

Статья поступила в редакцию: 12.07.2026

Статья принята к публикации: 18.09.2026

Статья опубликована: 18.09.2026

УДК 66.021.3+66.047

DOI: 10.32743/UniTech.2026.150.9.23423

Моделирование процесса выпаривания хлопковой мисцеллы в трубчатых аппаратах с восходящей пленкой жидкости

Хамдамов Музаффар Бердикулович

преподаватель

Гулистанский государственный университет

Республика Узбекистан, г. Гулистан

E-mail: hamdamov1605@gmail.com

Худойбердиев Абдукарим Абсаломович

д-р философии по техн. наукам (PhD), доц.

Наманганский государственный технический университет

Республика Узбекистан, г. Наманган

E-mail: ahudayberdiev@mail.ru

Худайбердиев Абсалом Абдурасулович

д-р техн. наук, проф.

Наманганский государственный технический университет

Республика Узбекистан, г. Наманган

E-mail: jarayon@mail.ru

Хамдамов Анвар Махмудович

д-р техн. наук, проф.

Наманганский государственный технический университет

Республика Узбекистан, г. Наманган

E-mail: jarayon@mail.ru

Библиографическое описание: Моделирование процесса выпаривания хлопковой мисцеллы в трубчатых аппаратах с восходящей пленкой жидкости // Universum: технические науки : электрон. научн. журн. Хамдамов М.Б. [и др.]. 2026. 9(150). URL: <https://7universum.com/ru/tech/archive/item/23423>

Modeling the process of evaporation of cotton micella in tubular apparatus with an ascending liquid film

Khamdamov Muzaffar

Gulistan State University

Republic of Uzbekistan, Gulistan

Xudayberdiyev Absalom

doctor of Technological Sciences, Professor of Namangan Institute of Engineering and Technology

Republic of Uzbekistan, Namangan

Khudayberdiyev Abdukarim

doctor of Philosophy in Engineering Sciences (PhD)

Associate Professor, Namangan State Technical University

Republic of Uzbekistan, Namangan

Khamdamov Anvar

doctor of Engineering Sciences, Professor, Namangan State Technical University

Republic of Uzbekistan, Namangan

Аннотация

Предложена математическая модель статике предварительной дистилляции мисцеллы хлопкового масла в однопроходных трубчатых аппаратах с восходящей пленкой жидкости, включающее в себя уравнения температурного изменения показателей физических и теплофизических свойств теплоносителей и их распределения по высоте кипяtilьных труб аппаратов. Модель способствует проектированию аппаратов с оптимальной поверхностью нагрева и выявлять эффективные режимы их эксплуатации на основе анализа распределения температуры и концентрации мисцеллы по высоте трубного пучка при известных технологических (G_0 , a_0 , P , $P_{кн}$) и конструктивных параметрах (d , n) процесса. Приведены отдельные первичные результаты исследования статике выпаривания мисцеллы хлопкового масла в трубчатом испарителе экстракционной установки «Экстракционтехник» предприятия АО «Гулистан экстракт-ёғ». Выявлено, что при регламентированном расходе мисцеллы $G_0 = 3,31$ т/ч для достижения требуемой регламентированной ее концентрации на выходе авых ≥ 95 % при температурах $t_{вых} \leq 110 - 115$ °C потребуется $76 \div 84$ м² активной теплопередающей поверхности аппарата, что составляет 87 % общей поверхности нагрева аппарата. Для повышения эффективности работы аппарата рекомендуется увеличить расход мисцеллы на $13 \div 24$ % в соответствии с выявленным запасом поверхности нагрева (24 м²).

Abstract

A mathematical model of the statics of the preliminary distillation of cottonseed oil miscella in tubular apparatuses with an ascending liquid film is proposed. It facilitates the design of apparatuses with an optimal heating surface and the identification of their effective operating modes based on an analysis of the temperature and miscella concentration distribution along the height of the tube bundle. Selected results of a study of the statics of cottonseed oil miscella evaporation in a tubular evaporator of the Extraction Technician extraction unit of Gulistan Extract-Yog JSC are presented. It was found that, at a miscella flow rate of $G_0 = 3,31$ t/h, to achieve the required outlet concentration $a_{exit} \geq 95$ % at temperatures $t_{exit} \leq 110 - 115$ °C, $76 \div 84$ m² of the active heat-

transfer surface of the apparatus is required. To increase the efficiency of the device, it is recommended to increase the miscella consumption by 13÷24 % in accordance with the identified heating surface reserve (24 m²).

Ключевые слова: масло, мисцелла, дистилляция, выпаривание, дистиллятор, поверхность нагрева, трубка, моделирование. Ключевые слова: масло, мисцелла, дистилляция, выпаривание, дистиллятор, поверхность нагрева, трубка, моделирование.

Keywords: oil, miscella, distillation, evaporation, distiller, heating surface, tube, modeling.

Введение

Предварительная дистилляция мисцеллы растительного масла [4, 6, 15] представляет собой процесс однократного выпаривание двухкомпонентной смеси масла в экстракционном бензине, при котором переход легкокипящего компонента из жидкой фазы в паровую осуществляется в полном соответствии с его относительной летучестью или температурой кипения. Имеющее место явление самоиспарения обеспечивает удаление растворителя из состава мисцеллы при ее кипении за счет тепла перегрева смеси. Данный технологический процесс осуществляется в трубчатых однократных выпарных аппаратах (предварительных дистилляторах), работающие с восходящей или падающей пленкой жидкости [3, 5, 11].

Эффективность проведения предварительной стадии дистилляции мисцеллы предопределяет требуемые качественные показатели готового растительного масла. В связи с этим исследования, направленные к выявлению оптимальных технологических режимов проведения данного процесса, способствующие к снижению затрат на осуществление процесса и проектированию аппаратов с оптимальной поверхностью теплопередачи имеют научно-практическую ценность.

Цель. Целью данного исследования является математическое моделирование процесса выпаривания (дистилляции) хлопковой мисцеллы в вертикальных трубчатых дистилляторах, работающие с восходящей пленкой жидкости.

