УДК 66.048.5:664.857.3

ЧИСЛЕННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ СОКОВ В КОНВЕКЦИОННОМ АППАРАТЕ С ЗАКРУЧЕННЫМ ПОТОКОМ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

В.В. Харьков*, А.Н. Николаев

ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет», 420015, Россия, г. Казань, К. Маркса, 68

**e-mail: office@kstu.ru*

Дата поступления в редакцию: 25.02.2016
Дата принятия в печать: 15.04.2016

Для теплового концентрирования фруктовых и овощных натуральных соков в «щадящем» режиме, обеспечивающем сохранение биологически активных веществ и высокое вкусовое качество продукта при восстановлении, предложено новое высокоэффективное технологическое оборудование вихревого типа. Расчет конвекционного аппарата с тангенциально-лопаточным завихрителем при концентрировании продукта с известными свойствами основывается на материальном и тепловом балансах, а также на условии, что необходимое время процесса испарения, обусловленное кинетикой процесса, должно обеспечиваться конструкцией камеры и завихрителя, определяемых гидроаэродинамическими закономерностями в аппарате и особенностями тепло- и массообмена. Необходимым условием окончания процесса концентрирования является достижение требуемой массовой доли растворимых сухих веществ в конечном продукте. Представлена математическая модель, описывающая поведение испаряющейся капли в закрученном потоке газа в широком диапазоне расчетных параметров и режимов работы вихревой камеры, и выполнено численное исследование. В результате численного расчета показано, что с увеличением кратности циркуляции по концентрируемой жидкости от 0 до 5 время испарения капель разного диаметра снижается в среднем в 8,8 раза. Установлено, что уменьшение относительной высоты рабочей зоны аппарата наблюдается при росте среднерасходной скорости газа в живом сечении завихрителя, при уменьшении угла наклона профилированных лопастей завихрителя и соотношения массовых расходов жидкости и газа для разных начальных диаметров капель жидкости. Проведенный численный эксперимент показывает, что сужение кольцевого вращающегося капельного слоя жидкости при увеличении кратности циркуляции требует обеспечения начальной тангенциальной составляющей скорости капель, близкой к тангенциальной скорости газового потока, для более «плавного» выхода на равновесную траекторию. Согласно проведенному расчету температура паровоздушной среды в пределах (105±25) °С при кратности циркуляции более двух не оказывает существенного влияния на траекторию капель.

Концентрат, сок, вихревая камера, испарение, капля, траектория, тангенциальный завихритель

Введение

В настоящее время концентраты фруктовых и овощных соков, будучи основой производства как восстановленных соков, так и многих продуктов питания и безалкогольных напитков, пользуются широким спросом. Среди существующих способов получения концентрированных соков самым распространенным является выпаривание, которое всегда приводит к негативным сложным физико-химическим изменениям исходного сока, что является причиной непрерывного поиска принципиально новых технологий и оборудования, обеспечивающих высокие вкусовые качества и биологическую активность конечного продукта.

Одним из видов такого перспективного и высокоэффективного технологического оборудования для концентрирования жидкостей рассматривается конвекционный аппарат с тангенциально-лопаточным завихрителем потока газа. Обзор классических и современных работ, посвященных исследованию динамического взаимодействия частиц дисперсной фазы с несущей средой в двухфазных системах, представленные в работах [1–4], показал, что использование закрученных потоков в технических устройствах ограничено отсутствием надежных экспериментальных и расчетных данных о характеристиках течения и тепломассообмене в таких потоках.

Аппарат для концентрирования фруктовых и овощных соков в закрученном газовом потоке работает следующим образом (рис. 1). Греющий газ, представляющий собой паровоздушную смесь, предварительно нагретый в калорифере, подается через осевой патрубок газораспределительного устройства в вихревую камеру. Проходя через тангенциально-лопаточный завихритель, газ закручивается, и в рабочей зоне камеры образуется вращающийся газовый поток. Подвод сока осуществляется через патрубки в кольцевой трубчатый оросритель, расположенный вблизи крышки внутри рабочей камеры. Жидкий продукт дробится высокоскоростным потоком газа на капли, образуя вращающийся газожидкостный слой. Такое взаимодействие обеспечивает высокую тепломассообменную эффективность процесса испарения воды с поверхности капель, что способствует интенсификации процесса концентрирования. Насыщенный влагой газ удаляется через центральный выходной патрубок. В выходном патрубке капли жидкости отделяются от газового потока, жидкость через щелевой отсекатель попадает в сливной стакан, откуда самотеком выводится из камеры. Чтобы предотвратить

разложение витаминов и других полезных веществ, а также пригорание продукта и карамелизацию сахаров, стенка выходного патрубка постоянно охлаждается.

