

УДК 676.164.3.082.3 ББК 35.77

О принципах выбора выпарных станций

В. А. Суслов,

д. т. н., СПб ГТУ РП

Увеличение производительности целлюлозно-бумажных комбинатов неразрывно связано с возрастанием потока отработанных варочных растворов, подлежащих регенерации или нейтрализации и, следовательно, с повышением нагрузки на выпарные станции (ВС). Повышенные нагрузки ВС решаются закупкой нового оборудования с увеличенной производительностью или реконструкцией с этой целью старого.

Производительность и тепловая эффективность различных типов ВС в значительной мере определяются количеством ступеней выпаривания, поверхностью теплообмена ВС, схемой питания раствором и режимом работы выпарных аппаратов (ВА).

На выбор оптимального числа ступеней одновременно влияют множество параметров. Главные из них – это стоимость самой ВС и срок ее амортизации, расход пара для выпаривания, его стоимость и экологическая безопасность ВС. У предприятий, работающих в разных географических условиях, эти факторы разные. Таким образом, оптимальное число ступеней в каждом отдельном случае должно находиться на основании тщательного технико-экономического сопоставления нескольких вариантов технологических схем ВС.

Расход свежего пара, поступающего на обогрев первого корпуса ВС, при неизменной ее производительности теоретически уменьшается в обратной пропорции при увеличении количества ступеней выпаривания. Однако вследствие тепловых потерь и постепенного увеличения теплоты парообразования при переходе пара из корпуса в корпус, обусловленного понижением давления, такая зависимость не выдерживается. Реальное изменение расхода свежего пара, отнесенное к 1 кг выпариваемой ВС воды (удельный расход, $G_{уд}$) в зависимости от количества корпусов приведено на рис. 1.

Приведенные данные показывают, что целесообразно использовать шести- и даже пятиступенчатые ВС. С уменьшением числа ступеней ВС при неизменных начальных и

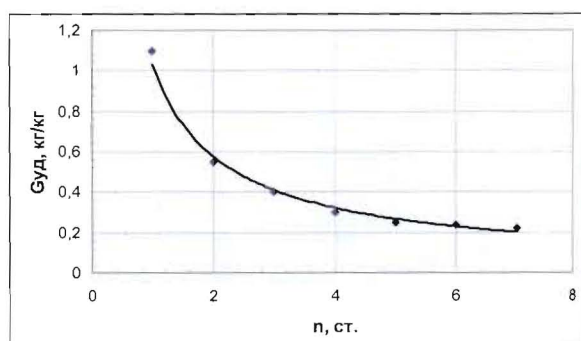


Рис. 1. Изменение удельного расхода свежего пара на 1 кг выпариваемой вод

конечных параметрах теплоносителя повышаются тепловые нагрузки ВА. Вследствие этого в условиях восходящего течения щелока стабилизируется процесс его кипения. При чрезмерном увеличении количества ступеней выпаривания наступает снижение экономии, получаемой от уменьшения расхода свежего пара.

ВС с развитой поверхностью теплообмена выпарных аппаратов (ВА) обеспечивают высокую производительность. Поэтому за последние 30 лет на отечественных предприятиях появились ВС – гиганты. Их производительность по выпаренной влаге достигла 600 т/ч, а суммарная поверхность теплообмена ВА превысила 25 000 м². Большинство ВС, работающих в отрасли в настоящее время, имеют производительность до 200 т/ч по выпаренной влаге и суммарную поверхность В/А – до 12 000 м². Встает вопрос о выборе направления повышения производительности: одна крупная ВС на предприятии или несколько небольших ВС с той же суммарной производительностью.

С целью сравнения тепловой эффективности ВС, получивших в нашей стране наибольшее распространение, с разной поверхностью теплообмена и производительностью было произведено сопоставление их теплотехнических характеристик.

В настоящее время эффективность работы ВС оценивается по любому из двух показателей:

Таблица 1.

