



Массоперенос при концентрировании серной кислоты испарением в поток воздуха

В. К. Лукашев¹⁾, С. Н. Романько²⁾, С. В. Тимофеев³⁾

^{1), 2), 3)} Шосткинский институт Сумского государственного университета,
ул. Гагарина, 1, 41100, г. Шостка, Украина

Article info:

Paper received:

23 September 2016

The final version of the paper received:

15 November 2016

Paper accepted online:

06 December 2016

Correspondent Author's Address:

¹⁾ kaf.htvms@mail.ru

Представлены результаты исследования массопереноса при периодическом концентрировании серной кислоты испарением в поток газа, нейтрального по отношению к компонентам кислоты. На основании предложенных упрощенных физических представлений разработана математическая модель массопереноса. Эта модель позволила построить алгоритм вычисления коэффициента массоотдачи от жидкой фазы в газовый поток по экспериментальным данным изменения количества кислоты и концентрации в ней воды, полученным в лабораторных условиях.

Результаты исследования представлены в виде зависимостей диффузионного критерия Нуссельта от времени при разных режимах процесса испарения. При этом было установлено, что характер влияния температуры кислоты и ее начальной концентрации на диффузионный критерий Нуссельта зависит от диапазона изменения массовой доли воды в кислоте. Показано, что указанные зависимости хорошо аппроксимируются показательной функцией от безразмерных параметров процесса, что позволяет ее использовать для расчета коэффициента массоотдачи в газовую фазу в периодическом процессе концентрирования в диапазоне исследованных его режимов.

Ключевые слова: серная кислота, концентрирование, испарение, инертный газ, коэффициент массоотдачи, моногидрат H_2SO_4 .

1. ВВЕДЕНИЕ

Широкое применение серной кислоты в промышленности приводит к образованию большого количества отработанной кислоты, как правило, разбавленной, которую необходимо концентрировать.

Известны разные способы концентрирования серной кислоты, все они в основном заключаются в удалении части воды при нагревании [1]. Наибольшее распространение получили способы, основанные на испарении в высокотемпературный поток газов (воздуха, топочных газов) нейтральных (инертных) по отношению к компонентам кислоты. К ним относятся барботажный, капельный и вихревой способы, для которых характерно нагревание кислоты за счет непосредственного контакта горячего газа с концентрируемой кислотой [2]. Перспективным, особенно для малотоннажных производств, является способ, в котором кислота нагревается через стенку аппарата, а испарение происходит в поток нейтрального газа (воздуха) [3]. Такой способ позволяет проводить концентрирование при температуре, ниже температуры кипения кислоты, и соответственно использовать низкотемпературные теплоносители для ее нагревания.

Одним из основных явлений, определяющих процесс концентрирования серной кислоты, в последнем способе является массоперенос от жидкой фазы ки-

слоты, которую можно рассматривать как смесь воды и моногидрата H_2SO_4 , в движущуюся газовую (парогазовую) фазу. Его особенность связана со свойствами самой серной кислоты и наличием потока нейтрального газа.

Из свойств серной кислоты здесь важное значение имеет зависимость между составом жидкой кислоты и содержанием ее компонентов в парах. Так, по данным работы [2], если в парах 80 % кислоты содержатся только следы моногидрата H_2SO_4 , то в парах 90 % кислоты его содержание составляет 10 %, а в 98,3 % (азеотропная точка) состав жидкой кислоты и ее паров одинаков. Исходя из этих данных, процесс концентрирования серной кислоты можно считать состоящим из двух стадий: выпаривания до массовой доли воды в кислоте, примерно равной 0,2 (принимая моногидрат H_2SO_4 нелетучим), и отгонки воды (оба компонента летучи) из смеси при превышении этого значения массовой доли.

На массоперенос в данном случае влияет также само наличие нейтрального газа. Известно, что введение в систему «жидкость – пар» нейтрального газа, в соответствии с законом Дальтона приводит к эффекту, который аналогичен снижению давления, что позволяет проводить концентрирование при температуре, ниже температуры кипения кислоты [4–5]. С другой стороны, при наличии вынужденного потока нейтрального газа происходит захват им оторвав-

шихся от поверхности испарения молекул компонентов кислоты, которые в большей части не возвращаются обратно. В результате этого система «жидкость – газ» не достигает равновесия.

Интенсивность массопереноса при концентрировании серной кислоты в рассматриваемом случае характеризуется экспериментально определяемым коэффициентом массоотдачи от жидкой фазы в газовый поток. Целью данного исследования является установление зависимости этого коэффициента от состава кислоты и режимных параметров процесса концентрирования.