Материалы и методы

Работа посвящена анализу эффективности выпаривания хлопковой мисцеллы на модели статике процесса в трубчатом пленочном испарителе Гулистанского МЭЗ [17] и определению оптимальной величины поверхности нагрева аппарата.

Для расчета оптимальной поверхности нагрева испарителя большой интерес представляет изучение закономерностей, распределения температуры и концентрации упариваемой мисцеллы по высоте его трубного пучка, что осуществляется путем математического моделирования статике данного процесса [7,14].

При составлении математической модели статике предварительной дистилляции мисцеллы в вертикально-трубчатом выпарном аппарате (испарителе) определяющим является процесс, протекающий внутри теплопередающих трубок [7,8,13].

Для исследования процесса выпаривания мисцеллы в вертикальных трубках последние разделены на несколько элементарные участки («квazitрубки») с высотой Δh , имеющие начальную $j-1$ и конечную j границы участков (см. рис.1), где температура жидкости на входе в участок t_{j-1} и на выходе из него t_j [7,9,10].

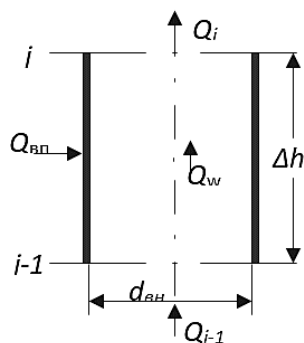


Рисунок 1. Схема к тепловому балансу процесса дистилляции мисцеллы

Основой математического описания процесса выпаривания мисцеллы в трубчатом аппарате является уравнения материального и теплового баланса процесса в элементарном участке труб.

Обобщенное уравнение теплового баланса процесса выпаривания мисцеллы в пучке вертикальных теплопередающих трубок аппарата имеет вид:

$$Q_{j-1} + Q_{w,j-1} + Q_{вп} = Q_j + Q_{w,j} + Q_{кн} + Q_{пот}, \quad (1)$$

где $Q_{j-1} = G_{j-1} c_{j-1} t_{j-1}$ - тепло, поступающего трубный пучок аппарата потоком мисцеллы; $Q_{w,j-1} = W_{j-1} i_{j-1}$ - тепло, вносимое вторичными парами растворителя;

$Q_{вп} = D i_{вп}$ - теплота греющего водяного пара; $Q_j = G_j c_j t_j$ - тепло, уносимое потоком упариваемой в трубках мисцеллой; $Q_{w,j} = W_j i_j$ - уход тепла с парами растворителя; $Q_{кн} = D i_{кн}$ - уход тепла с конденсатом водяного пара; $Q_{пот}$ - потери тепла в окружающую среду; G - массовый расход мисцеллы в трубках, кг/с; D - расход греющего водяного пара на процесс, кг/с; W - расход вторичных паров растворителя, кг/с; t - температура кипения мисцеллы в трубках, °С; c - теплоемкость мисцеллы при температуре t , Дж/(кг °С); i - энтальпия паров растворителя, Дж/(кг °С); $i_{вп}$ и $i_{кн}$ - энтальпия водяного пара и его конденсата, Дж/(кг °С).

Известно, что при статическом режиме потери тепла аппаратом $Q_{пот}$ в окружающую среду составляет постоянную величину и по этой причине ее влияния на тепловой баланс процесса можно не учитывать.

С учетом этого допущения, развернутый вид уравнения теплового баланса процесса выпаривания мисцеллы в элементарном участке вертикальных труб (1) имеет следующий вид

$$G_{j-1} c_{j-1} t_{j-1} + W_{j-1} i_{j-1} + D i_{вп} = G_j c_j t_j + W_j i_j + D i_{кн}, \quad (2)$$

или

$$G_{j-1} c_{j-1} t_{j-1} + W_{j-1} i_{j-1} + D(i_{вп} - i_{кн}) = G_j c_j t_j + W_j i_j, \quad (3)$$

В соответствии с механизмом теплопередачи [12,18] тепло водяного пара $Q_{\text{вп}} = D(i_{\text{вп}} - i_{\text{вп}})$, затрачиваемое на выпаривания жидкости в трубах, складывается из следующих трех составляющих:

- тепла, передаваемого от водяного пара к стенке труб

$$Q_{\text{ст1}} = \alpha_1 \Delta F_{\text{нр}} (t_{\text{кн}} - t_{\text{ст1}}), \quad (4)$$

- тепла, проходящего через стенки труб путем теплопроводности

$$Q_{\text{ст2}} = (\lambda_{\text{ст}} / \delta_{\text{ст}}) \Delta F_{\text{ср}} (t_{\text{ст1}} - t_{\text{ст2}}), \quad (5)$$

- тепла, передаваемого от горячей стенки труб к жидкости

$$Q_{\text{ж}} = \alpha_2 \Delta F_{\text{вн}} (t_{\text{ст2}} - t_{\text{j-1}}) \quad (6)$$

где α_1 и α_2 - соответственно, коэффициенты теплоотдачи от водяного пара к стенке труб и от стенок труб к жидкости, Вт/(м²°C); $\lambda_{\text{ст}}$ - коэффициент теплопроводности материала труб, Вт/(м °C); $t_{\text{кн}}$ - температура конденсации водяного пара, °C; $t_{\text{ст1}}$ и $t_{\text{ст2}}$ - соответственно, температура наружной и внутренней поверхности стенок труб, °C; $\delta_{\text{ст}}$ - толщина стенки труб, м; $F_{\text{нр}}$, $F_{\text{вн}}$ и $F_{\text{ср}}$ - соответственно, поверхность теплопередачи (м²) трубного пучка аппарата по диаметру теплопередающих труб (м): наружного $d_{\text{нр}}$, внутреннего $d_{\text{вн}}$ и среднего $d_{\text{ср}} = 0,5(d_{\text{вн}} + d_{\text{нр}})$, $F_{\text{нр}} = \pi d_{\text{нр}} n \Delta h$; $F_{\text{вн}} = \pi d_{\text{вн}} n \Delta h$ и $F_{\text{ср}} = \pi d_{\text{ср}} n \Delta h$; n - количество труб в аппарата, шт.

