

УДК 664

Заведующий лабораторией В.В. Ананских,
старший научный сотрудник В.М. Чесноков
(ФГБНУ ВНИИ крахмалопродуктов) тел. (495) 557-15-00
E-mail: vniik@arrisp.ru

Chief of laboratory V.V. Ananskikh,
senior research scientist V.M. Chesnokov
(All-Russian Research Institute for Starch Products) phone (495) 557-15-00
E-mail: vniik@arrisp.ru

Паровой смеситель для клейстеризации крахмала в разжижающей установке

Vapor mixer for gelatinization of starch in liquefying station

Реферат. Гидролиз крахмала является основным технологическим процессом в производстве сахаристых продуктов. Кислотный гидролиз крахмала с применением соляной кислоты осуществляется быстро, но не позволяет проводить полный гидролиз, а также получать продукты с заданным углеводным составом. Биоконверсия крахмала обеспечивает устранение указанных недостатков. При получении сахаристых веществ из крахмала с помощью ферментов гидролиз крахмала осуществляется двухстадийным способом. На первой стадии – разжижении крахмала происходит резкое увеличение вязкости продукта, требующее высокоинтенсивного перемешивания. Разжижающая установка состоит из разварника, выдерживателя, регулятора давления и испарителя. Разварник крахмала является её основной частью, в нём крахмал быстро переходит в растворимое (клейстеризованное) состояние и частично разжижается путём инжектирования крахмальной суспензии потоком водяного пара давлением не менее 0,8 МПа. Для определения конструктивных размеров смесителя для разваривания крахмала проведены тепловой и гидравлический расчёты. При этом основными задаваемыми гидравлическими параметрами являются: перепад давления на смесителе, давление пара на входе в смеситель, суточная производительность установки по патоке M , расход продукта (крахмальной суспензии), диаметр входного сечения насадка для пара. Цель расчёта – определение расхода пара M_1 , диаметра d_2 выходного сечения конфузора инжектора, длины l_2 участка клейстеризации. Для теплового расчёта использована формула Шухова совместно с уравнением теплового баланса для процесса клейстеризации. Численное решение полученных с принятыми допущениями уравнений, приведённое в прикладном математическом пакете MATHCAD, для $M = 50$ т/сут даёт требуемый суточный расход пара $M_1 = 14,446$ т. При гидравлическом расчёте для перепада давления на смесителе использована теорема Бернулли. При решении полученных уравнений с помощью MATHCAD найдены диаметр выходного сечения конфузора $d_2 = 0,023$ м, давление в камере смесителя $p_2 = 3,966 \cdot 10^5$ Па, $l_2 = 0,128$ м. Разработанная методика расчёта используется для определения конструктивных параметров струйного разварника непрерывнодействующих осахаривателей крахмала любой производительности.

Summary. Starch hydrolysis is main technological process in production of starch sweeteners. Acid hydrolysis of starch using hydrochloric acid is carried out very fast but it does not allow to carry out full hydrolysis and to produce products with given carbohydrate composition. Bioconversion of starch allows to eliminate these limitations. At production of starch sweeteners from starch using enzymes starch hydrolysis is carried out in two stages. At first starch – starch liquefaction the rapid increase of viscosity takes place which requires intensive mixing. Liquefying station consists of jet-cooker, holder, pressure regulator and evaporator. Jet-cooker of starch is its main part, starch is quickly turns into soluble (gelatinized) state and it is partially liquefied by injection of starch suspension by flow of water vapor under pressure not less than 0,8 MPa. Heat and hydraulic calculation were carried out in order to determine constructive sizes of mixer for cooking of starch. The main hydraulic definable parameters are pressure drop in mixer, vapor pressure at mixer inlet, daily capacity of station by glucose syrup M , product consumption (starch suspension), diameter of inlet section of vapor nozzle. The goal of calculation was to determine vapor consumption M_1 , diameter d_2 of outlet section of confuser injector, length l_2 of gelatinization section. For heat calculation there was used Shukhov's formula along with heat balance equation for gelatinization process. The numerical solution obtained with adopted assumptions given in applied mathematical package MATHCAD, for $M = 50$ t/day gives required daily vapor consumption $M_1 = 14,446$ t. At hydraulic calculation of pressure drop in mixer there was used Bernoulli's theorem. Solving obtained equations using MATHCAD found diameter of outlet section of confuser $d_2 = 0,023$ m, vapor pressure inside of mixer $p_2 = 3,966 \cdot 10^5$ Pa, $l_2 = 0,128$ m. Developed method of calculation is used to determine constructive sizes of jet-cooker of continuously operated starch saccharification process of any capacity.