В виду сложности учета вышеуказанных особенностей исследуемого массопереноса коэффициент массоотдачи в данной работе выражали на основе упрощенной математической модели без учета наличия пограничного слоя на поверхности испарения. Схема элемента такой системы концентрирования приведена на рисунке 1.

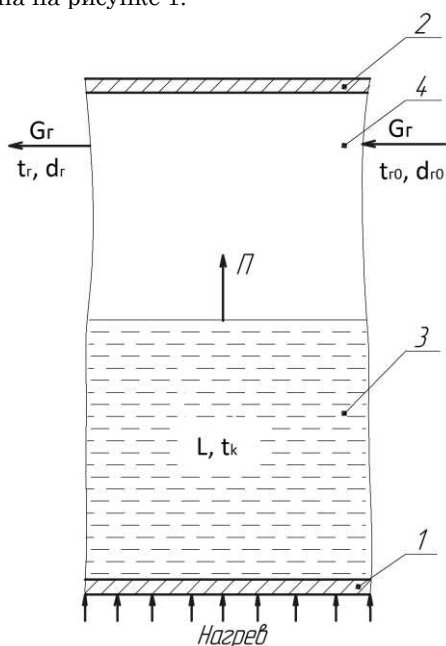


Рисунок 1 – Схема элемента системы концентрирования кислоты: 1 – днище аппарата; 2 – крышка; 3 – жидкая кислота; 4 – свободное пространство

Согласно этой схеме кислота, находящаяся в емкостном аппарате в количестве L , нагревается через днище 1 до заданной температуры t_k , которая затем поддерживается постоянной за счет регулирования количества подводимой теплоты. В результате кислота испаряется (Π -поток паров компонентов кислоты) в свободное пространство, ограниченное крышкой 2. В это пространство вводится поток нейтрального газа G_r (кг/с), смешивающегося с парами кислоты и выходящего из аппарата в атмосферу. За ключевой компонент, в данном случае, принимали воду, поэтому поток нейтрального газа характеризовали влажностью (содержанием водяного пара) $d_{г0}$ и температурой $t_{г0}$ на входе в аппарат, а также влажностью d_r и температурой t_r на выходе из аппарата. Нейтральный газ может вводиться внутрь кислоты (режим барботажа).

2. ОСНОВНАЯ ЧАСТЬ

2.1. Математическая модель процесса

При построении математической модели массопереноса в данном случае исходили из вышеприведенных физических представлений о процессе концентрирования серной кислоты и следующих допущений:

- сопротивлением массопереносу со стороны жидкой фазы пренебрегаем, что возможно при достаточно интенсивном ее перемешивании;
- образовавшиеся пары кислоты мгновенно смешиваются с нейтральным газом.

Математическое описание массопереноса выражали следующими уравнениями:

- уравнением материального баланса в целом по кислоте:

$$-dL = dM, \quad (1)$$

где L – масса жидкой кислоты, кг; M – масса образовавшихся паров компонентов кислоты, кг;

- уравнением материального баланса по воде:

$$-d(Lx) = y_b dM, \quad (2)$$

где x – массовая доля воды в жидкой кислоте; y_b – массовая доля воды в парах кислоты;

- уравнением массоотдачи воды в газовую фазу:

$$\beta(P_{ai} - D_i)F d\tau = y_a dM, \quad (3)$$

где β – коэффициент массоотдачи по воде, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}$; $P_{вн}$ – давление насыщенного водяного пара при температуре процесса (парогазовой смеси), Па; P_b – парциальное давление водяного пара в газовой фазе, Па; F – площадь поверхности испарения, м^2 ; τ – время, с;

- уравнением материального баланса по воде для потока нейтрального газа:

$$y_a dM = G_r(d_{\bar{a}} - d_{\bar{ai}})d\tau, \quad (4)$$

где G_r – массовый поток абсолютно сухого нейтрального газа, $\text{кг}/\text{с}$; d_r – влажосодержание нейтрального газа, $\text{кг}/\text{кг}$ с. газа; $d_{г0}$ – влажосодержание вводимого в систему нейтрального газа (начальное влажосодержание), $\text{кг}/\text{кг}$ с. газа;

- уравнением относительного содержания компонентов кислоты в газовой фазе:

$$\frac{y_j M}{G_r} = \frac{\mu_j P_j}{\mu_r P_r}, \quad (5)$$

где y_j – массовая доля компонента кислоты в газовой фазе; μ_j – масса одного киломоля компонента кислоты, $\text{кг}/\text{кмоль}$; P_j – парциальное давление компонента кислоты в газовой фазе, Па; μ_r – масса одного киломоля нейтрального газа, $\text{кг}/\text{кмоль}$; P_r – парциальное давление нейтрального газа в газовой фазе, Па; j – индекс компонента: $j = \text{«в»}$ – для воды; $j = \text{«н»}$ – для моногидрата H_2SO_4 .