При работе вихревой камеры без рециркуляции жидкости вся жидкая фаза с начальной концентрацией сухих веществ однократно взаимодействует с газом и выводится из камеры с требуемой конечной концентрацией. При работе камеры с рециркуляцией жидкости прошедшая через рабочую зону камеры жидкость попадает в циркуляционный контур и, смешиваясь со свежей исходной жидкостью, вновь поступает в аппарат. Согласно рециркуляционной схеме содержание сухих веществ в поступающей жидкости выше, чем без рециркуляции. При помощи рециркуляции можно интенсифицировать процесс концентрирования в камере и увеличить конечную концентрацию сухих веществ.

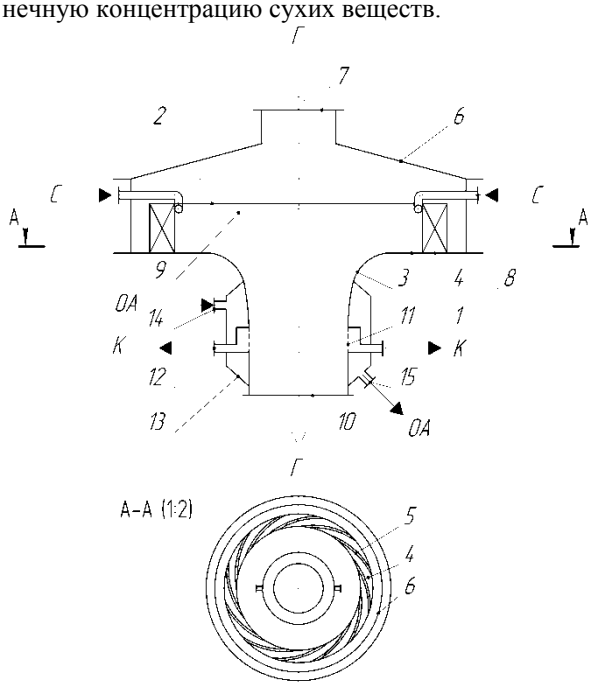

Рис. 1. Конвекционный аппарат для концентрирования соков:
С – сок; Г – газ; ОА – охлаждающий агент; К – концентрированный сок; 1 – корпус; 2 – крышка; 3 – днище; 4 – тангенциальный завихритель; 5 – лопасти; 6 – газораспределительное устройство; 7 – патрубок ввода газа; 8 – патрубок ввода жидкости; 9 – трубчатый ороситель; 10 – патрубок выхода газа; 11 – щелевой отсекатель; 12 – патрубок выхода концентрата; 13 – охлаждающая рубашка; 14, 15 – технологические патрубки

При проектировании вихревого оборудования необходим расчет параметров аппарата и эффективности, основанные на реальной гидроаэродинамической обстановке в рабочей зоне и особенностей тепло- и массообмена. В работе [5] приведена математическая модель движения испаряющейся капли жидкости в закрученном потоке теплоносителя в конвекционном аппарате.

Целью работы является численное исследование процесса с использованием разработанной математической модели и выбор рабочих конструктивных и режимных параметров аппарата.

Объекты и методы исследований

Моделирование проводилось при следующих допущениях:

- активные силы, в решающей степени определяющие движение капли в несущем газовом потоке, – сила аэродинамического сопротивления и сила тяжести;
- не учитываются циркуляционные течения внутри капель, их взаимодействие между собой, дробление и коалесценция;
- тепломассоперенос осуществляется на поверхности капли;
- теплофизические параметры паровоздушной смеси в пределах пограничного слоя рассчитываются при среднеарифметической температуре и концентрации водяного пара;
- принимается полное смешение газа по толщине капельного слоя;
- все сухие вещества сока рассматриваются как один компонент с заданными теплофизическими свойствами;
- жидкость в начальный момент времени находится при температуре фазового перехода.