Ключевые слова: крахмал, гидролиз, биоконверсия, разжижение, осахариватель, тепловой расчет, гидравлический расчет, непрерывно действующий осахариватель.

Key words: starch, hydrolysis, bioconversion, liquefaction, heat calculation, hydraulic calculation, continuously operated saccharification tank.

При получении сахаристых веществ из крахмала с помощью ферментов гидролиз крахмала осуществляется двухстадийным способом. Вначале проводится разжижение крахмала, а затем его осахаривание. Разжижение крахмала осуществляется в разжижающей установке, состоящей из разварника, выдерживателя, регулятора давления и испарителя [1]. Основной частью всей разжижающей установки является разварник крахмала, с помощью которого крахмал быстро переходит в растворимое (клейстеризованное) состояние и частично разжижается. Основной вид струйного разварника, или парового смесителя представлен на рисунке 1.

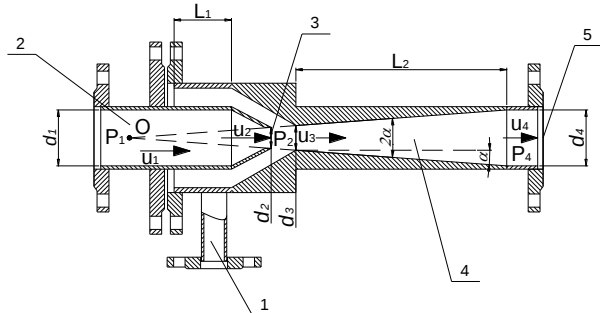


Рисунок 1. Вид струйного разварника:

1 – патрубок подвода крахмальной суспензии; 2 – патрубок подвода пара; 3 – сопло для создания струи пара; 4 – камера смешения; 5 – выходной патрубок

Принцип работы разварника заключается в подаче суспензии крахмала в струю пара, движущегося с большой скоростью. При этом крахмал быстро клейстеризуется и частично разжижается [2].

Подготовленная к разжижению крахмальная суспензия непрерывно попадает в строго определенном количестве через патрубок 1 в поток водяного пара, движущегося через сопло 3 в камеру смешения 4. Пар с давлением на входе не менее 0,8 МПа подается через патрубок 2. Соотношение объемов пара и крахмальной суспензии, подаваемых в камеру смешения 4, должно обеспечить температуру смеси на уровне 105-110 °С [3]. В это время крахмал, находящийся в суспензии, переходит в растворимое состояние (клейстеризуется) и выходит через патрубок 5 в выдерживатель.

Для определения конструктивных размеров смесителя для разваривания крахмала необходимо провести тепловой и гидравлический расчеты. При этом основными задаваемыми гидравлическими параметрами являются: перепад давления на смесителе $\Delta p = p_1 - p_4$, давление пара на входе в смеситель p_1 , суточ-

ная производительность установки по патоке M , секундный расход продукта (крахмальной суспензии) q_2 , диаметр d_1 входного сечения насадка для пара.

Основными тепловыми параметрами являются: начальная температура продукта T_1 в зоне клейстеризации, температура продукта T_3 в зоне клейстеризации, температура пара на входе в смеситель T_0 .

Целью расчёта является определение суточного расхода пара M_1 , диаметра d_2 выходного сечения конфузора, длины l_2 участка клейстеризации (рисунок 1).

1. Тепловой расчёт

Определим температуру пара T_2 в выходном сечении участка l_1 цилиндрической части трубы, находящейся в камере смесителя, и суточный расход пара. Для этого используем формулу Шухова [4] совместно с уравнением теплового баланса для процесса клейстеризации. Принимая, что на участке l_1 стенки трубы имеют температуру продукта в камере смесителя, получим на основании формулы Шухова:

$$T_2 = T_1 + (T_0 - T_1) \cdot e^{\frac{\pi \cdot d_1 \cdot K \cdot l_1}{c_p \cdot \rho_1 \cdot q_1}}, \quad (1)$$

где K – коэффициент теплопередачи; c_p – коэффициент теплоёмкости пара при постоянном давлении; ρ_1 – плотность пара; q_1 – секундный расход пара.

