

# ПРОМЫШЛЕННАЯ ЭНЕРГЕТИКА



INDUSTRIAL POWER ENGINEERING



## Повышение эффективности сепарации вторичного пара на выпарных станциях

Суслов В. А., доктор техн. наук

Санкт-Петербургский университет промышленности и дизайна

Поздняков А. А., инж.

ОАО “Группа ИЛИМ”, Санкт-Петербург

Представлено аппаратное оформление выпарного цеха в филиале ОАО “Группа Илим” (г. Братск). Рассмотрены вопросы сепарации влажного пара, даны предложения по оптимизации работы выпарного оборудования предприятия.

**Ключевые слова:** целлюлозно-бумажная промышленность, черные сульфатные щелоки, вакуум-выпарные станции, выпарные аппараты, концентраты, сепарация.

Производство целлюлозы является энергоемким процессом. По потреблению тепла целлюлозно-бумажная промышленность (ЦБП) занимает 4-е место среди других отраслей, а по расходу электроэнергии — 6-е. Затраты на энергию (электрическую и тепловую) достигают 20 % себестоимости продукции. Поэтому экономия энергоресурсов, использование низкопотенциальной и вторичной теплоты — актуальная задача для предприятий ЦБП.

В технологических схемах ЦБП широко применяется энергосберегающее оборудование, в том числе многоступенчатые вакуум-выпарные станции (ВС). Отработанный после сульфатной варки целлюлозы варочный раствор, называемый черным сульфатным щелоком (ЧСЩ), для возврата неорганики в технологический процесс и в соответствии с природоохранными требованиями подвергается регенерации. С целью доведения сухости ЧСЩ, обеспечивающей его горение, в филиале ОАО “Группа Илим” в г. Братске ЧСЩ в количестве  $\approx 1410$  т/ч с концентрацией до 14 % абсолютно сухих веществ (а.с.в.) выпаривается на восьми ВС и трех концентраторах до концентрации не менее 70 % а.с.в. Схема выпарного оборудования комплекса представлена на рис. 1.

Для увеличения производительности концентраторов фирмы “ALSTREM” с 28,8 до 42 т/ч по выпаренной влаге каждого и концентрации ЧСЩ на выходе с 60 до 68 % а.с.в. они подверглись реконструкции. Была заменена пластинчатая поверхность испарения  $F = 1155 \text{ м}^2$  на трубчатую  $F = 1865 \text{ м}^2$ . Сохранен обогрев концентраторов паром из отбора турбины давлением 0,4 – 0,5 МПа. Тип концентратора [1] — с гравитационным течением выпариваемого раствора на наруж-

ной стенке кипяточной поверхности, его сепарационные устройства остались прежними. Вторичные пары из концентраторов были направлены во вторые выпарные аппараты (ВА) одинаковых ВС № 6 и 7 фирмы “ROZENBLAD”.

Проектная производительность каждой ВС (№ 6 и 7) была равна 220 т/ч выпаренной воды. Греющий пар из отбора турбины для питания ВС подавался в первый аппарат, вторичные пары от концентраторов — во вторые ВА. Схема ВС, работающей по смешанной схеме питания корпусов, представлена на рис. 2. Через некоторое время эксплуатации ВС их производительность при такой схеме питания паром снизилась практически на 1/3, а концентрация выпариваемого щелока не поднималась выше 45 % а.с.в.

Анализ причин снижения производительности ВС выявил, в том числе, неудовлетворительную работу сепарационных устройств концентраторов, связанную с увеличением их производительности. Образовавшийся при кипении ЧСЩ вторичный пар содержал определенное количество капельной влаги, которая транспортировалась паром по паровым коммуникациям. В дальнейшем, при конденсации выпаренного концентратором влажного пара в межтрубном пространстве ВА, капли ЧСЩ оказывались на наружной поверхности кипятильных труб ВА, где они высыхали и образовывали накипь, что существенно снизило интенсивность теплообмена и производительность всей ВС. Кроме того, очистка межтрубного пространства ВА от накипи представляет значительные трудности.

