

Извлечение аммиака из конденсатов

В.П. ПЕТРЕНКО, канд. техн. наук, **С.М. ВАСИЛЕНКО**, д-р техн. наук, **А.Н. РЯБЧУК**, ассистент (E-mail: elektrik-ugpp@ukr.net)
Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

Концентрация аммиака в конденсатах, которые используются как экстрагент сахара в диффузионном процессе, не должна превышать 40–50 мл/л, в то время как реальное содержание может быть 100 мл/л и более. Удаление аммиака из конденсатов сопряжено со значительными трудностями, вследствие его высокой растворимости в воде и свойством образовывать гидрат аммиака NH_4OH , частично диссоциирующего на ионы NH_4^+ и OH^- . По этой причине упругость паров аммиака над водой на несколько порядков меньше упругости паров плохо растворимых газов – кислорода и углекислого газа. Так, величина коэффициента Генри для водных растворов аммиака, и кислорода при 20°C составляет соответственно 0,277 и 4052 МПа [5]. С повышением температуры растворимость газов уменьшается, но для аммиака остается высокой, поэтому он практически не удаляется в термических деаэратах.

Известны химический, ионообменный и десорбционные методы деаммонизации конденсатов. Первый метод состоит в нейтрализации аммиака кислотой [3], что достаточно просто, однако, соединения аммиака остаются в конденсате. Ионообменный способ осуществляется катионированием в ионообменных фильтрах [6]. Следует отметить, что информация относительно промышленного использования данного метода в литературе отсутствует.

Наибольшее распространение, а соответственно и апробирование получили десорбционные методы. Их сущность состоит в создании условий, при которых парциальное давление паров аммиака в конденсате превышает давление в газообразном десорбенте – воздухе или водяном паре в режиме противотока. Если парциальные давления выравниваются, наступает массообменное равновесие, для нарушения которого необходимо либо увеличение расхода газа с целью уменьшения концентрации аммиака в потоке десорбента, либо увеличение константы фазового равновесия, например, за счет увеличения температуры.

Рекламируемый в свое время способ деаммонизации продуванием воздуха через массообменную колонну [2] оказался неэффективным. Основная причина состоит в том, что при контакте с воздухом температура конденсата вследствие испарения понижается и возрастает растворимость аммиака, поэтому параллельно с аэрацией вдувают водяной пар. Для увеличения эффективности деаммонизации аэрацией целесообразно параллельно осуществлять извест-

кование, поскольку упругость паров аммиака над поверхностью жидкости возрастает с увеличением как температуры, так и рН [6]. Однако процесс деаммонизации воздухом даже параллельно с известкованием существенно энергозатратный, поскольку необходимое количество воздуха составляет 300–400 м³/м³ [6], а количество дополнительно вводимого пара на поддержание температуры – порядка 30–40 кг/м³.

По этой причине использование пара в качестве десорбента более эффективно.

По способу реализации процесса десорбции паровые деаммонизаторы делятся на три группы:

- основывающиеся на принципе самовскипания в результате падения давления;
- основывающиеся на принципе использования пара из постороннего источника – из вакуум-аппаратов или выпарной установки;
- на основе отпарной колонны.

Первый способ самый простой и дешевый из-за конструктивной простоты деаммонизатора и схемы его присоединения к конденсатному потоку (рис.1).

Основной элемент указанных установок – полая емкость, в которой нагретый до температуры насыщения конденсат разбрызгивается центробежными форсунками в пространство, где поддерживается определенное разрежение (рис. 2).

Максимально возможную для данного способа деаммонизации степень удаления аммиака можно

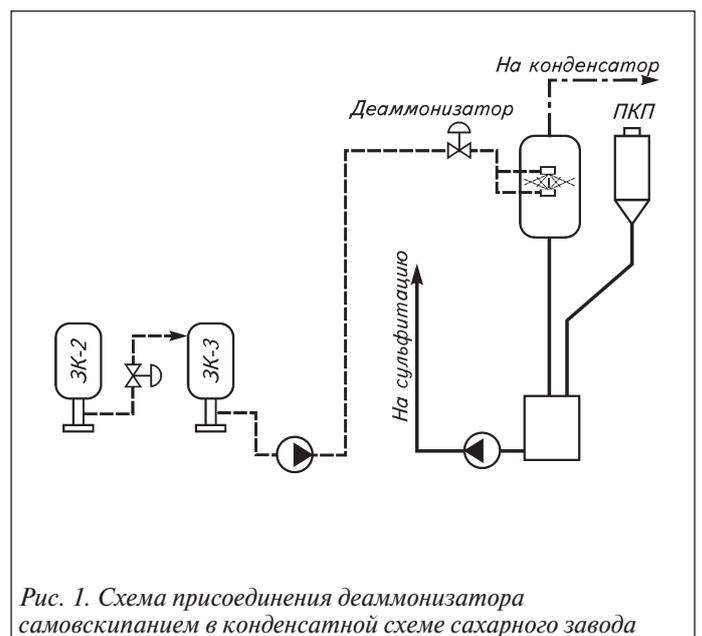


Рис. 1. Схема присоединения деаммонизатора самовскипанием в конденсатной схеме сахарного завода

определить из материального баланса

$$Lx_{in} = GY_a + (L - G)x_a, \tag{1}$$

где L – расход конденсата, кг/с;

G – расход пара, кг/с;

x_{in}, x_a – массовая концентрация аммиака в конденсате на входе и выходе соответственно;

Y_a – массовая концентрация аммиака в паре на выходе.