Движение капли жидкости в неподвижной цилиндрической системе координат в вихревой камере описывалось системой уравнений

$$\begin{cases} \dfrac{dV_r}{d\tau} = \dfrac{V_\varphi^2}{r} + \dfrac{3}{4}\dfrac{\rho_г}{\rho_ж} c_a \dfrac{V_{отн}}{a}(W_r - V_r) \\ \dfrac{dV_\varphi}{d\tau} = -\dfrac{V_r V_\varphi}{r} + \dfrac{3}{4}\dfrac{\rho_г}{\rho_ж} c_a \dfrac{V_{отн}}{a}\left(W_\varphi - V_\varphi\right) \\ \dfrac{dV_z}{d\tau} = g + \dfrac{3}{4}\dfrac{\rho_г}{\rho_ж} c_a \dfrac{V_{отн}}{a}(W_z - V_z) \\ \dfrac{dr}{d\tau} = V_r;\ \dfrac{d\varphi}{d\tau} = \dfrac{V_\varphi}{r};\ \dfrac{dz}{d\tau} = V_z \\ \dfrac{da}{d\tau} = -2\dfrac{\beta_y}{\rho_ж}(y_s - y). \end{cases}, \qquad (1)$$

где r, φ, z – цилиндрические координаты; V_r, V_φ, V_z – компоненты вектора абсолютной скорости капли; W_r, W_φ, W_z – компоненты вектора скорости газа; $\rho_г, \rho_ж$ – плотность газа и жидкости; $c_a = {}^{24}/_{\mathrm{Re}_к} + {}^{4}/_{\mathrm{Re}_к^{1/3}}$ – коэффициент лобового сопротивления капли; $\mathrm{Re}_к$ – число Рейнольдса капли; τ – время; a – диаметр капли; $V_{отн} = \sqrt{(W_r - V_r)^2 + \left(W_\varphi - V_\varphi\right)^2 + (W_z - V_z)^2}$ – скорость капли относительно газа; β_y – коэффициент массоотдачи; y_s, y – концентрация пара воды в паровоздушной смеси на поверхности капли и вне пограничного слоя соответственно.

Численное решение системы уравнений (1) получено четырехшаговым методом Рунге-Кутта с начальными условиями

$$\tau = 0,\ r = r_1,\ \varphi = 0,\ z = z_1,\ V_r = V_{r_1},\ V_\varphi = V_{\varphi_1},\ V_z = 0,\ a = a_1, \qquad (2)$$

где r_1 – начальный радиус ввода жидкости (радиус оросителя); z_1 – расстояние от крышки камеры (высота ввода жидкости); V_1 – скорость истечения

жидкости из оросителя; a_1 – начальный диаметр капли.

Характерными элементами алгоритма сформированного расчета являются:

1) определение температуры на поверхности испаряющихся капель t_s методом последовательных приближений из условия термодинамического равновесия на межфазной поверхности

$$\beta_y r_s (y_s - y) = \alpha(t - t_s), \quad (3)$$

где r_s – удельная теплота парообразования на поверхности капли; t – температура газа на удалении от капли;

2) влагосодержание X и температура t паровоздушной среды корректируются в ходе расчета по выражениям

$$X = X_1 + \Lambda(1 + X_1)\left(1 - \frac{\rho_{ж_2}}{\rho_{ж_1}}\delta^3\right), \quad (4)$$

$$t = \frac{t_1(\bar{c_p}' + X_1\bar{c_p}'') - \Lambda(1 + X_1)(1 - \delta^3\frac{\rho_{ж_2}}{\rho_{ж_1}})(r_s - \bar{c_p}t_s)}{\Lambda(1 + X_1)\left(1 - \delta^3\frac{\rho_{ж_2}}{\rho_{ж_1}}\right)\bar{c_p} + \bar{c_p}' + X_1\bar{c_p}''}, \quad (5)$$

где X_1, t_1 – влагосодержание и температура газа на входе; Λ – отношение массовых расходов жидкости и газа на входе в камеру; $\rho_{ж_2}/\rho_{ж_1}$ – отношение конечной и начальной плотности капли; $\delta = a_2/a_1$ – отношение конечного и начального диаметра капель; $\bar{c_p}, \bar{c_p}', \bar{c_p}''$ – средняя изобарная теплоемкость паровоздушной смеси, сухого воздуха и водяного пара соответственно.