2.2. Методика эксперимента

Экспериментальное исследование процесса концентрирования серной кислоты испарением в поток нейтрального газа проводили в лабораторных условиях на установке, отличающейся от установки простой перегонки [6] тем, что использовали многоротовую колбу, в одно из горл которой помещали трубку, с помощью которой от микрокомпрессора через реометр и нагреватель внутрь колбы подавался воздух. Установка была снабжена термометрами для измерения температуры концентрируемой кислоты, подаваемого в колбу воздуха и отходящей из нее паровоздушной смеси.

При проведении опытов в колбу заливали 300 см³ серной кислоты определенной концентрации и нагревали ее с помощью колбонагревателя до заданной температуры, которую затем поддерживали постоянной. Интенсивность нагревания кислоты (время выхода на заданную температуру) во всех опытах поддерживали примерно одинаковой. Характерные температурные режимы процесса концентрирования приведены на рисунке 2.

Кроме указанных параметров, измеряли также влажность забираемого из внешней среды воздуха, его расход, температуру на входе в систему (перед нагревателем), избыточное давление внутри колбы, время концентрирования. По окончании каждого опыта кислоту охлаждали до 20 °С, определяли ее объем и измеряли с помощью стандартных ареометров плотность с последующим определением табличного значения концентрации, пересчитывая ее затем на массовую долю воды χ , содержащейся в кислоте. Результаты определения массовой доли воды в кислоте представляли в виде ее зависимости от времени $\chi = f(\tau)$.

Для определенности поверхности испарения опыты проводили не при барботаже воздуха через кислоту, а в условиях, когда он проходил над свободной поверхностью кислоты. При этом для принятого начального объема кислоты изменение ее уровня в процессе концентрирования происходило в средней части колбы, что позволяло считать свободную поверхность постоянной (отличие среднего значения площади этой поверхности от ее значений для верхнего и нижнего уровней кислоты не превышало 2 %).

На основании полученных данных устанавливали изменение во времени массы кислоты, массовой доли в ней воды и температуры парогазовой смеси на выходе из колбы. Для вычисления значений коэффициента массоотдачи на каждом промежутке времени $\Delta\tau_i = \tau_{i-1} - \tau$ изменения этих параметров ($i = 1, 2, 3, \dots, n$ – номер замера параметров) использовали алгоритм, согласно которому рассчитывали:

– массу образовавшихся паров компонентов кислоты, кг, на основании уравнения (1):

$$M_i = L_{i-1} - L_i;$$

– массу испаренной воды, кг, согласно уравнению (2):

$$m_i = L_{i-1}x_{i-1} - L_ix_i;$$

– массовую долю воды в парах кислоты:

$$y_a = \frac{m_i}{M_i},$$

– массовый поток пара воды:

$$G_a = \frac{m_i}{\Delta\tau_i}, \text{ м/с};$$

– влагосодержание газовой фазы, $\frac{\hat{e} \hat{a} \hat{a} \hat{u}}{\hat{e} \hat{a} \hat{n} \hat{o} \hat{o} \hat{i} \hat{a} \hat{i} \hat{a} \hat{d} \hat{a}}$,

$$d_n = \frac{G_a}{G_r},$$

где G_r – массовый поток сухого воздуха, определяемый по показаниям реометра и параметрам внешней среды, кг сухого воздуха/с;

– парциальное давление паров воды в парогазовой смеси, Па, используя уравнение (5), записанное для каждого компонента кислоты:

