

Режимы ухудшенной теплоотдачи в пленочных выпарных аппаратах

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

Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

При эксплуатации пленочных выпарных аппаратов возникает вопрос о величине граничной плотности орошения, за пределами которой существенно ухудшается интенсивность теплоотдачи и превышаются допустимые пределы концентраций растворов.

подавляющее количество исследований процессов устойчивости течения гравитационно стекающих пленок выполнено на воде или водно-спиртовых смесях при электрическом нагревании экспериментального участка, т.е. при постоянном тепловом потоке [3] применительно к условиям пленочного охлаждения высоконапряженных поверхностей теплообмена [3] и процессам в термосифонах [2].

Концентрирование растворов в пленочных выпарных аппаратах осуществляется с использованием водяного пара как греющего теплоносителя, поэтому процессы теплообмена приближены к условиям постоянной температуры стенки, а тепловой поток устанавливается соответственно температурному напору и интенсивности теплопередачи.

Обстоятельное экспериментальное исследование режимов ухудшения интенсивности теплообмена пленочных течений воды и сахарных растворов в трубе диаметром 30 мм и длиной 9 м при паровом обогреве поверхности теплообмена выполнено в [1]. Установлено, что осязательное ухудшение интенсивности теплоотдачи к пленке воды происходит при достижении граничной объемной плотности орошения $\Gamma_{v.min}$, зависящей только от теплофизических свойств жидкости, и выражается уравнением

$$\Gamma_{v.min} = 3,1 \left(\frac{\sigma(1 - \cos\theta) v^{0,29} \rho^{0,34}}{d^{0,38} g^{0,47}} \right)^{0,75} \times \left(\frac{1}{\rho} \right), \quad (1)$$

где σ , v , ρ , θ — поверхностное натяжение, кинематическая вязкость, плотность и краевой угол смачиваемости соответственно;

d — диаметр трубы;

g — ускорение свободного падения.

Графическая интерпретация уравнения (1) для сахарных растворов приведена на рис. 1.

В соответствии с существующими представлениями о физике равновесия на межфазной поверхности при достижении граничной плотности орошения капиллярные силы разрывают пленку воды на струи, о чем свидетельствует как стремительное падение теплового потока, так и наличие пульсаций температуры стенки по периметру трубы [1]. В то же время констатируется, что в случае течения по поверхности

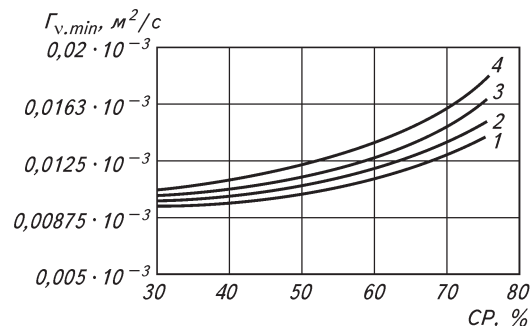


Рис. 1. Зависимость $\Gamma_{v.min} = f(CP)$ по уравнению (1) от $t, ^\circ C$: 1—70; 2—80; 3—90; 4—100

теплообмена пленки сахарного раствора с концентрацией 35 и 60% при атмосферном давлении пульсаций температуры в нижней части трубы в области наименьшего теплового потока не наблюдалось, а сами кривые падения теплового потока не испытывали крутых изменений.

Понятно, что механизм реализации режима ухудшенной теплоотдачи вследствие падения расхода жидкости в пленке для растворов существенно отличается от режима для пленок воды или для других чистых жидкостей. Данный фактор связан, в первую очередь, с изменением теплофизических свойств растворов в процессе их концентрирования. Так, вязкость сиропа в области высоких концентраций значительно зависит от концентрации, поэтому даже незначительное удаление растворителя из сиропа приводит к существенному возрастанию вязкости и, как следствие, увеличению толщины пленки. Для густых сахарных растворов в области разрежения вязкость настолько высока, что основным режимом движения пленки является ламинарный. Если скорость парового ядра не достаточна для образования осязательного межфазного воздействия, в пленке реализуется параболический профиль скорости, а толщина пленки выражается зависимостью

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v v}{g}},$$

в которой имеется произведение плотности орошения на вязкость. Вследствие испарения воды с поверхности пленки плотность орошения по длине трубы уменьшается пропорционально тепловому потоку

$$\Gamma_v(x) = \Gamma_{v0} - \frac{q x}{\rho r}, \quad (2)$$

а концентрация сухих веществ (СВ) в пленке будет возрастать по закону

$$CB(x) = \frac{CB_0 \Gamma_{v0}}{\Gamma_{v0} - \frac{q x}{\rho r}}, \quad (3)$$

где Γ_{v0} – плотность орошения на входе в трубу;

q – тепловой поток;

CB_0 – концентрация сухих веществ на входе в трубу;

x – координата вдоль трубы от верхнего до нижнего края.

Зависимость вязкости сахарного раствора концентрацией до 80% произвольной доброкачественности Дб от концентрации и температуры можно выразить уравнением [5]

$$\nu(x) = 10^{-9} 10^{F(x)}, \quad (4)$$

$$\text{где } F(x) = A + B \left(\frac{1,9 \cdot 10^5}{Дб \cdot СВ(x)} - 18 \right)^C;$$

$$A = \left[0,6688 - \frac{98,4}{T} \right]^{-1};$$

$$B = \frac{2,357 \cdot 10^{12}}{T^{4,44}};$$

$$C = 2,45 \cdot 10^{-3} T - 1,771;$$

T – абсолютная температура.

