

ISSN 0033-1155

ПРОМЫШЛЕННАЯ ЭНЕРГЕТИКА

2019
7

INDUSTRIAL POWER ENGINEERING



Некоторые рекомендации для стабилизации режимов работы однопроходных выпарных аппаратов с восходящим движением пенных растворов

Суслов В. А., доктор техн. наук

Высшая школа технологии и энергетики Санкт-Петербургского государственного университета промышленных технологий и дизайна

Рассмотрены причины возникновения интенсивного накипеобразования на поверхностях труб выпарных аппаратов, обусловленные кризисами кипения. Даны предложения для оптимизации работы выпарных станций, концентрирующих пенообразующие растворы.

Ключевые слова: целлюлозно-бумажная промышленность, черные щелоки, многоступенчатые вакуум-выпарные станции, выпарные аппараты, теплоотдача, кипение растворов, кризисы кипения.

Процессы выпаривания в однопроходных выпарных аппаратах (ВА) получили широкое применение в цветной металлургии, целлюлозно-бумажной, химической, пищевой, фармацевтической и многих других отраслях промышленности. Здесь для концентрирования растворов применяются, как правило, многоступенчатые выпарные установки (МВУ) с различными схемами питания ВА, которые определяются в основном свойствами выпариваемого раствора. По относительному движению греющего пара и выпариваемого раствора эти установки разделяют на:

прямоточные МВУ, выпаривающие растворы, обладающие высокой температурной депрессией;

противоточные МВУ, выпаривающие растворы с быстрорастущей вязкостью при повышении их концентрации;

МВУ со смешанным питанием корпусов раствором при его повышенной вязкости;

МВУ с параллельным питанием корпусов раствором при его склонности к кристаллизации.

При противоточной схеме движения потоков по мере концентрирования раствора повышается его температура, вследствие чего вязкость раствора остается в пределах, обеспечивающих достаточно высокие коэффициенты теплопередачи. К недостаткам этой схемы относятся необходимость установки перекачивающих насосов у каждого ВА и тяжелые условия работы первого ВА, в котором одновременное сочетание максимальной концентрации и высокой температуры приводит к образованию накипи на верхних участках кипятильных труб, что является причиной вывода ВА из эксплуатации на время его промывки.

При смешанной схеме питания раствор подается в один из промежуточных ВА установки, откуда прямотоком проходит до последнего аппарата спутно потоку греющего пара, затем по противоточной схеме подается в первый либо другой ВА установки. Далее вновь применяется прямоточная или противоточная схема. Смешанные схемы питания дают возможность в первых по ходу щелока корпусах использовать преимущества прямотока. В них отсутствуют перекачивающие насосы, осуществляется самоиспарение перегретой части раствора, т. е. обеспечивается минимальный удельный расход пара. Однако при прямоточных схемах возможно образование накипи в начальных участках труб ВА. Противоточная часть схем характеризуется относительно высокими значениями коэффициентов теплопередачи.

Исследования теплообмена при выпаривании пенообразующих растворов проводили на действующих ВУ [1] и на экспериментальном стенде [2], представляющем собой замкнутый контур с паровым обогревом и вспомогательные элементы. На восьмиметровой кипятильной трубе с внутренним диаметром 49 мм было выделено 20 измерительных участков, на которых собирался конденсат для определения плотности теплового потока. Определяли температуры двухфазного потока и стенки трубы, статическое давление для расчета истинного объемного паросодержания. Давление греющего пара изменяли в интервале $0,08 \div 0,35$ МПа, вторичного — $0,05 \div 0,15$ МПа. Скорость растворов в интервале $0,01 \div 1$ м/с контролировали на измерительном участке соплом “четверть круга” и устанавливали объемным методом при изменении концентрации от 0 до 60 % абсолютно

сухих веществ (а.с.в.). Исследования показали, что суммарная интенсивность теплоотдачи при кипении раствора зависит от соотношения габаритов зон с различными режимами течения двухфазного потока и их расположения в трубе, определяемых рабочими параметрами работы ВА. Длины экономайзерного участка и зон ухудшенной теплоотдачи в кипяточной трубе имеют минимальные значения при определенных физических параметрах раствора, его скорости и температуре на входе в трубу и температур греющего и вторичного пара. Это обеспечивает высокие значения усредненных по поверхности трубы коэффициентов теплоотдачи. Зона ухудшенной теплоотдачи или кризиса кипения — это участок кипяточной трубы с резким падением коэффициента теплоотдачи, повышающейся температурой стенки трубы, что сопровождается интенсивным накипеобразованием.