Расчеты проводились для газожидкостной системы паровоздушная смесь–яблочный сок (Г-Ж). Необходимым условием окончания процесса концентрирования является достижение требуемого конечного содержания сухих веществ в продукте, которому соответствует конечный диаметр капли a_2.

Результаты и их обсуждение

В ходе расчетов определялось поведение испаряющихся капель по времени в зависимости от диаметра капель, кратности циркуляции жидкости, начальной скорости дисперсной фазы и температуры воздушной среды.

Расчет траекторий капель в конвекционном аппарате радиусом R, работающем по принципу принудительной циркуляции концентрируемой жидкости, показал, что достаточная высота цилиндрической части камеры H и требуемый диаметр выходного патрубка R_0 определяются кратностью циркуляции жидкой фазы $К_ж$. Капли с увеличением кратности циркуляции имеют бо́льшую массовую долю сухих веществ на входе и для достижения нужной степени концентрирования проходят более короткий путь, сокращая время пребывания продукта в камере.

Результаты расчета времени испарения капель до конечного диаметра в камере при разных значениях кратности циркуляции жидкости представлены на рис. 2. При отсутствии циркуляционного контура ($К_ж = 0$) время пребывания капель диаметром 0,25 м в аппарате с радиусом 0,35 м составляет 3,56 с, а с циркуляцией $К_ж$ от 0 до 5 время снижается в 7,91 раза; капель диаметром 0,30 м в аппарате с радиусом 0,46 м – в 9,07 раза и капель диаметром 0,37 м в аппарате с радиусом 0,65 м – в 9,37 раза.

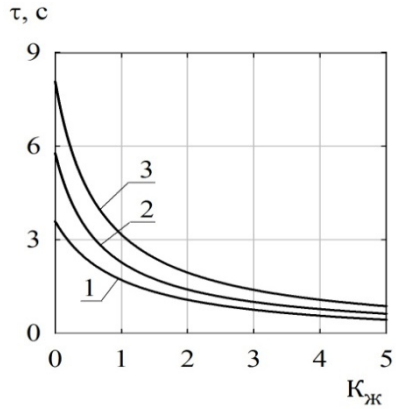

Рис. 2. Время достижения каплей заданного конечного содержания сухих веществ в зависимости от кратности циркуляции. Расчетные параметры: $\alpha = 35°$; $n = 12$ шт.; $W_{вх} = 13$ м/с; $L/G = 0{,}2$; a_1, мм: 1 – 0,25; 2 – 0,30; 3 – 0,37

Во время расчета движения испаряющихся капель были изучены следующие параметры, варьирование которыми оказывает непосредственное влияние на траекторию капель: среднерасходная скорость газа в живом сечении завихрителя изменялась от 10 до 20 м/с (рис. 3), угол наклона профилированных лопастей тангенциального завихрителя α – от 25 до 45 градусов (рис. 4) и соотношение массовых расходов жидкости и газа L/G – от 0,1 до 0,5 (рис. 5) для начальных диаметров капель a_1 = 0,25; 0,30 и 0,37 мм и при $К_ж = 3$ при степени концентрирования 70 % значения a_2 = 0,225, 0,27 и 0,333 мм соответственно.

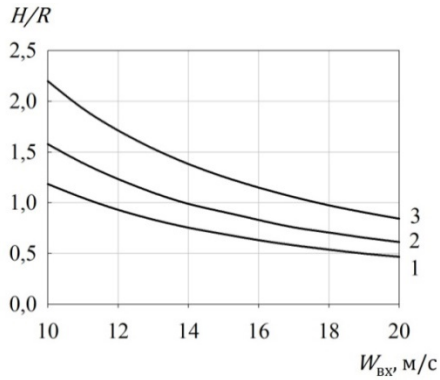

Рис. 3. Зависимость высоты камеры от скорости газа в живом сечении завихрителя: $К_ж = 3$; $\alpha = 35°$; $n = 12$ шт.; $L/G = 0{,}2$; a_1, мм: 1 – 0,25; 2 – 0,30; 3 – 0,37