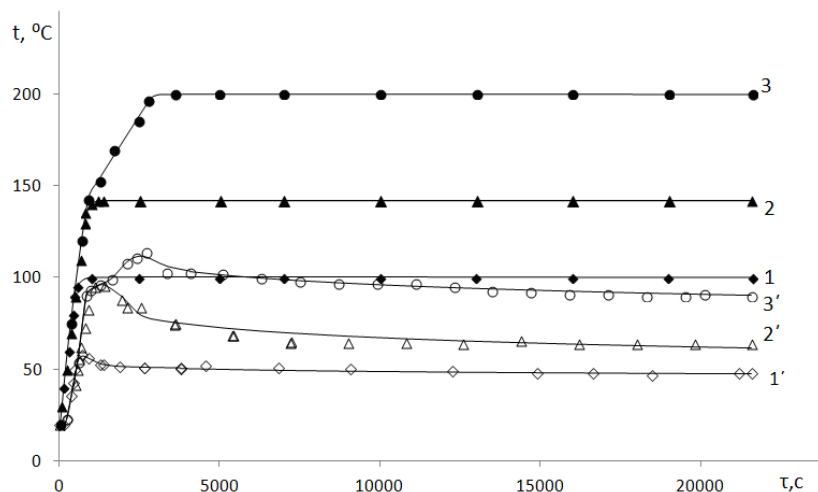


Рисунок 2 – Характерные температурные режимы концентрирования кислоты:

температурные кривые нагрева кислоты (1 – 100 °С; 2 – 142 °С; 3 – 200 °С); кривые изменения температуры газовой фазы (1', 2', 3' – соответствуют температурным кривым нагрева кислоты)

$$P_a = \frac{d_r \mu_r P}{\mu_b + ad_r \mu_r},$$

где $a = 1 + \mu_b(1 - y_{bi}) / \mu_{H_2O} y_{bi}$; $P = B + P_{изб}$; B – атмосферное давление, Па; $P_{изб}$ – избыточное давление в колбе, Па;

– коэффициент массоотдачи, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}}$, по формуле, полученной из уравнений (3) и (4):

$$\beta_i = \frac{G_r(d_n - d_{ro})}{(P_{вн} - P_a)F},$$

где d_{ro} – влагосодержание забираемого из внешней среды воздуха, кг воды/кг сухого воздуха; F – площадь поверхности испарения, м².

В результате таких вычислений устанавливали зависимость $\beta = f(\tau)$ для конкретных режимов процесса, которую затем сопоставляли с полученной в этих условиях экспериментальной зависимостью $\chi = f(\tau)$ при одинаковых значениях времени и определяли зависимость $\beta = f(\chi)$. За начальное время концентрирования в опытах принимали $\tau_0 = 1$ час. Это связано с тем, что начальный период данного процесса характеризуется нестабильностью температуры газовой фазы (рис. 2). После начального периода, который во всех опытах не превышал один час, изменение температуры газовой фазы стабилизируется, приближаясь к линейной зависимости.

При обработке экспериментальных данных использовали традиционные методы теории подобия, в связи с чем переходили от коэффициента массоотдачи β к диффузионному критерию Нуссельта:

$$Nu_d = \frac{\beta' \delta}{D},$$

где δ – внутренний диаметр колбы в ее средней части, м; D – коэффициент молекулярной диффузии пара воды в воздухе, м²/с; $\beta' = \beta RT / \mu_b$ – коэффициент массоотдачи по воде, м/с; R – газовая постоянная, Дж/(кмоль·град.); T – температура газовой фазы, К; μ_b – масса одного киломоля испаряемого компонента, кг/кмоль.

2.3. Результаты исследования

Полученные экспериментальные данные представляли в виде зависимостей $Nu_d = f(\chi)$. На рисунке 3 приведены такие графики в полулогарифмических координатах при разных режимных параметрах процесса концентрирования кислоты.

Анализ этих зависимостей показывает, что с убыванием массовой доли воды в кислоте (повышением концентрации) критерий Nu_d уменьшается.

В то же время зависимость критерия Nu_d от режимных параметров процесса имеет более сложный характер. С увеличением скорости воздуха над поверхностью кислоты критерий Nu_d увеличивается (рис. 3 а), а влияние температуры воздуха находится в пределах погрешности опытов (рис. 3 б). Характер влияния температуры кислоты и ее начальной концентрации на критерий Nu_d зависит от диапазона изменения массовой доли воды

в кислоте (рис. 3 в, г). В диапазоне $\chi \geq 0,2$ критерий Nu_d с увеличением температуры кислоты и начальной концентрации возрастает. В диапазоне $\chi < 0,2$ с увеличением температуры кислоты – уменьшается, начальной концентрации – увеличивается.

Линейный характер зависимостей $Nu_d = f(\chi)$ в полулогарифмических координатах свидетельствует, что они описываются показательной функцией вида:

$$Nu_d = Nu_{до} e^{k\chi}, \quad (6)$$

где $Nu_{до}$, k – экспериментальные коэффициенты.

