

УДК 661.727.4
ББК 65.9(2)304.17
С-92

Схаляхов Анзаур Адамович, доктор технических наук, доцент, профессор кафедры технологий, машин и оборудования пищевых производств, декан технологического факультета Майкопского государственного технологического университета, т.: (8772) 570412;

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;

Кошевой Евгений Пантелеевич, доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой машин и аппаратов пищевых производств Кубанского государственного технологического университета, т.: (861) 2752279;

Верещажин Александр Геннадьевич, кандидат технических наук, доцент кафедры машин и аппаратов пищевых производств Кубанского государственного технологического университета, т.: (861) 2752279.

ПРОЦЕСС ОКОНЧАТЕЛЬНОЙ ДИСТИЛЛЯЦИИ АЦЕТОНО-МАСЛЯНОЙ МИСЦЕЛЛЫ С ИНЕРТНЫМ КОМПОНЕНТОМ (рецензирована)

Статья посвящена изучению процесса окончательной дистиляции ацетоно-масляных мисцелл в технологии очистки фосфатидных концентратов с применением в качестве агента дистиляции инертного компонента – азота. Рассмотрена модель продувки азота через слой обрабатываемой мисцеллы в дезодорирующей камере на заключительной стадии процесса окончательной дистиляции. С помощью данной модели определена удельная подача количества молей азота к количеству молей масла.

Ключевые слова: окончательная дистиляция, инертный компонент, азот, ацетоно-масляная мисцелла, фосфатидный концентрат, очистка.

Skhalyakhov Anzaur Adamovich, Doctor of Technical Sciences, associate professor, professor of the Department of Technology, Machinery and Equipment for Food Industry, Dean of the Technological Faculty of Maikop State Technological University, tel.: (8772) 570412.

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

Koshevoi Eugenij Panteleevich, Doctor Of Technical Sciences, Professor, head of the Department of Machines and Equipment for Food industry, Kuban State Technological University, tel.: (861) 2752279;

Vereshchagin Alexander Gennadjevich, Candidate of Technical Sciences, assistant professor of the Department of Machines and Equipment for Food Industry, Kuban State Technological University, tel.: (861) 2752279.

THE PROCESS OF A FINAL ACETONE-OIL MISCELLA DISTILLATION WITH INERT COMPONENT

The article studies the process of the final distillation of acetone-oil miscellas in the cleaning technology of phosphatidic concentrates using an inert component - nitrogen. A model of nitrogen purging through the layer of treated miscella in deodorizing camera at the final stage of distillation has been considered. The specific number of moles of nitrogen supply to the number of moles of oil has been determined.

Keywords: final distillation, inert components, nitrogen, acetone-oil miscella, phosphatidic concentrate, cleaning.

В технологии очистки фосфатидных концентратов при использовании ацетона в качестве растворителя [1] на стадии окончательной дистиляции применение острого водяного пара приводит к образованию трудноразделимой водно-ацетоновой смеси. В связи с этим, предлагается проводить окончательную дистиляцию в присутствии инертного компонента – азота.

Относительно эффективности по расходу азота в экспериментах по физической рафинации [2] установлено, что 1 моль азота имеет почти ту же самую способность отгонки как 1 моль пара. С иде-

альной термодинамической точки зрения, требуемое количество газа отгонки пропорционально его молекулярному весу, что дает некоторое предпочтение водяному пару.

В данной работе представлены результаты моделирования процесса окончательной дистилляции ацетона-масляных мисцелл с помощью инертного компонента азота.

Для процесса отгонки с подачей газа важно оценить эффективность испарения, т.е. степень насыщаемости летучими веществами в течение прохода пузыря через слой масла [3].

При построении математической модели рассмотрим процесс с продувкой азота через слой обрабатываемой мисцеллы на заключительной стадии в дезодорационной камере процесса окончательной дистилляции.

В дезодорационной камере азот продувается через слой мисцеллы, которая содержит небольшое остаточное количество ацетона. При окончательной дистилляции мисцелла поступает в зону отгонки уже нагретой и азот барботирует через слой жидкой фазы при постоянной температуре и уносит ацетон.