Массовая концентрация аммиака в паре после самовскипания конденсата определяется из условия фазового равновесия аммиака в жидкости и паре.

$$Y_a = m_{xy} x_a. \tag{2}$$

В случае малых концентраций аммиака (до 3 кмоль/м³) константу фазового равновесия m_{xy} можно определить из соотношения Ковалке [5]:

$$m_{xy} = \frac{\rho}{PM_a} 10^{4,705 - \frac{1922}{T}}, \tag{3}$$

где P – давление насыщения, бар;

M_a – молекулярная масса аммиака;

ρ – плотность конденсата, кг/м³;

T – абсолютная температура.

Из (1) и (2) получим:

$$x_a = \frac{x_{in}}{\frac{G}{L}(m_{xy} - 1) + 1}. \tag{4}$$

Учитывая, что количество пара самовскипания зависит от степени падения давления в емкости (или разности температур насыщения жидкости на входе и выходе из емкости), а отношение G/L можно представить как

$$\frac{G}{L} = \frac{C_p}{r}(t_{in} - t_a), \tag{5}$$

из (4) и (5) получим зависимость для расчета степени деаммонизации:

$$\frac{x_a}{x_{in}} = \frac{1}{\frac{C_p}{r}(t_{in} - t_a)(m_{xy} - 1) + 1}, \tag{6}$$

где C_p – теплоемкость конденсата;

r – теплота фазового превращения;

t_{in}, t_a – температуры насыщения конденсата на входе и выходе соответственно.

Формула (6) соответствует условиям максимально возможной степени удаления аммиака из конденсатов самовскипанием, зависящей только от перепада температур насыщения ($t_{in} - t_a$) (или перепада давления) и величины константы фазового равновесия m_{xy} . Например, если конденсат в результате самовскипания охладился от 100 до 65°C, то $x_a/x_{in} = 0,47$, а степень извлечения аммиака

$$\left(1 - \frac{x_a}{x_{in}}\right) 100 = 53\%.$$

Ощутимым недостатком данного способа является то, что пар самовскипания вследствие разрежения имеет низкую температуру и его использование для нагревания соков проблематично, а прямой выход на конденсатор предполагает полную потерю теплоты конденсата.

На этом же принципе основан метод деаммонизации в результате кавитационного обтекания тел некрыловидного профиля у так называемых суперкавитаторов. Однако, в отличие от предыдущего способа, при использовании суперкаверн [4] эффект извлечения аммиака значительно меньше как вследствие не-

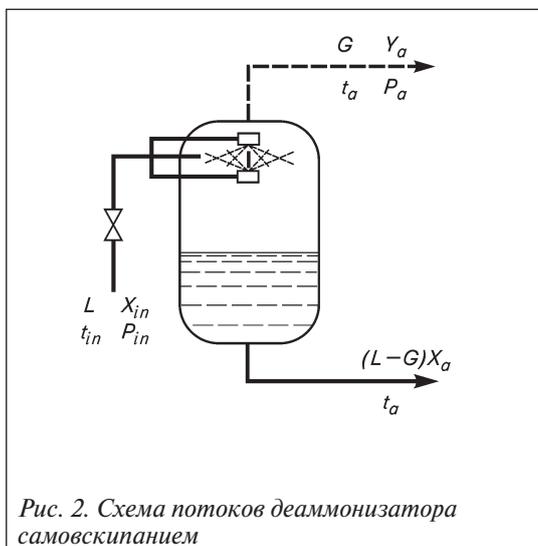


Рис. 2. Схема потоков деаммонизатора самовскипанием

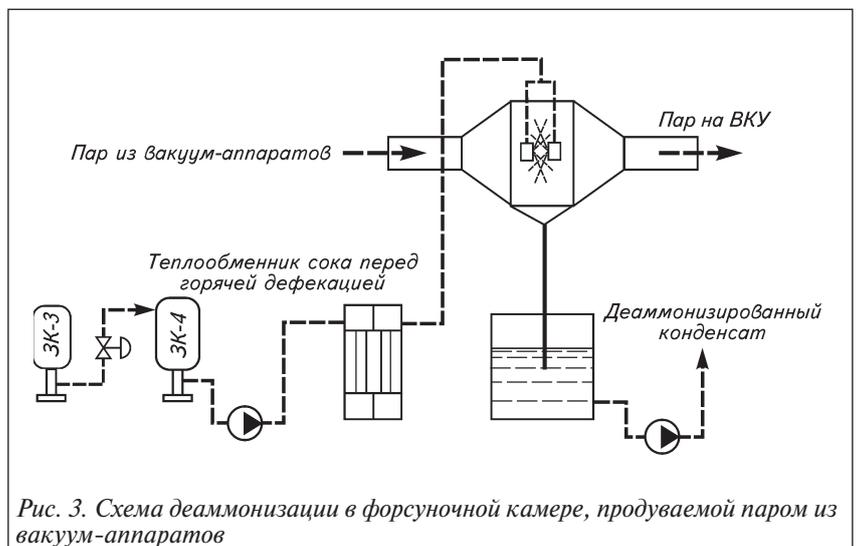


Рис. 3. Схема деаммонизации в форсуночной камере, продуваемой паром из вакуум-аппаратов

достаточной поверхности массообмена в камере, так и малого времени пребывания жидкости в зоне пониженного давления. Смонтированные в свое время установки деаммонизации на основе суперкаверн не подтвердили своей эффективности и не нашли распространения в промышленности.

На некоторых заводах были внедрены десорбционные установки, в которых реализован принцип продувания догретого до температуры кипения конденсата паром из постороннего источника – из вакуум-аппаратов [1] (рис. 3), и из III корпуса выпарной установки [7] (рис. 4).