В работе [3] представлены результаты проведенных исследований теплоотдачи при кипении в трубе воды, сульфатного щелока и предгидролизата, являющихся отработанными в процессе варки целлюлозы растворами. Показано, что большие значения коэффициентов теплоотдачи α и производительности ВА, в том числе выпаривающих раствор высокой концентрации B , могут быть достигнуты при оптимальных соотношениях между подводимыми к ВА количествами теплоты и раствора.

Гидродинамический режим течения раствора и интенсивность теплообмена, как известно, неразрывно связаны между собой. Полученные опытные данные показали большую зависимость теплоотдачи при кипении от скорости подпитки трубы раствором w_0 , его концентрации B , паросодержания φ и плотности теплового потока q . Знание допустимых пределов изменения этих параметров в производственных условиях имеет важное значение для установления оптимальных процессов выпаривания в практически безнакипном режиме.

Предельное паросодержание двухфазной смеси $\varphi_{пр}$ (значение, при достижении которого α резко падало) уменьшалось с повышением концентрации раствора, а снижение α в верхней части трубы происходило более плавно. При $\varphi_{пр} < 0,7$ поддерживались относительно интенсивные режимы кипения.

По предельным значениям выходного паросодержания $\varphi_{пр}$ определена скорость смеси в кипяточных трубах, обеспечивающая оптимальный режим выпаривания в ВА [3]:

$$w_{см} = \frac{0,14}{(1 - \varphi_{пр})} \sqrt{\frac{\sigma}{\rho' \nu}}$$

где σ — коэффициент поверхностного натяжения; ν — коэффициент кинематической вязкости раствора; ρ' — плотность раствора; $w_{см}$ — скорость двухфазной смеси.

В связи со сложностью определения $\varphi_{пр}$ в промышленных установках механизмы образования зон ухудшенной теплоотдачи и интенсивного накипеобразования в них, как правило, анализируют в координатах $q_{кр}$ и $x_{кр}$. Эти координаты ($q_{кр}$ и $x_{кр}$ — критические плотность теплового потока и массовое расходное паросодержание двухфазного потока, определяемое как $x = (i_{см} - i')/r$), охватывают весь интервал существования двухфазного потока в трубе, включая кипение недогретой жидкости. Здесь $i_{см}$ и i' — энтальпии парожидкостной смеси и жидкости при температуре насыщения, r — теплота парообразования. Паровая фаза появляется в обогреваемых трубах до достижения потоком температура насыщения ($i_{см} < i'$), при этом x часто называют относительной энтальпией.

На основе опытных данных, полученных на стендовой установке, построена зависимость $q = f(x)$ для кризисных условий при кипении пенообразующих растворов целлюлозно-бумажной промышленности (ЦБП) [3]. Кризис фиксировался началом увеличения температуры стенки трубы и падением коэффициента теплоотдачи в интервале рабочих режимных параметров ВА ЦБП. Изменение критической плотности теплового потока в зависимости от величины массового расходного паросодержания представлено на рис. 1.

Участок $ABCD$ в области недогретого раствора соответствует кризису пузырькового кипения (согласно [4] — кризису кипения первого рода). Границей этого вида кризиса для пенообразующих растворов ЦБП является граничное паросодержание $x_{тр}$, при достижении которого кривая $ABCD$ сменяется вертикальной линией DE . Участок DE — это область кризиса кипения второго рода, который не зависит от плотности теплового потока q . Происхождение этого вида кризиса связано с высыханием неорошаемой микропенки на стенке трубы [5]. При $q < q_E$ на микропенку выпадают капли из ядра потока. Соответственно в обогреваемой трубе микропенка высыхает при паросодержании $x > x_{тр}$. Кризис при этом паросодержании на участке EG называют кризисом орошения.