В силу этого, сложив уравнения (4), (5) и (6)

$$\begin{cases} Q_{\text{вп}} = \alpha_1 \Delta F_{\text{нр}} (t_{\text{кн}} - t_{\text{ст1}}), \\ + \\ Q_{\text{ст}} = (\lambda_{\text{ст}} / \delta_{\text{ст}}) \Delta F_{\text{ср}} (t_{\text{ст1}} - t_{\text{ст2}}), \\ Q_{\text{ж}} = \alpha_2 \Delta F_{\text{вн}} (t_{\text{ст2}} - t_{\text{j-1}}), \end{cases}$$

и после ряда преобразований [10] получим

$$Q(1/\alpha_1 + \lambda_{\text{ст}}/\delta_{\text{ст}} + 1/\alpha_2) = \Delta F_{\text{ср}} (t_{\text{кн}} - t_{\text{j-1}}). \quad (7)$$

Откуда

$$Q = (1/\alpha_1 + \lambda_{\text{ст}}/\delta_{\text{ст}} + 1/\alpha_2)^{-1} \Delta F_{\text{ср}} (t_{\text{кн}} - t_{\text{j-1}}), \quad (8)$$

где $(1/\alpha_1 + \lambda_{\text{ст}}/\delta_{\text{ст}} + 1/\alpha_2)^{-1} = K$ является известным выражением коэффициента теплопередачи в аппарате [12,18].

Следовательно, количество передаваемого к потоку мисцеллы тепла водяного пара посредством теплопередачи в аппарате выражается как

$$Q_{\text{вп}} = K \Delta F_{\text{ср}} (t_{\text{кн}} - t_{\text{j-1}}) = K \pi d_{\text{ср}} n \Delta h (t_{\text{кн}} - t_{\text{j-1}}). \quad (9)$$

С учетом (9) уравнения теплового баланса выпаривания мисцеллы (3) в элементарном участке вертикальных труб с высотой Δh можно записать в следующем виде

$$G_{j-1}c_{j-1}t_{j-1} + W_{j-1}i_{j-1} + K\Delta F(t_{\text{кн}} - t_{j-1}) = G_j c_j t_j + W_j i_j, \quad (10)$$

или

$$G_{j-1}c_{j-1}t_{j-1} + W_{j-1}i_{j-1} - G_j c_j t_j - W_j i_j = -K\Delta F(t_{\text{кн}} - t_{j-1}) \quad (11)$$

Учитывая текущие расходы концентрируемой мисцеллы

$$G = G_o(a_o/a) \quad (12)$$

и выделяемых паров растворителя

$$W = G_o(1 - a_o/a), \quad (13)$$

определяемые из уравнения материального баланса процесса, выражение (11) можно написать в виде

$$G_o(a_o/a_{j-1})c_{j-1}t_{j-1} + G_o(1-a_o/a_{j-1})i_{j-1} - G_o(a_o/a_j)c_j t_j - G_o(1-a_o/a_j)i_j = -K\Delta F(t_{\text{кн}} - t_{j-1}); \quad (14)$$

или

$$G_o(a_o/a_{j-1})c_{j-1}t_{j-1} + G_o i_{j-1} - G_o(a_o/a_{j-1})i_{j-1} - G_o(a_o/a_j)c_j t_j - G_o i_j + G_o(a_o/a_j)i_j = -K\Delta F(t_{\text{кн}} - t_{j-1}),$$

где G_o - расход исходной мисцеллы, кг/с; a_o - начальная концентрация мисцеллы, % (масс.).

Вынося постоянных параметров процесса G_o и a_o за скобку получим

$$G_o a_o [c_{j-1}t_{j-1}/a_{j-1} + i_{j-1}/a_o - i_{j-1}/a_{j-1} - c_j t_j/a_j - i_j/a_o + i_j/a_j] = -K\Delta F(t_{\text{кн}} - t_{j-1}) \quad (15)$$

Произведя перегруппировку слагаемых членов (15) и учитывая выражения поверхности нагрева $\Delta F = \pi d_{\text{ср}} n \Delta h$ получим

$$G_o a_o [(i_j/a_j - c_j t_j/a_j) - (i_{j-1}/a_{j-1} - c_{j-1}t_{j-1}/a_{j-1}) - (i_j/a_o - i_{j-1}/a_o)] = -K\pi d_{\text{ср}} n \Delta h (t_{\text{кн}} - t_{j-1})$$

$$G_o a_o [(i_j - c_j t_j)/a_j - (i_{j-1} - c_{j-1}t_{j-1})/a_{j-1} - (i_j - i_{j-1})/a_o] = -K\pi d_{\text{ср}} n \Delta h (t_{\text{кн}} - t_{j-1}) \quad (16)$$

Разделив обе части (16) на Δh получим

$$G_o a_o / \Delta h [(i_j - c_j t_j)/a_j - (i_{j-1} - c_{j-1}t_{j-1})/a_{j-1} - (i_j - i_{j-1})/a_o] = -K\pi d_{\text{ср}} n (t_{\text{кн}} - t_{j-1}) \quad (17)$$

Имея в виду, что $a_j = a_{j-1} + \Delta a$ и $i_j - i_{j-1} = \Delta i$ выражения (17) можно записать в виде

$$(G_o a_o / \Delta h) [\Delta(i - ct)/\Delta a - \Delta i/a_o] = -K\pi d_{\text{ср}} n (t_{\text{кн}} - t_{j-1}) \quad (18)$$

или

$$(G_o a_o / \Delta h) [(i - ct)/a - i/a_o] = -K\pi d_{\text{ср}} n (t_{\text{кн}} - t_{j-1}) \quad (19)$$

где Δa и Δi - приращение концентрации и энтальпии.

Переходя от приращения к дифференциалу получим

$$(G_o a_o) d/dh[(i - ct)/a - i/a_o] = -K n d_{cp} n(t_{кн} - t_{j-1}) \quad (20)$$

Уравнение (20) характеризует изменения параметров процесса концентрирования мисцеллы (a и t) по высоте вертикальных труб h в предварительных дистилляторах при известных технологических ($G_o, a_o, P, P_{кн}$) и конструктивных параметрах (d, n, h).

