

Теплообмен в испарительных каналах пленочных выпарных аппаратов

В.П. ПЕТРЕНКО, канд. техн. наук,
А.Н. РЯБЧУК, ассистент (E-mail: elektrik-ugpp@ukr.net)
 Национальный университет пищевых технологий

Концентрирование термолабильных сахарных растворов в гравитационно стекающей пленке под вакуумом считается наиболее предпочтительным процессом в технологии получения качественных сиропов и находит широкое применение в производстве. Однако, несмотря на значительный объем экспериментального материала, посвященного теплообмену и гидродинамике в жидких, нагретых до температуры насыщения пленках, подавляющая часть расчетных уравнений, имеющих в литературе, не представляет интереса для описания процессов теплообмена в пленочных промышленных испарителях и мощных выпарных аппаратах сахарного производства, особенно хвостовой части прямоточной выпарной установки, эксплуатируемой под вакуумом при значительной концентрации раствора. Область режимных параметров с кипящими под вакуумом густыми сиропами исследована недостаточно и освещена поверхностно.

Процессы теплообмена и гидродинамики в концентрированных растворах отличаются от таковых для воды и других однокомпонентных жидкостей. Во-первых, концентрированные пленки при невысоких температурах имеют высокую вязкость и сохраняют ламинарный либо слаботурбулентный режим движения даже при значительных плотностях орошения. Во-вторых, в процессе испарения по длине канала темп снижения плотности орошения меньше темпа возрастания вязкости, поэтому происходит утолщение пленки, т.е. ухудшение теплообмена вызвано не высыханием пленки на поверхности, а ее утолщением. В-третьих, ввиду отсутствия турбулентности и вследствие испарения растворителя со свободной поверхности вблизи межфазной поверхности должен существовать поперечный градиент концентрации, а соответственно, и вязкости, поэтому искажается профиль скорости и изменяется средняя толщина пленки. В-четвертых, на густых пленках процесс образования и развития волн отличается от слабовязких, поэтому характер межфазного взаимодействия поверхности пленки с паровым потоком может не соответствовать таковому для жидких пленок.

Для выяснения влияния режимных и расходных параметров пленочного движения сиропов на теплообмен при испарении со свободной поверхности и кипении выполнен комплекс экспериментальных исследований теплоотдачи к пленкам сахарных рас-

творов с концентрацией от 0 до 72% в области вакуума и незначительного давления. Экспериментальный испарительный канал выполнен из трубы из нержавеющей стали внутренним диаметром 20 мм, длиной 1,8 м, состоящий из стабилизационного участка длиной 1,3 м и измерительного – длиной 0,5 м. Формирование структуры пленочного течения с сопутствующим паровым потоком осуществлялось посредством перелива жидкости через край трубы и вдуванием пара непосредственно в испарительный канал, обогреваемый сухим насыщенным паром. Расходы жидкости и пара устанавливались посредством дозирующих измерительных диафрагм; тепловой поток определялся по количеству собранного конденсата; толщина непрерывного слоя – электроконтактным способом; перепад давлений – при помощи дифференциальных манометров, измерения температур стенки, пара внутри трубы и среднемассовой температуры пленки – с помощью термопар, показания которых фиксировались автоматически с интервалом в 5 с. Вакуум в системе создавался при помощи вакуум-конденсаторной установки с двумя вакуум-насосами.

Исследованный диапазон режимных и расходных параметров: объемная плотность орошения – $0,04-0,65 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$; вакуум – $0-0,83 \text{ бар}$; температурный напор – $2-20^\circ\text{C}$; концентрация – $0-72\%$; приведенная к сечению трубы скорость пара – $1-45 \text{ м/с}$.

Важным критерием в описании процессов теплообмена в пленках густых растворов является условие перехода от испарения со свободной поверхности к поверхностному кипению, особенно в области вакуума. Основываясь на физических представлениях о процессе кипения растворов, в качестве параметра, характеризующего начало образования паровых пузырей, принят критический перегрев стенки относительно температуры насыщения Δt_{\min} для поверхности теплообмена с размером шероховатости R_c :

$$\Delta t_{\min} = \frac{2\sigma T_n}{r\rho_2 R_c} + \Delta\Phi_x, \quad (1)$$

где σ , ρ_2 , r – поверхностное натяжение, плотность пара и теплота фазового превращения соответственно;

T_n – температура насыщения;

$\Delta\Phi_x$ – физико-химическая температурная депрессия.