Если концентрация сиропа незначительна, например 20%, то возрастание по длине трубы содержания сухих веществ в пленке не приводит к значительному возрастанию вязкости, поэтому в произведении $(\Gamma_v \nu)$ темп падения первой составляющей больше темпа возрастания другой и толщина пленки по длине трубы уменьшается. При высоких концентрациях сиропа, например 50% и выше, наоборот, преобладает темп возрастания вязкости в сравнении с падением плотности орошения, поэтому толщина пленки по длине трубы увеличивается. Очевидно, в определенном диапазоне концентраций в процессе испарения с поверхности должен существовать минимальный результат произведения $(\Gamma_v \nu)$ и, соответственно, толщина пленки, которая, достигнув минимального значения, при дальнейшем испарении будет утолщаться. Если, достигнув минимальной толщины, пленка не испытала разрыва под действием капиллярных сил (эффекта Марангони), то в дальнейшем, вследствие утолщения, высыхания пленки не произойдет, разрыва пленки на ручейки в процессе испарения не случится, а ухудшение теплоотдачи будет происходить вследствие ее утолщения, уменьшения теплопроводности и возрастания физико-химической де-

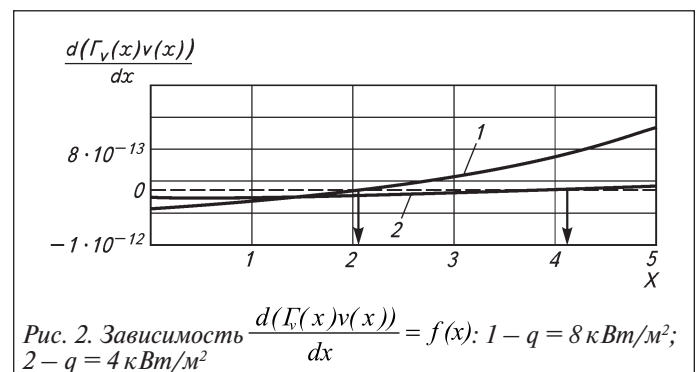
прессии. Отсутствие пульсаций температуры стенки в режиме ухудшения теплоотдачи на 9-метровой трубе при концентрировании густых сахарных сиропов подтверждает упомянутый факт [1].

Длину участка трубы, или координату x , при которой наблюдается минимальная толщина пленки $q(x) = const$, можно определить, приравняв к 0 первую производную от произведения $(\Gamma_v \nu)$:

$$\frac{d(\Gamma_v(x) \nu(x))}{dx} = \Gamma_v(x) \left(\frac{-C}{Дб \cdot СВ_0 \cdot \Gamma_{v0}} \cdot \frac{B q 1,9 \cdot 10^{-4} \ln 10}{r \rho K} K^C \times \right. \\ \left. \times 10^{A+B K^C} \right) - \nu(x) \frac{q}{\rho r}, \quad (5)$$

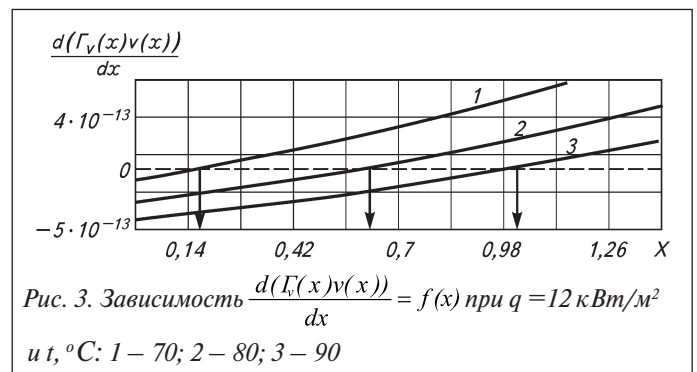
$$\text{где } K = \frac{1,9 \cdot 10^5}{Дб \cdot СВ_0} \left(1 - \frac{q x}{\rho r \Gamma_{v0}} \right) - 18.$$

Как видно из рис. 2, расстояние, на котором происходит изменение знака производной, зависит от теплового потока и составляет 4,1 и 2,05 м для $q = 4$ и $q = 8$ кВт/м² соответственно, но их произведение остается постоянным, т.е. изменение знака произ-



водной происходит при одинаковой концентрации, значение которой определяется подстановкой полученного значения произведения (qx) в формуле (3).

На рис. 3 представлены кривые изменения производной вдоль канала при различных температурах, соответственно 70, 80 и 90°C при $q = 12$ кВт/м². Соот-



ветствующие сечения от начала трубы, где производная пересекает нулевое значение, составляют 0,18, 0,62 и 1,01 м, а критические концентрации, при которых начинается утолщение пленки в процессе испарения, составляют 30,43; 31,55 и 32,65%.

Зависимость критической концентрации сахарного раствора от температуры представлена на рис. 4.

Таким образом, в пленочных выпарных аппаратах хвостовой части выпарной установки по всей длине трубы происходит утолщение пленки в процессе ее концентрирования даже при наличии сопутствующей

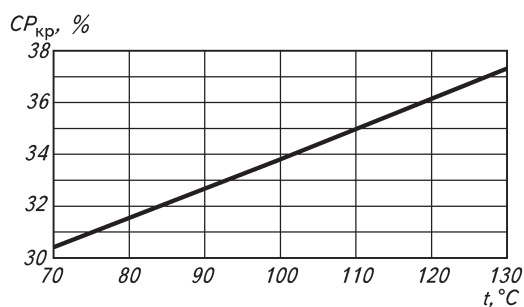


Рис. 4. Зависимость критической концентрации сахарного сиропа от температуры при Дб сока 92%.

