

DEVELOPMENT OF A MATHEMATICAL MODEL OF THE PROCESS OF SPRAY DISTILLATION OF VEGETABLE OIL MISC USING THE KINETIC ENERGY OF HOT STEAM

Fakhriddin Yusupovich Khabibov

Senior researcher-applicant

Republic of Uzbekistan, 200100, Bukhara.,

Bukhara Institute of Engineering and Technology

E-mail: faxrilo@mail.ru

Niyazov Khurshijon Babibovich

Bukhara branch of Tashkent Institute

of Irrigation and Mechanization of Agriculture

Faculty of Land Management and Ecology

E-mail: xurshidniyazov25@gmail.com

Annotation: The article presents the results of a study of the hydrodynamic structure of phase flows, the process occurring in the apparatus of final distillation of vegetable oil miscell and its research methods.

Keywords: Distillation, nozzle, black oil, confuser, diffuser, neck, nozzle, structure, production.

На сегодняшний день в мире наблюдается высокий рост производства растительного масла, являющегося одним из ведущих в индустрии производства продуктов питания. Разработка интенсивных способов, необходимых для производства растительных масел, создание современной техники и технологии носит научно-практическое значение.

Окончательная дистилляция (перегонка) в системе экстракции на заводах по производству растительного масла является одним из наиболее сложных и энергоемких процессов. В частности, ведутся масштабные научные исследования по изучению гидродинамических структур потоков и созданию современного, высокоэффективного метода и установок окончательной дистилляции растительных масел.

Дистилляция представляет собой разделение смеси взаиморастворимых компонентов за счет испарения и конденсации паров, обогащенных легколетучим компонентом. При дистилляции или простой перегонке молекулы, покидающие поверхность испарения, движутся в одном и том же направлении до момента достижения поверхности конденсации. Разделение компонентов зависит от многих факторов и, в первую очередь, от физико-химических свойств смеси, гидродинамики фаз, геометрических характеристик аппаратов и условий их работы.

Процесс окончательной дистилляции осуществляется в различных аппаратах. Гидродинамическая структура в аппарате создается его конфигурацией как, наличием перегородок и их расстановкой, диаметром аппарата, числом труб и числом ходов, скоростью течения потоков.

Изучая эксплуатируемые в настоящее время на заводах переработки маслосодержащих материалов растительного масла, совершенствуется и создаются новые аппараты окончательной дистилляции мисцеллы. Нами для изучения гидродинамической структуры потоков фаз протекающего процесса в аппарате окончательной дистилляции мисцеллы растительного масла разработана и собрана экспериментальная установка с распылительной форсункой.

Распылительная форсунка состоит из патрубка-1 для подачи продукта и патрубка-2 для подачи пара с соплом-3, конфузора-4 способствующий частичному перемешиванию пара с

продуктом, горловины-5 для частичного повышения скорости образующихся смесей за счет сужения (пара и мисцеллы), диффузора-6, насадки-7 в виде пальчиков, тангенциального завихрителя-8 и выходного отверстия-9 (рис.1).

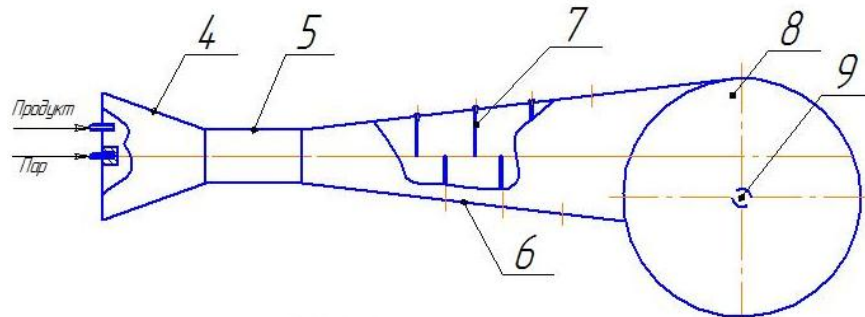


Рис.1. Распылительная форсунка для проведения массообменного процесса.

Для форсунок устанавливаются определенные диаметры и на входе задаются определённые начальные расходы. Выбор значений этих параметров важен и тем, что при выполнении определённых условий, например, после критического числа Вебера должно начаться дробление капель мисцеллы. Нами исследованы диапазоны этих параметров, для которых выполняются эти условия.

Известно, что массообменный процесс — это разность концентраций распределяемого вещества во взаимодействующих фазах [1;-Р.777–783]. Изучение динамики протекающего процесса в предлагаемом массообменном элементе, форсунки массообменного аппарата аналитическим методом осуществляли по следующей последовательности.