Анализ уравнений для расчета параметров, входящих в (20) сводится к следующему. Температура кипения мисцеллы t зависит от ее концентрации a и величины абсолютного давления в аппарате P . Для расчета температуры кипения хлопковой мисцеллы при $P = 20 \div 200$ кПа рекомендована следующая математическая зависимость [8,13] с погрешностью менее 2 %:

$$t = c_o + c_1 P + c_2 a + c_3 P^2 + c_4 a^2 + c_5 P^3 + c_6 a^3 + c_7 a P + c_8 a P^2 + c_9 a^2 P \quad (21)$$

где $c_o \div c_9$ - постоянные коэффициенты уравнения.

Для крепкой мисцеллы ($a \geq 64$ %), кривая изменения температуры кипения которой по ее концентрации представляет собой крутую линию, численные значения коэффициентов (21) равняются:

$$c_o = -1082,85; c_1 = 1,809431; c_2 = 44,79217; c_3 = -0,55451 \cdot 10^{-2}; c_4 = -0,618587; c_5 = 0,107 \cdot 10^{-4}; c_6 = 0,2908 \cdot 10^{-2}; c_7 = 0,204719 \cdot 10^{-1}; c_8 = 0,49 \cdot 10^{-5}; c_9 = 0,1379 \cdot 10^{-3}.$$

Теплоемкость хлопковой мисцеллы c (кДж/кг $^{\circ}$ С) зависит от ее концентрации a и температуры t [7]:

$$c_{мц} = 0,01[229,2 - 0,624a + (0,588 - 0,00158a)t] \quad (22)$$

В соответствии с классификацией выпарных аппаратов по энтальпии вторичного пара [8] предварительные дистилляторы с восходящим потоком жидкости относят к аппаратам первой группы. Энтальпия паров растворителя i (кДж/кг), уходящих из этих аппаратов, определяется температурой кипения мисцеллы на выходе из трубок [7]:

$$i_w = 372 + 1,78 t \quad (23)$$

Температура конденсации водяного пара $t_{кн}$ определяется по справочной литературе [16], в зависимости от его давления $P_{вп}$ в греющей камере аппарата.

Коэффициент теплопередачи K в аппарате рассчитывается по известным критериальным уравнениям [12, 16, 18], используя расчетно-экспериментальных данных.

Сведя вышеприведенные уравнения (20), (21), (22) и (23) в систему, получим следующую математическую модель статики процесса предварительной дистилляции мисцеллы хлопкового масла в вертикальном трубчатом аппарате, работающий с восходящей пленкой жидкости:

$$\begin{cases} (G_o a_o) d/dh[(i - ct)/a - i/a_o] = -K n d_{cp} n(t_{кн} - t_{j-1}) & (20) \\ t = c_o + c_1 P + c_2 a + c_3 P^2 + c_4 a^2 + c_5 P^3 + c_6 a^3 + c_7 a P + c_8 a P^2 + c_9 a^2 P & (21) \\ c_{мц} = 0,01[229,4 - 0,624a + (0,588 - 0,00158a)t] & (22) \\ i = 372 + 1,78 t, & (23) \end{cases}$$

$$a_j \leq a_{\text{зад}} \text{ при } t_j \leq t_{\text{огр}} \quad (24)$$

Данная модель статики исследуемого процесса дает возможность изучать и анализировать характер распределения температуры и концентрации мисцеллы по высоте кипяtilьных труб дистилляторов и на этой основе спроектировать новые аппараты с оптимальной поверхностью нагрева или же выявить степени эффективности эксплуатации существующих конструкций предварительных дистилляторов, например, таких как НД-1250, ТДА-8, «Extraktionstecnik» и др., применяемые на предприятиях масло-жировой отрасли [15,4,17].

Предложенная выше модель статики процесса предварительной дистилляции мисцеллы (20 – 24) реализуется по следующему алгоритму.

1. Задаются численные значения конструктивно-технологических параметров аппарата: диаметр кипяtilьных труб d , их общее число n в аппарате, расход мисцеллы (производительность аппарата) G_o , ее начальная концентрация a_o , рабочее давление в аппарате P и давление водяного пара $P_{\text{вп}}$ в его межтрубном пространстве (или температура его конденсации $t_{\text{кн}}$).

2. Подставляя значения концентрации мисцеллы a и давления P в (21), определяют температуру ее кипения t .

3. По значениям концентрации a и температуры t рассчитывают значения теплоемкости мисцеллы c по (22).

4. Подставляя значения температуры кипения t мисцеллы в (23) определяют величину энтальпии паров растворителя i_w при этой температуре.

5. Используя опытные данные, задается значение коэффициента теплопередачи в аппарате K или его значение может быть рассчитано в зависимости от гидродинамического режима потока мисцеллы в трубках [8,12, 16, 18], с учетом непрерывного изменения показателей свойств мисцеллы и растворителя от температуры процесса.

6. Подставляя значения G_o , a_o , a , t , $t_{\text{кн}}$ и K в (20) определяется соответствующая высота участка теплопередающих трубок Δh_j , где $j = 1, 2, 3, \dots, N$, и $\Sigma \Delta h_j = h_{\text{общ}}$.

7. Задается величина приращения концентрации мисцеллы $\Delta a = a_j - a_{j-1}$.

8. С учетом прироста концентрации $a_j = a_{j-1} + \Delta a$, проверяя соблюдения условий ограничения по температуре мисцеллы на выходе из аппарата $t_j < t_{\text{огр}}$ (24) производится повторный расчет с пункта 2 по пункту 8.

9. При заданных значениях рабочего давления в аппарате P расчет ведут до достижения регламентированной величины концентрации мисцеллы $a_j \leq a_{\text{зад}}$.

Данная методика расчета основывается на учете непрерывного температурного изменения показателей свойств хлопковой мисцеллы и растворителя в паровом и жидком фазах. Такое уточнение параметров процесса способствует разработке энергетически оптимальной поверхности теплопередачи трубчатых дистилляторов.