В первом случае, учитывая большое количество десорбента (пара) из вакуум-аппаратов I кристаллизации и развитой поверхности контакта фаз, предельное значение концентрации аммиака в конденсате на выходе из форсуночной камеры определяется лишь входящей концентрацией аммиака в паре из вакуум-аппаратов и величиной константы фазового равновесия, и составляет

$$x_a = \frac{Y_{VA}}{m_{xy}}, \quad (7)$$

где Y_{VA} – концентрация аммиака в паре из вакуум-аппаратов.

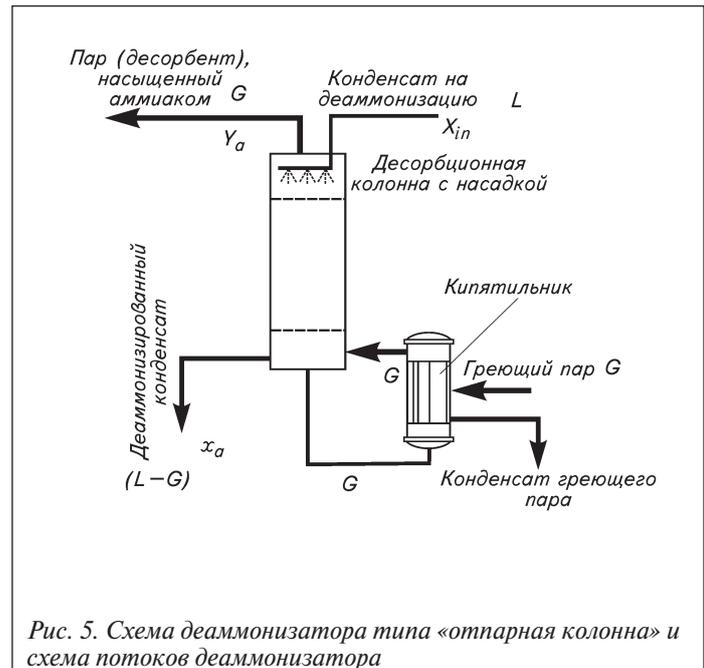
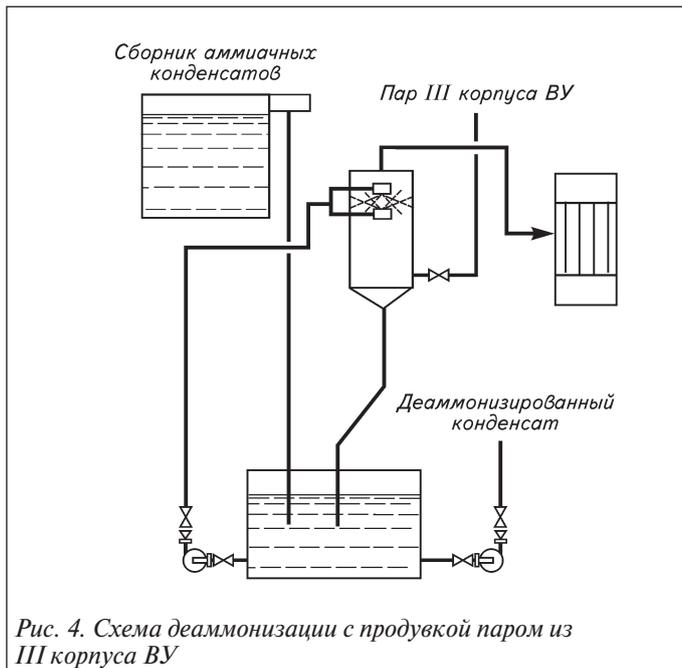
Если перед поступлением в форсуночную камеру конденсат охлаждается в теплообменнике до температуры насыщения, соответствующей давлению пара в вакуум-аппаратах, потери теплоты в процессе деаммонизации не происходит, что делает данную схему привлекательной (см. рис. 3). Очевидной проблемой данного способа является унос конденсата вследствие высокой скорости пара.

В случае продувания конденсата вторичным паром

из выпарных аппаратов (см. рис. 4) [7] (в соответствии с технологическим регламентом используют пар III корпуса ВУ), его насыщенность аммиаком значительно выше нежели в паре из вакуум-аппаратов, а конденсат, подлежащий деаммонизации, получен из того же пара, каким рекомендуется осуществлять процесс десорбции. В этом случае аммиак в жидкости и паре находится в массообменном равновесии, и движущая сила массопередачи отсутствует. Этим способом удаляется лишь тот аммиак, который поступил с конденсатом из предыдущих конденсатных сборников, в которых концентрация аммиака превышает равновесную, соответствующую пару из III корпуса ВУ. Очевидно, первый способ обеспечивает существенно большую степень деаммонизации, поскольку содержание аммиака в утфельном паре значительно меньше, чем во вторичном паре из выпарных аппаратов, а расход пара из вакуум-аппаратов в несколько раз превышает необходимый по условиям достижения фазового равновесия.

Третий из упомянутых способов – деаммонизация в отпарной колонне, где пар для продувания конденсата в массообменной колонне получают в результате кипения деаммонизированного конденсата в кипяильнике (рис. 5). Упомянутый способ обладает наивысшей эффективностью из рассмотренных выше, поскольку не имеет системной потери теплоты в процессе деаммонизации, но аппаратно сложнее и требует правильной увязки в тепловую схему завода для обеспечения достаточного количества пара в процессе десорбции.

Для получения выражений, позволяющих рассчитать степень удаления аммиака в зависимости от соотношения расходов фаз и поверхности массообменной



колонны, рассмотрим материальный баланс колонны по отгоняемому компоненту для произвольного момента времени τ (см. рис. 5). В момент пуска установки в работу через колонну протекает конденсат с начальной концентрацией x_{in} . Кипятильник также заполнен конденсатом концентрацией x_{in} . В процессе кипения аммиак из кипятильника выкипает и уносится с паром в колонну, а его концентрация в объеме кипятильника в момент времени τ равна $x(\tau)$. Концентрация аммиака в конденсате на выходе из колонны в момент времени τ равна $x_a(\tau)$, а концентрация аммиака в паре на выходе из колонны — $Y_a(\tau)$.