щего потока пара, скорость которого незначительна вследствие малых температурных напоров и, соответственно, тепловых потоков.

Очевидно, для выпарных аппаратов хвостовой части выпарной установки при равномерном распределении раствора в трубы, когда трубная доска с вваренными заподлицо трубами идеально выравнена, отсутствии колебаний раствора и нагрузки вопрос минимальной плотности орошения теряет смысл, поскольку поверхность выпарного аппарата подбирается под конкретную нагрузку и температурный напор, а коэффициент теплопередачи рассчитывается под плотность орошения в соответствии с длиной труб и их количеством.

Но реальные условия работы выпарной установки существенно отличаются от идеальных, а именно:

- завальцованные трубы могут иметь неравномерность высоты надорванной части, а трубная доска — искривлена;
- распределительное устройство может не обеспе-

чивать идеального распределения жидкости по трубной доске вплоть до смещения струй непосредственно в сечение теплообменной трубы, вследствие чего жидкость перестает контактировать с поверхностью теплообмена;

- при эксплуатации наблюдается колебание расхода жидкости вплоть до кратковременных остановок;
- при эксплуатации изменяется температурный напор вследствие периодического открытия заслонки на конденсатор, периодичности работы вакуум-аппаратов, изменения расхода соков на теплообменники, изменения производительности диффузионной установки и т.д.

В этих условиях необходимы механизмы компенсации конструктивных несовершенств в распределении жидкости по трубам и реагирования на технологические возмущения, которые происходят в процессе эксплуатации выпарной установки.

Для оценки последствий от неравномерности распределения жидкости в трубы и колебаний расхода сиропа рассмотрим пленочный выпарной аппарат поверхностью 2360 м², укомплектованный трубами из нержавеющей стали диаметром 33х1,5 мм длиной 8,8 м, который эксплуатируется в режиме последнего V корпуса выпарной установки сахарного завода мощностью 7000 т переработки свеклы в сутки.

Для стандартных условий эксплуатации при использовании вторичного пара V корпуса на нагревание сока перед основной дефекацией нагрузка V корпуса составляет $W_5 = 3,5\%$, расход сиропа — $S = 27\%$ концентрацией $CP_{вх} = 62,3\%$, что соответствует входной объемной плотности орошения $0,0675 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, а выходной — $0,0568 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Температура вторичного пара IV корпуса выпарной установки — 94°C. В этих условиях при равномерном распределении сиропа по трубам концентрация сиропа на выходе составляет $CP_{вых} = 71,6\%$, а расчетная температура вторичного пара — 88°C. Интенсивность теплоотдачи к пленке сахарного раствора в режиме испарения с межфазной поверхности и кипения рассчитана на основе уравнения (7), рекомендованного в [4].

Результаты моделирования теплогидродинамических процессов по длине трубы на основе интервально-дискретного метода расчета теплового потока q , концентрации СВ и толщины пленки δ для рассма-

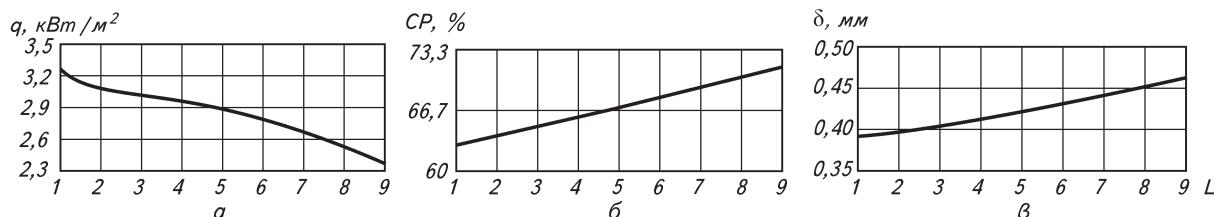


Рис. 5. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) в номинальном режиме без рециркуляции сиропа при $S = 27\%$; $CB_{вх} = 62,3\%$; $CB_{вых} = 71,6\%$; $t_{сп} = 94^\circ\text{C}$; $t_{ам} = 88^\circ\text{C}$

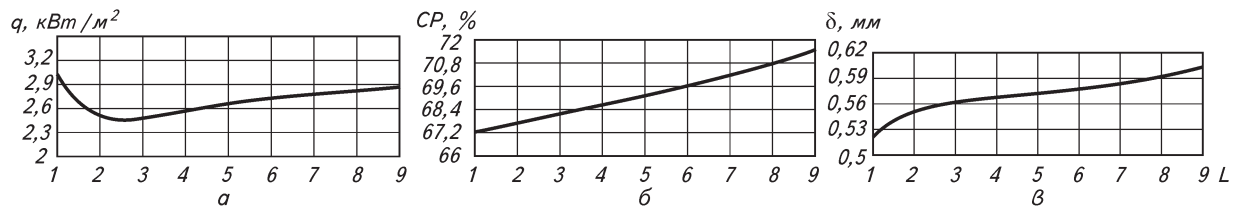


Рис. 6. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) в номинальном режиме с двукратной рециркуляцией сиропа при $S = 54\%$; $CB_{\text{вх}} = 66,9\%$; $CB_{\text{вых}} = 71,6\%$; $t_{\text{сп}} = 94^\circ\text{C}$; $t_{\text{вт}} = 87,4^\circ\text{C}$

триваемого выпарного аппарата с равномерным распределением жидкости по трубам представлено на рис. 5.