В качестве режима движения взаимодействующих фаз рекомендуется противоток, обеспечивающий минимальное отношение чисел единиц переноса по фазам и минимальное перемешивание по жидкой фазе [4].

При построении математической модели можно принять следующие допущения:

1. Жидкая фаза в случае отгонки с азотом принимается как бинарная смесь, сформированная летучим компонентом – ацетоном (индекс 2) и нелетучим компонентом – маслом (индекс 1). Фаза пара – бинарная смесь, составленная из компонентов 2 и 3, где 3 – агент отгонки – азот.

2. Жидкую фазу рассматриваем как полностью смешанную, несмотря на изменения концентрации жидкой фазы по высоте слоя.

3. Фаза газопаровая идеальна, так как процесс происходит при относительно низких давлениях. Жидкую фазу, рассматриваем как неидеальную.

4. Азот в момент входа в слой содержит только компонент (3) и поглощает летучий растворитель (2), когда всплывает к свободной поверхности.

Согласно теории массопередачи при газовой абсорбции [5] можно записать:

$$dN_2 = n_3 \cdot \frac{dy_A}{dt}, \quad (1)$$

где N_2 – число молей компонента (2), переданного от жидкой фазы к пузырю; n_3 – число молей в газовой фазе компонента (3) ($n_3 = \frac{P^0 \cdot V_3}{R \cdot T}$); P^0 – давление в аппарате (над поверхностью слоя), Па;

V_3 – объем газовой фазы в виде всплывающих пузырей ($V_3 = 1,378 \frac{v_G^{6/5}}{g^{3/5}}$ [83]); v_G – объемный поток газа через отверстия барботера, м³/с; R – газовая постоянная ($R = 8314.4$ Па м³/кмоль К); T – температура, К; y_2 – мольная доля ацетона в пузыре; t – время контакта между пузырем и жидкой фазой.

Если u_3 – скорость всплытия отдельных пузырей, в течение дифференциального времени dt , то пузырь всплывает на расстояние dh , согласно соотношению:

$$dt = \frac{dh}{u_3}, \quad (2)$$

Соотношение между диаметром пузыря – d_3 и скоростью всплытия больших сферических пузырей [6] может быть выражена так:

$$u_3 = K \sqrt{gd_3} = C_1 d_3^{e_1} \quad (3)$$

В работе [7] установлено, что значение $K = 0,71$.

Диаметр пузыря на выходе из отверстия барботера [5] можно определить по соотношению:

$$d_3 = \left(\frac{6d_o \sigma}{\Delta \rho g} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (4)$$

где d_0 – диаметр отверстия; σ – поверхностное натяжение; $\Delta\rho$ – разностей плотностей жидкости и газа.

Количество ацетона, переданного в единицу времени от жидкой фазы в газовую можно представить уравнением массопередачи:

$$n_3 \frac{dy_2}{dt} = K_{OG} A_3 (y_2^* - y_2), \quad (5)$$

где K_{OG} – коэффициент массопередачи; $(y_2^* - y_2)$ – разность концентраций ацетона в пузыре в состоянии равновесия и текущей, принимаемая как движущая сила; A_3 – поверхностная площадь массообмена (пузырей).

Коэффициент массопередачи K_{OG} выражен как:

$$\frac{1}{K_{OG}} = \frac{m}{k_L c_L} + \frac{RT}{P^o k_G}, \quad (6)$$

где m – коэффициент распределения компонента 2 ($m = \frac{y_2^*}{x_2^*}$ или $m = \frac{\gamma_2 \cdot P_2^{VP}}{P^o}$); y_2^* и x_2^* – мольные

доли компонента 2 в равновесии в газовой и жидкой фазах; γ_2 – коэффициент активности компонента 2 (ацетона) в жидкой фазе (мисцелле) может быть определен по полученному уравнению [8]

$\gamma_{21} = \exp[\ln(x_2) - 1] \cdot (1 - x_2)^2$; P_2^{VP} – давление насыщенных паров ацетона может быть определено

по уравнению Антуана; k_L – коэффициент массоотдачи со стороны жидкой фазы, м/с; $c_L = \frac{\rho_L}{M_L}$ –

мольная плотность жидкой фазы; кмоль/м³; ρ_L – плотность масла, кг/м³; M_L – средний молекулярный вес масла ($M_L = M_3 = 850$ кг/кмоль); k_G – коэффициент массоотдачи со стороны газовой фазы, м/с.