Из материального баланса колонны по отгоняемому компоненту для произвольного момента времени τ

$$Lx_{in} + Gx(\tau)m_{xy} = GY_a(\tau) + Lx_a(\tau), \tag{8}$$

получаем соотношение для текущей концентрации аммиака в паре на выходе из колонны:

$$Y_a(\tau) = (x_{in} - x_a(\tau))\frac{L}{G} + m_{xy}x(\tau), \tag{9}$$

где L, G — массовые расходы жидкости на колонну и пара из кипятильника соответственно.

Текущий расход аммиака, который удаляется из колонны,

$$M(\tau) = L[x_{in} - x_a(\tau)] = G[Y_a(\tau) - x(\tau)m_{xy}]. \tag{10}$$

С другой стороны, величина $M(\tau)$ должна удовлетворять уравнению массопередачи, которое с учетом линейности равновесной концентрации при малых содержаниях аммиака и линейности рабочей линии процесса десорбции, запишем как

$$M(\tau) = K_y F_m \Delta Y = K_y F_m \frac{x_{in} m_{xy} - Y_a(\tau)}{2}, \tag{11}$$

где $K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x}\right)^{-1}$ — коэффициент массопередачи,

отнесенный к газовой фазе;

β_y, β_x — коэффициенты массоотдачи со стороны газовой и жидкой фаз соответственно;

F_m — поверхность массообмена насадки десорбера.

Приравнявая (10) и (11), с учетом выражения для Y_a (9), получим зависимость для текущей концентрации аммиака в жидкости на выходе из колонны:

$$x_a(\tau) = x_{in} \left[\frac{2 - m_{xy} N_L + N_G}{N_G + 2} \right] + x(\tau) m_{xy} \left[\frac{N_L}{N_G + 2} \right], \tag{12}$$

где $N_L = \frac{K_y F_m}{L}$; $N_G = \frac{K_y F_m}{G}$ — числа единиц переноса

для жидкой и газовой фаз соответственно.

В соотношении (12) входит неизвестная величина $x(\tau)$, являющаяся функцией от массы жидкости в кипятильнике M_{boil} . Для определения $x(\tau)$ запишем

уравнение для изменения во времени концентрации аммиака в объеме жидкости, которой заполнен кипятильник:

$$\frac{d(M_{boil}x(\tau))}{d\tau} = -G(m_{xy}x(\tau) - x_a(\tau)). \tag{13}$$

Подставив в (13) выражение для $x_a(\tau)$ из (12), разделив переменные и проинтегрировав

$$\int_{x_{in}}^x \frac{dx}{x(m_{xy} - B) - A} = -\frac{G}{M_{boil}} \int_0^\tau d\tau,$$

получаем выражение для текущей концентрации растворенного газа в массе жидкости, которой заполнен кипятильник $x(\tau)$:

$$\frac{x(\tau)}{x_{in}} = \left[1 - \frac{A^*}{m_{xy}(1 - B^*)} \right] \exp \left[-\frac{G\tau}{M_{boil}} m_{xy}(1 - B^*) \right] + \frac{A^*}{m_{xy}(1 - B^*)}, \tag{14}$$

где $B = m_{xy} B^*$; $A = x_{in} A^*$;

$$B^* = \frac{N_L}{N_G + 2}; A^* = \frac{2 - m_{xy} N_L + N_G}{N_G + 2}.$$

Из (12) и (14) получаем искомое выражение для текущего значения концентрации аммиака в конденсате на выходе из десорбционной колонны $x_a(\tau)$:

$$\frac{x_a(\tau)}{x_{in}} = A^* + B^* \left\langle \left(m_{xy} - \frac{A^*}{1 - B^*} \right) \exp \left[-\frac{G\tau}{M_{boil}} m_{xy}(1 - B^*) \right] + \frac{A^*}{1 - B^*} \right\rangle. \tag{15}$$

Соответственно из (9) с учетом (14, 15) получаем зависимость текущей концентрации аммиака в паре на выходе из десорбера $Y_a(\tau)$:

$$\frac{Y_a(\tau)}{x_{in}} = \frac{L}{G}(1 - A^*) - \left(\frac{L}{G} B^* - 1 \right) \left(m_{xy} - \frac{A^*}{1 - B^*} \right) \exp \times \left[-\frac{G\tau}{M_{boil}} m_{xy}(1 - B^*) \right]. \tag{16}$$

Полученные соотношения являются разгонными характеристиками отпарной колонны и справедливы при десорбции слабоконцентрированных растворов аммиака, пока сохраняется линейность функции равновесной концентрации растворенного компонента в жидкости.