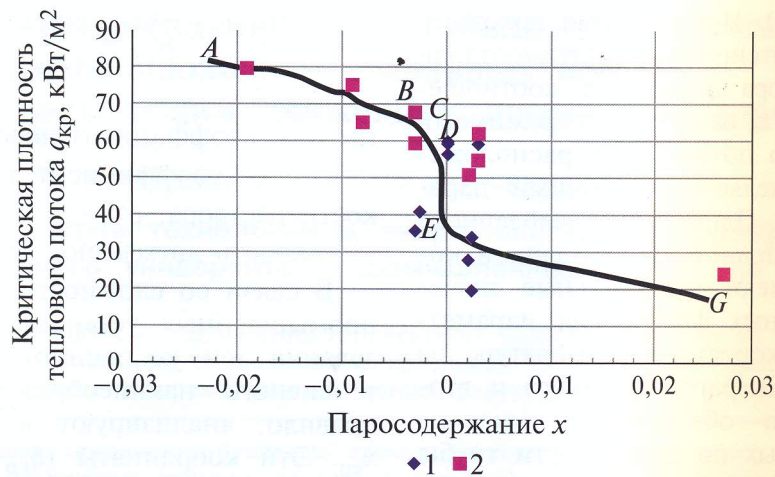


Рис. 1. Влияние паросодержания x на $q_{кр}$ при кипении черного сульфатного щелока и водного предгидролизата: $w_0 = 0,015 \div 0,025$ м/с; $p_w = 25$ кг/(м²·с); 1 — $B < 30\%$ а.с.в.; 2 — $B > 30\%$ а.с.в.

При отрицательных значениях x в случае применения противоточных схем МВУ раствор попадает в кипяtilьные трубы в недогретом до насыщения состоянии и занимает практически все поперечное сечение кипяtilьной трубы. В этих условиях кризис кипения возникает в недогретом до температуры кипения растворе при высокой температуре стенки трубы из-за пленочного режима кипения на стенке, как и при кипении в большем объеме.

При входе в трубы ВА перегретого относительно температуры насыщения раствора на участках прямоточных и смешанных схем МВУ наблюдается другая модель образования кризиса. Перегретый раствор при входе в кипяtilьную трубу вскипает. Взрывообразно образующаяся пена вытесняет жидкость из пристенной области. Гидродинамическая устойчивость встречных потоков (пара, движущегося от стенки, и жидкости, подтекающей к стенке) нарушается, как и устойчивость жидких пленок в пограничном слое. Стенка трубы покрывается сплошным слоем пара.

Рассмотренные механизмы образования кризиса наблюдаются до значений паросодержания, характеризуемых точкой инверсии. Это точка пересечения прямых $q_{кр} = f(x)$, после которой происходит смена характера зависимости: с ростом массовой скорости критический тепловой поток возрастает при отрицательных паросодержаниях и уменьшается при положительных. Точка инверсии независимо от концентрации раствора при давлениях, близких к атмосферному, определена при паросодержании $x \approx -0,0025$ (для воды — от $-0,15$ до положительных значений при высоких давлениях).

Полученные опытные данные по кризисам кипения сульфатных щелоков за точкой инверсии показывают, что значения критической плотности увеличиваются с увеличением концентрации и температуры недогрева раствора до температуры кипения.

Повышение паросодержания парощелочковой смеси снижает критическую плотность теплового потока.

Следовательно, для избежания кризисов кипения первого рода, связанных с интенсивным накипеобразованием в трубах, в диапазоне изменения режимных параметров работы МВУ ЦБП следует поддерживать недогрев раствора на входе в ВА в пределах $\delta t = 7 \div 10$ °С, а скорость подпитки раствором кипяtilьных труб — $w_0 = 0,07 \div 0,09$ м/с.

Кризис кипения второго рода, обусловленный высыханием на стенке кипяtilьной трубы жидкой микропленки при эмульсионном режиме течения парорастворной смеси регистрировался, как показано на рис. 2, в диапазоне паросодержаний $x = -0,0025 \div -0,005$ [3]. Этот же вид кризиса при кипении воды по данным работы [4] наблюдается при существенно больших значениях x . Различие данных объясняется практически взрывообразным образованием пены в пенообразующих потоках, а затем и кризиса в узком диапазоне паросодержаний.

