

УДК 665.3

ББК 36.95

К-76

*Кошевой Евгений Пантелеевич, доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой машин и аппаратов пищевых производств факультета машиностроения и автосервиса Кубанского государственного технологического университета;*

*Блягоз Хазрет Рамазанович, доктор технических наук, профессор, профессор кафедры технологий, машин и оборудования пищевых производств Майкопского государственного технологического университета, ректор Майкопского государственного технологического университета, т. (8772) 570011;*

*Схаляхов Анзаур Адамович, доктор технических наук, профессор, декан технологического факультета Майкопского государственного технологического университета;*

*Верещажин Александр Геннадьевич, кандидат технических наук, доцент кафедры машин и аппаратов пищевых производств факультета машиностроения и автосервиса Кубанского государственного технологического университета, т.: (861) 275-22-79, e-mail: [koshevoi@kubstu.ru](mailto:koshevoi@kubstu.ru).*

### **МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ДИСТИЛЛЯЦИИ МАСЛЯНЫХ МИСЦЕЛЛ В ТРУБЧАТОМ ЭЛЕМЕНТЕ (рецензирована)**

*Статья посвящена разработке модели процесса предварительной дистилляции для определения эффективного диаметра и длины труб. Полученные зависимости позволяют определять достижимую концентрацию на ступени дистилляции при эффективном диаметре и длине трубы с учетом гидродинамического режима и условия захлебывания.*

*Ключевые слова: предварительная дистилляция, эффективный диаметр, длина, трубчатый элемент мисцелла, захлебывание.*

*Koshevoi Eugene Panteleevich, Doctor of Technical Sciences, professor, Head of the Department of Machines and Apparatus of Food Production, Kuban State Technological University, tel.: (861) 2752279;*

*Blyagoz Khazret Ramazanovich, Doctor of Technical Sciences, professor, professor of The Department of Technology, Machinery and Equipment for Food Production of Maikop State Technological University, the rector of Maikop State Technological University, tel.: (8772) 570011;*

*Skhalyahov Anzaur Adamovich, Doctor of Technical Sciences, associate professor, professor of The Department of Technology, Machinery and Equipment for Food Production of Maikop State Technological University, dean of the Faculty of Technology Maikop State Technological University, tel.: (8772) 570 412;*

*Vereshchagin Alexander Gennadjevich, Candidate of Technical Sciences, assistant professor of the Department of Machines and Apparatus for Food Production of the Faculty of Machine engineering and Service of the Kuban State Technological University, tel: (861) 275-22-79, e-mail: [koshevoi@kubstu.ru](mailto:koshevoi@kubstu.ru).*

### **A MODEL OF THE PROCESS OF PRE- DISTILLATION OF OIL MISCELLS IN THE TUBULAR ELEMENT (reviewed)**

*The article is devoted to the development of a model of pre-distillation process to determine the effective diameter and the length of the tubes. Obtained dependences allow to determine the achievable concentration in the distillation stage with the effective diameter and length of the pipe, taking into account the hydrodynamic regime and conditions of choking.*

*Key words: pre-distillation, the effective diameter, length, tubular element of the miscell, choking.*

Современная экстракционная технология получения растительных масел, функциональных фосфолипидных продуктов, а также биодизеля предусматривает наличие эффективного оборудования способного выполнять поставленную технологическую задачу с минимально-необходимой затратой энергоресурсов [1]. Стадия дистилляции служит для отгонки растворителя из мисцеллы и является энергоемкой частью этой технологии. Предварительная ступень дистилляции представляет собой кожухотрубчатый теплообменный аппарат с сепарационной камерой для выходящих паров

растворителя. Для выполнения заданного технологического режима необходимо определение эффективной длины и диаметра труб в предварительном дистилляторе.

Эффективный диаметр труб определяется исходя из условия режима захлебывания [2]:

$$m \cdot Fr_L^{\frac{1}{4}} + Fr_G^{\frac{1}{4}} = 0.9 \quad (1)$$

где  $m$  – коэффициент пропорциональности [1]:  $m = 1$  при  $25 \leq Re_{12,пл}$ ;

$$Fr_G \omega_G, d = \frac{\rho_{2,G} \cdot \omega_G^2}{\rho_{12} - \rho_{2,G} \cdot g \cdot d}; Fr_L \omega_L, d = \frac{\rho_{12} \cdot \omega_L^2}{\rho_{12} - \rho_{2,G} \cdot g \cdot d}$$

$\rho_{2,G}$  – плотность паровой фазы ацетона, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{12}$  – плотность мисцеллы, кг/м<sup>3</sup>;  $\omega_G^2$  – скорость испаряющейся паровой фазы ацетона, м/с;  $\omega_L^2$  – скорость стока мисцеллы, м/с;  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>; индексы 1 и 2 соответственно относятся к маслу и растворителю.