Коэффициенты массоотдачи для жидкой β_x и газообразной β_y фаз для насадки из колец Рашига можно рассчитать из соотношений Шервуда и Шулмена [5, 8]:

$$Nu_{ml}^* = 0,00204 Re_{ml}^{0,78} Pr_{ml}^{0,5}, \tag{17}$$

$$Nu_{mg}^* = 0,45 Re_{mg}^{0,64} Pr_{mg}^{0,333}, \quad (18)$$

где $Nu_{ml}^* = \beta_x^* \left(\frac{v_1}{g} \right)^{0,333} \frac{1}{D_{ml}}$; $Re_{ml} = \frac{4L}{0,785d^2 a \mu_1}$

$Pr_{ml} = \frac{v_1}{D_{ml}}$ – массообменные числа Нуссельта, Рей-

нольдса и Прандтля для жидкой фазы;

D_{ml} – коэффициент молекулярной диффузии аммиака в воде, м²/с;

v_1 – кинематическая вязкость воды, м²/с;

d – диаметр корпуса десорбера, м;

a – удельная поверхность насадки, м²/м³;

μ_1 – динамическая вязкость воды, Па · с;

$\beta_x = \beta_x^* \rho_1$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, кг/(м² · с);

$$Nu_{mg}^* = \frac{\beta_y^* d_{эк}}{v_g}; Re_{mg} = \frac{w_g d_{эк}}{v_g} = \frac{4w_{go} \rho_g}{a \mu_g}; Pr_{mg} = \frac{v_g}{D_{mg}} -$$

массообменные числа Нуссельта, Рейнольдса и Прандтля для газовой фазы;

D_{mg} – коэффициент молекулярной диффузии аммиака в паре, м²/с;

v_g – кинематическая вязкость водяного пара, м²/с;

$d_{эк}$ – эквивалентный диаметр насадки десорбера, м;

w_{go} – приведенная к сечению десорбера скорость пара, м/с;

μ_g – динамическая вязкость водяного пара, Па · с;

$\beta_y = \beta_y^* \rho_g$ – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, кг/(м² · с).

Графики зависимости коэффициента массопередачи K_y для колонны диаметром $d = 1,4$ м, заполненной кольцами Рашига с удельной поверхностью

$a = 140$ м²/м³, свободным объемом $\varepsilon = 0,78$, эквивалентным диаметром $d_{эк} = 0,02$ м в зависимости от расходов пара и конденсата, рассчитанного по соотношениям (17, 18), приведены на рис. 6.

Соотношения (14, 15, 16) выражают динамику выхода отпарной колонны в стационарный режим, а время переходного периода зависит от массы конденсата в кипятильнике. На рис. 7 представлены разгонные кривые степени отгонки аммиака

$$E = \left(1 - \frac{x_a}{x_{in}} \right) 100$$

в зависимости от массы жидкости в объеме кипятильника, рассчитанных по соотношению (15).

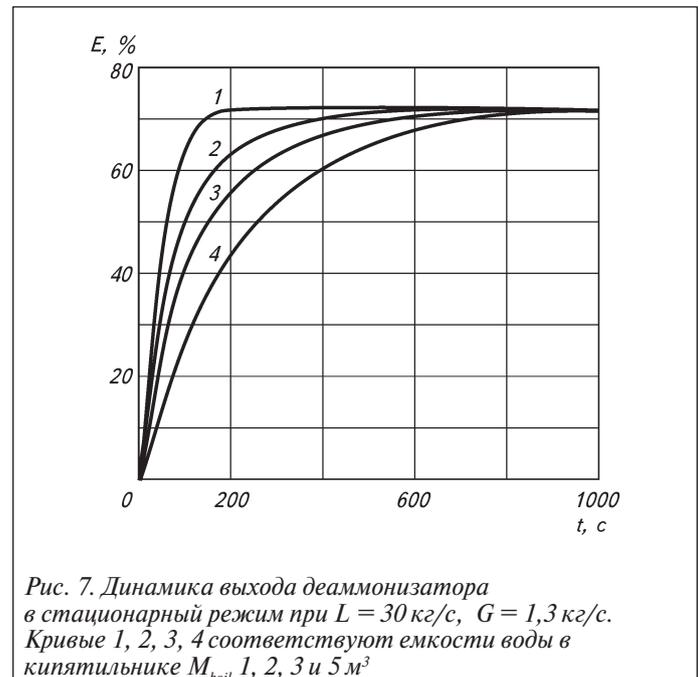
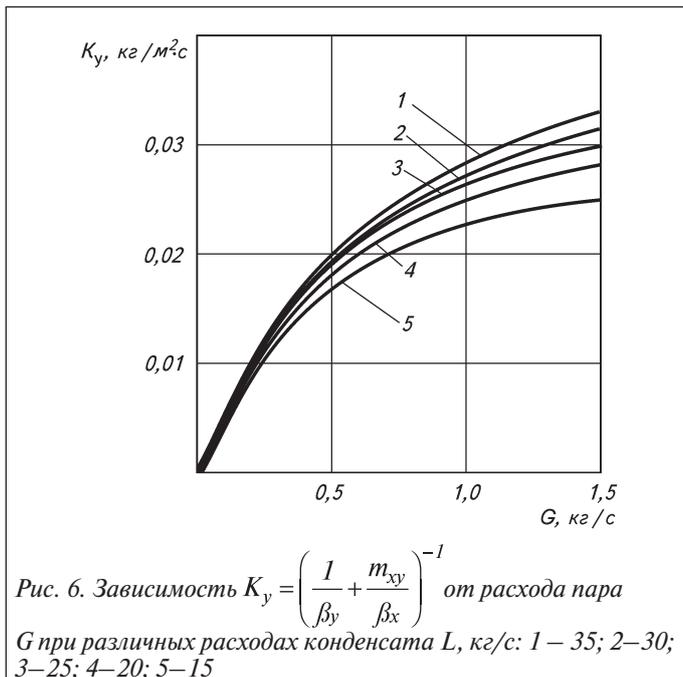
Насадка – кольца Рашига; удельная поверхность $a = 140$ м²/м³; свободный объем $\varepsilon = 0,78$; эквивалентный диаметр $d_s = 0,02$ м; высота насадки – 3 м, поверхность массообмена – 646 м².