Из уравнения (6) следует, что при $\chi = 0$ ($k \neq 0$) $Nu_d = Nu_{до}$, то есть по своей физической сущности коэффициент $Nu_{до}$ выражает массоотдачу в газовую фазу при испарении моногидрата H₂SO₄ (100 % кислоты). Коэффициент k , представляющий собой тангенс угла наклона прямой $\ln Nu_d = \ln Nu_{до} + k\chi$, характеризует интенсивность изменения Nu_d (коэффициента массоотдачи).

На основании экспериментальных данных было установлено, что коэффициенты $Nu_{до}$ и k , входящие в уравнение (6), определяются режимными параметрами процесса концентрирования: v – скоростью воздуха, определяемой как отношение его расхода, измеренного с помощью реометра, к площади свободной поверхности кислоты (поверхности испарения), м/с; t_{ro} – температурой воздуха, подаваемого в колбу, °С; t_k – температурой жидкой кислоты, °С; χ_0 – массовой долей воды в исходной кислоте. С целью возможности обобщения результатов исследования при определении коэффициентов $Nu_{до}$ и k переходили от указанных величин к безразмерным параметрам (χ_0 – по своей сущности безразмерная величина, кг воды/кг смеси): $Re = v\delta/\nu$ – критерию Рейнольдса, характеризующего гидродинамический режим в свободном пространстве над кислотой; t_{ro}/t_{oc} – относительной температуре поступающего в колбу воздуха; t_k/t_{oc} – относительной температуры жидкой кислоты, где ν – кинематический коэффициент вязкости воздуха, м²/с; t_{oc} – температура поступающего в систему воздуха (окружающей среды), °С. Выбор в качестве характерной температуры t_{iN} , по которой определяли величины, входящие в критерий Re и температурные симплексы t_{ro}/t_{oc} и t_k/t_{oc} , связан с необходимостью обеспечения независимости безразмерных параметров между собой.

На рисунке 4 представлены графики экспериментальных зависимостей коэффициентов $Nu_{до}$ и k от безразмерных параметров процесса концентрирования серной кислоты. Эти данные показывают, что коэффициент $Nu_{до}$ с увеличением критерия Re возрастает практически линейно. Коэффициент k с увеличением Re сначала уменьшается, а при достижении $Re \approx 20$ остается практически постоянным на всем исследованном диапазоне изменения Re (рис. 4 а).