Если применить рециркуляцию, расход сиропа на входе в трубы увеличивается, но одновременно возрастает и концентрация. Поскольку интенсивность теплоотдачи зависит как от теплофизических свойств, так и от режимных параметров, суммарный эффект определяется результатом взаимодействия отдельных факторов. Так, для рассмотренного примера при двукратной рециркуляции расход жидкости увеличился в 2 раза, а концентрация сиропа на входе в трубы с 62,3 до 66,9%. Интенсивность теплоотдачи к пленке при этом падает, поэтому для сохранения количества выпаренной влаги в трубе температура вторичного пара уменьшается с 88 до $87,4^\circ\text{C}$, а располагаемый температурный напор возрастает от 6 до $6,6^\circ\text{C}$ (рис. 6).

В случае трехкратной рециркуляции концентрация сиропа на входе в трубы возрастает с 62,3 до 68,5%, поэтому сохранение тепловой нагрузки возможно уже при условии снижения температуры вторичного пара от 88 до 87°C , а располагаемый температурный напор возрастает от 6 до 7°C (рис. 7).

Возрастание теплового потока по длине трубы при больших расходах (см. рис. 6, 7), обусловленных рециркуляцией, связано с уменьшением градиента концентрации, в то время как процессы интенсификации теплоотдачи, вследствие возрастания расхода жидкости и развития волновой структуры по длине трубы, сохраняются [4].

Таким образом, применение рециркуляции в условиях равномерного распределения жидкости по тру-

бам привело к снижению теплового потока и возрастанию располагаемого температурного напора.

На рис. 8 представлены результаты позонного расчета теплового потока, концентрации и толщины пленки в трубе длиной 9 м при уменьшении в 3 раза расхода сиропа ($0,3S$) в условиях равномерного распределения жидкости по трубной доске. Как видно из рис. 8, в этом случае концентрация стремительно растет на начальных участках труб и достигает максимального значения, когда вследствие физико-химической депрессии температура пленки уравнивается с температурой стенки и остается постоянной. Процесс теплообмена при этом приостанавливается, а пленка медленно стекает по поверхности со средней скоростью $0,025$ м/с. Температура вторичного пара уменьшается с 88 до 80°C и ниже, что обуславливает падение суммарной тепловой нагрузки. Вследствие падения температуры концентрация сиропа достигает состояния насыщения и даже пересыщения, что в условиях чрезвычайно низкой скорости движения пленки может привести к кристаллообразованию. Плотность орошения на входе в трубы составляла $0,021 \cdot 10^{-3}$ м²/с, а на расстоянии 5 м от входа, где тепловой поток почти отсутствует, — $0,015 \cdot 10^{-3}$ м²/с.

Если плотность орошения увеличить до предыдущего значения лишь за счет рециркуляции, увеличив ее в 3 раза ($0,3S \times 3$), возрастает и концентрация сиропа на входе в трубы (в конкретном случае $77,4\%$), поэтому интенсивность теплоотдачи и тепловой поток на начальном участке трубы меньше, чем без рециркуляции, однако, падения до «0» не происходит, и процессы теплообмена в пленке с малой интенсивностью продолжаются (рис. 9). Плотность орошения, при ко-

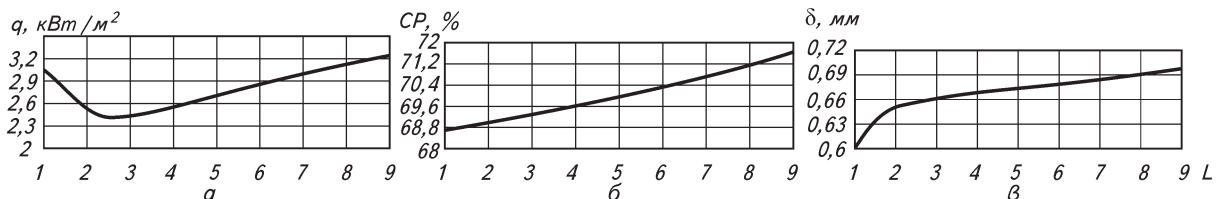


Рис. 7. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) в номинальном режиме с трехкратной рециркуляцией сиропа при $S = 81\%$; $CB_{\text{вх}} = 68,5\%$; $CB_{\text{вых}} = 71,6\%$; $t_{\text{сп}} = 94^\circ\text{C}$; $t_{\text{вт}} = 87^\circ\text{C}$

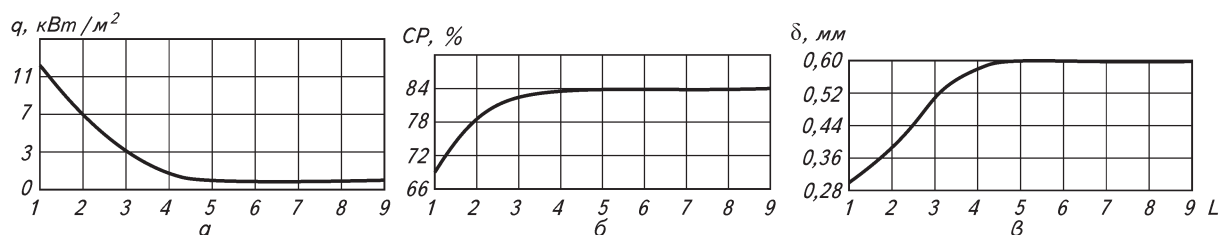


Рис. 8. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) при уменьшении расхода сиропа в 3 раза без рециркуляции при $S = 9\%$; $CB_{вх} = 62,3\%$; $CB_{вых} = 84,1\%$; $t_{зр} = 94^{\circ}\text{C}$; $t_{вт} = 80^{\circ}\text{C}$

торой наблюдается существенное падение теплового потока, $-0,063 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$.