Коэффициенты массоотдачи со стороны жидкой и газовой фазы могут быть определены по соотношениям [7]:

$$k_L = \left(\frac{4D_L}{\pi t_1} \right)^{1/2} = \left(\frac{4D_L}{\pi \frac{d_3}{u_3}} \right)^{1/2} = \left(\frac{4C_1 D_L}{\pi} \right)^{1/2} d_3^{-1/4} = C_2 \sqrt{D_L} d_3^{e_2} \quad (7)$$

$$k_G = \left(\frac{4D_G}{\pi t_1} \right)^{1/2} = \left(\frac{4D_G}{\pi \frac{d_3}{u_3}} \right)^{1/2} = \left(\frac{4C_1 D_G}{\pi} \right)^{1/2} d_3^{-1/4} = C_2 \sqrt{D_G} d_3^{e_2} \quad (8)$$

Коэффициент диффузии ацетона в жидкой фазе (масле), D_L был оценен по корреляции Шайбеля [9]

Для оценки бинарного коэффициента диффузии ацетона и азота в газовой фазе D_G использовалось уравнение Чэпмена и Энскога [9]

Используя, ранее приведенные, уравнения, получили:

$$\varepsilon = \frac{p_2^h}{p_2^*} = f(h) = 1 - \exp \left[-5,008 \frac{c_L \sqrt{D_L D_G}}{RT c_L \sqrt{D_L} + P^o m \sqrt{D_G}} \pi^{1/12} \left(\frac{P^o}{n_3} \right)^{7/12} \frac{(RT)^{5/12}}{g^{1/4}} h \right], \quad (9)$$

Требуемое количество азота для отгонки, является важным параметром в оценке эксплуатационных затрат процессов отгонки и непосредственно связано с эффективностью испарения.

В работе [7] при моделировании процессов дезодорации и физической рафинации получено уравнение для определения количества агента отгонки, которое для условий окончательной дистилляции можно записать в виде:

$$S = F \cdot \frac{P^o}{\bar{\varepsilon} \gamma_2 P_2^{vp}} \cdot \left[\ln \left(\frac{x_{2,n}}{x_{2,\kappa}} \right) \right], \quad (10)$$

где F – число молей масла в подаче, исключая ацетон; $x_{2,n}$ и $x_{2,\kappa}$, соответственно, мольное отношение ацетона в жидкой фазе к маслу в начальный момент времени n и конечный момент времени κ ; γ_2 – коэффициент активности для ацетона. Ранее установлена зависимость для γ_2 , которая в зависимости от концентрации отклоняется отрицательно от единицы и соответственно существенно влияет на величину S .

При определении удельного потребления азота в процессе окончательной дистилляции используется средняя эффективность испарения, ε_{1-2} , которая является средней величиной $\varepsilon^{h=H}$:

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\int_{x_{1,n}}^{x_{1,\kappa}} \varepsilon dX_1}{\int_{x_{1,n}}^{x_{1,\kappa}} dX_1}, \quad (11)$$

Таким образом, для принимаемого диапазона остаточного давления в аппаратах окончательной дистилляции от 0,08 атм до 0,2 атм [10] удельная подача молей инертного агента (азота) к количеству молей масла на основании полученной зависимости, представленной на рисунке 1, составляет 0.044 до 0.496 в указанном диапазоне концентраций.