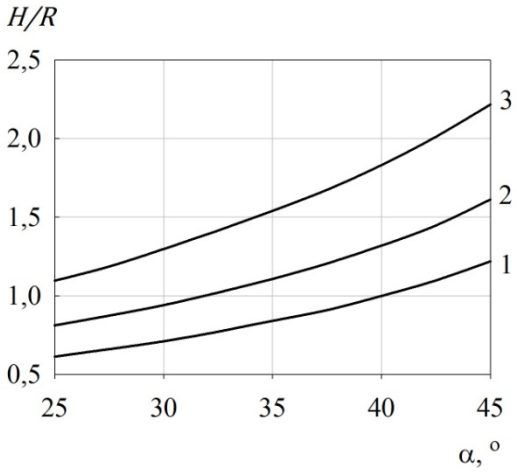

Рис. 4. Зависимость высоты камеры от угла наклона лопастей тангенциального завихрителя:
$К_ж = 3$; $n = 12$ шт.; $L/G = 0{,}2$; $W_{вх} = 15$ м/с; a_1, мм: 1 – 0,25; 2 – 0,30; 3 – 0,37

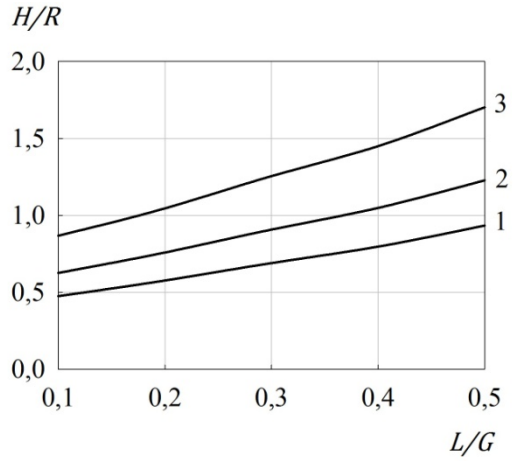

Рис. 5. Зависимость высоты камеры от отношения массовых расходов жидкой и газовой фаз:
$К_ж = 3$; $\alpha = 35°$; $n = 12$ шт.; $W_{вх} = 15$ м/с;
a_1, мм: 1 – 0,25; 2 – 0,30; 3 – 0,37

Анализ рассчитанных траекторий капель дисперсной жидкой фазы на входе в аппараты с тангенциальным завихрителем разного диаметра показал, что не соблюдается подобие траекторий капель при равных значениях режимных параметров. В общем это связано с различной степенью влияния следующих определяющих факторов: начальных условий движения, источника и положения потока дисперсной фазы, направления истечения дисперсной фазы.

Расчеты при разных кратностях циркуляционного контура показали, что величина начальной тангенциальной компоненты скорости капель V_{φ_1} определяется толщиной кольцевого слоя $(R - R_0)$, который сужается при увеличении $К_ж$ и требует значение V_{φ_1}, близкое к тангенциальной составляющей скорости газового потока на входе в завихритель. Высокий уровень тангенциальной скорости практически предопределяет мгновенный выход капель на равновесную траекторию, что крайне необходимо при высоких значениях кратности циркуляции (рис. 6).

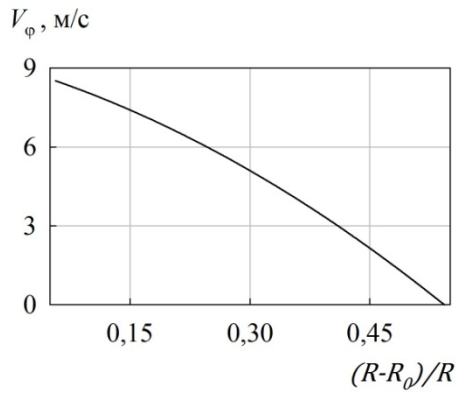

Рис. 6. Зависимость начальной тангенциальной скорости капли от ширины относительного кольцевого слоя:
$R = 0{,}48$ м; $\alpha = 35°$; $n = 12$ шт.; $W_{вх} = 13$ м/с; $L/G = 0{,}2$;
$a = 0{,}25$ мм

На рис. 7 представлены результаты расчета относительной высоты вихревой камеры при изменении температуры греющего газа для различных случаев циркуляции жидкой фазы. Для капель диаметром 0,25 мм с увеличением температуры газа в пределах от 80 до 130 °С величина H/R уменьшается. Вместе с тем при $К_ж = 0$ и $К_ж = 1$ наблюдается более значительное влияние температуры среды на относительную высоту камеры, чем при кратности циркуляции $К_ж = 2$, 3, 4 и 5.