Эффективность сепарации в концентраторе проверяли по значениям скорости вита-

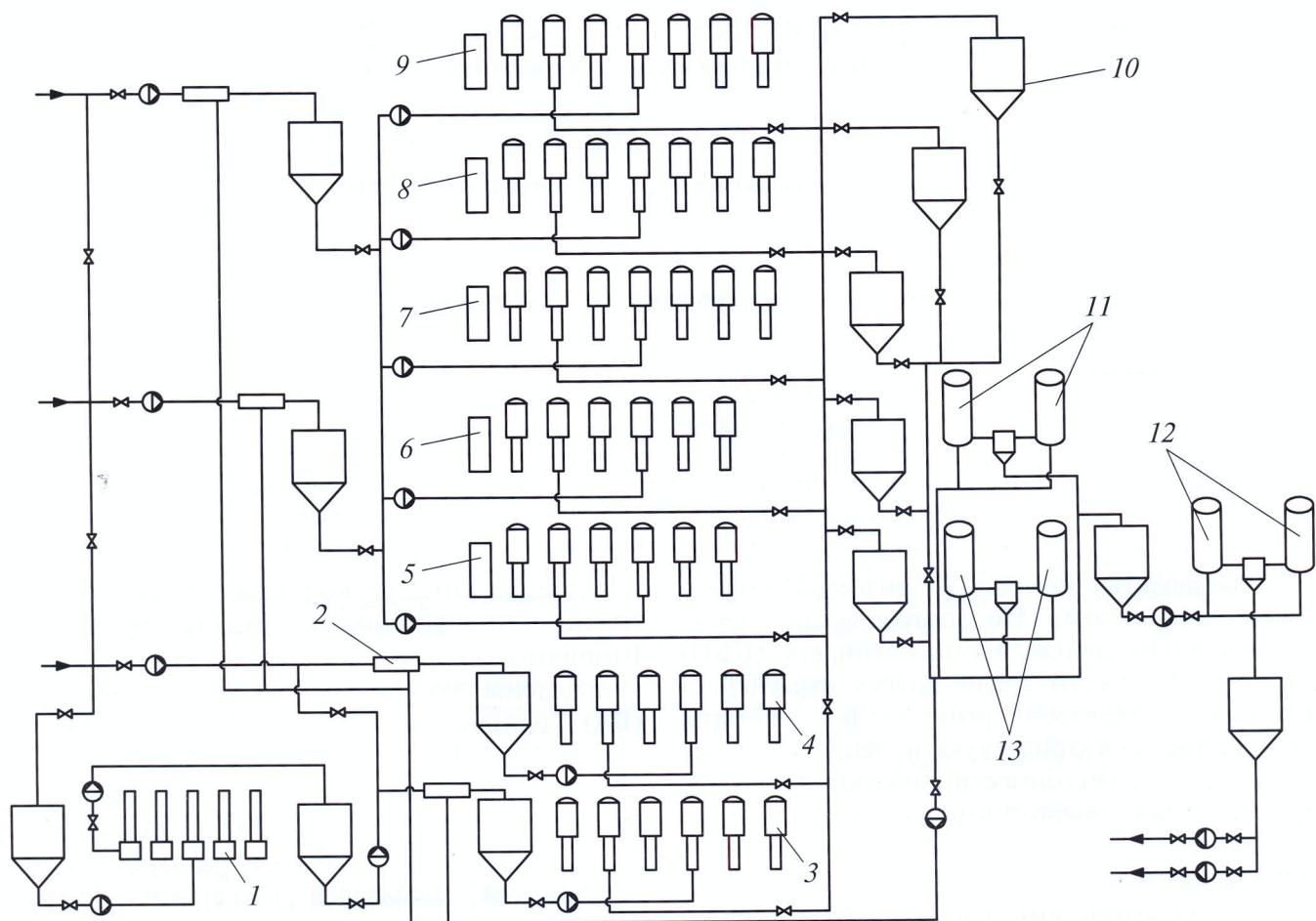


Рис. 1. Схема распределения обработанных шлаков в выпарном цехе:

1 — выпарные аппараты (ВА) станции предварительного выпаривания шлаков; 2 — смесители шлаков; 3 и 4 — ВА станций № 7 и № 6; 5, 6, 7, 8, 9 — ВА станций № 5, № 4, № 1, № 2 и № 3 соответственно; 10 — шлаковые баки; 11 — концентраты IA и IB; 12 — суперконцентраты IC и ID; 13 — концентраты IIA и IIB