Если кратность рециркуляции увеличить еще в 2 раза ($0,3S \times 6$) (см. рис. 8), концентрация на входе увеличивается еще больше, до $81,2\%$. Ее влияние на процессы теплообмена становится ощутимее, а тепловой поток, достигнув минимального значения, практически не изменяется по длине трубы (рис. 10). Скорость стекания пленки в нижней части трубы возрастает до $0,1 \text{ м/с}$, а плотность орошения, при которой наблюдается существенное падение теплового потока, $-0,126 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$.

вого потока уже на входном участке трубы, однако, соответствие критической минимальной плотности орошения, прогнозируемой уравнением (1), характерно лишь для первого случая, без рециркуляции, (см. рис. 8). Понятно, что для сиропов минимальная плотность орошения не является универсальным параметром, который характеризует режим ухудшения теплоотдачи, что наблюдалось для воды. Основная причина стремительного падения теплового потока в области высоких концентраций — значительное возрастание физико-химической депрессии и, соответственно, падение температурного напора.

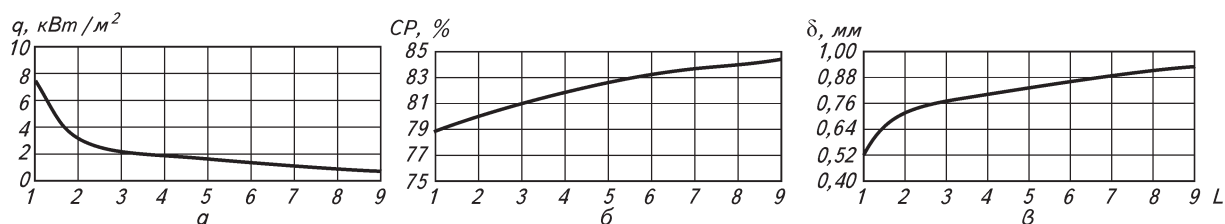


Рис. 9. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) в режиме уменьшения расхода сиропа в 3 раза, но с трехкратной рециркуляцией при $S = 27\%$; $CB_{вх} = 77,4\%$; $CB_{вых} = 84,1\%$; $t_{зр} = 94^{\circ}\text{C}$; $t_{вт} = 80^{\circ}\text{C}$

Таким образом, применение лишь рециркуляции при существенном снижении поступления сиропа из IV на V корпус не решает проблемы обеспечения требуемой тепловой мощности, а лишь умягчает критический аварийный режим, связанный с возможным кристаллообразованием.

Следует отметить, что для трех рассмотренных вариантов наблюдается существенное падение тепло-

Учитывая (2) и (3), полезный температурный напор со стороны пленки выражается как

$$\Delta t_{пол}(x) = t_{cm} - t_{вт} - \Delta_{фх}(x) + \delta t(x), \quad (6)$$

где t_{cm} — температура стенки;

$t_{вт}$ — температура вторичного пара;

$$\Delta_{фх}(x) = 0,0162 \frac{T^2}{r} \frac{CB(x)}{62,655 - 0,695 CB(x)} \quad \text{— зависимость}$$

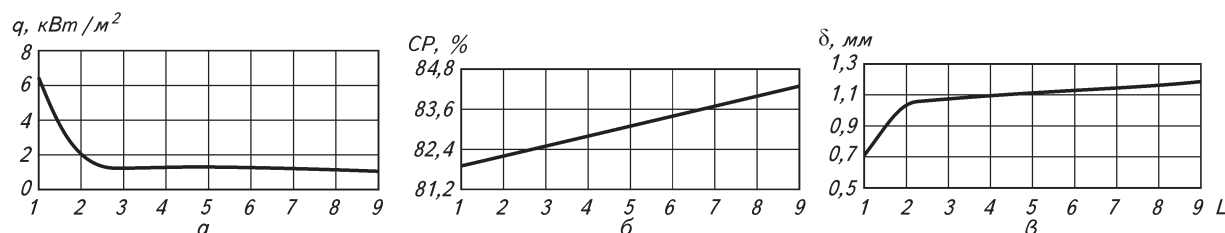


Рис. 10. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) в режиме уменьшения расхода сиропа в 3 раза, но с шестикратной рециркуляцией при $S = 54\%$; $CB_{вх} = 81,2\%$; $CB_{вых} = 84,1\%$; $t_{зр} = 94^{\circ}\text{C}$; $t_{вт} = 80^{\circ}\text{C}$