Анализ данных по началу кипения воды и сахарных растворов в пленке показывает, что соответствие достигается при использовании размера микротрещин $R_c = 0,5 \cdot 10^{-5}$ м – шероховатости новых теплообменных труб. Переход к поверхностному кипению происходил в случае превышения температурного напора между температурой стенки трубы и парового ядра более Δt_{\min} , а эффект интенсификации теплообмена в диапазоне $\Delta t \geq \Delta t_{\min}$, вследствие возникновения поверхностного кипения, учитывается в основном обобщающем уравнении для коэффициента теплоотдачи сомножителем:

$$K_t = 1 + 0,4 \left(\frac{\Delta t - \Delta t_{\min}}{\Delta t_{\min}} \right)^{1,2} \quad (2)$$

Если температурный напор не превышает граничного значения $\Delta t \leq \Delta t_{\min}$, величина $K_t = 1$.

За коэффициент теплоотдачи при обработке опытных данных принято отношение теплового потока на полезную разность температур между стенкой и среднемассовой температурой пленки, измеренной в опытах.

Результирующее соотношение по теплоотдаче к испаряющимся пленкам как густых сиропов, так и воды имеет вид:

$$Nu = 1,1 Re^{-\frac{1}{3}} \frac{0,85 + 0,01 Pe^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} Pe^{0,86} Pr^{-0,2}}{\exp(-1,2 \cdot 10^{-5} Re_n)} \times K_t \left(\frac{L}{L_0} \right)^{0,1} \quad (3)$$

где $Nu = \frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}}$; $Pe = \frac{4\Gamma_v}{a}$; $Pr = \frac{\nu}{a}$; $Re = \frac{4\Gamma_v}{\nu}$;