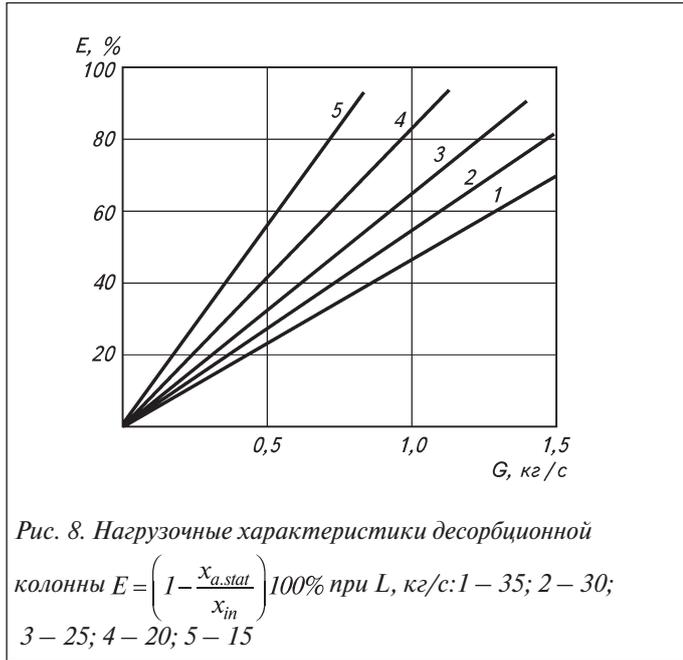
Асимптотические значения функций (14, 15, 16) при $\tau \rightarrow \infty$ соответствуют стационарному режиму работы отпарной колонны.

Из соотношения (15) при условии $\tau = \infty$ получаем формулу для расчета конечной концентрации аммиака в конденсате на выходе из колонны в установившемся режиме работы:

$$\frac{x_{a,stat}}{x_{in}} = \frac{2 + N_G - m_{xy} N_L}{2 + N_G - N_L}. \quad (19)$$

Соотношение (19) является основным уравнением для расчета отпарной колонны и представляет собой взаимосвязь между режимными и конструктивными параметрами отпарной колонны в установившемся режиме работы, и может быть использовано для по-





лучения нагрузочных характеристик при изменении расходов фаз в десорбционных колоннах с насадками.

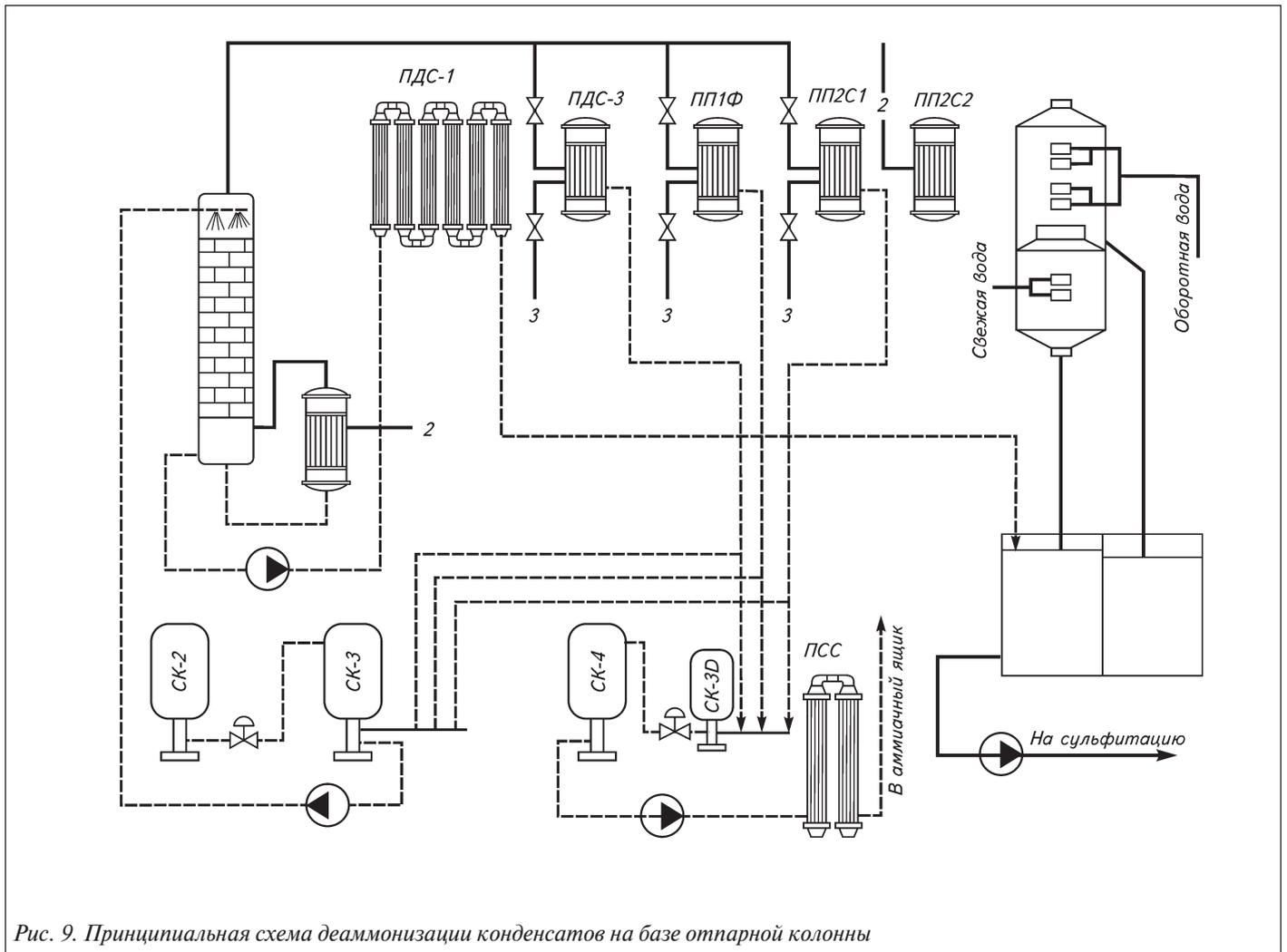
На рис. 8 приведены нагрузочные характеристики в виде зависимости степени отгонки в установившемся режиме