Оценка испарительной способности некоторых выпарных станций

Фирма поставщик	Схема питания корпусов станции щелоком	Производительность по выпаренной воде, т/час	Концентрация щелока до и после выпаривания, %	Количество корпусов	Тип аппарата	$W \cdot 10^4$ кг/кг·м ²
Энсо Гутцейт	IV→V→VI→ →III→II→1	116	24/55	6	Трубч. Восходящий поток	2,03 – – 3,70
	III→IV→V→ →II→1	187	22/62	5		
Митсубиси	V→VI→IV→ →III→II→1	127	20/52		–«–«–«	3,90
Розенблад	IV ↘ V→III→1→I VI	81	22/60	6	–«–«–«	2,57– –5,70
Рамен	IV→VIA V ↘ III→ VIB →IA→IB→II	140	22/60	8	–«–«–«	–10,00 4,47–
	IV→VIA V ↘ III→ VIB →IA→IB→II	170	22/60	8	–«–«–«	
	IV→VIA V ↘ III→ VIB →IA→IB→II	450	22/60	8	–«–«–«	
	V ↘ IV→III→II→1	32	19/60	5	–«–«–«	
	V ↘ IV→III→II→1	125	19/60	5	–«–«–«	
	V→IV→III→ VI	57	15/55	7	–«–«–«	6,00– –12,10
Розенлев-Свенсон	→II→IA→IB					
Парсон и Виттемор	V→IV→III→ VI →II→IA-B	161	22/62	6	–«–«–«	
	V→IV→III→ VI ↘ IAB →II→ICD	225	24/49	7	–«–«–«	2,90
Андриц	VI→V→IV→ →III→II→IB ↘ IA	600	18/55	7	Пластинчатый; падающая пленка	2,17

– количеству потребляемого ВС свежего пара, отнесенного к количеству испаряемой ВС воды – удельному расходу пара – $G_{уд} = D/W$;

– количеству испаряемой воды с 1 м² поверхности теплообмена ВС – испарительной способности поверхности теплообмена – $U = W/F$.

Представляется, что для практических целей в качестве критерия оценки работы ВС целесообразнее принять испарительную способность поверхности теплообмена, отнесенную к количеству потребляемого пара:

$$W_y = \frac{U}{D} = \frac{W}{(D \cdot F)} ;$$

где W – количество выпариваемой воды; D – расход греющего пара; F – поверхность теплообмена ВС.

Результаты сопоставления тепловой эффективности различных ВС по данному показателю приведены в табл. 1.

Большинство ВС работали по противоточной, или близкой к ней, схеме питания корпусов. При этом, согласно табл. 1, лучшую эффективность показали ВС фирм «Розенлев – Свенсон» и «Рамен». ВС этих фирм при умеренной производительности имели небольшую поверхность теплообмена ВА, что способствовало снижению влияния ряда отрицательных явлений.

В первую очередь – снижение неравномерности питания щелоком и неравномерности обогрева паром всей теплообменной поверхности ВА.

Неравномерность обогрева и питания кипяточных каналов приводит к их тепловой разверке: отклонению приращения энтальпии раствора в отдельном канале к среднему значению этой величины для всех каналов.

Тепловая разверка обуславливает различные режимные неравномерности канала. К примеру, этим обусловлена пульсация расхода выпариваемого раствора в канале, вплоть до опрокидывания циркуляции. Пульсация приводит к снижению теплообмена и усилению накипобразования на кипяточной поверхности. Таким образом, чрезмерное увеличение поверхности теплообмена ВА уменьшает равномерность обогрева и питания кипяточных каналов, снижает их стабильность работы, межпромысловый период эксплуатации и экономичность ВС. Для снижения пульсаций перед входом в кипяточные каналы можно устанавливать устройство в виде сетки с последующей ее обязательной очисткой. Кроме того, ряд параллельно работающих ВС с умеренной поверхностью теплообмена значительно легче эксплуатировать.

Производительность ВС определяется уравнением теплопередачи

$$Q = \sum w_i \cdot r_i = \sum k_i \cdot F_i \cdot \Delta t_i , \quad (1)$$

где w_i – количество выпаренной в ВА влаги; r_i – теплота парообразования; k_i – коэффициент теплопередачи; F_i – по-

верхность теплообмена; Δt_i – температурный напор в отдельных корпусах.