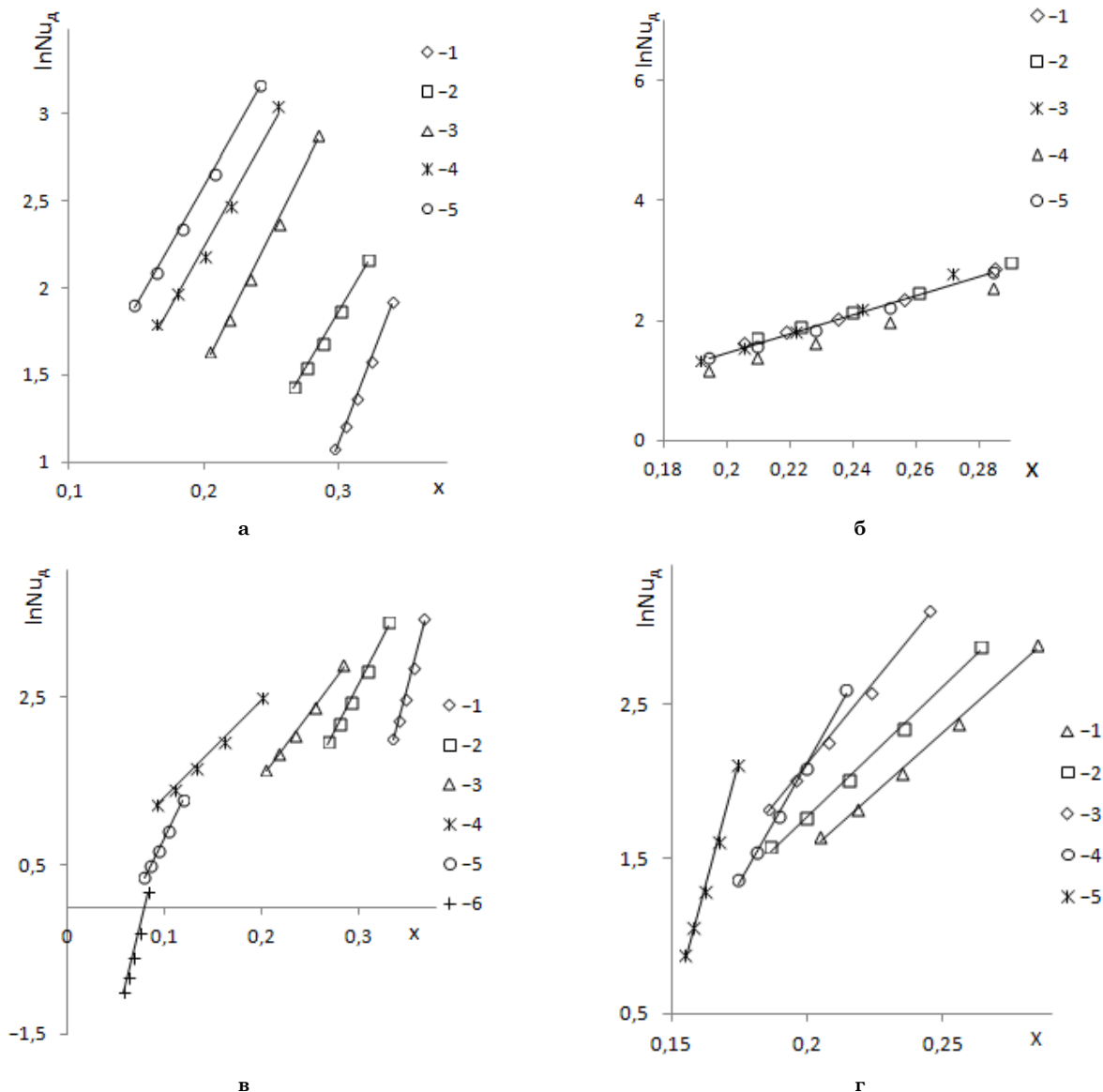


Рисунок 3 – Зависимость $\ln Nu_d = f(x)$ при разных режимных параметрах процесса концентрирования кислоты:
 а – скорости воздуха ($t_k = 142\text{ }^\circ\text{C}$; $t_{oo} = 20\text{ }^\circ\text{C}$; $x_o = 0,4$): 1 – $v = 1,06 \cdot 10^3\text{ м/с}$; 2 – $2,0 \cdot 10^3\text{ м/с}$; 3 – $3,93 \cdot 10^3\text{ м/с}$; 4 – $8,06 \cdot 10^3\text{ м/с}$; 5 – $10,6 \cdot 10^3\text{ м/с}$; б – температуры входящего воздуха ($v = 3,93 \cdot 10^3\text{ м/с}$; $t_k = 142\text{ }^\circ\text{C}$; $x_o = 0,4$): 1 – $t_{oo} = 20\text{ }^\circ\text{C}$; 2 – $100\text{ }^\circ\text{C}$; 3 – $142\text{ }^\circ\text{C}$; 4 – $200\text{ }^\circ\text{C}$; в – температуры кислоты ($v = 3,93 \cdot 10^3\text{ м/с}$; $t_{oo} = 20\text{ }^\circ\text{C}$; $x_o = 0,4$): 1 – $t_k = 100\text{ }^\circ\text{C}$; 2 – $120\text{ }^\circ\text{C}$; 3 – $142\text{ }^\circ\text{C}$; 4 – $170\text{ }^\circ\text{C}$; 5 – $180\text{ }^\circ\text{C}$; 6 – $200\text{ }^\circ\text{C}$; г – начальной массовой доли воды в кислоте ($v = 3,93 \cdot 10^3\text{ м/с}$; $t_{oo} = 20\text{ }^\circ\text{C}$; $t_k = 142\text{ }^\circ\text{C}$): 1 – $x_o = 0,4$; 2 – $0,35$; 3 – $0,30$; 4 – $0,25$; 5 – $0,2$

С уменьшением массовой доли воды в исходной кислоте коэффициент $Nu_{до}$ уменьшается, а коэффициент k увеличивается почти линейно (рис. 4 б). С увеличением t_k/t_{oc} коэффициент $Nu_{до}$ сначала возрастает, при $t_k/t_{oc} \approx 10$ проходит через максимум, затем уменьшается. Коэффициент k наоборот сначала уменьшается, примерно при этом значении t_k/t_{oc} достигает минимума, затем увеличивается (рис. 4 в). Наличие экстремумов в обеих зависимостях можно объяснить тем, что в данных условиях при $t_k/t_{oc} \approx 10$ массовая доля воды в кислоте достигает значения, при котором на процесс концентрирования начинает влиять испарение моногидрата H_2SO_4 (происходит переход от простого выпаривания к перегонке). При дальнейшем увеличении t_k/t_{oc} последнее явление

полностью определяет процесс концентрирования. Влияние симплекса t_{ro}/t_{oc} на коэффициенты $Nu_{до}$ и k в исследованном диапазоне его изменения находится в пределах погрешности опытов, что позволяет в расчетах не учитывать температуру воздуха, подаваемого в свободное пространство над кислотой.