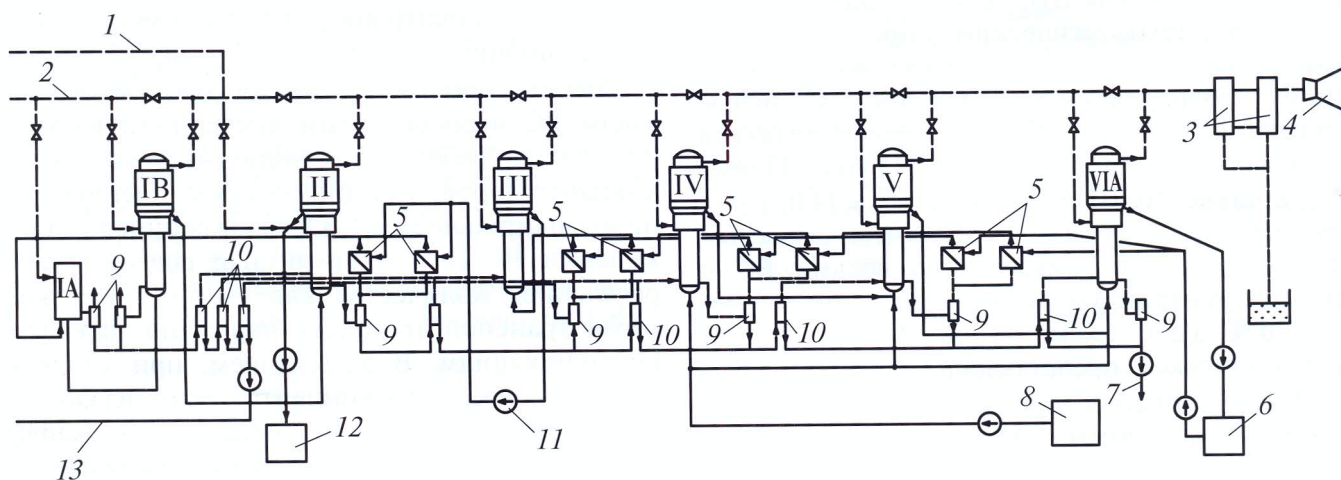


Рис. 2. Схема ВС № 6 фирмы "Rozenblad":

1 — вторичный пар от концентратов; 2 — греющий пар из отбора турбины; 3 — поверхностные конденсаторы; 4 — паровой эжектор; 5 — подогреватели шлака; 6 — бак полуупаренного шлака; 7 — грязный конденсат; 8 — бак питательного шлака; 9 — конденсатоотводчики; 10 — расширители конденсата; 11 — перекачивающие насосы; 12 — бак крепкого шлака; 13 — чистый конденсат в котельную

ния капли и минимальной поверхности раздела фаз.

Скорость витания  $W_{\text{вит}}$  — это относительная скорость капли, при которой силы тре

ния уравновешивают ее вес. Если скорость потока пара  $W_0''$  больше  $W_{\text{вит}}''$ , капли уносятся потоком, а если она меньше  $W_{\text{вит}}''$ , то при высоте забрасывания капли меньше высоты парового пространства капля падает на трубную решетку. Согласно [2]

$$W_{\text{вит}}'' = \sqrt{\frac{3}{4} g \frac{d_{\text{кап}}}{\xi} \left( \frac{\rho' - \rho''}{\rho'} \right)},$$

где  $\rho'$  и  $\rho''$  — плотности жидкой и паровой фаз;  $\xi = 24/\text{Re}$  — коэффициент сопротивления трения при течении парожидкостного потока, когда  $\text{Re} < 2$  и  $d_{\text{кап}} = 0,3 \div 0,1$  мм; при  $2 < \text{Re} < 10^3$   $\xi$  уменьшается от значений, определяемых отношением  $24/\text{Re}$ , до 0,4; при  $10^3 < \text{Re} < 2 \cdot 10^5$   $\xi \approx 0,4$  [3].

Для концентратора с диаметром сепаратора 2,65 м и производительностью по выпаренной влаге  $w = 11,7$  кг/с рассчитанные значения параметров парощелочковой смеси составили:  $W_0'' = 1,9$  м/с,  $\text{Re} = 12,6$ ,  $\xi \approx 3$ ,  $W_{\text{вит}}'' \approx 0,98$  м/с. Как видно,  $W_0'' = 1,9$ , а это больше  $W_{\text{вит}}'' = 0,98$ . В этих условиях капли ЧСЩ транспортируются потоком пара из концентратора в отводящие трубы.

Для нахождения минимальной поверхности раздела фаз (второго условия надежности сепарации парощелочковой смеси) использовали зависимость [2]  $F_{\text{р.ф}} > 0,8w\rho_{\text{пар}}^{0,5}$  и получили:  $F_{\text{р.ф min}} \approx 8,5 \text{ м}^2$ . При найденной поверхности раздела фаз минимальный внутренний диаметр сепаратора концентратора  $D_{\text{min}}$  должен быть примерно равен 3,3 м, что больше диаметра существующего концентратора  $D_{\text{к}}$ , который составляет 2,65 м.