Из уравнения (1) следует, что некоторое увеличение производительности действующей ВС (при постоянной поверхности теплообмена и неизменном температурном напоре) достигается с увеличением коэффициента теплопередачи путем интенсификации процесса теплообмена, при изыскании эффективных методов борьбы с накипобразованием в условиях увеличения стабильности выпаривания пенных растворов.

Коэффициент теплопередачи в ВА рассчитывается по уравнению

$$k = \frac{1}{(R_{конд} + R_{ст} + R_{нак} + R_{кип})} ,$$

где $R_{конд}$; $R_{ст}$; $R_{нак}$; $R_{кип}$ – соответственно термические сопротивления теплообмену при конденсации парогазовой смеси; стенки кипяточного канала; накипи и при кипении растворов.

Общее термическое сопротивление при конденсации $R_{конд}$ складывается из термического сопротивления пленки конденсата R_k , диффузионного сопротивления R_d и сопротивления на границе раздела фаз R_ϕ .

$$R_{конд} = \frac{t_{н.о} - t_c}{q} = \frac{1}{\alpha} = R_k + R_\phi + R_d .$$

Термическое сопротивление пленки конденсата $R_k = 1/\alpha_k$ зависит от ее толщины и режима течения. С увеличением высоты канала в нижних его сечениях толщина пленки конденсата увеличивается, что приводит к снижению коэффициента теплоотдачи α_k . Для определения среднего коэффициента теплоотдачи при конденсации водяного пара на вертикальных поверхностях на рис. 2 приведена номограмма [1]. Номограмма позволяет найти α_k , по высоте h поверхности теплообмена, температурному напору $\Delta t = t_{н.о} - t_c$ и температуре насыщения пара.

Если в потоке пара имеется некоторое количество примеси неконденсирующихся газов, то в процессе конденсации их парциальное давление увеличивается по мере приближения к поверхности конденсации. При этом реальная температура насыщения на поверхности конденсации снижается. В результате полная разность температур между основным объемом потока и поверхностью уменьшается, что указывает на диффузионное сопротивление в процессе конденсации. Диффузионное термическое сопротивление слоя определяется по уравнению

$$R_d = \frac{(t_{н.о} - t_{н.пов})}{\{\alpha_k (t_{н.о} - t_{н.пов}) + r \cdot B (m_{н.о} - m_{н.пов}) [r + (i_{ж.о} - i_{ж.о.})]\}} ,$$

где α_k – конвективный коэффициент теплоотдачи от парогазовой смеси к пленке конденсата; $t_{н.о}$ и $t_{н.пов}$ – температу-

ры пара в его объеме и у поверхности; r – теплота парообразования; β – коэффициент массоотдачи; $m_{по}$ и $i_{ж.с}$ – относительные массовые концентрации пара в объеме и у поверхности; $i_{ж.пов}$ и $i_{ж.с}$ – теплосодержания конденсата у поверхности и стенки.

Средний коэффициент массоотдачи при пленочной конденсации пара из потока паровоздушной смеси на поверхности может быть определен по зависимости

$$Nu_D = \frac{\beta \cdot R_T}{D},$$

где β – коэффициент массоотдачи; R_T – радиус трубы; D – коэффициент диффузии; Nu_D – диффузионное число Нуссельта.

На основании исследований по теплообмену при конденсации водяного пара из парогазовых смесей, включая исследования СПб ГТУ РП на кафедре промышленной теплоэнергетики (ПТЭ), средний коэффициент массоотдачи для труб при $Re = 350 - 4800$ может быть рассчитан по уравнению

$$Nu_D = 0,46 \cdot Re^{0,5} (\varepsilon_{г0})^{-0,5} (\pi_D)^{1/3},$$

где $\varepsilon_{г0} = p_{по}/p = 0,01 - 0,7$ – начальное содержание воздуха в водяном паре;

$\pi_D = (p_{по} - p_{н.пов})/p$; Re рассчитывается по скорости парогазовой смеси перед пучком; в качестве определяющего размера в критериях подобия уравнения используется эквивалентный диаметр $d_{экв} = 4f/\Pi$.

Сопротивление $R_{ф}$ обусловлено скачком температуры на границе раздела фаз. Из ряда экспериментальных исследований следует, что при конденсации чистого водяного пара с давлением $P > 10^4$ Па (область работы ВС ЦБП) с достаточным приближением можно считать, что температурный скачок $\Delta t_{ф}$ отсутствует.