При проектировании энергетически оптимальной конструкции трубчатого дистиллятора, с учетом ограничений по производительности G_o и температуре выпариваемой мисцеллы t_j , в качестве критерия оптимальности выбирается его минимальная теплопередающая поверхность F_{min} [8,13]:

$$R_{\text{опт}} \rightarrow \min F(d_{\text{вн}}, n, h) \quad (25)$$

при известных значениях диаметра $d_{\text{вн}}$, числа труб n и высоты трубок h в аппарате.

Поскольку оптимальная поверхность нагрева аппарата выражается как $F_{\text{опт}} = \pi d_{\text{вн}} n h_{\text{опт}}$, то при достижении $t_j = t_{\text{опт}}$ устанавливается равнозначная ей оптимальная высота трубок $h_{\text{опт}}$, соответствующей заданным значениям конструктивных ($d_{\text{вн}}$, n) и технологических параметров (G_o , a_o , P , $a_{\text{опт}}$, $t_{\text{опт}}$) процесса.

Для исследования статике предварительной дистилляции мисцеллы хлопкового масла в трубчатых аппаратах на ее математической модели составлена компьютерная модель процесса на платформе MATLAB/Simulink (см. рис. 2).

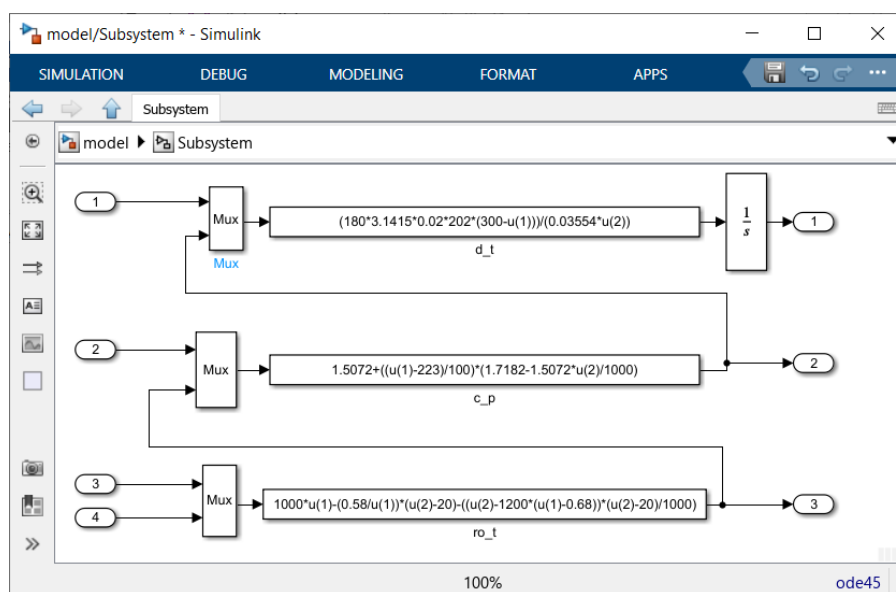


Рисунок 2. Компьютерная модель статике процесса выпаривания хлопковой мисцеллы в трубчатом аппарате на платформе MatLab Simulink

Результаты и обсуждение

На компьютерной модели была исследована статика процесса концентрирования мисцеллы хлопкового масла в трубчатом пленочном испарителе третьей ступени дистилляции экстракционной установки «Extraktionstecnik» предприятия АО «Гулистан экстракт-ёг» [17].

Промышленный аппарат в основном состоит из вертикального цилиндрического корпуса, вмонтированного в нем пучка теплопередающих трубок, камеры для распределения исходной мисцеллы по трубкам и встроенного верхнего цилиндрического сепаратора для разделения образованной парожидкостной смеси под действием сил тяжести [15,17]. В межтрубное пространство (греющей камеры) аппарата подается насыщенный водяной пар.

Согласно технологическому регламенту производства продукции в установке [17] аппарат имеет следующие конструктивные параметры: $F = 100 \text{ м}^2$; $d_{\text{вн}} = 0,03 \text{ м}$, $n = 224 \text{ шт}$ и $h = 4,6 \text{ м}$.

Процесс дистилляции мисцеллы в данном аппарате исследован при следующих регламентированных технологических параметрах процесса [17]: расход поступающей в аппарат мисцеллы $G_o = 3,31 \text{ т/ч}$ ($0,92 \text{ кг/с}$), ее концентрация $a_o = 60 \div 65 \text{ \%}$ (масс.)

и температура $t_0 = 60 \div 70$ °С; мисцелла в аппарате концентрируется до $a_{\text{вых}} \geq 95$ % при температуре $t_{\text{вых}} = 100 \div 115$ °С; рабочее давления в аппарате равно $P = 50$ кПа, а давления насыщенного водяного пара в его межтрубном пространстве аппарата составляет $P_{\text{вп}} = 0,5$ МПа. Исходя из промышленной практики эксплуатации предварительных дистилляторов на масложировых предприятиях и результатов исследований авторов, среднее расчетное значение коэффициента теплопередачи в аппарате принимается равным $K = 300$ Вт/(м²°С) [7,8,13,2].

По результатам исследования процесса на компьютерной модели построены кривые распределения концентрации a (% масс.) и температуры t (°С) хлопковой мисцеллы по высоте пучка труб h предварительного дистиллятора-испарителя при указанных выше регламентированных технологических режимах процесса, (см. рис. 3 и 4).