Установим зависимость  $\omega_G \omega_L$  исходя из условия (1) (рис. 1):

$$\omega_G \omega_L, d = \left[ \left( 0.9 - Fr_L \omega_L^{\frac{1}{4}} \right) \cdot \left( \frac{\rho_{12} - \rho_{2,G} \cdot g \cdot d}{\rho_{2,G}} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2 \quad (2)$$

Концентрация мисцеллы, уходящей с предварительной ступени дистилляции  $X_{12,кон}$  [3]

$$X_{1,кон} = \frac{X_{12,нач}}{\left( 1 - \frac{G_{2,G}}{G_{12}} \right)} \quad (3)$$

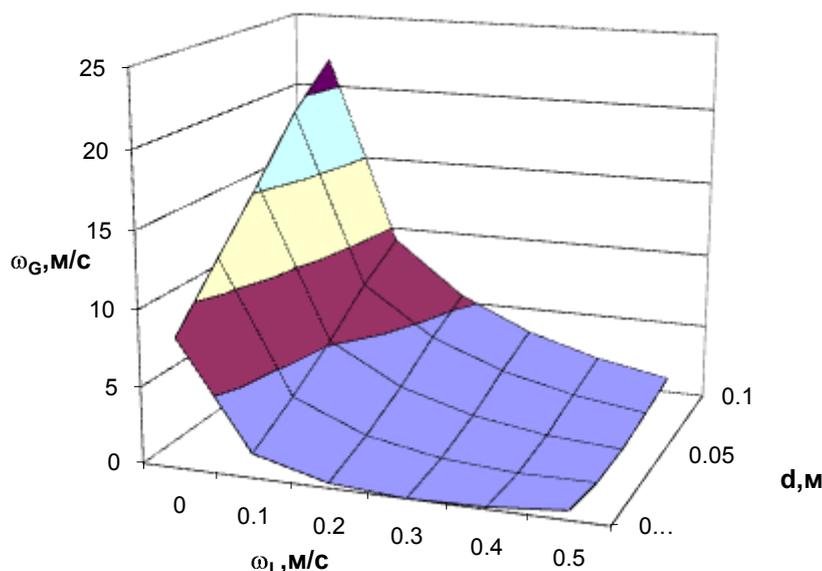


Рис. 1. Зависимость скорости газа  $\omega_G$ , м/с от скорости жидкости  $\omega_L$ , м/с и диаметра трубы -  $d$ , м.

Выразим  $G_{2,G}$  через функцию скорости газовой фазы  $\omega_G \omega_L, d$ , м/с; плотность  $\rho_{2,G}$ , кг/м<sup>3</sup>;  $d$  – внутренний диаметр трубы, м, и далее подставим в выражение (3), получим:

$$X_{12,кон} \omega_L, d = \frac{X_{12,нач}}{\left( 1 - \frac{\omega_G \omega_L, d \cdot \rho_{2,G} \cdot d^2 \cdot \frac{\pi}{4}}{G_{12}} \right)} \quad (4)$$

Режим предварительной дистилляции в аппарате с падающей пленкой, позволяет интенсивно вести процесс без перегрева обрабатываемой мисцеллы. Основным элементом данного типа аппарата

может быть принят трубчатый элемент, на внутренней поверхности создается тонкая стекающая пленка, а на наружной стороне происходит конденсация греющего пара. Таких элементов в аппарате несколько, но в данном случае для моделирования будем рассматривать одну трубу, так как в остальных трубах процесс протекает подобно.

При моделировании учитываем, что конденсация насыщенного пара неоднородная, так как параметры пленки конденсата изменяются по длине трубы. Также соответствующий коэффициент теплопередачи изменяется по длине трубы. Принято, что в верхней части трубы имеется участок, на котором происходит нагрев поступающей мисцеллы если ее температура ниже точки кипения, соответствующему давлению в аппарате. Если температура мисцеллы подающейся в трубу выше точки кипения, то происходит вскипание вместо нагревания.

Можно принять, что термическим сопротивлением толщины трубы можно пренебречь, т.к. она из металла и ее толщина небольшая.

Принимаются дополнительно следующие предположения: потеря тепла к окружающей среде незначительна и давления насыщения в зоне конденсации и испарения не меняются со временем.

Для определения эффективной длины трубы запишем основные уравнения процесса предварительной дистилляции [4]:

$$\frac{dM}{dt} = G_{12} - G_{12,кон} - G_{2,G} \quad (5)$$

$$\frac{dX_{12}}{dt} = \frac{G_{12}}{M} \cdot X_{12,нач} - X_{12} + \frac{G_{2,G} \cdot X_{12}}{M} \quad (6)$$

$$G_{2,G} = \frac{h_{исп} \cdot a \cdot n \cdot L \cdot T_{ст} - T_{12,кип}}{\Delta H_{12}} \quad (7)$$