Все ВА, кроме первой ступени ВС, обогреваются вторичными парами, полученными в результате выпаривания отработанных щелоков и, в результате этого, насыщены неконденсирующимися газами. Известно, что один процент неконденсирующихся газов в греющем паре увеличивает термическое сопротивление теплообмену при конденсации вдвое. Действенный путь повышения теплоотдачи при конденсации пара в этих условиях, особенно в ВА, работающих под вакуумом, – усиленная вентиляция кипятыльника ВА. Она достигается при пропуске до 10-ти % греющего пара вместе с конденсатом через конденсатоотводчики. «Неиспользованный» при этом в ВА пар может в дальнейшем использоваться в тепловой схеме ВС.

Термическое сопротивление стенки кипятыльного канала $R_{ст}$ может не учитываться в виду малости величины.

Величина среднесуточного прироста термического сопротивления накипи может быть определена по уравнению,

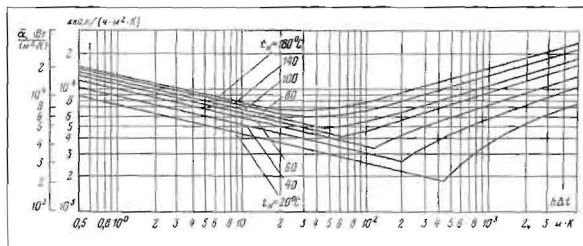


Рис. 2. Номограмма для расчета среднего коэффициента теплоотдачи при пленочной конденсации неподвижного пара на вертикальной поверхности

полученному в результате исследований сотрудниками кафедры ПТЭ СПб ГТУ РП:

$$R_H = 1,658 \cdot 10^{-3} \cdot U \cdot B^{0,37}, \quad (2)$$

где U – испарительная способность поверхности теплообмена ВА; B – концентрация раствора на выходе из ВА.

Уравнение (2) показывает, что прирост термического сопротивления накипи пропорционален испарительной способности поверхности теплообмена ВА и концентрации раствора. Чем интенсивнее кипит раствор в ВА, тем больше накипи отлагается на его поверхности теплообмена, что объясняется резким увеличением концентрации раствора в области образования парового пузыря у поверхности теплообмена.

Снижение интенсивности накипеобразования достигается при выпаривании растворов в режиме «падающая пленка». При таком режиме раствор должен испаряться с поверхности раздела фаз, а не кипеть на поверхности теплообмена. В этом случае парообразование должно осуществляться при снижающихся значениях комплекса $k_q = q \cdot l / (r \cdot p \cdot v)$ при увеличении концентрации щелока. Теплоотдача в таком режиме, в результате исследований сотрудников кафедры ПТЭ СПб ГТУ РП, может быть рассчитана по уравнению

$$Nu_{*} = 0,0044 Re^{0,37} Pr^{0,75} Kq^n,$$

где $Nu_{*} = \frac{\alpha}{\lambda} \frac{v^2}{g}$; $Re = \frac{w \cdot l}{\nu}$; $Pr = \frac{\nu}{a}$; – безразмерные комплексы; $R_{кип} = 1/\alpha$.

Влияние плотности теплового потока учитывалось критерием Kq^n . Показатель степени «n» увеличивается от (-0,29) для воды до 0,15 для щелока, концентрацией 60 % и плотности теплового потока (28 – 35) кВт/м².

С целью исключения накипеобразования в аппаратах при выпаривании щелоков с температурными напорами, выше которых возникает кипение в пленке, на рис. 3 представлена зависимость $\Delta t = f(b)$.