Уравнение теплового баланса для процесса клейстеризации имеет вид:

$$M_1 \cdot (i - c_1 \cdot T_2) = 1,1 \cdot (Q_1 + Q_2), \quad (2)$$

где M_1 – суточный массовый расход пара, i – теплосодержание пара, c_1 – удельная теплоёмкость конденсата, Q_1 – количество тепла, требуемое на нагревание продукта от начальной температуры T_1 в камере смесителя до конечной температуры T_3 в зоне клейстеризации l_2 , Q_2 – количество тепла требуемое на клейстеризацию продукта, 1,1 – коэффициент, учитывающий потери тепла.

Величины M_1 , Q_1 и Q_2 , и определяются по следующим формулам:

$$M_1 = 3600 \cdot q_1 \cdot \rho_1 \cdot t, \quad (3)$$

$$Q_1 = M_2 \cdot c_2 \cdot (T_3 - T_1), \quad (4)$$

$$Q_2 = 154 \cdot M_3, \quad (5)$$

где t – время работы установки в сутки,

$$M_2 = \frac{M \cdot m}{n_0} \quad (6)$$

M_2 – масса крахмальной суспензии с содержанием сухих веществ n_0 ; c_2 – удельная теплоёмкость продукта; 154 кДж/кг – количество тепла, требуемое для клейстеризации 1 кг продукта; m – расход в кг абсолютно сухого крахмала на 1 т патоки; M_3 – количество абсолютно сухого крахмала, требуемого к переработке в сутки:

$$M_3 = M \cdot m \quad (7)$$

Величина m в кг определяется по эмпирической формуле:

$$m = 780,979 + 31,188 \cdot e^{-0,055M}. \quad (8)$$

Подстановкой в (2) выражений M_1 из (3), T_2 из (1), Q_1 с учётом (6) и (8) из (4) и Q_2 с учётом (7) и (8) из (5) получим уравнение для определения секундного расхода пара q_1 :

$$3600 \cdot q_1 \cdot \rho_1 \cdot t \cdot \left\{ i - c_1 \cdot \left[T_1 + (T_0 - T_1) \cdot e^{\frac{\pi \cdot d_1 \cdot K \cdot l_1}{c_p \cdot \rho_1 \cdot q_1}} \right] \right\} - 1,1 \cdot (Q_1 + Q_2) = 0 \quad (9)$$

Для численного решения этого уравнения используем следующие данные:

$$\begin{aligned} \rho_1 &= 0,6 \text{ кг/м}^3, \quad t = 22 \text{ ч}, \quad i = 2729 \text{ кДж/кг}, \\ c_1 &= 4,19 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}, \quad T_1 = 35^\circ \text{C}, \\ T_0 &= 155^\circ \text{C}, \quad d_1 = 0,05 \text{ м}, \\ K &= 0,0233 \text{ кДж/м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{град}, \quad l_1 = 0,3 \text{ м}, \\ c_p &= 2,14 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}, \\ c_2 &= 3,12 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}, \quad n_0 = 0,38, \\ M &= 50 \text{ т/сутки}. \end{aligned}$$

Численное решение уравнения (9), приведённое в математическом пакете MATHCAD, даёт для секундного расхода пара величину $q_1 = 0,304 \text{ м}^3/\text{с}$, а на основании (3) для суточного количества пара – величину $M_1 = 14,446 \text{ т}$.

Из решения (9) и формулы (1) также следует, что температура пара T_2 в конце участка l_1 мало отличается (меньше, чем на один градус) от начальной температуры T_0 на входе в смеситель. Поэтому в уравнении теплового баланса (2) температуру T_2 можно заменить на T_0 .

2. Гидравлический расчёт

Исходим из того, что заданный перепад давления на смесителе Δp равен сумме перепадов давления Δp_1 на конфузоре и Δp_2 на диффузорном участке l_2 , т. е.