Из представленных прикидочных расчетов следует, что условия надежности сепарации “за счет большого объема” в концентраторах не выполняются. В итоге происходит значительный унос капель ЧСЩ и их занос в межтрубные поверхности теплообмена ВА, что подтверждено результатами вскрытия кипятильника ПВА ВС № 7, у которого значительная часть наружной поверхности кипятильных труб оказалась покрытой слоем накипи ЧСЩ. Накипь снижает интенсивность выпаривания не только в загрязненном ВА, но и во всей ВС, поскольку данный ВА является вторым, питающим греющим паром последующие четыре ВА.

В условиях рассматриваемого предприятия удовлетворительная сепарация вторичного

пара в концентраторах достигается при выполнении следующих вариантов:

снижении производительности концентраторов, что повлечет уменьшение производства целлюлозы на предприятии;

увеличении сепарационного объема концентратора за счет изменения диаметра и высоты сепаратора, что связано с переделкой всего корпуса;

применении дополнительной центробежной сепарации путем установки на отходящих от концентратора паропроводах вторичного пара щелочковых ловушек (циклонов).

На наш взгляд, наиболее доступным для предприятия вариантом является дополнение к существующей сепарации парожидкостных систем центробежной сепарации. Основным критерий, определяющий условия центробежной сепарации двухфазных систем, — это критерий циклонного процесса [2]

$$C_y = (D^2 w_{\text{окр}}^2 / v^2) (\rho' - \rho'') / \rho'',$$

где  $w_{\text{окр}}$  — окружная скорость пара в проектируемой ловушке, принятая равной скорости вторичного пара от концентратора ( $w_{\text{окр}} = w_{\text{шт}} = 41,4$  м/с в подводящем штуцере с  $D_y = 0,6$  м). При принятом (с последующим уточнением) диаметре ловушки  $D = 1,5$  м критерий циклонного процесса  $C_y = 2,67 \cdot 10^{16}$ .

Унос капель ЧСЩ паром из циклонной ловушки (рис. 3) характеризуется тремя гидродинамическими режимами: ламинарным осаждением капель; переходным; устойчивым турбулентным движением транспортируемых капель.

В первом режиме процесс осаждения осуществляется в основном под воздействием центробежных сил инерции [3]. В этом режиме, когда  $C_y < 1,8 \cdot 10^{14}$ , унос определяется по уравнению

$$S = 0,23 \cdot 10^{-8} C_y^{0,87} K_p^{-0,63},$$

где  $K_p = P / [\sigma g (\rho' - \rho'')]^{0,5}$ ;  $S$ ,  $P$ ,  $\sigma$  — интенсивность солевого уноса, давление в сепараторе, коэффициент поверхностного натяжения.

В переходном режиме в области  $1,8 \cdot 10^{14} < C_y < 2,75 \cdot 10^{14}$  унос определяется уравнением

$$S = B C_y^{3,71} K_p^{-0,75} \{ [\sigma / g (\rho' - \rho'')] / H \}^{0,66},$$

где  $B$  — эмпирический коэффициент.

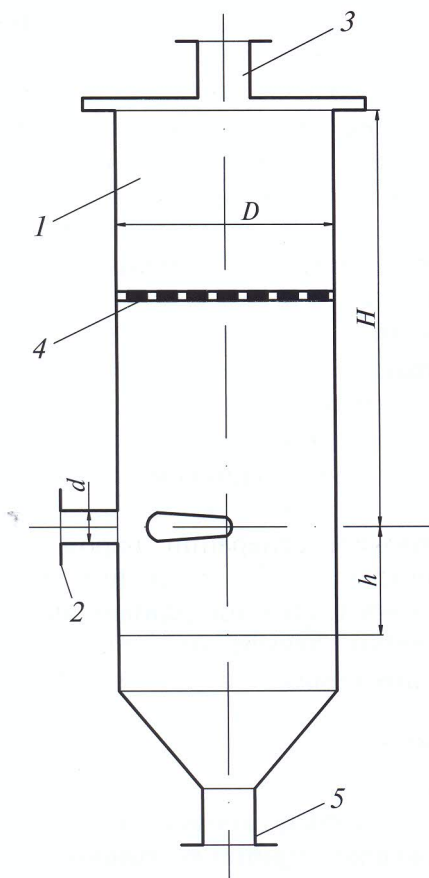


Рис. 3. Схема щелочевой ловушки (циклонного сепаратора): 1 — циклон; 2 — штуцер для тангенциального ввода влажного пара; 3 — штуцер для вывода вторичного пара; 4 — перфорированный лист; 5 — штуцер для вывода уловленного щелока

В третьем режиме при турбулентном движении и  $C_y > 2,75 \cdot 10^{14}$  уравнение для определения уноса имеет вид:

$$S = 0,525 \cdot 10^{-7} C_y^{0,87} K_p^{-0,27} \times \left\{ \left[ \frac{\sigma}{g(\rho' - \rho'')} \right] / H \right\}^{0,45}.$$

При найденном  $C_y = 2,67 \cdot 10^{16}$  и  $K_p = 5590$  унос  $S$  составил 2542 мг/кг.