Полученные экспериментальные данные по коэффициентам $Nu_{до}$ и k позволяют в исследованных пределах изменения безразмерных параметров: $6,93 \leq Re \leq 69,3$; $5,8 \leq t_k/t_{oc} \leq 11,76$; $1,18 \leq t_{ro}/t_{oc} \leq 11,76$; $0,2 \leq \chi_o \leq 0,4$ с помощью уравнения (6) рассчитывать изменение критерия Nu_d (коэффициента массоотдачи в газовую фазу) в периодическом процессе концентрирования серной кислоты в условиях испарения в поток воздуха.

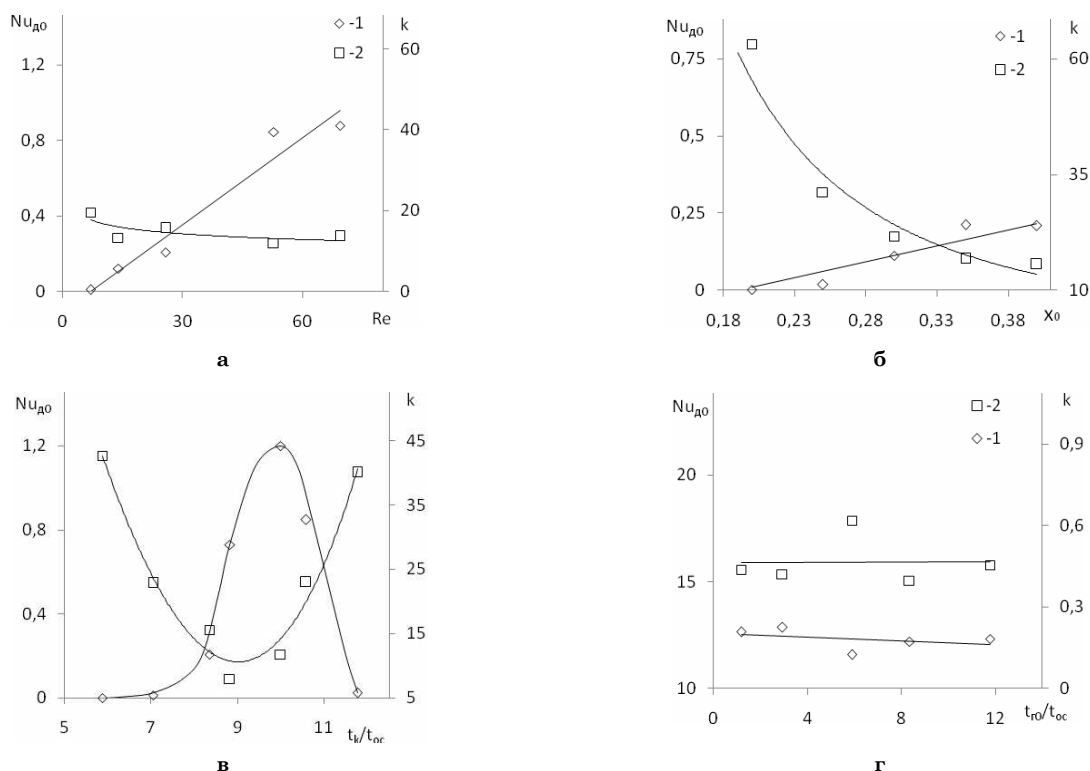


Рисунок 4 – Зависимости коэффициентов $Nu_{до}$ и k от безразмерных параметров процесса концентрирования кислоты: а – критерия Re ($t_{ro}/t_{oc} = 1,18$; $t_k/t_{oc} = 8,35$; $x_0 = 0,4$): 1 – $Nu_{до} = f(Re)$; 2 – $k = f(Re)$; б – начальной массовой доли воды в кислоте ($Re = 25,7$; $t_{ro}/t_{oc} = 1,18$; $t_k/t_{oc} = 8,35$): 1 – $Nu_{до} = f(x_0)$; 2 – $k = f(x_0)$, в – симплекса и t_k/t_{oc} ($Re = 25,7$; $t_{ro}/t_{oc} = 1,18$; $x_0 = 0,4$): 1 – $Nu_{до} = f(t_k/t_{oc})$; 2 – $k = f(t_k/t_{oc})$, г – симплекса ($Re = 25,7$; $t_k/t_{oc} = 1,18$; $x_0 = 0,4$): $Nu_{до} = f(t_{ro}/t_{oc})$; 2 – $k = f(t_{ro}/t_{oc})$

3. ВЫВОДЫ

1. Предложена модель массопереноса в газовую фазу при концентрировании серной кислоты в условиях испарения в поток нейтрального газа (воздуха).
2. На основании результатов экспериментального исследования такого процесса установлено различие закономерностей испарения серной кислоты в зависимости от ее состава. При массовой доле воды в кислоте $\chi > 0,2$ происходит ее простое выпаривание,

при $\chi < 0,2$ процесс испарения определяется наличием в газовой фазе моногидрата H_2SO_4 (стадия перегонки).

3. Получено эмпирическое уравнение, позволяющее в исследованных диапазонах изменения режимных параметров рассчитывать изменение коэффициента массоотдачи в газовую фазу в периодическом процессе концентрирования серной кислоты.

Mass transfer during sulfuric acid concentration by evaporation into the air flow

Lukashov, V. K.¹⁾, Romanko, S. N.²⁾, Timofeev, S. V.³⁾

^{1), 2), 3)} *Shostka Institute of Sumy State University, 1, Haharina Str., 41100, Shostka, Ukraine*

This article shows the results of the study of mass transfer under periodic concentration of sulfuric acid by evaporation in the gas flow, neutral with respect to the components of acid. Used mathematical model for mass transfer based on the proposed simplified physical representations. This model has allowed to construct an algorithm for calculation the coefficient of mass transfer from the liquid phase into the gas flow. The algorithm uses the experimental data of change the amount of acid and concentration of the water taken from the laboratory tests.