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 \quad (10)$$

Перепад давления Δp_1 находится по теореме Бернулли. При этом, в силу малой вязкости пара, пренебрегаем потерями давления на преодоление сил вязкого трения на конфузоре и участке l_1 . Выражая скорости пара в сечениях с диаметрами d_1 и d_2 через расход пара q_1 , получим:

$$\Delta p_1 = p_1 - p_2 = \frac{8 \cdot \rho_1 \cdot q_1^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_2^4} - \frac{1}{d_1^4} \right) \quad (11)$$

Определить перепад давления Δp_2 значительно сложнее, поскольку на участке клейстеризации l_2 продукт имеет большую вязкость, а значит, на этом участке нельзя пренебречь потерями напора на преодоление сил вязкого трения. Кроме того, неясен характер течения (ламинарное или турбулентное) продукта на этом участке.

Для определения характера течения продукта на участке l_2 примем во внимание, что на этом участке имеем диффузорный канал с небольшим углом конусности $\alpha \approx 5^\circ = \pi/36$. Поэтому найдём число Рейнольдса для такого канала так же, как и для цилиндрического канала, но по некоторому среднему диаметру $\bar{d}$.

Определим расход продукта на участке l_2 , считая, что на этом участке весь пар сконденсировался и превратился в воду с температурой, равной температуре клейстеризации продукта T_3 . Тогда секундный расход q продукта на участке l_2 будет складываться из расхода крахмальной суспензии q_2 и расхода $q_{1в}$ воды с температурой T_3 .

$$\text{При этом} \quad q_2 = \frac{M_2}{3,6 \cdot \rho_2 \cdot t}, \quad (12)$$

где ρ_2 – плотность продукта в зоне клейстеризации, а из закона сохранения массы воды и пара

$$q_{1в} = \frac{q_1 \cdot \rho_1}{\rho_{1в}}, \quad (13)$$

где $\rho_{1в}$ – плотность воды при температуре T_3 . Тогда

$$q = q_2 + q_{1в} = \frac{M_2}{3,6 \cdot \rho_2 \cdot t} + \frac{q_1 \cdot \rho_1}{\rho_{1в}} \quad (14)$$

Выражая число Рейнольдса через расход q и средний диаметр $\bar{d}$, найдём

$$R_2 = \frac{2 \cdot \rho_2 \cdot q}{\pi \cdot \mu_2 \cdot \bar{d}}, \quad (15)$$

где μ_2 – коэффициент вязкости продукта в зоне клейстеризации. Численные расчёты

по формулам (12)–(15) приведены в математическом пакете MATHCAD. Рассчитанное по среднему диаметру $\bar{d} = 0,04$ м, плотности $\rho_2 = 1173,4$ кг/м³ и вязкости $\mu_2 = 0,5$ Па·с число Рейнольдса равно $R_2 = 48218$. Это значение значительно меньше критического для цилиндрической трубы. Поэтому следует ожидать, что и для слабо расширяющегося диффузорного канала при найденном числе Рейнольдса течение будет ламинарным.

Используя условие ламинарности течения на участке l_2 , найдём перепад давления Δp_2 двумя способами: 1-й способ – использование точного решения для течения вязкой жидкости в диффузоре [5], и 2-й способ – использование экспериментальной формулы для определения коэффициента сопротивления диффузора [5].

При первом способе находим, согласно [3], потерю давления $\Delta p'_2$ на преодоление сил вязкого трения:

$$\Delta p'_2 = 2 \cdot \mu_2 \cdot C \cdot (1 - 3 \cdot \cos^2 \theta) \cdot \left(\frac{1}{r_3^3} - \frac{1}{r_4^3} \right), \quad (16)$$

где r_3 и r_4 – расстояния от вершины конуса О (рисунки 1, 2) вдоль его образующей сечений соответственно диаметрами d_3 и d_4 , θ – угловая сферическая координата ($0 \leq \theta \leq \alpha$), α – половина угла раствора конуса (рисунки 1, 2),

$$C = \frac{q}{2 \cdot \pi \cdot (1 - \cos \alpha)^2 \cdot (2 \cdot \cos \alpha + 1)}, \quad (17)$$

Примем во внимание, что в диффузорном канале с малым углом конусности давление слабо зависит от угла θ . Поэтому в любом

сечении этого канала давление будет практически такое же, как и при $\theta = 0$, т. е. на его оси.