$$E = \left(1 - \frac{x_{a.stat}}{x_{in}}\right) 100$$

от расходов фаз для колонны диаметром 1,4 м, заполненной на 3 м насадкой из колец Рашига размером 35x35 мм, удельной поверхностью $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободным объемом $\epsilon = 0,78$, эквивалентным диаметром $d_{эк} = 0,02 \text{ м}$, общей поверхностью массообмена 646 м^2 .

Аналогичные кривые можно рассчитать и построить для десорберов других геометрических размеров.

Использование регулярных насадок вместо нерегулярных позволяет эксплуатировать колонну в более широком диапазоне изменения расходов фаз без «захлебывания», поскольку регулярные насадки имеют повышенный, в сравнении с нерегулярными насадками, свободный объем ϵ . Аналогичный эффект име-



ет место и в случае использования насадок из колец Палля или других, с большим в сравнении с кольцами Рашига свободным объемом.

Из графиков на рис. 8 видно, что для удаления 80% аммиака из 72 т в 1 ч конденсата необходим поток пара через колонну в 3,6 т/ч, что соответствует потоку аммиачного конденсата для завода мощностью 3000 т/сут и паровой нагрузке из колонны на подогреватели перед первой фильтрацией ПП1Ф и перед II сатурацией первой группы. Если один из подогревателей отключить, степень удаления аммиака составит 40% и т.д. Указанное свидетельствует о важности «увязки» схемы деаммонизации и тепловой схемы завода.

Попытка деаммонизировать конденсат без соответствующего схемного решения и обеспечения колонны достаточной паровой нагрузкой не дают результата. Пример неудачной схемы подсоединения деаммонизатора в тепловую схему имел место на Волоконовском сахарном заводе.

Вариант принципиальной схемы увязки деаммонизатора в тепловую схему завода представлен на рис. 9.

В 90-е годы XX в. установки деаммонизации конденсатов рассмотренного типа были смонтированы на Первомайском, Маловисковском, Дубенском, Рокитнянском сахарных заводах Украины. Промышленные испытания с участием групповой лаборатории были выполнены на Первомайском сахарном заводе мощностью 5500 т переработки сахарной свеклы в сутки. Процессу деаммонизации был подвержен весь конденсат из сборника конденсатов вторичного пара III корпуса ВУ в количестве 60–70% в колонне диаметром 1,6 м с кипятильником площадью поверхности нагрева 300 м². Насыщенный аммиаком пар после десорбционной колонны подавался на подогреватели перед первой фильтрацией и перед II сатурацией, а эффект извлечения аммиака составлял 65–70% (от 250 до 80–75 мл/л). В случае подключения дополнительно паровой нагрузки на третий подогреватель перед основной дефекацией третьей группы эффект извлечения возрастал до 80–85%. Однако в последнем случае из-за недостаточного сечения десорбера колонна входила в режим «захлебывания», поэтому эксплуатация установки в этом случае была возможна при уменьшении расхода конденсата на колонну. Полученные в результате данные с разбросом в 20% соответствовали приведенным на рис. 8 кривым. Установка успешно эксплуатировалась на протяжении 12 лет до закрытия завода.

В схеме с отпарной колонной отсутствует системная потеря теплоты, но имеет место уменьшение кратности испарения на ВУ, поскольку кипятильник потребляет вторичный пар II корпуса ВУ, а полученный из десорбционной колонны пар соответствовал потенциалу пара III корпуса ВУ. Поэтому необходимо предусмотреть возможность перенесения части

пароотборов на хвостовую часть ВУ.

Выводы.

Из десорбционных способов извлечения аммиака из конденсатов эффективными представляются два:

а) на основе продувания предварительно охлажденного в теплообменнике конденсата паром из вакуум-аппаратов (см. рис. 3);

б) на основе использования отпарной колонны (см. рис. 9).

Использование воздуха как десорбента для удаления аммиака из конденсатов сопровождается значительной потерей тепла в процессе десорбции и затратами энергии на привод вентилятора или компрессора, что определяет крайне низкую эффективность данного способа деаммонизации.

Требуемая степень деаммонизации конденсата при использовании отпарной колонны определяется количеством продуваемого через колонну пара, что обеспечивается схемой подсоединения потребителей пара из десорбера. Степень удаления аммиака в зависимости от соотношения расходов фаз и поверхности массообменной насадки рассчитывается из соотношения (19), а диаметр насадочной колонны при проектных расчетах – из условия отсутствия «подвисания» из соотношения Плановского-Кафарова [5]:

$$\lg \left(\frac{w_0^2 a \rho_g \mu_1^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_l} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \right)^{0,25}, \quad (20)$$

где w_0 – приведенная к сечению десорбера скорость пара, определяющая начало «подвисания» колонны.