Массу летучего компонента можно определить следующим образом:

$$M = \left(\frac{\pi^2 \cdot D}{4 \cdot R_k^2} \right) \cdot (y - y^*)$$

$$M = \left(\frac{\pi^2 \cdot D}{4 \cdot R_k^2} \right) \cdot (x^* - x) \quad (1)$$

где R -радиус капли мисцеллы, м; D – коэффициент диффузии $a=90\%$, $t=105^\circ\text{C}$.

Коэффициент диффузии- D при концентрации раствора масло-бензин с данными (при $a=90\%$, $t=105^\circ\text{C}$), $D = 1,47 \cdot 10^{-9} \frac{\text{см}^2}{\text{сек}}$ [2;-С. 10-11, 3; Р. 57–62].

Радиус капли мисцеллы образуемый при распылении форсункой можно определить следующей формулой:

$$R_k = \sqrt{\frac{4,5 \cdot \pi \cdot G_L \cdot d_{\text{con}}^2}{(\rho_L + \rho_G) \cdot \omega_L^2}}, \text{ м.} \quad (2)$$

где, G_L - объёмный расход мисцеллы, d_{con} – диаметр сопла форсунки, ρ_L -плотность мисцеллы и ρ_G -плотность газовой фазы, ω_L -начальная скорость мисцеллы.

Вычисляем начальный радиус капли мисцеллы в следующей последовательности:

Осциляция формы капли начинается при $Re > 500-1000$ и для определения критических чисел Рейнольдса используем формулу:

$$Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu} \quad (3)$$

где, ω - скорость жидкости, d - характерная длина, ν – кинематический коэффициент вязкости мисцеллы.

При анализе процессов тепломассообмена после распыления жидкости, важной характеристикой является скорость движения капли. Скорость капли определяется кинетической энергией то есть, начальной скоростью и динамическим взаимодействием на каплю газовой фазы [4; -С.21-23 б.].

Тепловое воздействие на каплю при её движении, проявляется, в частности на деформацию капли из-за влияния температуры на вязкость и поверхность натяжения жидкости, и массообмена. Все эти данные используются для определения условия дробления капель.

Многочисленные экспериментальные исследования и визуализация позволили процесс дробления капли представить в следующем виде [5; Р.- 64-66 б.].

На поверхности жидкой частицы, обтекаемым потоком, создается распределение давлений (близкое к распределению на шаре), которое деформируют каплю. При определенном соотношении параметров, внешние силы аэродинамического воздействия

$$\rho_G \omega^2 \cdot \pi d^2 \text{ преодолевают силы поверхностного натяжения,} \\ \pi d^2 \cdot \sigma_L \text{ вызывая дробление капли [6;-Р.37-49].}$$

Количественно, соотношение этих сил определяется величиной критерия деформации - числом Вебера (We):

$$We = \frac{2 \cdot \rho_G \cdot \omega^2 \cdot R}{\sigma_L} \quad (4)$$

где, ρ_G – плотность газовой фазы, ω – относительная скорость фаз, R – радиус капли мисцеллы, σ_L – поверхностное натяжение капли мисцеллы.

Относительная скорость фаз определяется по следующей формуле:

$$\omega = \omega_G - \omega_L \quad (5)$$

где, ω_G – начальная скорость газовой фазы, ω_L – начальная скорость жидкой фазы мисцеллы.

Учёными установлены следующие характерные значения критерия Вебера: при $We < 10,7$ капля в потоке деформируется, но ещё не распадается; при $We = 10,7$ достигается нижний предел дробления, капля разрушается на две части, при этом из общего числа капель распадается 10-20 %.

По мере увеличения критерия Вебера в интервале $10,7 \leq We < 14$ капля разделяется на 3, 4, 5, и т.д. капель и раздробившихся капель в процентах возрастает. При $We = 14$ достигается верхний предел дробления – все 100% капель дробятся на множество мелких частиц. Далее при всех режимах, где $We > We_{кр} = 14$ дробления капель сохраняется. Образующиеся капли будут тем мельче, чем больше величина числа Вебера - We .