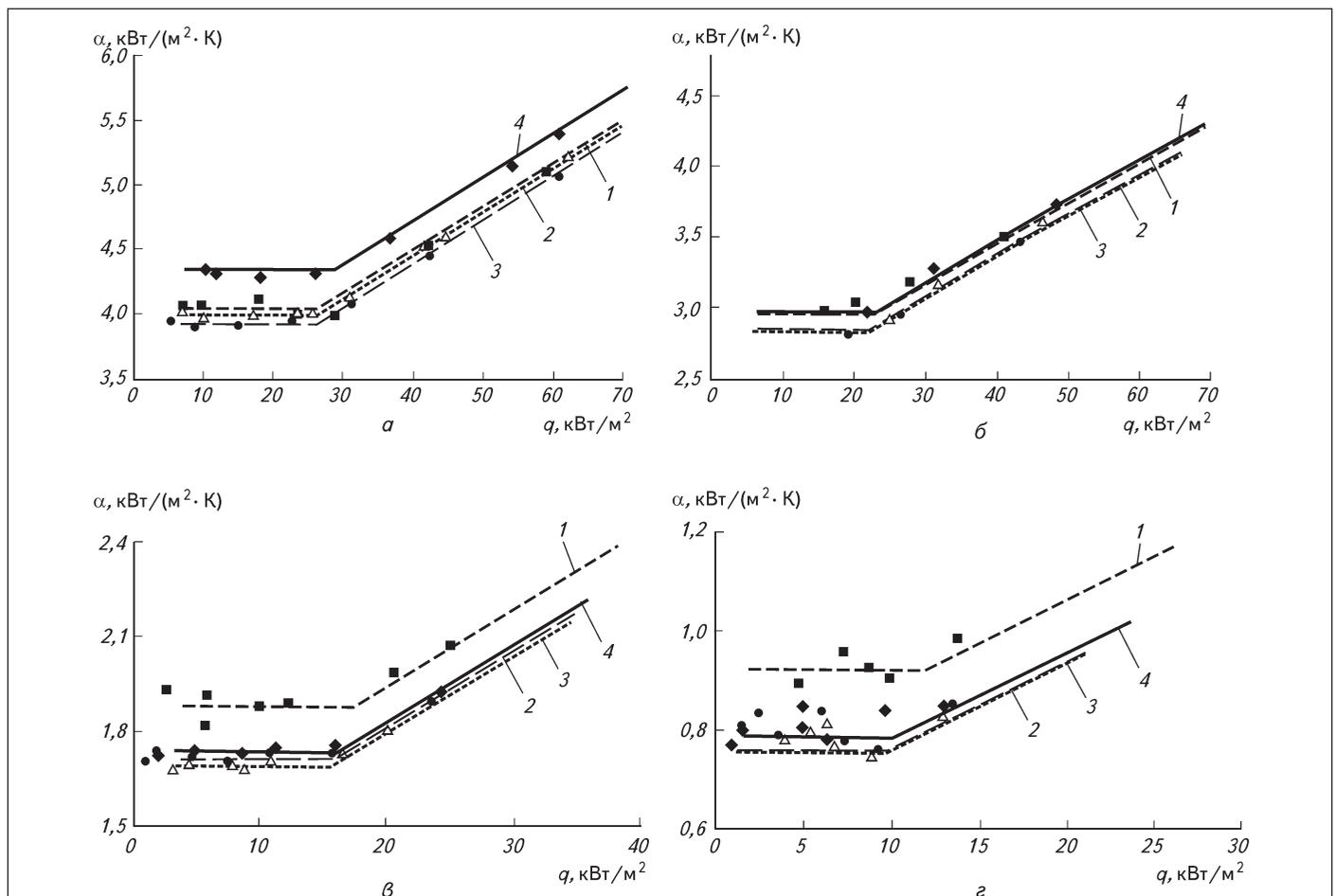


Рис. 1. Зависимость $\alpha = f(q)$ при атмосферном давлении при различных плотностях орошения: а – вода, без вдува пара; точки: ■ – $\Gamma_v = 1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; ● – $2 \cdot 10^{-4}$; △ – $3 \cdot 10^{-4}$; ◆ – $5,5 \cdot 10^{-4}$, линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения; б – сахарный раствор концентрации 30%, без вдува пара; точки: ■ – $\Gamma_v = 1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; ● – $1,6 \cdot 10^{-4}$; △ – $2,2 \cdot 10^{-4}$; ◆ – $4,5 \cdot 10^{-4}$; линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения; в – сахарный раствор концентрации 50%, без вдува пара; точки: ■ – $\Gamma_v = 0,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; ● – $1,5 \cdot 10^{-4}$; △ – $2,2 \cdot 10^{-4}$; ◆ – $4 \cdot 10^{-4}$; линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения; г – сахарный раствор концентрации 70%, без вдува пара; точки: ■ – $\Gamma_v = 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; ● – $2 \cdot 10^{-4}$; △ – $3 \cdot 10^{-4}$; ◆ – $5,5 \cdot 10^{-4}$; линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения

$$Re_n = \frac{u d \rho_n}{\mu_n}$$

— числа Нуссельта, Прандтля, Пекле, Рейнольдса жидкости и пара соответственно;

α , a , ν — теплопроводность, температуропроводность и кинематическая вязкость жидкости соответственно;

g — ускорение свободного падения;

μ_n — вязкость пара;

u — скорость пара;

Γ_v — объемная плотность орошения;

L — длина трубы;