ЛИТЕРАТУРА

1. Адаменко В.П. Деаммонизация конденсатов с целью использования их для диффузионных аппаратов / В.П. Адаменко, А.П. Адаменко // Сахарная промышленность. – 1987. – № 12. – С. 17–19.
2. Гусятинская Н.А. Конденсат вторичных паров – экстрагент сахара / Н. А. Гусятинская, В. М. Таран // Сахарная свекла: производство и переработка. – 1989. – № 6. – С. 53–55.
3. Кулинич Н.В. О качестве питательной воды для диффузионного процесса / Н.В. Кулинич, В.Г. Ярмилко, Л.Д. Бобровник, П.П. Загородний // Сахарная промышленность. – 1974. – № 8. – С. 17–20.
4. Немчин А.Ф. Кавитационная обработка аммиачных конденсатов / А.Ф. Немчин, А.С. Шойхет, С.А. Есиков // Сахарная свекла: производство и переработка – 1990. – № 1. – С. 55–57.
5. Рамм В.М. Абсорбция газов / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1966. – 768 с.
6. Самойленко В.С. Деаммонизация конденсатов соковых паров свеклосахарного производства при барботажной аэрации / В.С. Самойленко, А.П. Сорокин, Н.А. Архипович, Л.П. Рева, Е.А. Гривцева // Сахарная промышленность. – 1979. – № 11. – С. 26–27. ➔

Об изменениях в ГОСТе на мелассу

В Российский НИИ сахарной промышленности обратилась Ассоциация «Кубаньсахарпром» по поводу внесения изменения в межгосударственный стандарт ГОСТ 30561-2013 «Меласса свекловичная. Технические условия», касающегося методики определения массовой доли сухих веществ в свекловичной мелассе. По мнению технологических служб сахарных заводов, в п. 7.6 «Определение массовой доли сухих веществ» допущена ошибка в части использования объемного метода разбавления при проведении испытаний.

Отвечает директор института М.И. Егорова:

– Действительно, в п. 7.6 ГОСТ 30561-2013 «Меласса свекловичная. Технические условия» имеет место методологическая неточность, которая выражена в отсутствии увязки изложенного метода с обработкой результатов.

Так, при определении видимых сухих веществ мелассы рефрактометрически применяют метод разбавления. Известны 2 основных метода разбавления:

- разбавление в соотношении 1:1 по массе;
- разбавление «нормальной навески».

В первом случае определенную массу мелассы разбавляют таким же количеством воды. Обычно используют навеску 50,00 г мелассы, а все процедуры проводят в стеклянном стакане или используют специальные сосуды для разбавления. Массовую долю сухих

веществ мелассы определяют как удвоенное показание шкалы рефрактометра. Во втором случае «нормальную навеску» мелассы 26,00 г доводят водой в колбе вместимостью 100 см³ до метки. Массовую долю сухих веществ мелассы определяют по формуле:

$$СВ = \frac{100 \cdot b \cdot d_{\text{мл}}^{20}}{26},$$

где b – показание рефрактометра, %;

$d_{\text{мл}}^{20}$ – видимая плотность сахарного раствора, г/см³, находят по таблице.

В тексте п. 7.6.3 «Проведение испытания» ГОСТ 30561-2013 «Меласса свекловичная. Технические условия» описан алгоритм действий при разбавлении двойной «нормальной навески» мелассы, а в п. 7.6.4 «Обработка результатов измерений» представлен алгоритм для разбавления в соотношении 1:1 по массе.

В настоящее время институтом при финансовой поддержке Союза-россахара ведется работа по внесению изменения в ГОСТ 30561-2013 «Меласса свекловичная. Технические условия», окончание которой ввиду длительности процедуры предусмотрено в 2015 г.

С целью устранения методологической неточности ГОСТ 30561-2013 «Меласса свекловичная. Технические условия» до внесения в него изменения могут быть рекомендованы два пути его применения.

1. Использовать изложенную в п. 7.6.3 методику разбавления двойной «нормальной навески». При этом обработку результатов измерений проводить по формуле:

$$СВ = \frac{100 \cdot b \cdot d_{\text{мл}}^{20}}{52}.$$

Значения видимой плотности сахарного раствора $d_{\text{мл}}^{20}$ приведены в Приложении 1.

2. Использовать прилагаемую методику определения массовой доли сухих веществ мелассы свекловичной разбавлением в соотношении 1:1 по массе (Приложение 2) или с использованием сосудов для разбавления. При этом обработку результатов проводить согласно п.7.6.4.

- ➔ 7. Схема деаммонизации конденсатов соковых паров для использования их в качестве экстрагента в диффузионных установках свеклосахарного завода. – Технологический регламент, утвержденный генеральным директором НПО «Сахар» П.В. Полтораком 12.12.1989 г. – Киев : ВНИИСП, 1990. – 16 с.

8. Шервуд Т. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки. – М. : Химия, 1982. – 696 с.

Аннотация. Выполнен анализ существующих промышленных способов деаммонизации конденсатов и массообменных процессов десорбции аммиака в деаммонизаторах разных конструкций. Получены зависимости взаимосвязи расходных, массообменных и геометрических параметров десорбционных колонн, как результат решения соответствующих дифференциальных балансовых и

массообменных уравнений. Приведены динамические и статические нагрузочные характеристики отпарной колонны. Приведена типичная схема увязки схемы деаммонизации конденсатов в тепловую схему завода.

Ключевые слова: аммиак, десорбция, отпарная колонна, массопередача, тепловая схема.

Summary. The analysis of existing industrial methods for condensates deammonization and mass exchange processes of ammonia desorption in deammonizers of different designs is made. Received dependences of interrelation account, mass exchange and geometrical parameters of stripping columns, as result of the solution of corresponding differential balance and mass exchange equations. Dynamic and static loading characteristics of steam-stripping columns are described. Typical scheme of coordination of the deammonization scheme of condensates in the thermal scheme of sugar mill.

Keywords: ammonia, desorption, steam-stripping columns, mass exchange, thermal scheme.