/porous interfaces. *Water Resources Research*, 2003, 39 (3), 1072.
7. Блягоз Х.Р. Развитие научных основ и разработка процессов и техники экстракции двуокисью углерода в пищевой промышленности: дис. ... д-ра техн. наук. Краснодар, 2002. 371 с.