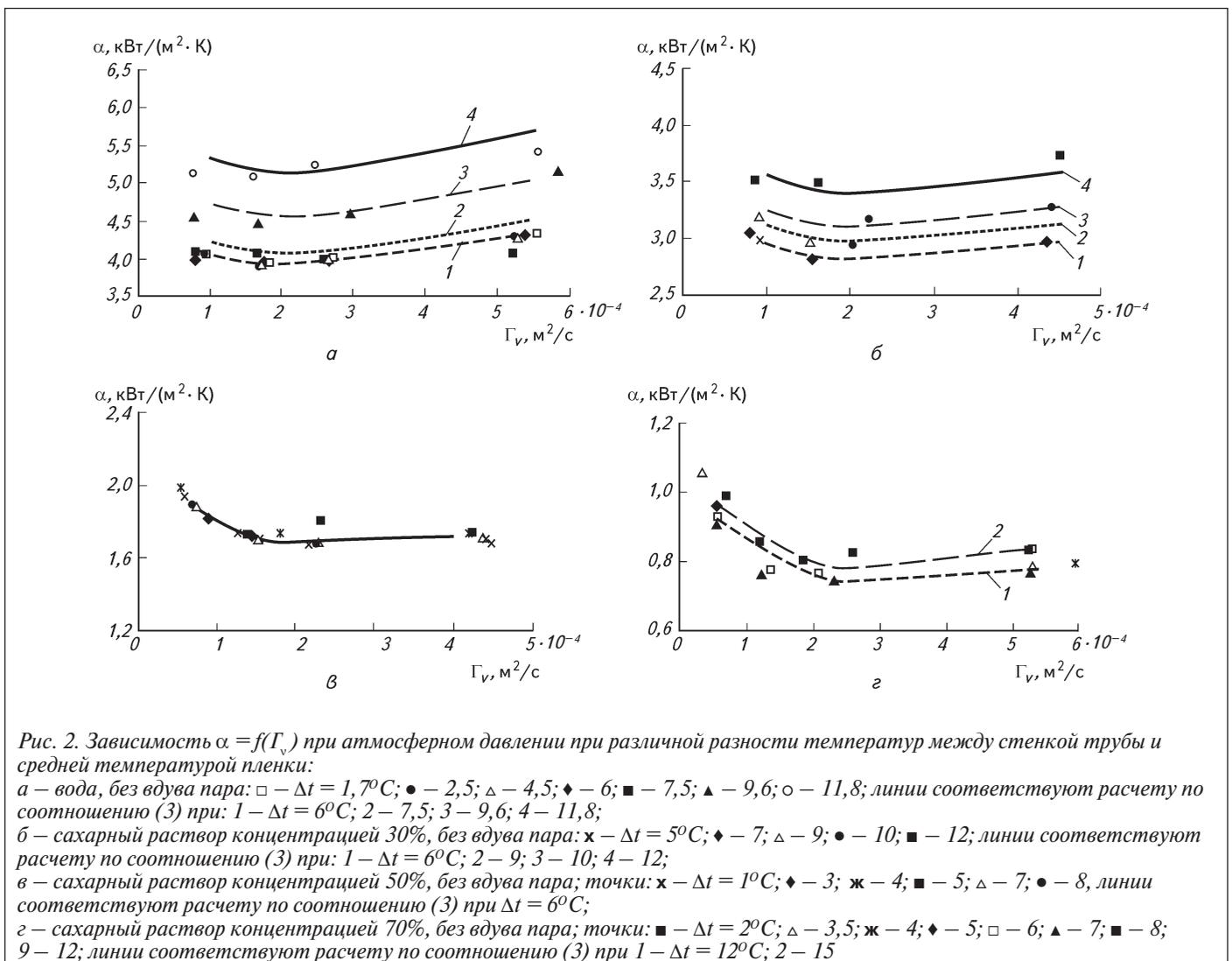
$L_0 = 1,5$ м.

Графическая интерпретация части экспериментального материала в форме зависимости коэффициента теплоотдачи от теплового потока, плотности орошения и скорости пара для сиропов концентрацией 70, 50, 30%, а также воды при атмосферном давлении представлена на рис. 1, 2, 3. Здесь же приведены графики аналогичных величин в области вакуума до 0,82 бар (рис. 4).

Как и следовало ожидать, поверхностного кипения в области вакуума не наблюдалось в исследуемом диапазоне изменения температурных напоров и теплового потока (см. рис. 4), что соответствует принятой модели начала поверхностного кипения. Характер зависимости коэффициента теплоотдачи от плотности орошения и скорости парового ядра в области вакуума аналогичен таковому при атмосферном давлении, а отличие вызвано лишь изменением теплофизических свойств жидкости.

Отличительным условием концентрирования сиропов в пленках оказался тот факт, что с возрастанием скорости парового потока средняя температура пленки оказалась ниже температуры физико-химической депрессии несмотря на то, что с поверхности пленки происходило испарение воды.

Поскольку соотношение (3) получено с использованием как определяющей среднemasсовой температуры пленки, температурный напор необходимо рассчитывать как



$$\Delta t = t_{\text{ст}} - t_{\text{вт}} - \Phi x + F_t, \quad (4)$$

где F_t – функция коррекции температурного напора; $t_{\text{вт}}$ – температура пара в ядре потока.

Зависимость для расчета физико-химической депрессии сахарных растворов известна и имеет вид:

$$\Delta \Phi x = 0,0162 \frac{T^2}{r} \Delta a, \quad (5)$$

где $\Delta a = \frac{CP}{109,7 - 1,9CP}$ при $CP < 37\%$,

$\Delta a = \frac{CP}{62,655 - 0,695CP}$ при $37 < CP < 77\%$.