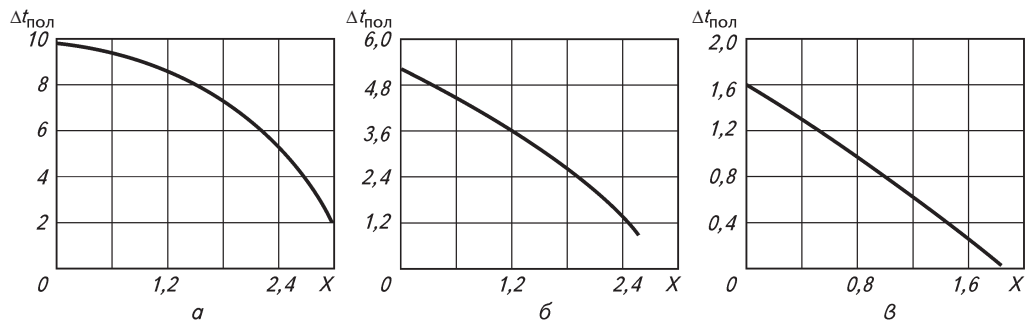


Рис. 11. Результаты расчета полезного температурного напора в режиме уменьшения в 3 раза расхода сиропа: а — без рециркуляции, б — с трехкратной рециркуляцией, в — с шестикратной рециркуляцией

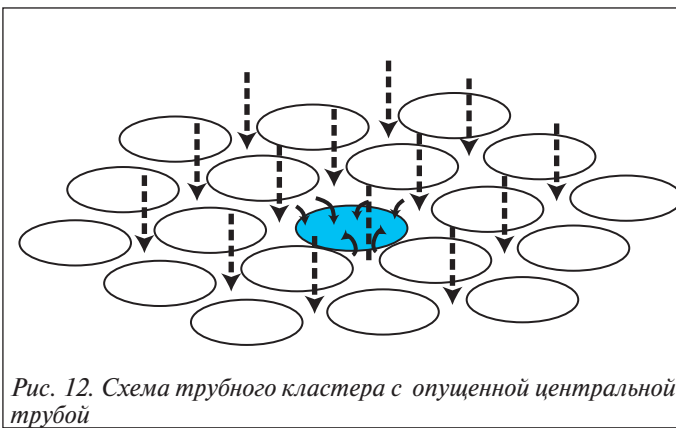


Рис. 12. Схема трубного кластера с опущенной центральной трубой

для физико-химической температурной депрессии при $СВ \geq 37\%$:

$$\delta t(x) = \Delta_{\text{фк}}(x) \left[1 - \exp \left(-0,014 \frac{\sqrt[3]{u^2 \Gamma_v(x) / g}}{\sqrt{\sigma / (\rho g)}} \right) \right] - \text{темпера-}$$

турная функция коррекции температурного напора для сиропов [4].

Результаты расчета $\Delta t_{\text{пол}}(x)$ для рассмотренных выше случаев, а именно: уменьшения до 1/3 расхода сиропа на выпарной аппарат (см. рис. 8), осуществление трехкратной рециркуляции сиропа по отношению к предыдущему значению (см. рис. 9) и шестикратной рециркуляции (см. рис. 10), представлены на рис. 11.

Представленные на рис. 11 графики соответствуют характеру изменения теплового потока на начальных участках трубы в условиях различной плотности орошения при наличии рециркуляции (см. рис. 8, 9, 10) и подтверждают, что именно физико-химическая депрессия является основной причиной его стремительного падения при кипении сиропов высоких концентраций в пленочном режиме движения. Существенное влияние на процесс падения теплового потока вносит и факт утолщения пристенной пленки, поскольку в ламинарном режиме движения коэффициент теплоотдачи пропорционален теплопроводности λ и обратно пропорционален ее толщине $\alpha = \lambda / \delta$.

Но основные причины необходимости увеличения плотности орошения за счет рециркуляции даже в расчетном стационарном режиме — это неравномерность высоты надорванной части завальцованных труб и неравномерность орошения трубной доски распределительным устройством. Высота бьефа раствора над краем труб для рассматриваемого случая составляет 1 мм, которая рассчитана из выражения

$$h_o = \left(\frac{\Gamma_v}{0,43 \sqrt{2g}} \right)^{\frac{2}{3}}.$$

Вследствие динамического воздействия струи жидкости, которая поступает на трубную доску из распределительной решетки, поверхность жидкости между трубами несколько искривлена и турбулизирована, поэтому реальная высота бьефа может быть несколько больше.

Если предположить, что одна из каждых 19 трубок, что составляет 5,3% от общего количества труб, опущена на 2–3 мм ниже уровня других труб, (см. рис. 9), то, вследствие малой высоты бьефа, через опущенную трубу устремится часть жидкости, которая питала бы окружающие трубы.

Как видно из рис. 12, на 1 трубку попадает по одному отверстию распределительного устройства. Из одного отверстия сироп расходится на 3 стороны на трубной доске, поэтому условно 1 стрелка на рис. 12 соответствует 1/3 расхода сиропа из каждого отверстия, которая при равномерном расположении труб растекается на 2 теплообменные трубки. Если средняя труба опущена, то на нее приходится расход, который эквивалентен 9 стрелкам и равен трехкратному расходу в сравнении с равномерным распределением. Соответственно, окружающие 6 труб недополучат часть сиропа, а расход на них составит лишь 4/6 от величины, которая была бы при равномерном распределении. Следующий внешний ряд трубного кластера из 12 труб останется невозбужденным по расходу сиропа.