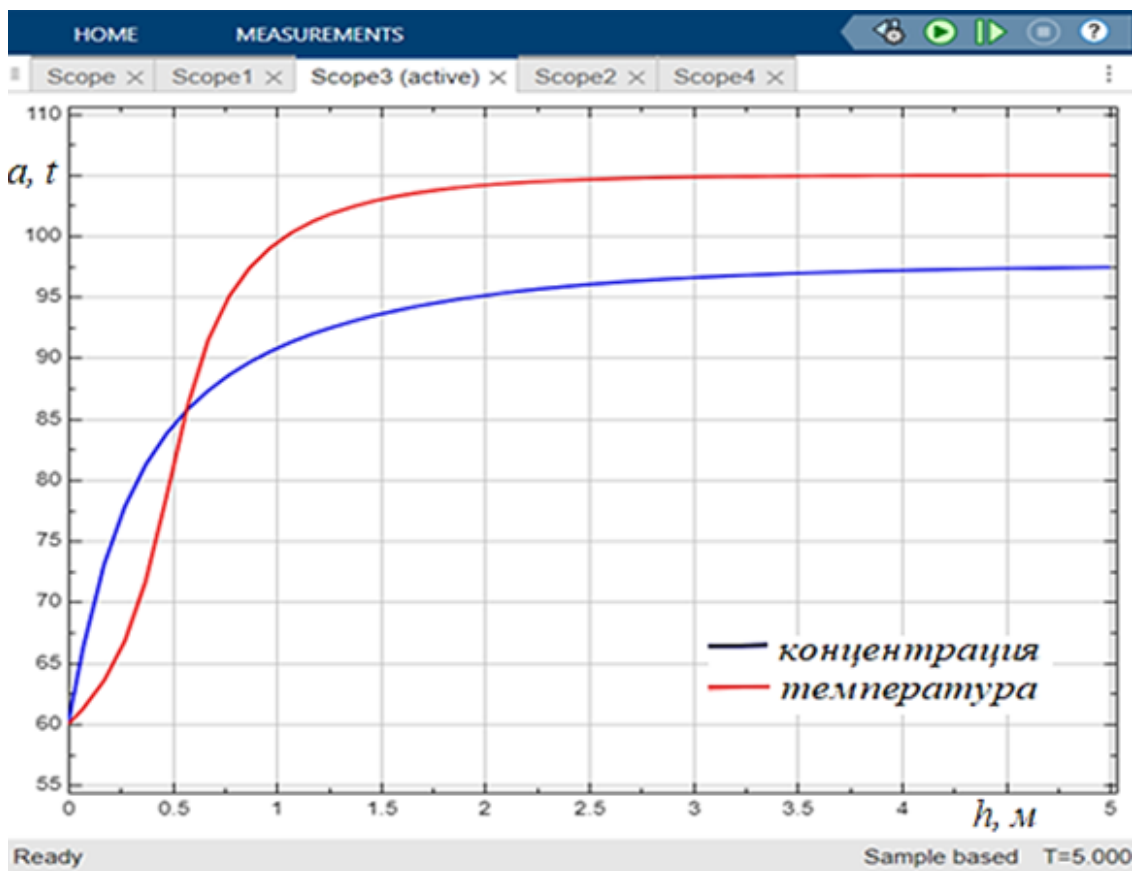


Рисунок 3. Распределение концентрации a и температуры t хлопковой мисцеллы по высоте пучка труб h испарителя при $G_0 = 0,92$ кг/с, $a_0 = 60$ %, $t_0 = 60$ °С, $P = 50$ кПа, $t_{\text{кн}} = 151$ °С и $K = 300$ Вт/(м²°С), $t_{\text{вых}} \leq 110$ °С

Из рис.3 видно, что при поступлении исходной мисцеллы в теплообменные трубки происходит ее подогрев до температуры кипения. При этом температура упариваемой в трубках мисцеллы параболически повышается и на участке трубного пучка высотой $h \leq 2,5$ м достигает до 105 °С. Интенсивность подъема температуры мисцеллы в участках труб составляет соответственно, на участке с высотой до $h \leq 1$ м – 39 °С/м, а на участке труб высотой от 1 до 2 м – 4÷5 °С/м. В дальнейшем, с приближением температуры мисцеллы к температуре конденсации греющего водяного пара, в концевых участках труб изменения концентрации и температуры снижается и достигается постоянный температурный перепад

в 46 °С между теплоносителями. В этих условиях концентрация мисцеллы по высоте трубок аппарата плавно повышается от 60 до 97,5 %. При этом темп повышения концентрации мисцеллы в участках трубного пучка составляет соответственно, на участке труб с высотой до $h \leq 1$ м – 31 %/м, на высоте труб от 1 до 2 м – 4÷5 %/м, на высоте от 2 до 3 м – 2 %/м и от 3 м и выше – менее 1 %/м.

Из рис. 3 также видно, что для концентрирования хлопковой мисцеллы до $a_{\text{вых}} = 97,5$ % при температуре $t_{\text{вых}} = 105$ °С достаточным является участок трубного пучка с активной высотой $h_{\text{акт}} = 3,5 \div 4$ м, что составляет 76÷87 % от общей высоты пучка кипяtilьных труб в аппарате. Как видим, основной процесс выпаривания мисцеллы происходит на участке трубного пучка высотой $h \leq 4$ м (или $F_{\text{min}} = 85$ м²), а остальная его часть (0,6÷1,1 м) при заданном расходе смеси работает в холостую и по сути является резервом для дальнейшего повышения производительности аппарата.

Из рис. 4 видно, что температура кипения мисцеллы в трубках испарителя плавно повышается от 70 °С до 105 °С с нарастающей скоростью и на участке трубного пучка высотой $h = 2,5$ м, что составляет 54,3 % от общей его высоты. При этом интенсивность повышения температуры мисцеллы в трубках составляет соответственно, на участке с высотой до $h \leq 1$ м – 32 °С/м, на участке труб высотой от 1 до 2 м – 2 °С/м, а ближе к точке температурного равновесия ($h \geq 2$ м) – менее 1 °С/м. В дальнейшем, с достижением постоянного перепада