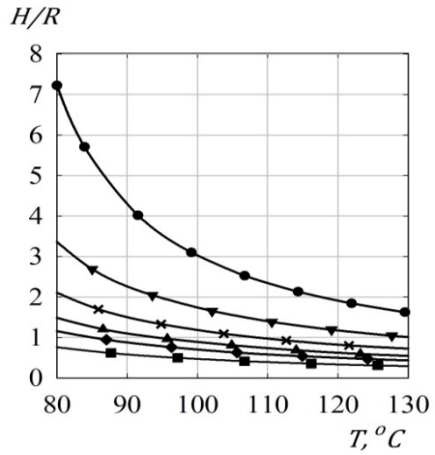

Рис. 7. Зависимость геометрии камеры от температуры газа:
$R = 0{,}35$ м; $\alpha = 35°$; $n = 12$ шт.; $W_{вх} = 15$ м/с; $L/G = 0{,}2$;
$a = 0{,}25$ мм; $К_ж$: ● – 0; ▼ – 1; × – 2; ▲ – 3; ♦ – 4; ■ – 5

В целом по результатам проведенного численного эксперимента движения капель сока при испарении в конвекционном аппарате с тангенциально-лопаточным завихрителем можно сделать следующие выводы:

1) с увеличением кратности циркуляции по концентрируемой жидкости от 0 до 5 время испарения капель разного диаметра снижается в среднем в 8,8 раза;

2) уменьшение относительной высоты рабочей зоны аппарата наблюдается при росте среднерасходной скорости газа в живом сечении завихрителя, при уменьшении угла наклона профилированных лопастей завихрителя и соотношения массовых расходов жидкости и газа для разных начальных диаметров капель жидкости;

3) сужение кольцевого вращающегося капельного слоя жидкости при увеличении кратности циркуляции требует обеспечения начальной тангенциальной составляющей скорости капель, близкой к тангенциальной скорости газового потока, для более «плавного» выхода на равновесную траекторию;

4) температура паровоздушной среды в пределах (105±25) °С при кратности циркуляции $К_ж \geq 2$ не оказывает существенного влияния на геометрию камеры.

Список литературы

1. Бусройд, Р. Течение газа со взвешенными частицами / Р. Бусройд; перевод с англ. под ред. З.Р. Горбиса. – М.: Мир, 1975. – 380 с.

2. Чепкасов, В.М. Влияние структуры газового потока на движение дисперсной фазы в вихревом сепараторе / В.М. Чепкасов, А.А. Овчинников, Н.А. Николаев // Изв. вузов. Химия и хим. технол. – 1981. – Т. 24. – № 5. – С. 639–642.

3. Sikalo, S. Hydrodynamics and heat transfer investigation of air–water dispersed flow / S. Sikalo, N. Delalic, E. N. Ganic // Intern. J. Exp. Thermal Fluid Sci. – 2002. – V. 25. – № 7. – P. 511–521.

4. Лаптев, С.А. Закономерности поведения двухфазного газожидкостного потока в вихревых аппаратах / С.А. Лаптев // Вестник технологического университета. – 2015. – Т. 18. – № 23. – С. 116–118.

5. Харьков, В.В. Моделирование тепло- и массообмена при концентрировании соков в вихревой камере / В.В. Харьков // Научно-технический вестник Поволжья. – 2016. – № 1. – С. 37–44.

NUMERICAL STUDY OF JUICE CONCENTRATION IN THE CONVECTION APPARATUS WITH SWIRLING HEAT-TRANSFER AGENT FLOW

V.V. Kharkov*, A.N. Nikolaev

Kazan National Research Technological University,
68, Karl Marx Str., Kazan, 420015, Russia