Таким образом, 5,3% опущенных труб порождает ситуацию, при которой на 31% труб расход жидкости уменьшается на 1/3 и составляет 2/3 от величины, ко-

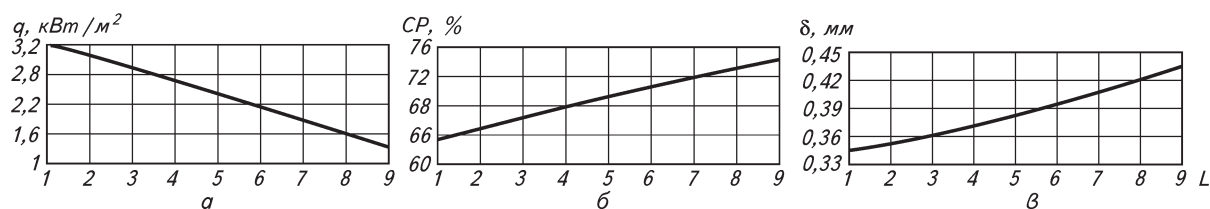


Рис. 13. Результаты расчета теплового потока (а), концентрации (б), толщины пленки (в) в 6 трубах кластера без рециркуляции при $S = 18\%$; $CB_{вх} = 62,3\%$; $CB_{вых} = 74,3\%$; $t_{cp} = 94^\circ\text{C}$; $t_{от} = 88^\circ\text{C}$

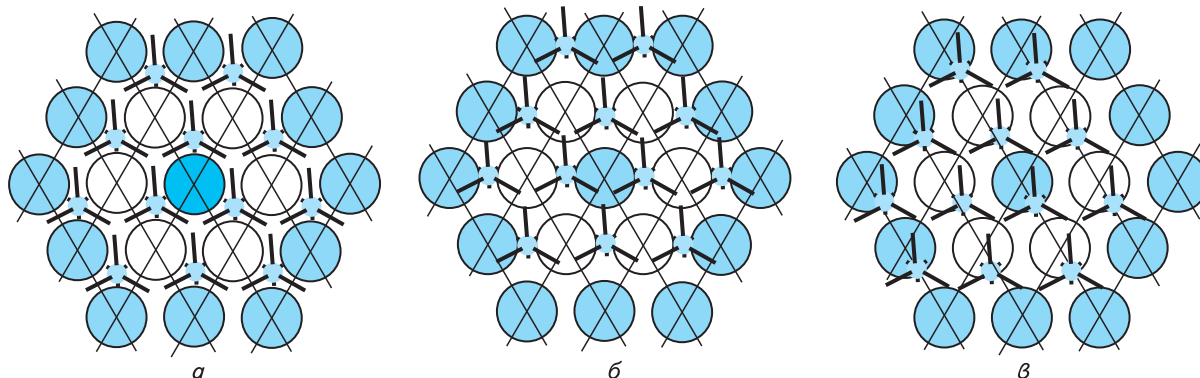


Рис. 14. Схема смещений распределительной решетки над трубной доской: а — без смещения; б — смещение к вершине треугольника; в — смещение вдоль сторон треугольника

торая соответствует равномерному распределению. Распределение теплового потока, концентрации и толщины пленки по высоте трубного пучка, на который поступает 2/3 расхода сиропа, приведено на рис.13.

Вследствие уменьшения расхода жидкости концентрация на выходе из трубного пучка возросла из 71,8%, которая была бы при равномерном распределении, до 74,3% (см. рис. 13), а средний тепловой поток, из-за возрастания концентрации, уменьшился соответственно от 2,85 до 2,39 кВт/м², т.е. на 16% при сохранении предыдущей располагаемой разности температур в 6°C.

Другой причиной неравномерности плотности орошения может быть смещение перфорированного листа над трубной доской (рис. 14).

Если смещение в несколько миллиметров случилось в направлении вершины треугольника (см. рис.14 б), то струя поступает в узкое место между трубами и ощутимых изменений в перераспределении жидкости не произойдет; если в направлении вдоль сторон треугольника (см рис. 14 в), то струя жидкости частично смешается в трубное пространство, что вызовет перераспределение жидкости по периметру трубы и неравномерность теплоотдачи у верхней части поверхности теплообмена. Если смещение отверстий такое, что струя вообще проливается лишь в сечение трубы, жидкость в верхней части не контактирует с

поверхностью теплообмена с соответствующими последствиями относительно потери мощности и температуры вторичного пара.

Поскольку в пленочных выпарных аппаратах отсутствует гидростатическая температурная депрессия, наилучшим способом компенсации последствий от неравномерного распределения жидкости является увеличение длины труб. Существующие выпарные аппараты сахарной промышленности имеют длину труб от 9 до 12 м, что достаточно для безрециркуляционного режима эксплуатации в случае качественного изготовления распределительного устройства с гарантированным равномерным затеканием жидкости в трубы и отсутствием значительных колебаний расхода жидкости на выпарные аппараты. Так, для рассмотренного выше примера, при возрастании концентрации от 62,3 до 71,6%, массовом напряжении поверхности теплообмена 4,3 кг/м²·ч и располагаемой разности температур в 6 °C плотность орошения в однократном режиме на выходе из аппарата в 3 раза превышает предельное граничное значение, прогнозируемое уравнением (1). Поскольку увеличение поверхности теплообмена осуществляется наращиванием количества труб, то наличие чрезмерной поверхности единичного выпарного аппарата неоправданно потому, что вследствие неравномерности орошения часть труб будет функционировать в режиме переконцентрирования, что вызывает необходи-

мость дополнительной рециркуляции, в то время, как температурный напор существенно не уменьшится.