Принятый ранее диаметр ловушки  $D$  проверяется производительностью ловушки  $G$  и допустимым значением солевого уноса [3]: при  $C_y < 1,8 \cdot 10^{14}$

$$D = 1,4 \cdot 10^{-5} \frac{mG}{\mu g S^{0,58} K_p^{0,16}} \sqrt{\frac{\rho' - \rho''}{\rho''}};$$

при  $C_y > 2,75 \cdot 10^{14}$

$$D = 0,91 \cdot 10^{-3} \frac{mG}{\mu g S^{0,58} K_p^{0,16}} \times$$

$$\times \left[ \sqrt{\frac{\rho' - \rho''}{\rho''}} \left[ \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho' - \rho'')}} / H \right] \right]^{0,52},$$

где высоту циклонной ловушки  $H$  принимают в пределах 1,5 – 1,8 м.

В рассматриваемом варианте получено  $D = 1,55$  м.

Для равномерного распределения осевых скоростей пара по сечению ловушки перед пароотводящим штуцером на расстоянии от него, равном диаметру ловушки, рекомендуется устанавливать перфорированный лист либо жалюзийный сепаратор со свободным сечением, составляющим примерно 10 % от сечения ловушки. Известно, что при скорости ввода парожидкостной смеси в ловушку более 40 м/с и  $C_y > 1,8 \cdot 10^{14}$  наличие жалюзийного сепаратора значительно снижает унос. Перфорированный лист предлагается установить на расстоянии 0,8 м от отводящего вторичный пар патрубка.

На основе изложенного и в соответствии с рис. 3 [2] предприятию рекомендованы для изготовления щелочевой ловушки на каждом отводящем вторичный пар от концентраторов паропроводе:  $D = 1,5$  м;  $H = 1,5$  м;  $h = 1,0$  м.

## Выводы

1. Одной из основных причин снижения производительности ВС является неудовлетворительная сепарация вторичных паров от концентраторов.

2. Для предохранения заноса ЧСЩ межтрубного пространства ВА ВС ЦБП, обогреваемых вторичным паром от концентраторов, и обеспечения их эффективной работы рекомендуется устанавливать на их отводящих паропроводах щелочевые ловушки, методика расчета которых представлена в нашей работе.

## Список литературы

1. Суслов, В. А. Опыт подготовки отработанных щелочков к регенерации в филиале ОАО «Группа Илим» в г. Братске и предложения по оптимизации работы выпарных станций [Текст] / В. А. Суслов, М. А. Готовский, А. А. Поздняков // Промышленная энергетика. — 2016. — № 12, С. 8 – 14.
2. Кутепов, А. М. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании [Текст]: Учеб. пособие для ВТУЗов. — 3-е изд., испр. / А. М. Кутепов, Л. С. Стерман, Н. Г. Стюшин. — М.: Высшая школа, 1986. — 448 с.
3. Кутателадзе, С. С. Гидродинамика газожидкостных систем [Текст] / С. С. Кутателадзе, М. А. Стырикович. — М.: Энергия, 1976. — 296 с.

### References

1. **Suslov V. A., Gotovskii M. A., Pozdnyakov A. A.** *Promyshlennaya energetika* (Industrial power engineering), 2016, No. 12, pp. 8 – 14.
2. **Kutepov A. M., Sterman L. S., Styushin N. G.** *Gidrodinamika i teploobmen pri paroobrazovanii* (Hydrodynamics and heat transfer during vaporization), Moscow, Vysshaya shkola, 1986, 448 p.
3. **Kutateladze S. S., Styrikovich M. A.** *Gidrodinamika gazozhidkostnykh sistem* (Hydrodynamics of gas-liquid systems), Moscow, Energiya, 1976, 296 p.

**vyachsuslov@mail.ru**

### Increase in the efficiency of secondary steam separation at evaporator stations

Suslov V. A., Pozdnyakov A. A.

---

The implementation of the evaporation shop at the branch of the OJSC “Ilim Group” (Bratsk) is presented. The issues of the wet steam separation are considered and optimization proposals regarding operation of the evaporating equipment of the enterprise are given.

---

**Keywords:** pulp and paper industry, sulfate black liquors, vacuum evaporation trains, evaporators, concentrators, separation.