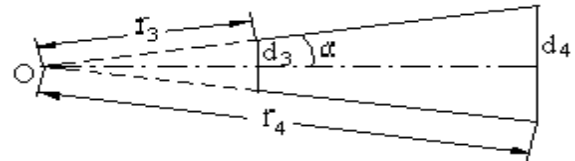


Рисунок 2. Конус, образующий сечение по диаметрам d_3 и d_4

Преобразуем выражение (16) с учётом (17), полагая в нём $\theta = 0$ и выражая расстояния r_3 и r_4 через диаметры соответствующих сечений (рисунок 2) по формулам:

$$r_3 = \frac{d_3}{2 \sin \alpha}, \quad r_4 = \frac{d_4}{2 \sin \alpha}. \quad \text{В результате получим:}$$

$$\Delta p'_2 = - \frac{16 \cdot \mu_2 \cdot q \cdot \sin^3 \alpha}{\pi \cdot (1 - \cos \alpha)^2 \cdot (2 \cos \alpha + 1)} \cdot \left(\frac{1}{d_4^3} - \frac{1}{d_3^3} \right) \quad (18)$$

Величина диаметра d_3 должна выбираться в зависимости от диаметра d_2 так, что

$$d_3 = n \cdot d_2 \quad (19)$$

при $n > 1$. Полный перепад давления Δp_2 на участке l_2 найдём по теореме Бернулли для реальной жидкости [5].

$$p_2 + \frac{\rho_2 \cdot u_3^2}{2} = p_4 + \frac{\rho_2 \cdot u_4^2}{2} + \Delta p'_2, \quad (20)$$

где p_4 – давление на выходе из диффузора; u_3, u_4 – соответственно скорости продукта на входе и на выходе (рис.1). Выражая скорости u_3, u_4 через расход q и учитывая (18) и (19), находим из (20):

$$\Delta p_2 = \frac{8 \cdot \rho_2 \cdot q^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_4^4} - \frac{1}{n^4 \cdot d_2^4} \right) - \frac{16 \cdot \mu_2 \cdot q \cdot \sin^3 \alpha}{\pi \cdot (1 - \cos \alpha)^2 \cdot (2 \cos \alpha + 1)} \cdot \left(\frac{1}{d_4^3} - \frac{1}{n^3 \cdot d_2^3} \right) \quad (21)$$

Полный перепад давления Δp_2 на смесителе согласно (10), (11) и (21) равен

$$\Delta p = \frac{8 \cdot \rho_1 \cdot q_1^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_2^4} - \frac{1}{d_1^4} \right) + \frac{8 \cdot \rho_2 \cdot q^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_4^4} - \frac{1}{n^4 \cdot d_2^4} \right) - \frac{16 \cdot \mu_2 \cdot q \cdot \sin^3 \alpha}{\pi \cdot (1 - \cos \alpha)^2 \cdot (2 \cos \alpha + 1)} \cdot \left(\frac{1}{d_4^3} - \frac{1}{n^3 \cdot d_2^3} \right). \quad (22)$$

Уравнение (22) решалось численно с помощью прикладного математического пакета MATHCAD относительно выходного диаметра конфузора d_2 при следующих дополнительных данных: $d_4 = 0,05$ м, $\alpha \approx 5^\circ = \pi/36$, $\Delta p = 1,5 \cdot 10^5$ Па, $n = 1,2$. Найденный диаметр выходного сечения конфузора $d_2 = 0,023$ м. Давление в камере смесителя $p_2 = 3,966 \cdot 10^5$ Па. Длина участка клейстеризации $l_2 = 0,128$ м.

При втором способе перепад давления на участке клейстеризации l_2 находится с помощью теоремы Бернулли для реальной жидкости с учётом потерь напора, который

рассчитывается по коэффициенту сопротивления в диффузоре [5]. В этом случае получим:

$$p_2 + \frac{\rho_2 \cdot u_3^2}{2} = p_4 + \frac{\rho_2 \cdot u_4^2}{2} + \xi \cdot \frac{\rho_2 \cdot u_3^2}{2}, \quad (23)$$

где ξ – коэффициент сопротивления диффузора, который согласно [3] равен:

$$\xi = k \cdot \left[1 - \left(\frac{d_3}{d_4} \right)^2 \right]^2, \quad (24)$$

где коэффициент k зависит от угла α и для значения $\alpha = 5^\circ$ равен $\xi = 0,16$.