Уравнение (5) представляет массовый баланс, где  $M$  – масса мисцеллы, удерживаемая на стенках труб, кг. Уравнение (6) представляет баланс по маслу в стекающей по стенке труб мисцелле, где  $X_{12}$  – концентрация масла в мисцелле, удерживаемой на стенках труб. Уравнение (7) – установившийся баланс энергии мисцеллы в трубах в случае испарения, где  $h_{исп}$  – коэффициент теплопередачи испарения, Вт/м<sup>2</sup> К;  $a = \pi \cdot d$  – периметр труб, м;  $L$  – полная длина труб, м;  $n$  – общее количество труб,  $T_{ст} = T_{пара}$  – температура стенки труб, К;  $T_{12,кип}$  – температура кипения мисцеллы, К [5].  $\Delta H_{12}$  – удельная теплота парообразования мисцеллы, кДж/кг;

Исходя из принятого условия, а так же учитывая зависимость  $G_{2,G}$  от  $G_{12,кон}$  уравнения (7), выразим полную длину труб –  $L$ , м как функцию от диаметра трубы  $d$  и конечной концентрации мисцеллы  $X_{12,кон}$ :

$$L \cdot X_{12,кон} \cdot d = \frac{G_{12} \cdot \Delta H_{12} \cdot X_{12,кон} - X_{12,нач}}{h_{исп} \cdot a \cdot d \cdot n \cdot X_{12,кон} \cdot T_{ст} - T_{12,кип}} \quad (8)$$

На рисунке 2 представлена поверхность эффективной длины уравнение (8) и диаметра при заданной концентрации масляно-ацетоновой мисцеллы. Видно, что рост диаметра трубы обеспечивает требуемую концентрацию и  $L_{min}$ . Таким образом, предложена зависимость для определения размеров теплообменных труб в предварительном дистилляторе для масляных мисцелл.

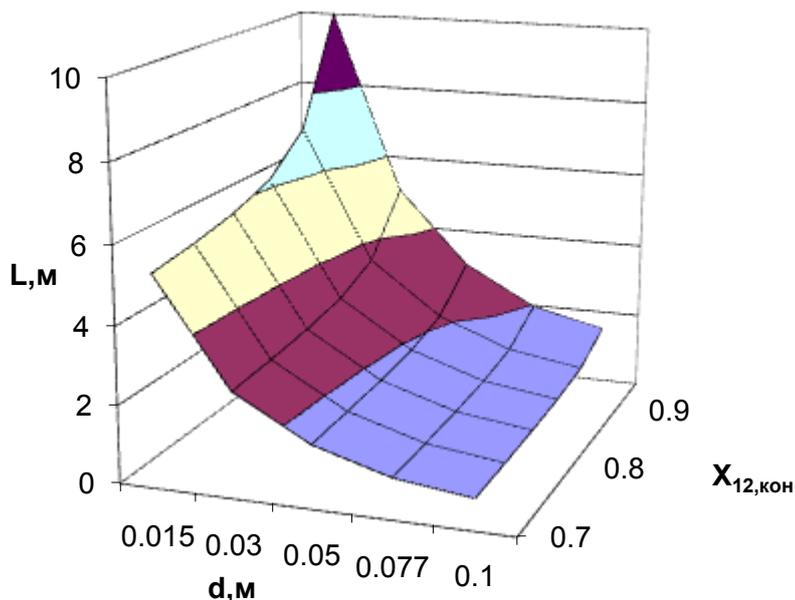


Рис. 2. Изменение длины трубы  $L$  от ее диаметра  $d$  и конечной концентрации на ступени  $X_{12,кон}$ .

#### Литература:

1. Схалыхов А.А., Верещагин А.Г., Бутина Е.А. Обоснование системы процессов получения фосфолипидных продуктов и биодизеля при переработке отходов гидратации масла // Новые технологии. 2009. Вып. 3. С. 39-42.
2. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976. 216 с.
3. Кошевой Е.П. Технологическое оборудование предприятий производства растительных масел. СПб.: ГИОРД, 2001. 68 с.
4. Z. I. Stefanov and K.A. Hoo Distributed Parameter Model of Black Liquor Falling-Film Evaporators. 2. Modeling of a Multiple-Effect Evaporator Plant Ind. Eng. Chem. Res. 2004, 43, p. 8117-8132.
5. Верещагин А.Г., Кошевой Е.П. Температура кипения масляных мисцелл с различными растворителями // Известия вузов. Пищевая технология. 2007. №1. С. 63-65.

#### References:

1. Skhalyahov A.A., Vereshchagin A.G., Butina E.A. Justification of processes of obtaining phospholipid products and biodiesel when recycling with oil hydration waste // New Technologies. 2009. № 3. P. 39-42.
2. Sokolov V.N., Domanski I.V. Gas-liquid reactors. L.: Engineering, 1976. 216 p.
3. Koshevoi E.P. The technological equipment of vegetable oil production plants. St. Petersburg: GIORD, 2001. 68 p.
4. Z. I. Stefanov and K. A. Hoo Distributed Parameter Model of Black Liquor Falling-Film Evaporators. Two. Modeling of a Multiple-Effect Evaporator Plant Ind. Eng. Chem. Res. 2004, 43, 8117-8132 p.
5. Vereshchagin A.G., Koshevoi E.P. The boiling point of oil miscells with different solvents// Proceedings of the universities. "Food Technology" 2007. № 1. P. 63-65.