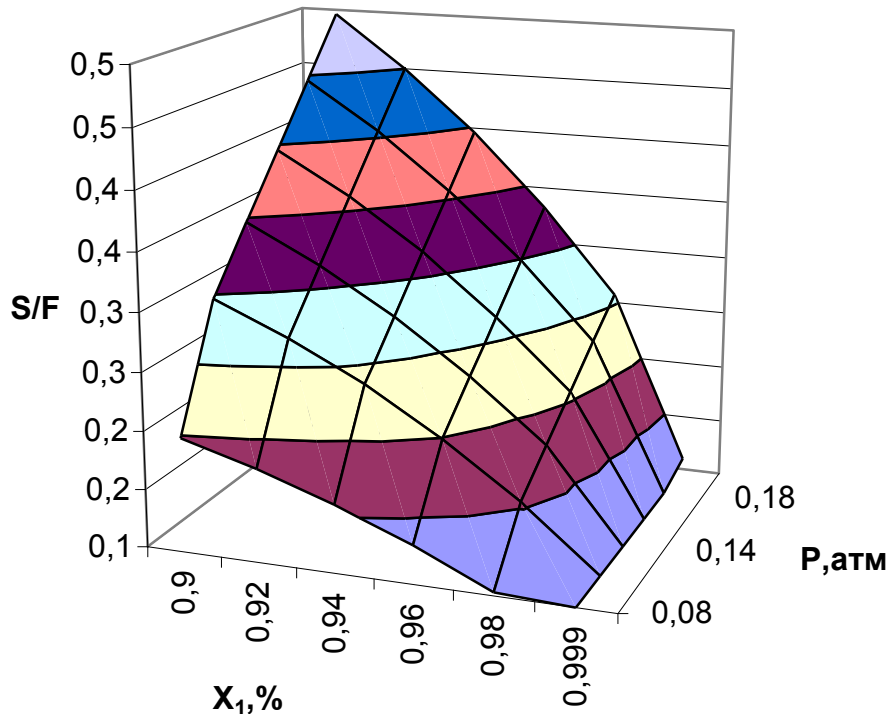


Рис. 1. Относительный расход инертного компонента – азота при окончательной дистилляции ацетонно-масляной мисцеллы в зависимости от массовой концентрации масла X_1 , (%) в мисцелле и рабочего давления в аппарате P^0 (атм).

ВЫВОДЫ:

1. Разработана методика расчета относительного расхода инертного компонента в процессе окончательной дистилляции.
2. Относительный расход инертного компонента – азота при окончательной дистилляции ацетона - масляной мисцеллы снижается с уменьшением давления в аппарате и увеличением концентрации мисцеллы.

Литература:

1. Схаляхов 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. Decap P.; Braipson-Danthine, S.; Vanbrabant, B.; De Greyt, W.; Deroanne, C. Comparison of Steam and Nitrogen in the Physical Deacidification of Soybean Oil. J. Am. Oil Chem. Soc. 2004. Vol. 81. P. 611.
3. Bailey A. E. Steam Deodorization of Edible Fats and Oils. Ind. Eng. Chem. 1941. Vol. 33. P. 404.
4. Верещагин А.Г., Кошевой Е.П., Схаляхов А.А. Влияние продольного перемешивания во взаимодействующих фазах при десорбции в пленочном трубчатом противоточном аппарате // Известия вузов. Пищевая технология. 2007. №2. С.71-73.
5. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. М.: Химия, 1982. 696 с.
6. Kunii D., Levenspiel O. Fluidization Engineering; John Wiley and Sons: New York, 1977.
7. Coelho Pinheiro M. N., Guedes de Carvalho J. R. F. Stripping in a Bubbling Pool under Vacuum. Chem. Eng. Sci. 1994. Vol. 49. P. 2689.
8. Верещагин А.Г., Кошевой Е.П. Температура кипения масляных мисцелл с различными растворителями // Известия вузов. Пищевая технология. 2007. №1. С. 63.
9. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: справочное пособие: пер. с англ. / под ред. Б.И. Соколова. 3-е изд., перераб и доп. Л.: Химия, 1982. 592 с.
10. Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров. Т. 1. Кн. 2. Экстракционный способ производства растительных масел. Л.: ВНИИЖ, 1974. 591 с.