Выполнив в равенстве (23) те же преобразования, что и для первого способа, найдём из него перепад давления на участке l_2 :

$$\Delta p_2 = \frac{8 \cdot \rho_2 \cdot q^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_4^4} - \frac{1}{d_3^4} \right) + 1,28 \cdot \left[1 - \left(\frac{d_3}{d_4} \right)^2 \right] \cdot \frac{\rho_2 \cdot q^2}{\pi^2 \cdot d_3^4} \quad (25)$$

Полный перепад давления на смесителе согласно (10), (11), (19) и (25) равен:

$$\Delta p = \frac{8 \cdot \rho_1 \cdot q_1^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_2^4} - \frac{1}{d_1^4} \right) + \frac{8 \cdot \rho_2 \cdot q^2}{\pi^2} \cdot \left(\frac{1}{d_4^4} - \frac{1}{n^4 d_2^4} \right) + 1,28 \cdot \left[1 - \left(\frac{n \cdot d_2}{d_4} \right)^2 \right] \cdot \frac{\rho_2 \cdot q^2}{\pi^2 \cdot n^4 \cdot d_2^4} \quad (26)$$

ЛИТЕРАТУРА

1 Лукин Н.Д., Бородин З.М., Липидус Т.В. и др. Исследование процесса биоконверсии нативного кукурузного крахмала с применением различных амилолитических ферментов // Достижения науки и техники АПК. 2011. №12. С. 74-76.

2 Лукин Н.Д., Бородин З.М., Папахин А.А. и др. Исследование действия амилолитических ферментов на нативный крахмал различных видов в гетерогенной среде // Достижения науки и техники АПК. 2013. №10. С. 62-64.

3 Голованчиков А.Б., Шагарова А.А., Дулькина Н.А., Даниличева М.В. Разработка комбинированный смесителей для перемешивания жидких гетерогенных систем // Известия ВолгГТУ. 2013. №1 (104). С. 94-99.

4 Голованчиков А.Б., Шагарова А.А., Дулькина Н.А., Коржова М.В., Осауленко Г.И. Смеситель для перемешивания высоковязких неньютоновских жидкостей, эмульсий и суспензий // Известия ВолгГТУ. 2012. № 4 / ВолгГТУ. С. 128-129.

5 Алфёров А.С. Экспериментальные исследования процесса смешивания сухих и жидких компонентов комбикормов // Вестник Алтайского ГАУ. 2012. №10. С. 115-118.

Расчёт величин d_2 , p_2 и l_2 , и, проведенный в соответствии с (26), полностью совпадает с теми результатами, которые были получены ранее на основании решения (22). Это объясняется тем, что падение давления Δp_1 на конфузоре (первое слагаемое в (22) и (26)) значительно превышает падение давления Δp_2 на диффузоре (второе слагаемое в (22) и (26)).

На основе проведенных теплового и гидравлического расчётов разработана методика расчёта для определения конструктивных параметров струйного разварника непрерывнодействующих осахаривателей крахмала любой производительности.

REFERENCES

1 Lukin N.D., Borodina Z.M., Lapidus T.V. et al. Study of bioconversion of native corn starch using different amylolytic enzymes. *Dostizheniya nauki i tekhniki APK*. [Achievements of Science and Technology of Agro-industrial Complex], 2011, no. 12, pp. 74-76. (In Russ).

2 Lukin N.D., Borodina Z.M., Papakhin A.A. et al. Study of amylolytic enzymes action upon native starch of different kinds in heterogeneous medium. *Dostizheniya nauki i tekhniki APK*. [Achievements of Science and Technology of Agro-industrial Complex], 2013, no. 10, pp.62-64. (In Russ).

3 Golovanchikov A.B., Shagarova A.A., Dulkina N.A., Danilicheva M.V. Development of combined mixers for mixing liquids in heterogeneous systems. *Izvestiya VolgGTU*. [Proceedings of VolgSTU], 2013, no. 1 (104), pp. 94-99. (In Russ).

4 Golovanchikov A.B., Shagarova A.A., Dulkina N.A., Korzhova M.V. et al. Mixer for mixing high-viscosity non-newton liquids, emulsions and suspensions. *Izvestiya VolgGTU*. [Proceedings of VolgSTU], 2012, no. 4, pp. 128-129. (In Russ).

5 Alferov A.S. Experimental studies of mixing of dry and liquid components of animal feed. *Vestnik Altaiskogo GAU*. [Proceedings of Altai SAU], 2012, no. 10, pp. 115-118. (In Russ).