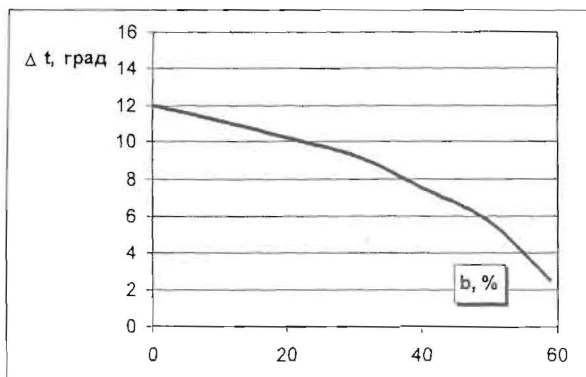


Рис. 3. Зависимость температурных напоров в ВА при кипении сульфатного щелока от его концентрации

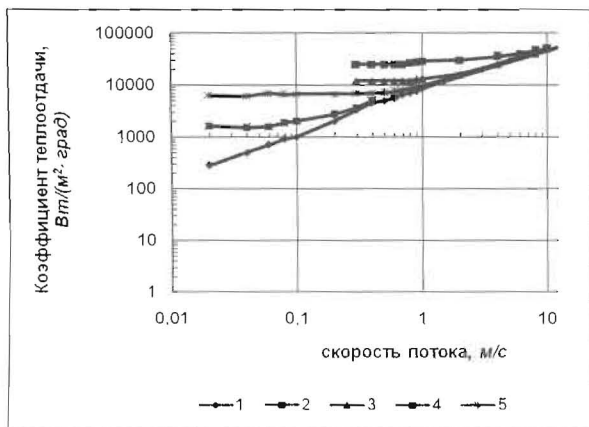


Рис. 4. Теплоотдача при кипении воды и растворов в условиях вынужденного движения: 1 – вынужденное движение однофазной жидкости; 2 – вода, $q=810$ кВт/м²; 3 – вода, $q=230$ кВт/м²; 4, 5 – кипящие сульфатные щелока, $q=20$ кВт/м² и $q=80$ кВт/м² соответственно

При обеспечении температурных напоров Δt между стенкой трубы и щелоком ниже рекомендованных на рис. 3 вероятность возникновения кипения и, следовательно, накали снижается.

Режим интенсивного испарения обеспечивается при подаче в кипяtilьные каналы раствора с его недогревом до температуры насыщения примерно на 5 – 10 °С.

Согласно исследованиям по теплообмену и проводимых в СПб ГТУ РП на кафедре ПТЭ, при кипении растворов в условиях восходящего движения двухфазной смеси перенос теплоты от поверхности теплообмена в ядро потока осуществляется пузырьками пара и конвекцией жидкости. Тепло-

Таблица 2.

Показатели степени при основных режимных параметрах, влияющих на интенсивность теплообмена

Режим течения	Тепловая нагрузка q , кВт/м ²	Скорость смеси w , м/с	Концентрация раствора B , %	Недогрев раствора, °С
Пузырьковый	0,75	– 0,36	–	– 0,19
Пенный	– 0,19	0,7	– 0,1	–
Дисперсно-кольцевой	–	0,7	– 0,35	–

обмен при кипении пенообразующих растворов определяется в основном совместным воздействием режимных параметров (q , w , δt_n , b), которое проявляется через механизм формирования и перераспределения по высоте трубы зон с типовыми режимами кипения – пузырьковым (включая экономайзерный участок), эмульсионным, дисперсно-кольцевым и зоны ухудшенного теплообмена.

В табл. 2 представлена степень влияния перечисленных режимных параметров на интенсивность теплообмена α при различных режимах течения двухфазного потока в кипяtilьной трубе.

Число образующихся на стенке трубы паровых пузырей и количество теплоты, переносимое паром, возрастает с ростом q . Количество теплоты, переносимое путем конвекции жидкости в случае малых паросодержаний, определяется скоростью течения раствора. В зависимости от соотношения q и w вклад кипения в процесс теплообмена меняется. Как следует из табл. 2 и рис. 4, при малых скоростях потока коэффициент теплоотдачи практически не зависит от скорости, определяется в основном механизмом передачи теплоты за счет парообразования и с увеличением плотности теплового потока возрастает (кривые 1 и 2). С увеличением скорости потока зависимость $\alpha = f(q)$ становится незначительной на фоне возрастающей зависимости $\alpha = f(w)$: кривые 2, 3, 4 и 5 объединяются в кривую 1.