В случаях выполнения проектных тепловых расчетов новой выпарной установки сахарного завода следует учитывать, что в сахарной промышленности температурный режим предварительно задается, поэтому под него соответственно нагрузке рассчитывают поверхности теплообмена аппаратов на основе рекомендуемых величин массового напряжения поверхности теплообмена. В случае выполнения поверочных расчетов на большую или меньшую производительность, или на изменение нагрузки в связи с перераспределением пароотборов, расчеты температурного режима следует производить на основе уравнений теплообмена, а интенсивность теплоотдачи к пленке — из уравнения [4]:

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,1 Re^{-\frac{1}{3}} \frac{0,85 + 0,01 Pe^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} Pe^{0,86} Pr^{-0,2}}{\exp(-1,2 \cdot 10^{-5} Re_n)} \times K_t \left(\frac{L}{L_o} \right)^{0,1}, \quad (7)$$

где — $Pe = \frac{4\Gamma_v}{a}$; $Pr = \frac{v}{a}$; $Re = \frac{4\Gamma_v}{v}$; $Re_n = \frac{u d \rho_n}{\mu_n}$ — числа

Пекле, Прандтля, Рейнольдса жидкости и пара соответственно;

a — температуропроводность;

μ_n, ρ_n — вязкость и плотность пара;

u — скорость пара;

L — длина трубы;

$L_o = 1,5$ м;

Для сиропов $K_t = 1$.

Тепловой поток при использовании уравнения (7) определяется как $q = \alpha \Delta t_{\text{пол}}$, а методика расчета собственно пленочного выпарного аппарата — на основе уравнения (7), которая изложена в [4].

Выводы:

— вследствие преобладающего темпа возрастания вязкости над падением плотности орошения в процессе испарения растворителя с поверхности стекающих пленок сиропов, после достижения критической концентрации движение пленки вдоль поверхности теплообмена осуществляется с ее утолщением;

— необходимость рециркуляции сиропа на последних корпусах пленочной выпарной установки продиктована, в первую очередь, несовершенством распределительного устройства и, соответственно, неравномерностью распределения жидкости по теплообменным трубам. Если распределительное устройство выполнено качественно, а теплообменные трубы сварены заподлицо с трубной доской, в номинальном режиме работы выпарной установки рециркуляция не нужна;

— возрастание кратности рециркуляции густых сиропов приводит к ухудшению интенсивности теплоотдачи и тепловой мощности вследствие повышения концентрации на верхних участках труб;

— основной причиной резкого падения теплового потока в процессе концентрирования густых пленок при их движении вдоль поверхности теплообмена является стремительное нарастание физико-химической температурной депрессии и толщины;

— в случае отклонения работы выпарной установки от номинального и снижения расхода жидкости на выпарные аппараты хвостовой части выпарной установки, необходимо восстановить плотность орошения рециркуляцией сиропа до предыдущего значения и параллельно снизить тепловую нагрузку до уровня, исключающего переконцентрацию сиропа. Если этого не достаточно и концентрация сиропа продолжает возрастать, как аварийное мероприятие можно использовать конденсат для разбавления сиропа.

— уравнение (1) справедливо только для докритической концентрации (см. рис. 4), т.е. для I и II корпусов выпарной установки, где рециркуляция не актуальна.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ардашев В.А. Исследование теплообмена при выпаривании гравитационно стекающей пленки жидкости в вертикальных трубах : дис. ... канд. техн. наук / В.А. Ардашев. — К., 1983. — 188 с.
2. Гандзюк Ю.М. Процессы гидродинамики и теплообмена при обработке в гравитационной пленке спиртовых растворов : дис. ... канд. техн. наук / Ю.М. Гандзюк. — К., 1986. — 216 с.
3. Ганчев Б.Г. Исследование термокапиллярной устойчивости при гравитационном стекании пленки жидкости / Б.Г. Ганчев, А.Е. Боков // Инженерно-физический журнал. — 1980. — № 4. — С. 581–591.
4. Петренко В.П. Теплообмен в испарительных каналах пленочных выпарных аппаратов / В. П. Петренко, А. Н. Рябчук // Сахар. — 2013. — № 7. — С. 39–44.
5. Синат-Радченко Д.Е. Формулы для динамической и кинематической вязкости чистых и производственных сахарных растворов. В кн. — Тепло- и массообменные процессы в пищевой промышленности: Темат. сб. научн. тр. — К.: УМК ВО, 1990. — 220 с.

Аннотация. Выполнен анализ режимов ухудшенной теплоотдачи к сахарным сиропам в нисходящих кипящих пленочных течениях в условиях колебаний расхода, рециркуляции и неравномерности распределения жидкости по трубной доске; представлены результаты моделирования изменения режимных параметров по длине теплообменных труб. Представлена графическая интерпретация полученных результатов.

Ключевые слова: теплообмен, режимы ухудшенной теплоотдачи, нисходящие пленочные течения, сахарные растворы, рециркуляция, пленочный выпарной аппарат.

Summary. It is analysed modes worsened heat transfer to sugar syrups in descending boiling film currents in conditions of fluctuations of the charge, recirculation and non-uniformity of distribution of a liquid on a trumpet board, results of modelling of change of regime parameters on length heat transfer pipes are presented. Graphic interpretation of the received results is presented.

Key words: heat transfer, modes worsened heat transfer, downstream film flows, sugar solutions, recirculation, industrial film evaporator.