В нашем случае для экспериментальной установки выбраны параметры мисцеллы: начальный массовый расход - G_G , плотность мисцеллы - ρ_L , радиус сопла - $r_{соп}$, диаметр сопла $d_{соп}$

Для вычисления числа Вебера понадобится начальная скорость мисцеллы, и её можно вычислить из параметров начального расхода мисцеллы по следующей формуле:

$$\omega_L = \frac{G_L}{S_L} \quad (6)$$

где S_L - площадь сечения сопла мисцеллы, которая равна: $S_L = \pi \cdot r_L^2$

Для вычисления числа Вебера [7;-С42-54, 8; -С.109-162] сначала вычислим объёмный расход мисцеллы:

$$G_L = \frac{q_L}{\rho_L} \quad (7)$$

После определения объёмного расхода мисцеллы, определяем его начальную скорость по уравнению (6).

Параметры газовой фазы: объёмный расход газовой фазы равен G_G , радиус сопла газовой фазы равен r_G , плотность газовой фазы при температуре 130°C равна ρ_G .

Следовательно, площадь сечения сопла газовой фазы определяем следующим образом:

$$S_G = \pi \cdot r_G^2 \quad (8)$$

Таким образом, определим начальную скорость газовой фазы по следующей формуле:

$$\omega_G = \frac{G_G}{S_G} \quad (9)$$

По уравнению (5) определим относительную скорость фаз.

По выше указанным методам, определили длину начального участка газовой струи при изменении начального объёмного расхода и связи числа Вебера и начальной относительной скорости.

На рис.2. показан график зависимости длины начального участка газовой струи при изменении начального объёмного расхода.

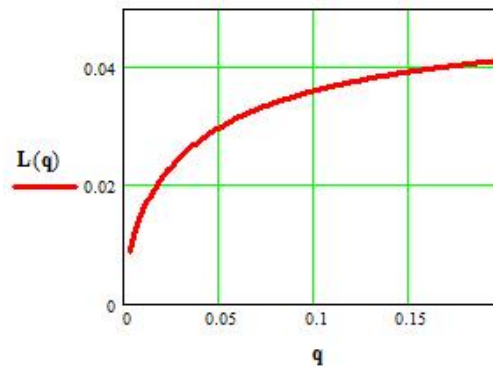


Рис. 2. Связь длины начального участка от начального расхода.

При увеличении расхода газа, длина начального участка увеличивается. Отсюда видно, что при расходе газовой струи 0,1 длина начального участка будет в пределах 35-40 мм, а длина конфузора форсунки аппарата составляет 180 мм. В оставшиеся части конфузора после начального участка ≈ 140 мм происходит смешивание газовой струи и струи мисцеллы.

Результат определения связи числа Вебера и начальной относительной скорости приведен на рис.3.

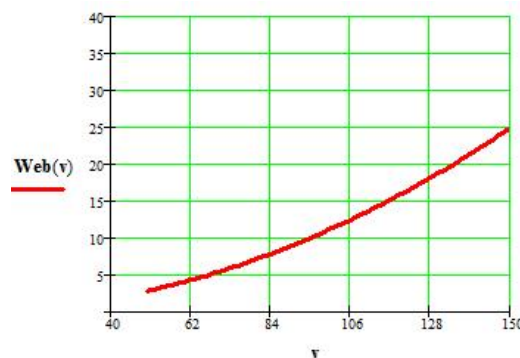


Рис. 3. Связь относительной скорости и числа Вебера.

Из рис. 3 видно, что при выборе вышеприведённых начальных данных, для достижения первоначального дробления капель ($We \geq 10$) относительная скорость должна быть больше $\omega = 90$ м/с.

Видно, что при скорости, большей $\omega = 90$, число Вебера $We > 10$, так что при выборе остальных начальных данных при начальной скорости газовой фазы, $We > 10$, происходит дробление капель.

Для дальнейшего определения диаметра капель, определения времени испарения используем одномерные обыкновенные дифференциальные уравнения для капли мисцеллы растительного масла.

Для вывода уравнения движения в одномерной постановке пользуемся вторым законом Ньютона:

$$m_d \frac{du}{dt} = -\frac{1}{2} K \cdot u^2 \quad (10)$$

где $K = \frac{1}{2} \rho_g \cdot A^2 \cdot C_d$; A - площадь поперечного сечения, C_d - коэффициент аэродинамического сопротивления капли мисцеллы растительного масла.

$$m_d = \frac{4}{3} \pi \rho_{ж} R^3 = \frac{4}{3} \pi \rho_{ж} \left(R_0 - \sqrt{2 * D * t \frac{\rho_r}{\rho_{ж}}} \right)^3$$

Интегрируя обе части уравнения (10) получим:

$$\int \frac{du}{u^2} = -\frac{1}{2} \int \frac{dt}{m_d} \quad (11)$$

Введём обозначения:

$$b = 2 \cdot D \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \quad k1 = \frac{4}{3} \pi \rho_{ж} \quad a = R_0 \quad (12)$$