**e-mail: office@kstu.ru*

Received: 25.02.2016
Accepted: 15.04.2016

The paper presents a highly potent vortex apparatus for fruit and vegetable juice concentration in the “gentle” regime ensuring the preservation of biologically active substances and high flavor quality of the product. Calculation of the convection apparatus with air tangent vortex generator with the concentrate’s known properties is based on the material and heat balances, together with condition that necessary evaporation time, induced by the process kinetics, should be provided by the chamber and vortex generator constructions, determined by hydro- aerodynamic laws and heat- and mass transfer distinctive features in the apparatus. The main requirement for the concentration termination is to achieve necessary mass content of soluble solids in the product. The designed mathematical model allows us to describe the behavior of an evaporating drop in a swirling gas flow over the wide range of calculated parameters and operating regimes for the vortex camera. Numerical calculation shows that average evaporation time for various drop diameters decreases 8.8 times with circulation ratio increasing from 0 to 5 in the concentrate liquid. The fact of the relative apparatus height reduction under the rise of the average consumed gas velocity in a vortex generator with decreasing blades’ inclination of the vortex generator and a liquid-gas ratio in various cases of the initial liquid drop diameter has been established. The numerical calculation indicates that the narrowing of annular rotating drop layer of liquid on increasing the circulation ratio for “smooth” entering of a drop onto its trajectory needs observance of the principle of equality between the initial drop tangential velocity and gas tangential velocity. According to the calculation, the gas temperature within 105 ± 25°C with liquid circulation ratio over two does not influence significantly the drop trajectory.

Concentrate, juice, vortex camera, évaporation, drop, trajectory, air tangent vortex generator

References

1. Boothroyd R. *Flowing gas–solids suspensions*. London, Chapman and Hall, 1971. (Russ. ed.: Busroyd R. *Techenie gaza so vzveshennymi chastitsami.* Moscow, Mir Publ., 1975. 380 p.).

2. Chepkasov V.M., Ovchinnikov A.A., Nikolaev N.A. Vliyanie struktury gazovogo potoka na dvizhenie dispersnoy fazy v vikhrevom separatore [Effect of gas flow patterns on the motion of the dispersed phase in the vortex separator]. *Izv. Vuzov. Khimiya i khim. tekhnol.* [Chemistry and Chemical Technology], 1981, no. 5, pp. 46–49.

3. Sikalo S., Delalic N., Ganic E. N. Hydrodynamics and heat transfer investigation of air–water dispersed flow. *Intern. J. Exp. Thermal Fluid Sci*, 2002, no. 7, pp. 511–521.

4. Laptev S.A. Zakonomernosti povedeniya dvukhfaznogo gazozhidkostnogo potoka v vikhrevykh apparatakh [Regularities of behavior of the two-phase gas–liquid flow in vortex apparatuses]. *Vestnik tekhnologicheskogo universiteta* [Herald of Technological University], 2015, no. 23, pp. 116–118.

5. Kharkov V.V. Modelirovanie teplo– i massoobmena pri kontsentrirovanii sokov v vikhrevoy kamere [Heat–and–mass transfer simulation of juice concentration in the vortex camera]. *Nauchno-tekhnicheskiy vestnik Povolzh'ya* [Scientific and Technical Volga region Bulletin], 2016, no. 1, pp. 37–44.

Дополнительная информация / Additional Information

Харьков, В.В. Численное исследование процесса концентрирования соков в конвекционном аппарате с закрученным потоком теплоносителя / В.В. Харьков, А.Н. Николаев // Техника и технология пищевых производств. – 2016. – Т. 41. – № 2. – С. 119–124.

Kharkov V.V., Nikolaev A.N. Numerical study of juice concentration in the convection apparatus with swirling heat-transfer agent flow. *Food Processing: Techniques and Technology,* 2016, vol. 41, no. 2, pp. 119–124 (in Russ.).

Харьков Виталий Викторович
ассистент кафедры оборудования пищевых производств, ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет», 420015, Россия, г. Казань, К. Маркса, 68, тел.: +7 (843) 238-56-94, e-mail: office@kstu.ru

Николаев Андрей Николаевич
д-р техн. наук, профессор, заведующий кафедрой оборудования пищевых производств, ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет», 420015, Россия, г. Казань, К. Маркса, 68

Vitaliy V. Kharkov
Assistant of the Department of Food Production Equipment, Kazan National Research Technological University, 68, Karl Marx Str., Kazan, 420015, Russia, phone: +7 (843) 238-56-94, e-mail: office@kstu.ru

Andrey N. Nikolaev
Dr.Sci.(Eng.), Professor, Head of the Department of Food Production Equipment, Kazan National Research Technological University, 68, Karl Marx Str., Kazan, 420015, Russia