Кризис кипения в результате высыхания пленки раствора в пенных потоках наступал при нулевых и малых положительных расходных паросодержаниях. Критическая плотность теплового потока снижалась с увеличением концентрации раствора вследствие уменьшения влаги в пристенной пленке. Происходило незначительное уменьшение критической

плотности с увеличением скорости раствора, ее повышение с ростом температуры недогрева раствора до температуры кипения. С увеличением паросодержания и уменьшением толщины пристенной пленки критическая плотность уменьшалась.

Следует отметить, что условия обмена жидкостью между пленкой на стенке трубы и ядром потока при понижении давления ухудшаются. Поэтому в аппаратах, работающих под вакуумом, где выпаривались растворы меньшей концентрации, кризис проходил более резко.

С помощью уравнения теплового баланса, показывающего взаимосвязь между плотностью теплового потока, подводимого к стенке кипяточной трубы q_c , и количеством теплоты, необходимым для испарения пленки текущей по стенке жидкости $Q_{ис.п} = q_c \pi L d = G_{пл} r$, можно найти паросодержание потока, при котором пристенная пленка высыхает [6]:

$$x_{гр} = x_{\Delta p} + q_c \pi L d / (r G_{пл}),$$

где $G_{пл}$ — расход жидкости в пленке в сечении наступления кризиса сопротивления; L — длина участка трубы, на котором происходит высыхание пленки; d — диаметр трубы; r — теплота парообразования; $x_{\Delta p}$ — паросодержание кризиса сопротивления.

Согласно [6], $x_{\Delta p}$ и расход раствора в пленке практически не зависят от плотности теплового потока к стенке, а $x_{гр}$ не зависит от q_c .

Из рассмотрения сил, стремящихся разрушить пленку и сохранить ее, была предложена расчетная формула для определения $x_{гр}$ [6]:

$$x_{гр}^2 \rho w \frac{v}{\sigma} \frac{\sqrt{\rho' / \rho''}}{(1 - \rho'' / \rho')} = K_2,$$

где $K_2 = 0,0155$ — коэффициент для воды.

В результате обработки по методике [7] опытных данных, полученных в [3], определено, что для пенных растворов $K_2 = 0,00002$.

Анализ показывает, что существенное снижение критической плотности теплового потока происходит в небольшом диапазоне изменения x , близком к $x \approx 0$, что удовлетворительно согласуется с результатами расчетов по зависимости для $x_{гр}$, предложенной в [8].

Для определения критической плотности теплового потока на этом участке при выпаривании пенообразующих растворов в диапа-

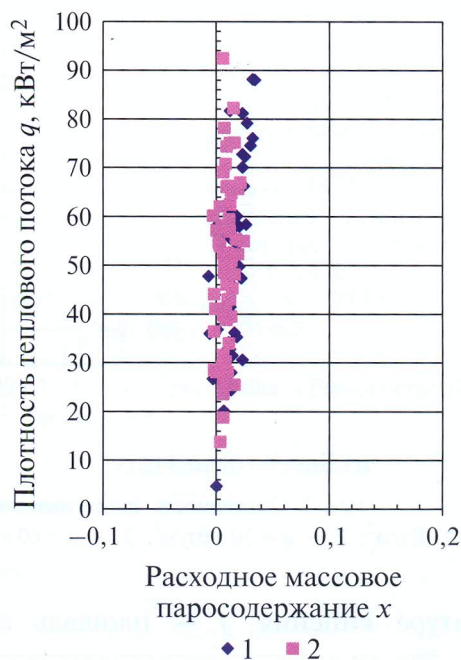


Рис. 2. Зависимость плотности теплового потока q от расходного паросодержания x при кипении черного сульфатного шелока и водного предгидролизата:

$\rho w = 50 \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$; 1 — $B < 30 \%$ а.с.в.; 2 — $B > 30 \%$ а.с.в.