Вид функции F_t находим сопоставлением расчетных и фактических величин теплового потока с использованием соотношений (3), (4), (5) и измеренных в эксперименте. Полученное соотношение для F_t имеет вид:

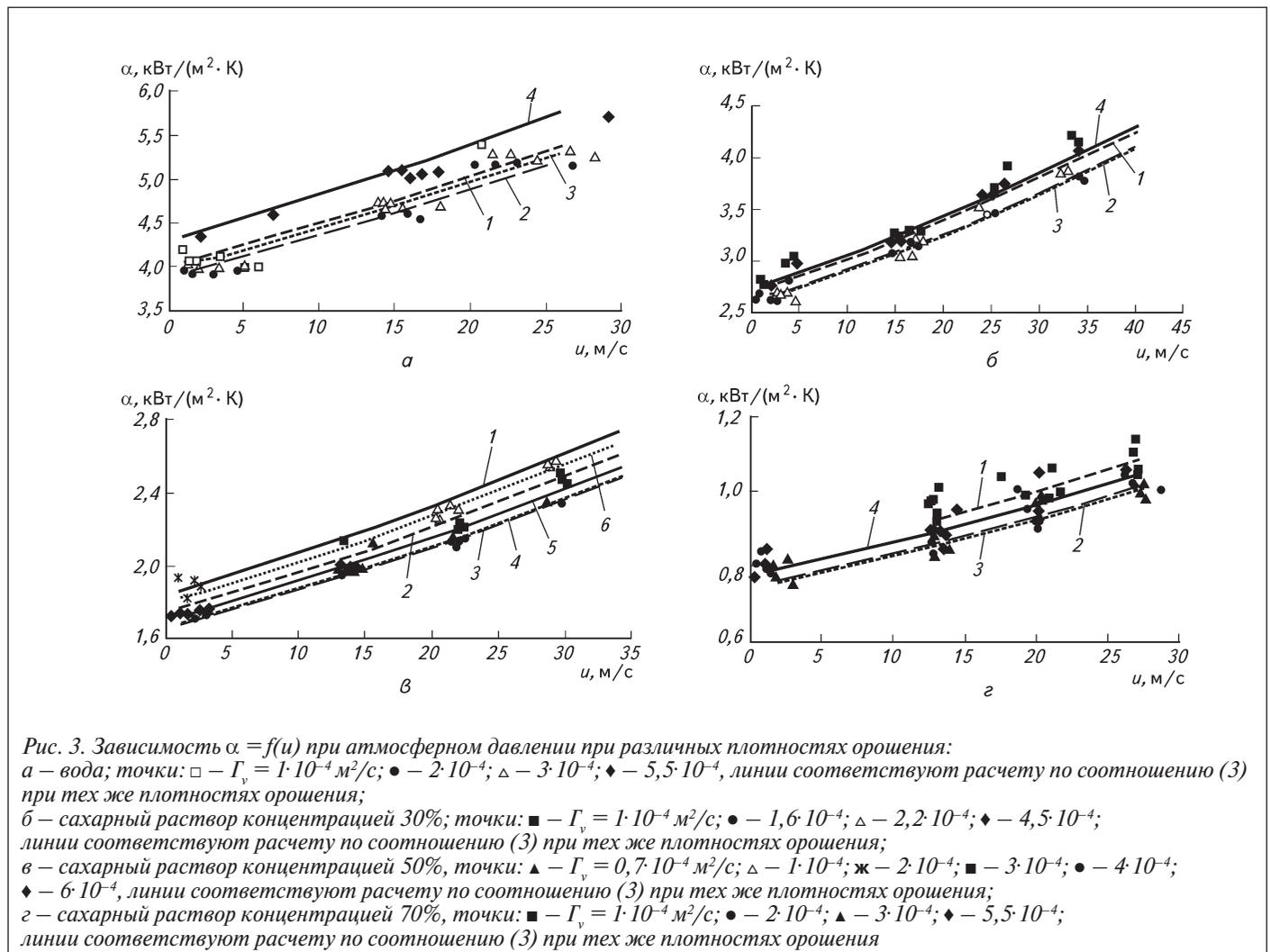
$$F_t = \Delta \Phi x \left[1 - \exp \left(-0,014 \cdot \frac{\sqrt[3]{\frac{u^3 \Gamma_v}{g^2}}}{\frac{\sigma}{\sqrt{g\rho}}} \right) \right] \quad (6)$$