Учитывая уравнения (11) и (12) приведем к следующему виду:

$$\int \frac{du}{u^2} = \int \frac{K dt}{k1(R_0 - \sqrt{bt})} \quad (13)$$

Левая часть уравнения (13) легко интегрируется, для правой части введём обозначения:

$$a - \sqrt{bt} = z, \quad t = \frac{1}{b}(a - z)^2, \quad dt = \frac{2}{b}(a - z) dz \quad (14)$$

Подставляя уравнение (14) в уравнение (13), в правой части получим:

$$\frac{K}{K1} \int \frac{2(a-z) dz}{z^3} = \frac{K}{K1} \int \frac{2adz}{z^3} - \int \frac{2z}{z^3} dz = \frac{K}{K1} \left[-\frac{2a z^{-2}}{b-2} - \frac{2 z^{-1}}{b-1} \right] + C \quad (15)$$

Подставляя уравнение (11) в уравнение (12) учитывая (10) получим:

$$-\frac{1}{u} = -\frac{2K}{K1} \left[-\frac{a}{b(a-\sqrt{bt})^2} + \frac{2}{b a - \sqrt{bt}} \right] \quad (16)$$

Изменяя уравнение (14), придём к следующему уравнению:

$$u = \frac{b \cdot K1 \cdot (a - \sqrt{bt})^2}{2(a - \sqrt{bt}) - a} \quad (17)$$

Масса частиц, испаряющихся в секунду с капли мисцеллы, в нашем примере равна:

$$\frac{dm}{dt} = -\frac{D \cdot \rho_g}{R} \cdot 4\pi R^2 \quad (18)$$

С другой стороны, $m = \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_{ж}$, поэтому взяв производную с обеих сторон получим следующее уравнение:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{4}{3} \pi \rho_{ж} \frac{dR^3}{dt} = 4\pi \rho_{ж} R^2 \frac{dR}{dt} \quad (19)$$

Приравняв уравнения (18) и (19), сделав некоторые упрощения, получим следующее уравнение и будем преобразовать к виду уравнений (20).

$$\frac{dR}{dt} = -\frac{D}{R} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_{ж}} \quad (20)$$

$$R \cdot dR = -D \cdot \frac{\rho_g}{\rho_{ж}} dt \quad (22)$$

Проинтегрировав уравнение (22) и учитывая начальное условие получим:

$$R^2 - R_0^2 = -2 \cdot D \cdot \frac{\rho_g}{\rho_{ж}} t \quad (23)$$

отсюда находим:

$$R^2 = R_0 - 2 \cdot D \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} t \quad \text{и} \quad R = \sqrt{R_1 - 2 \cdot D \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} t} \quad (24)$$

где $R_1 = R_0^2$

На рис.4 приведен график изменения радиуса капли по времени для разных начальных значений плотности газовой фазы. Видно, что при большой начальной плотности газовой фазы радиус капли уменьшается быстрее и стремится к нулю.

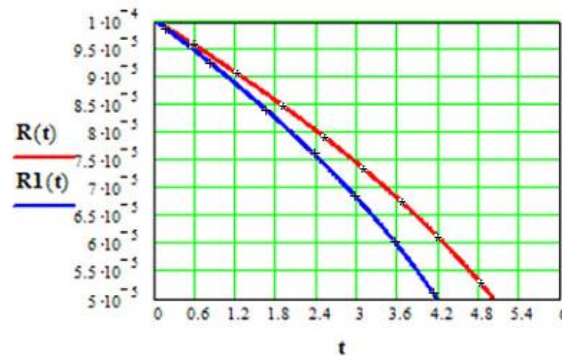


Рис.4. Зависимость размера капли мисцеллы по времени при разных значениях относительно начальной плотности газовой фазы

(*- $\rho_{ж} = 0,4$; +- $\rho_{ж} = 0,5$.)

На рис.5 приведен график зависимости продольной скорости по времени для разных начальных значений температуры газовой фазы. Отсюда видно, что при больших значениях начальной температуры скорость уменьшается быстрее.

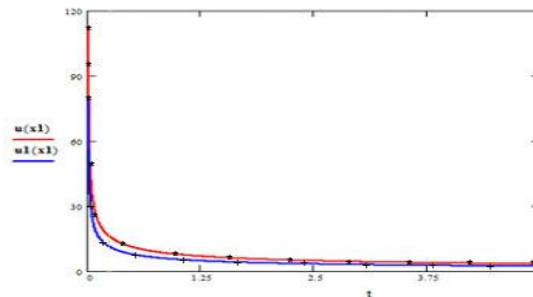


Рис.5. Зависимость продольной скорости по времени для разных начальных значений температуры газовой фазы

(*- $t_0=100^{\circ}\text{C}$, +- $t_0=130^{\circ}\text{C}$.)