Из рис. 4 следует, что в зависимости от соотношения q и w во вклад кипения можно выделить три характерных участка: развитого кипения – $\alpha = f(q)$; участка конвективного теплообмена – $\alpha = (w_{\text{кр}})$; участка совместного влияния на теплоотдачу механизмов передачи теплоты за счет парообразования и конвективного обмена за счет скорости движения двухфазного потока. Концентрация и величина недогрева усиливают действие указанных механизмов передачи теплоты.

При низких тепловых нагрузках и значительных скоростях циркуляции большую часть трубы занимает экономайзерный участок, характеризующийся низкими значениями коэффициентов теплоотдачи. Соответственно, при высоких

тепловых нагрузках и низких скоростях циркуляции в верхней части трубы преобладает режим ухудшенной теплоотдачи, в связи с чем средняя интенсивность теплообмена также падает.

Мерой отношения теплового потока к скорости циркуляции раствора одновременно учитывающий его недогрев, является комплекс $K_{\Delta in} = q / (\rho' \cdot w_o \cdot \Delta t_{in})$.

Из результатов проведенного обобщения, представленных на рис. 5 видно, что устанавливаются две характерные области влияния комплексных переменных в зависимости от критерия $k_{\Delta in} > 0,05$. Для первой – при относительно низких тепловых нагрузках и высоких значениях недогрева, определяемой, характерно увеличение интенсивности теплоотдачи с уменьшением величины недогрева увеличением тепловой нагрузки. Во второй области, характеризующейся высокими тепловыми нагрузками, малыми значениями недогрева и определяемой $k_{\Delta in} > 0,05$, интенсивность теплообмена возрастает с увеличением величины недогрева. Полученная зависимость описывается уравнением

$$\alpha / \alpha_{конв} = A k_w^{0,453} k_{\Delta in}^n Pr_{пл}^{0,6} \left(\rho'' / \rho' \right)^{0,93},$$

где $A = 12,5$, $n = 0,214$ при $k_{\Delta in} > 0,05$,
 $A = 2910$, $n = -0,277$ при $k_{\Delta in} > 0,05$,
 $R_{кпл} = 1/\alpha$.

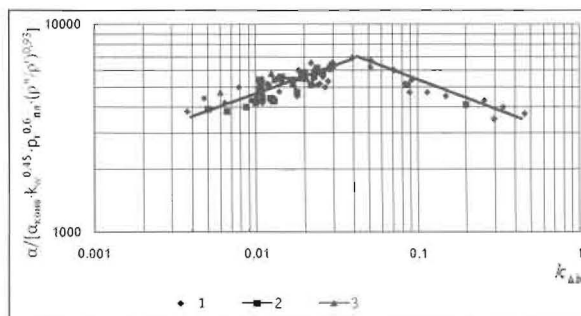


Рис. 5. Обобщение опытных данных по интенсивности теплообмена при кипении пенных растворов ЦБП: 1 – черный сульфатный щелок; 2 – водный предгидролизат; 3 – вода

В настоящей работе без учета экологических показателей представлены основные положения, определяющие выбор новой ВС и показаны направления для изменения технологических режимов с целью повышения производительности действующих ВС.

Список литературы

1. Теплопередача: Учебник для вузов / В. П. Исаченко, В. А. Осипова, А. С. Сукомел. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергоиздат, – 1981. – 416 с., ил.

НОВОЕ ИЗДАНИЕ

Редакция журнала «Целлюлоза. Бумага. Картон.» продолжает прием заказов на **Адресную базу «Российские предприятия–переработчики картона»**. В 2013 г. выпущен единый справочник, который состоит из материалов о **компаниях-производителях гофрокартона** и изделий из него, а также о предприятиях, специализирующихся на выпуске и переработке **коробочного картона и картона хром-эрзац**.

Справочник публикуется уже в 13-ый раз (!), кроме обычных изменений (адреса, телефоны, персоналии, ассортимент продукции и т. д.) он дополнен информацией о новых предприятиях, появившихся в России за последний год.

Имеется возможность приобретения издания как в бумажном, так и в электронном виде. Цена справочника – рублевый эквивалент 45 у. е. Одна условная единица (у. е.) равна 1 EUR в рублевом эквиваленте.

Заявки принимаются по E-mail: info@cbk.ru или по факсам: (495) 258-39-36/37.

ООО «Редакция «ЦБК»