зоне изменения параметров работы ВА ЦБП получено уравнение [3]:

$$q_{кр} = \frac{18e^{-61,9x}}{(1+B)^{0,24} \delta t^{-0,63} (\rho w)^{0,11}},$$

где $q_{кр}$ — критическая плотность теплового потока, $\text{кВт}/\text{м}^2$; B — концентрация раствора, % а.с.в.; δt — недогрев раствора до температуры кипения (при перегретом растворе $\delta t \approx 1$), $^\circ\text{C}$; ρw — массовая скорость, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Режим работы ВА рекомендуется регулировать из-за сложности определения граничных паросодержаний в производственных условиях с помощью значений, определяемых по весовому уровню [3].

Для получения оптимального режима выпаривания, как отмечалось выше, необходимо одновременно с возрастанием плотности теплового потока q увеличивать до определенного предела скорость подпитки раствора, что может контролироваться значениями весовых уровней кипяточной трубы.

Оптимальная скорость подпитки (циркуляции) трубы раствором $w_o = G / \rho'_k f$ может фиксироваться значением оптимального весового (кажущегося) уровня заполнения кипяточной трубы $L_{ур}^{опт}$. Здесь G — расход раствора; ρ'_k — плотность раствора при

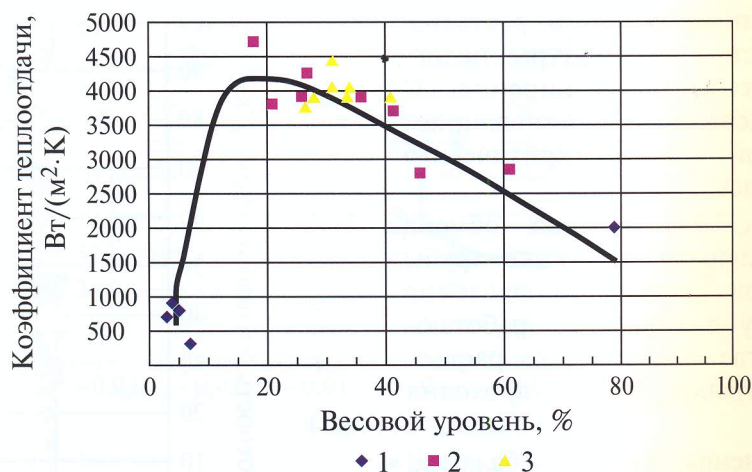


Рис. 3. Зависимость интенсивности теплообмена при выпаривании от кажущегося уровня:

1 — $q = 10 \text{ кВт/м}^2$; 2 — $q = 30 \text{ кВт/м}^2$; 3 — $q = 60 \text{ кВт/м}^2$; $B = 30 \%$ а.с.в.

температуре кипения; f — площадь сечения канала.

При достижении весового уровня более 35 % и дальнейшем его увеличении наблюдалось снижение интенсивности теплообмена вследствие увеличения экономайзерной зоны (рис. 3). Оптимальный весовой уровень кипяtilьной трубы составлял порядка 30–35 % для всех режимов работы аппаратов. Резкое снижение α при $L_{\text{ур}} < 20 \%$ наблюдалось при незначительном снижении w_0 для концентрированных растворов.

Выводы

1. Для избежания зон ухудшенной теплоотдачи, связанных с интенсивным накипеобразованием, в области диапазона изменения режимных параметров работы МВУ ЦБП (давления, температуры, скорости) следует поддерживать недогрев раствора на входе в ВА $\delta t \approx 8 \div 10 \text{ }^\circ\text{C}$, применяя противоточную схему питания корпусов, и скорость подпитки раствором кипяtilьных труб $w_0 \approx 0,07 \div 0,09 \text{ м/с}$.

2. Область безнакипной работы аппаратов следует ограничивать не только тепловыми потоками $q_c < q_{\text{кр}}$, но и (по возможности) значениями граничных паросодержаний $x_{\text{гр}} \approx 0$;

3. Для получения оптимального режима выпаривания необходимо одновременно с возрастанием плотности теплового потока q увеличивать до определенного предела скорость подпитки раствора, что может контролироваться значениями весовых уровней кипяtilьной трубы $L_{\text{ур}}^{\text{опт}} \approx 30 \%$. Весовой уровень для этого можно определить по разности

давлений в приемной камере ВА и в его сепараторе.