Таким образом, с начальной скоростью 100 м/с газовой фазы, после половины секунды скорость падает примерно до 9 м/с, на этом этапе радиус капли по рис. 2.8 равен 0,00006 м=60 мкм. После одной секунды радиус капли будет равен 0,000003 м=30 мкм.

Обобщенную математическую модель процесса перегонки протекающего в рабочих зонах окончательного дистиллятора, можно описать следующей системой уравнений:

$$\frac{dx}{d\tau} = \frac{L_n x_n - L x - \left(\frac{\pi^2 D}{4 R^2}\right) (x - x^*)}{V_L \rho_L}$$

$$L = L_n - \Delta L$$

$$\Delta L = \frac{L_n (x_n - x)}{1 - x}$$

$$y = \frac{G_n y_n + \Delta L}{G}$$

$$G = G_n + \Delta L$$

$$x^* = \frac{p}{(b_{11} t - b_{10}) 100}$$

$$p = \frac{\frac{G y}{M_i}}{\frac{M_i y_i}{M_i}} P_{ум}$$

2
5

$$\frac{dt_{мц}}{d\tau} = G_{мц} c_{мц} t_{мц} - G_{мц} \frac{x_{мц} \cdot \bar{c}}{x_{мц} \cdot o} c_{мц} t_{мц} - G_{бен} i_{бен} + \alpha F (t_{бур} - t_{мц}) / V_L \rho_L c_L$$

Таким образом разработана полная математическая модель для распылительного массообменного процесса в аппарате окончательной дистилляции, аналитическим методом изучено образование капель мисцеллы растительного масла, изменение её скорости и диаметра на элементах форсунки при использовании кинетической энергии острого пара, за счет одновременной подачи мисцеллы и острого пара, который способствует максимальному увеличению контактной поверхности фаз.

Кроме того, получили сертификат агентства интеллектуальной собственности Республики Узбекистан на полезную модель (FAP20160056/1)

ЛИТЕРАТУРА:

1. J.Pöphen, Simple Method for Determining the Location of Distillation Region Boundaries in Quaternary Systems, Ind. Eng. Chem. Res. 43 (2004) 777–783.
2. Д.Ю.Слабодчиков. Интенцификация процесса испарения летучих фракции из мисцеллы в окончательных дистилляторах с паравыми форсунками. Санкт Петербург. Диссертация на соискание учёной степени кандидата технических наук. 2002 г.-С. 10-11.
3. Н. Yatim, P. Moszkowicz, M. Otterbein, P. Lang, Dynamic simulation of a batch extractive distillation process, Comput. Chem. Eng. 17 (S1), (1993) 57–62.
4. М.С.Нарзиев, Ф.Ю.Ҳабибов, Н.З.Шарипов. Пахта чигитидан ёғ ишлаб чиқаришдаги якуний дистилляциялаш аппаратларида фазалар гидродинамикасини ўрганиш // “Қишлоқ хўжалик маҳсулотларини ишлаб чиқариш, сақлаш ва қайта ишлашнинг тежамкор технологиялари ва уларнинг инновацион ечимлари” мавзусида Республика илмий ва илмий-техник анжумани. 2017. Фарғона. -21-23 б.
5. Ф.Ю.Ҳабибов, Ж.Жумаев, И.З.Мерожов. Исследование параметров первичного дробления мисцеллы в окончательных дистилляторах // “Саноат ва қишлоқ хўжалигининг долзарб муаммоларини ечишда инновацион технологияларнинг аҳамияти” мавзусида Республика илмий-техника анжуманининг мақолалар тўплами. 26-27 апрел, 2019. -Қарши. - 64-66 б.
6. Flock A.K., Guildenbecher D.R., Chen J., Sojka P.E., Bauer H.J. Experimental statistics of droplet trajectory and air flow during aerodynamic fragmentation of liquid drops // Intern. J. of Multiphase Flow. 2012. Vol. 47. -P. 37–49.

7. С.М.Фролов, В.А.Сметанюк. Тепло- и массообмен капли с газовым потоком. // Химическая физика, 2006, том 25, № 4, с. 42-54.

8. А.С.Белоусов. Гидродинамика процессов с неоднородными структурами закрученных гетерогенных потоков в вихревых аппаратах. Диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук. г.Москва. 2010.-С.109-162.