Методика определения теплового потока при известной располагаемой разности температур между греющим и вторичным паром в пленочном выпарном аппарате следующая:

– задаем (произвольно) средний тепловой поток и рассчитываем среднюю скорость вторичного пара в трубе $u = \frac{2qL}{d\rho_2 r}$ и среднюю плотность орошения –

$$\Gamma_{v, \text{cp}} = \Gamma_{v, \text{вх}} - \frac{qL}{2r\rho}$$

– определяем термическое сопротивление от конденсирующегося пара и цилиндрической стенки и температуру стенки со стороны пленки:



$$t_{см} = t_{гр} - \frac{q}{\alpha_{конд}} - q \frac{\delta_{см}}{\lambda_{см}}$$

где $\alpha_{конд}$ – коэффициент теплоотдачи при конденсации греющего пара;

$\delta_{ст}$, $\lambda_{ст}$ – толщина стенки трубы и ее теплопроводность, соответственно;

$t_{гр}$ – температура греющего пара;

$\Gamma_{v. вх}$ – объемная плотность орошения на входе в трубу;

– по соотношениям (1), (2), (3) определяем коэффициент теплоотдачи от стенки к пленке раствора;

– по соотношению (4), (5), (6) рассчитываем температурный напор для пленки раствора;

– определяем тепловой поток как $q = \alpha_2 \Delta t$ и сравниваем с заданным.

Результаты расчета теплового потока при заданном температурном напоре

Располагаемая разность температур, $\Delta t_p = t_{гр} - t_{вт}$	$\Delta t_p = 8$	$\Delta t_p = 10$	$\Delta t_p = 12$	$\Delta t_p = 15$
Температура греющего пара, °С	$t_{гр} = 93$	$t_{гр} = 95$	$t_{гр} = 97$	$t_{гр} = 100$
$\Gamma_v = 0,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$, $\frac{\alpha}{q} \frac{\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{ж})}{\text{кВт}/\text{м}^2}$	932 3,918	950 6,25	968 8,65	998 12,39
$\Gamma_v = 0,3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$, $\frac{\alpha}{q} \frac{\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{ж})}{\text{кВт}/\text{м}^2}$	858 3,83	873 6,06	890 8,33	915 11,8
$\Gamma_v = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$, $\frac{\alpha}{q} \frac{\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{ж})}{\text{кВт}/\text{м}^2}$	885 4,18	902 6,55	920 8,94	947 12,57