Список литературы

1. Сулов, В. А. Результаты промышленных исследований режимов работы выпарных станций ЦБП / В. А. Сулов // Машины и аппараты ЦБП. Межвузовский сборник научных трудов. — 1982. — Вып. 10.
2. Сулов, В. А. Стенд для исследования механизма теплообмена при пленочном кипении сульфатного шелока / В. А. Сулов, В. И. Кушнир // Машины, конструирование, расчеты и оборудование ЦБП. Межвузовский сборник научных трудов. — 1978. — Вып. 6.
3. Сулов, В. А. Повышение эффективности выпаривания отработанных варочных растворов целлюлозно-бумажного производства / Автореф. дис. докт. техн. наук, 2006 г.
4. Дорошук, В. Е. Кризисы теплообмена при кипении воды в трубах / В. Е. Дорошук. — М.: Энергоатомиздат, 1983.
5. Стырикович, М. А. Методы экспериментального изучения процессов генерации пара / М. А. Стырикович, М. И. Резников. — М.: Энергия, 1977.
6. Беглес, А. Исследование режимов течения кипящей воды / А. Беглес, Н. Сю. — В кн.: Достижения в области теплообмена; под ред. В. М. Боришанского. — М.: Мир, 1970.
7. Доманский, И. В. Определение режимов устойчивой работы выпарных аппаратов с падающей пленкой / И. В. Доманский, В. Н. Соколов // ЖПХ. 1967. — Т. 40. — Вып. 2. — С. 365–370.
8. Сергеев, В. В. Обобщение данных по кризису кипения при подъемном течении воды в каналах / В. В. Сергеев // Теплоэнергетика. — 2000. — № 3. — С. 67–69.

References

1. Suslov V. A. Rezul'taty promyshlennykh issledovaniy rezhimov raboty vyparnykh stantsii TsBP (The results of industrial studies of modes of operation of pulp and paper plants pulp and paper), Mashiny i apparaty

- TsBP. Mezhvuzovskii sbornik nauchnykh trudov, 1982, issue 10.
2. **Suslov V. A., Kushnir V. I. Stend dlya issledovaniya mekhanizma teploobmena pri plnochnom kipenii sul'fatnogo shcheloka** (Stand for the study of the mechanism of heat transfer at film boiling of sulphate liquor), Mashiny, konstruirovaniye, raschety i oborudovaniye TsBP. Mezhvuzovskii sbornik nauchnykh trudov, 1978, issue 6.
 3. **Suslov V. A. Povysheniye effektivnosti vyparivaniya otrabotannykh varochnykh rastvorov tsellyulozno-bumazhnogo proizvodstva** (Improving the efficiency of evaporation of waste cooking solutions of pulp and paper production), Author. dis. Dr. tech. Sciences, 2006.
 4. **Doroshchuk V. E. Krizisy teploobmena pri kipenii vody v trubakh** (Heat exchange crises during boiling of water in pipes), Moscow, Energoatomizdat, 1983.
 5. **Styrikovich M. A., Reznikov M. I. Metody eksperimental'nogo izucheniya protsessov generatsii para** (Methods of experimental study of steam generation processes), Moscow, Energiya, 1977.
 6. **Begles A., Syu N. Issledovaniye rezhimov techeniya kipyashchei vody** (Study of the regimes of flow of boiling water), Moscow, Mir, 1970.
 7. **Domanskii I. V., Sokolov V. N. ZhPKh** (Journal of Applied Chemistry), 1967, Vol. 40, issue 2, pp. 365 – 370.
 8. **Sergeev V. V. Teploenergetika** (Teploenergetika), 2000, No. 3, pp. 67 – 69.

vyachsuslov@mail.ru

Some recommendations regarding stabilization of the operating modes of single-pass evaporators with upward movement of foam solutions

Suslov V. A.

The causes of the occurrence of intense scale formation on the surfaces of evaporator tubes attributed to boiling crises are considered. Proposals aimed at optimization of the operation of evaporation stations which concentrate foam solutions are developed.

Keywords: pulp and paper industry, black liquor, multistage vacuum evaporation stations, evaporators, heat transfer, boiling solutions, boiling crises.