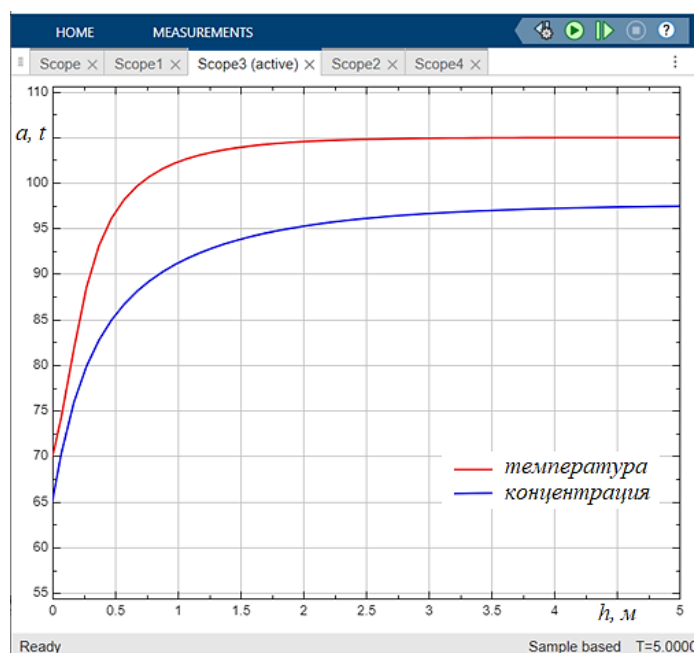


Рисунок 4. Распределение концентрации a и температуры кипения t хлопковой мисцеллы по высоте пучка труб h испарителя при $G_0 = 0,92$ кг/с, $a_0 = 65$ %, $t_0 = 70$ оС, $P = 50$ кПа, $t_{\text{кн}} = 151$ оС, $K = 300$ Вт/(м²оС) и $t_{\text{вых}} \leq 115$ оС температур между теплоносителями, темп изменения температуры мисцеллы на оставшейся части труб (от 2,5 до 4,6 м) уменьшается и приобретает постоянный характер

Как видим, основной процесс концентрирования мисцеллы от 65 до 97,5 % происходит на участке трубчатки высотой $h \leq 3,5$ м, а остальная ее часть работает в холостую, что указывает на недостаточное использование тепловой мощности испарителя. Отсюда следует, что при заданной производительности испарителя по мисцелле $G_o = 3310$ кг/ч необходимая поверхность теплопередачи составляет $F_{\text{рас}} = 76 \text{ м}^2$.

Отметим также, что идентичный характер кривых распределения параметров мисцеллы в обоих вариантах исследования свидетельствует о высокой интенсивности отгона растворителя при организации выпаривания в восходящей пленке.

Сравнение результатов в обоих вариантах исследования предварительной дистилляции хлопковой мисцеллы показали, что для выпаривания $G_o = 3,31$ т/ч мисцеллы до $a_{\text{вых}} \geq 97,5$ % при $t_{\text{вых}} \leq 110-115$ °С необходимая высота трубного пучка испарителя составляет $h_{\text{акт}} = 3,5 \div 4,0$ м (76÷87 % от его общей высоты – 4,6 м). В связи с этим, для повышения эффективности работы аппарата рекомендуем увеличить расход мисцеллы на 13÷24 %, в соответствии с выявленным запасом поверхности нагрева (24 м²), что способствует растяжению активной зоны выпаривания смеси по всей высоты трубного пучка.

Заключение

Таким образом, предварительные результаты исследования статистики выпаривания мисцеллы хлопкового масла в трубчатом испарителе с восходящей пленкой жидкости показали, что при заданном расходе мисцеллы $G_o = 3,31$ т/ч для достижения требуемой ее концентрации на выходе $a_{\text{вых}} \geq 95$ % при температурах $t_{\text{вых}} \leq 110 - 115$ °С потребуется 76÷84 м² активной теплопередающей поверхности аппарата. Выявлено, что повышению исходной температуры на 5 °С и концентрации мисцеллы на 5 % приводит к сокращению поверхности нагрева аппарата на 24 %. Это обстоятельство указывает на необходимость проведения дополнительных исследований по повышению технологической эффективности эксплуатируемых дистилляторов, выявлению резерва увеличения их удельной производительности или же проектированию аппаратов с компактной поверхностью теплопередачи на основе применения конструктивно-технологических методов интенсификации теплообмена при восходящей пленке жидкости.

Список литературы

1. [Электронный ресурс]. URL: <https://7universum.com/ru/tech/archive/item/19189> (дата обращения: 18.09.2026).
2. Волков С.М., Федоров А.В., Федоров А.А., Нугманов А.Х.Х., Романов Н.Н. Особенности тепломассообмена при кипении мисцеллы растительного масла в гравитационно стекающих пленках // Вестник Международной академии холода. – 2023. – № 4. – DOI: 10.17586/1606-4313-2023-22-4-91-99.
3. Кавецкий Г.Д., Васильев Б.В. Процессы и аппараты пищевой технологии. – М.: Колос, 2000. – 551 с.