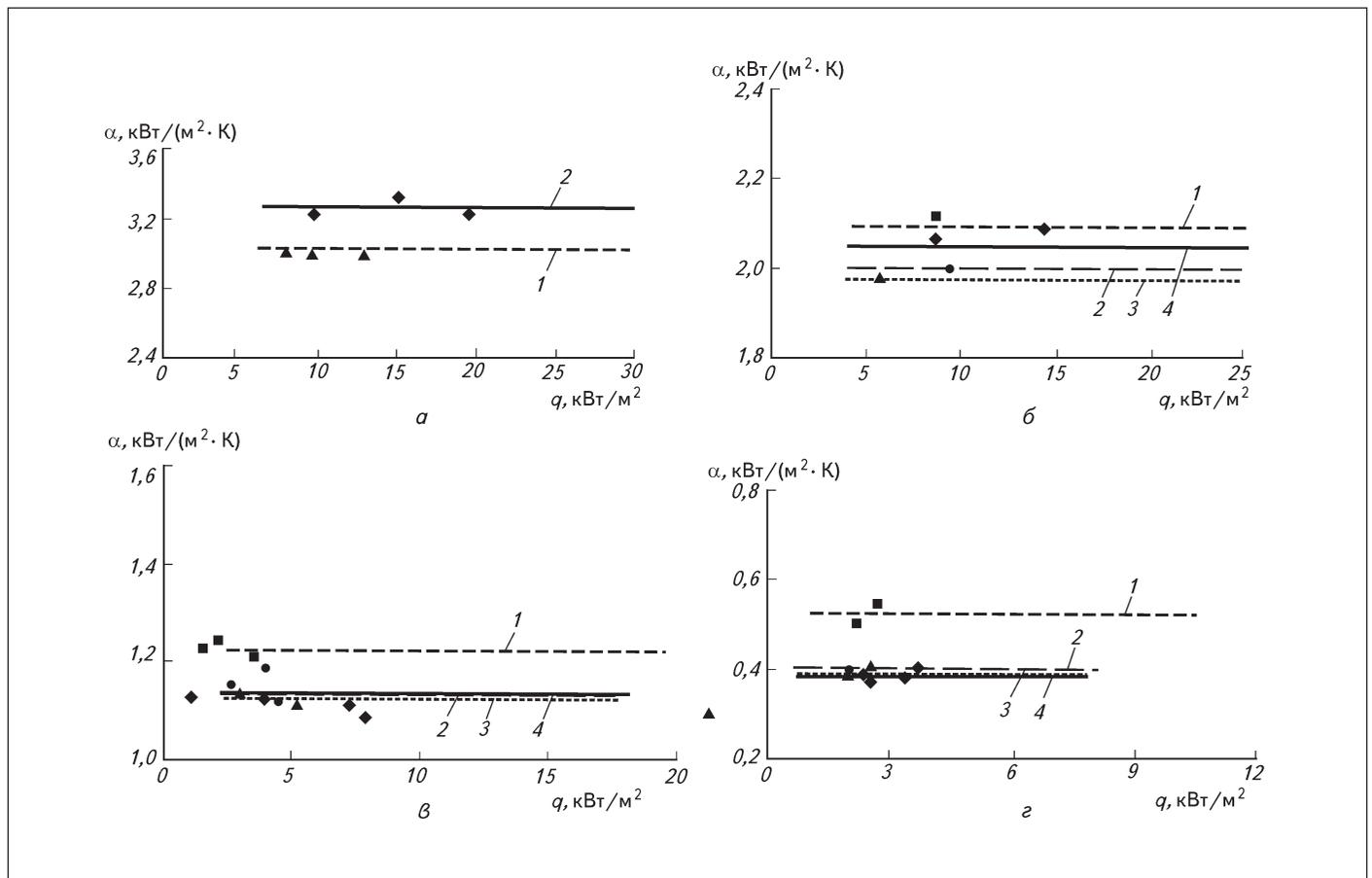


Рис. 4. Зависимость $\alpha = f(q)$ в области вакуума ($P_{вак} = 0,82$ бар) при различных плотностях орошения:
 а – вода, без вдува пара; точки: \blacktriangle – $\Gamma_v = 3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; \blacklozenge – $5,5 \cdot 10^{-4}$, линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения;
 б – сахарный раствор концентрации 30%, без вдува пара; точки: \blacksquare – $\Gamma_v = 1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; \bullet – $1,6 \cdot 10^{-4}$; \blacktriangle – $2,6 \cdot 10^{-4}$; \blacklozenge – $4,6 \cdot 10^{-4}$; линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения;
 в – сахарный раствор концентрации 50%, без вдува пара; точки: \blacksquare – $\Gamma_v = 1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; \bullet – $2,3 \cdot 10^{-4}$; \blacktriangle – $3 \cdot 10^{-4}$; \blacklozenge – $4,2 \cdot 10^{-4}$, линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения;
 г – сахарный раствор концентрации 70%, без вдува пара; точки: \blacksquare – $\Gamma_v = 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; \bullet – $2 \cdot 10^{-4}$; \blacktriangle – $3 \cdot 10^{-4}$; \blacklozenge – $5,5 \cdot 10^{-4}$; линии соответствуют расчету по соотношению (3) при тех же плотностях орошения

Итерация продолжается до совпадения тепловых потоков с определенной точностью.

Для примера выполнен расчет коэффициентов теплоотдачи и тепловых потоков в пленочном выпарном аппарате, эксплуатируемом в режиме V корпуса выпарной установки при температуре вторичного пара $t_{вт}$ 85°C и средней концентрации сиропа 70%. Расчеты выполнены при варьировании разности температур ($t_{гр} - t_{вт}$) и плотности орошения. В результирующей таблице в числителе приведен коэффициент теплоотдачи, рассчитанный по (3), в знаменателе — тепловой поток.

Основываясь на данных таблицы, можно дать сравнительную оценку эффективности применения пленочных выпарных аппаратов в качестве хвостовой поверхности выпарной установки. Например, для завода мощностью 8500 т/сут при нагрузке на V корпус выпарной установки 3%, что соответствует нагрузке подогревателя сока перед горячей дефекацией, тепловая мощность составляет 6700 кВт. С такой нагрузкой справляется пленочный выпарной аппарат площадью 1800 м² при располагаемой разности температур 8°C. В случае же использования выпарного аппарата Роберта, располагаемый температурный напор нужно увеличить до 15°C, а поверхность теплообмена — до 3000 м² ввиду низкой интенсивности теплоотдачи к кипящим густым сиропам в режиме природной циркуляции, и, кроме того, наличия гидростатической депрессии, стремительно возрастающей в области вакуума, в то время как в пленочном аппарате таковая отсутствует.

Исходя из этого, можно сделать следующие выводы:
— выполнен комплекс экспериментальных исследований теплоотдачи к испаряющимся гравитационно-стекающим пленкам сахарных растворов с концентрацией до 72% в области малых давлений и вакуума в широком диапазоне изменений режимных параметров потока;

— представлено обобщающее уравнение для расчета коэффициентов теплоотдачи к испаряющимся пленкам растворов, справедливого как для густых сиропов, так и для воды, в режимах испарения со свободной поверхности и кипения как при наличии сопутствующего движению пленки парового потока, так и без него;

— выполненные апробационные расчеты теплообмена в пленочных выпарных аппаратах показывают соответствие реальным эксплуатационным параметрам на существующих выпарных установках, а соотношение (3) можно использовать для расчета интенсивности теплоотдачи в пленочных выпарных аппаратах как хвостовой, так и головной части выпарной установки.

Аннотация. Представлены результаты исследований теплоотдачи к испаряющимся гравитационно-стекающим пленкам сахарных растворов с концентрацией до 72% при низком давлении и вакууме. Приведено обобщающее расчетное уравнение для определения интенсивности теплоотдачи к испаряющимся пленкам, справедливого как в режиме испарения со свободной поверхности, так и в условиях поверхностного кипения для труб с произвольной шероховатостью в широком диапазоне изменения режимных параметров.

Ключевые слова: теплообмен, испарительный канал, пленочный выпарной аппарат, гравитационно-стекающие пленки, сахарный раствор, расчетное уравнение.

Summary. The researches' results of heat transfer towards vaporizing gravitationally falling films of the sugar solutions with concentration up to 72% at low pressure and vacuum are represented. The generalizing calculated equation for determining an intensity of the heat transfer towards the evaporating films, as valid for the mode of evaporation from the free surface as under surface boiling for pipes of any roughness, in a wide range of operating parameters is shown.

Keywords: heat transfer, evaporation channel, film evaporator, gravitationally falling films, sugar solution, calculated equation.

Пакистан: производство сахара достигнет рекордного уровня в следующем году. Пакистан занимает четвертое место в списке азиатских производителей сладкого продукта.

В последнее время государство стимулирует местных фермеров за счет повышения закупочной стоимости сахарного тростника. Это приводит к увеличению посевов и росту уровня производства сахара.

В новом маркетинговом году, который стартует 1 ноября, объемы изготовления сахара могут увеличиться до отметки 6 млн т. В этом сезоне производство сахара ожидается на уровне 5 млн т, сообщает ИА «Казах-Зерно».

Аналитики говорят о дальнейшем увеличении закупочной стоимости тростника до 1,73 долл. США за 40 кг в сезоне 2012/13 г.

www.kazakh-zerno.kz, 04.07.13

Китай потратит свыше 400 млн долл. США на сельскохозяйственную индустриализацию. Центральное правительство выделило 2,58 млрд юаней (417310000 долл. США) в виде субсидий, чтобы повысить объем кредитов для сельского хозяйства, заявило Министерство финансов Китая, передает meatinfo.ru.

Деньги направлены на сокращение процентных ставок по кредитам для

сельскохозяйственных проектов индустриализации с тем, чтобы повысить поставки продукции с ферм и доходы фермеров.

Тридцать провинций, автономных районов и муниципалитетов получат выделенные субсидии.

Кроме того, 100 млн юаней будут предоставлены двадцати провинциям, регионам и муниципалитетам, в том числе провинциям Шаньси, Внутренней Монголии, Чунцин и Сычуань, для усиления надзора за безопасностью сельскохозяйственных продуктов, сообщили в Министерстве.

meatinfo.ru, 10.07.13