4. Мхитарянц Л.А., Корнена Е.П., Мартовщук Е.В., Мустафаев С.К. [Industry technology (production of vegetable oils)]: textbook /.2009. L.A. Mkhitaryants, E.P. Kornena, E.V. Martovshchuk, S.K. Mustafayev; under the general editorship of E.P. Kornena. – St. Petersburg: GIORД, [In Russ]. – St. Petersburg: GIORД, 2009. – 352 P.
5. Пласкин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. 2-е изд., перераб. и доп. – М.: КолосС, 2007. – 760 с.
6. С.В. Бутова, И.А. Сорокина, Н.В. Королькова, М.Н. Шахова. Расчеты оборудования масложировой промышленности: учебное пособие. – Воронеж: ФГБОУ ВО Воронежский ГАУ, 2017. – 151 с.
7. Хамдамов М.Б., Худайбердиев А.А. Методология построения математической модели процесса дистилляции хлопковой мисцеллы в трубчатом аппарате с восходящей пленкой жидкости // Universum: технические науки: электрон. научн. журн. – 2025. – DOI: 10.32743/UniTech.2025.130.1.19189.
8. Artikov A.A. [Food production processes and equipment. Mathematical modeling. Heat exchange processes. Evaporation.].1983. – Tashkent, – 121 P. [In Russ].
9. Artikov A. [Introduction to systems thinking and analysis.]. 2017. – Tashkent: TKTI, – 35 P. [In Uzb].
10. Artikov A. [Computer methods of analysis and synthesis of chemical-engineering systems]: textbook for master's students of technological specialties. 2012. – Tashkent: – 160 P. [In Russ].
11. Erickson D.R. (Ed.) Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization. AOCS Press. – 2023.
12. Kasatkin A.G. [Basic processes and apparatuses of chemical engineering]: Textbook for universities. – 10th ed., stereotyped, revised. Reprinted from the 1973 ed. [In Russ]. – М.: ООО TID «Alliance», 2004. – 783 P.
13. Khudaiberdiev A.A. [Intensification of the process of heating petroleum feedstock]. Monograph. 2019. – Tashkent: – 213 P. [In Russ].
14. Khudayberdiev A.A., Xamdamov M.B. [On the principles of modeling the process of distillation of cottonseed oil miscella in a tubular apparatus] // «Chemical technologies, problems of the chemical and food industries and ways to solve them.» Collection of materials of the international scientific and industrial complex. Part 2. – 2022.
15. Koshevoy E.P. [Technological equipment for the production of vegetable oils]: a textbook for universities / E.P. Koshevoy. – 2nd ed., corrected and supplemented. – М. Yurait, 2017. – 365 P. [In Russ].
16. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. [Examples and problems in the course of processes and apparatuses of chemical engineering.] Textbook for universities / Ed. P.G. Romankov. – 10th ed., revised and enlarged. [In Russ]. – L.: Chemistry, 1987. – 576 P.
17. Production process regulations for the production of cottonseed oil and meal using the pre-pressing-extraction scheme at the Ekstrakttechnik extraction plant with a capacity of 900 tons/day for processing cotton seeds at Guliston Ekstrakt Yog JSC. Vol. 1. TR 16472899-001:2016. [In Uzb].

18. V.G. Einstein, M.K. Zakharov, G.A. Nosov et al. [General course of processes and apparatuses of chemical engineering]: Textbook. In 2 books. – Moscow: Logos, 2002. – 1758 P.

References

1. – URL: <https://7universum.com/ru/tech/archive/item/19189> (дата обращения: 18.09.2026). (In Russ.)
2. Volkov S.M., Fedorov A.V., Fedorov A.A., Nugmanov A.Kh.Kh., Romanov N.N. [Features of heat and mass transfer during boiling of plant oil micelle in gravity-flowing films] // Vestnik Mezhdunarodnoj akademii kholoda. – 2023. – No. 4. – DOI: 10.17586/1606-4313-2023-22-4-91-99. (In Russ.)
3. Kavetskij G.D., Vasil'ev B.V. [Processes and apparatus of food technology]. – М.: Kolos, 2000. – 551 s (In Russ.)
4. Мхитарянц Л.А., Корнена Е.П., Мартовщук Е.В., Мустафаев С.К. [Industry technology (production of vegetable oils)]: textbook /.2009. L.A. [Mkhitaryants, E.P. Kornena, E.V. Martovshchuk, S.K. Mustafayev; under the general editorship of E.P. Kornena]. – St. Petersburg: GIOR, [In Russ]. – St. Petersburg: GIOR, 2009. – 352 P (In Russ.)
5. Plaskin Yu.M., Malakhov N.N., Larin V.A. [Processes and apparatus of food production. 2nd edition, revised and supplemented]. – М.: KolosS, 2007. – 760 s (In Russ.)
6. [Butova, I.A. Sorokina, N.V. Korolkova, M.N. Shakhova. Calculations of equipment for the oil and fat industry: educational manual]. – Voronezh: FGBOU VO Voronezhskij GAU, 2017. – 151 s (In Russ.)
7. Khamdamov M.B., Khudajberdiev A.A. [Methodology for constructing a mathematical model of the distillation process of cotton micelle in a tubular apparatus with ascending liquid film] // Universum: tekhnicheskie nauki: elektron. nauchn. zhurn. – 2025. – DOI: 10.32743/UniTech. 2025.130.1.19189. (In Russ.)
8. Artikov A.A. [Food production processes and equipment. Mathematical modeling. Heat exchange processes. Evaporation.].1983. – Tashkent, – 121 P. [In Russ].
9. Artikov A. [Introduction to systems thinking and analysis.]. 2017. – Tashkent: TKTI, – 35 P. [In Uzb].
10. Artikov A. [Computer methods of analysis and synthesis of chemical-engineering systems]: textbook for master's students of technological specialties. 2012. – Tashkent: – 160 P. [In Russ].
11. Erickson D.R. (Ed.) Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization. AOCS Press. – 2023.
12. Kasatkin A.G. [Basic processes and apparatuses of chemical engineering]: Textbook for universities. – 10th ed., stereotyped, revised. Reprinted from the 1973 ed. [In Russ]. – М.: ООО TID «Alliance», 2004. – 783 P.
13. Khudaiberdiev A.A. [Intensification of the process of heating petroleum feedstock]. Monograph. 2019. – Tashkent: – 213 P. [In Russ].

14. Khudayberdiev A.A., Xamdamov M.B. [On the principles of modeling the process of distillation of cottonseed oil miscella in a tubular apparatus] // «Chemical technologies, problems of the chemical and food industries and ways to solve them.» Collection of materials of the international scientific and industrial complex. Part 2. – 2022.
15. Koshevoy E.P. [Technological equipment for the production of vegetable oils]: a textbook for universities. – 2nd ed., corrected and supplemented. – M. Yurait, 2017. – 365 P. [In Russ].
16. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. [Examples and problems in the course of processes and apparatuses of chemical engineering.] Textbook for universities. – 10th ed., revised and enlarged. [In Russ]. – L.: Chemistry, 1987. – 576 P.
17. Production process regulations for the production of cottonseed oil and meal using the pre-pressing-extraction scheme at the Ekstrakttechnik extraction plant with a capacity of 900 tons/day for processing cotton seeds at Guliston Ekstrakt Yog JSC. Vol. 1. TR 16472899-001:2016. [In Uzb].
18. V.G. Einstein, M.K. Zakharov, G.A. Nosov et al. [General course of processes and apparatuses of chemical engineering]: Textbook. In 2 books. – Moscow: Logos, 2002. – 1758 P.