Time-based Nusselt diffusion criterion represent the results of the study at different modes of the evaporation process. It has been found that the character of the influence of temperature and initial acid concentration on Nusselt diffusion criterion depends on the variation range of the mass fraction of water in the acid. It is shown that these dependences are well approximated by an exponential function from the dimensionless parameters of the process. This allows using them for calculation the mass transfer coefficient into the gas phase in a batch process of concentrating in the range of investigated modes.

Keywords: sulfuric acid, concentrating, evaporation, inert gas, the mass transfer coefficient, monohydrate of sulfuric acid.

Масоперенесення при концентруванні сірчаної кислоти випаровуванням у потік повітря

В. К. Лукашов¹⁾, С. М. Романько²⁾, С. В. Тимофеев³⁾

^{1), 2), 3)} Шосткинський інститут Сумського державного університету,
вул. Гагаріна, 1, 41100, м. Шостка, Україна

Подано результати дослідження масоперенесення при періодичному концентруванні сірчаної кислоти випаровуванням у потік газу, нейтрального щодо компонентів кислоти. На підставі запропонованих спрощених фізичних уявлень розроблена математична модель масоперенесення. Ця модель дозволила побудувати алгоритм обчислення коефіцієнта масовіддачі від рідкої фази в газовий потік на основі експериментальних даних зміни кількості кислоти й концентрації в ній води, що були отримані в лабораторних умовах.

Результати дослідження наведені у вигляді залежностей дифузійного критерію Нуссельта від часу за різних режимів процесу випаровування. При цьому було встановлено, що характер впливу температури кислоти та її початкової концентрації на дифузійний критерій Нуссельта залежить від діапазону зміни масової частки води в кислоті. Показано, що зазначені залежності добре апроксимуються показовою функцією від безрозмірних параметрів процесу, що дозволяє її використовувати для розрахунку коефіцієнта масовіддачі в газову фазу в періодичному процесі концентрування в діапазоні досліджених його режимів.

Ключові слова: сульфатна кислота, концентрування, випаровування, нейтральний газ, коефіцієнт масовіддачі, моногідрат H_2SO_4 .

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Лебедев А. Я. Установки для денитрации и концентрирования серной кислоты / А. Я. Лебедев. – Москва : Химия, 1972. – 240 с.
2. Гиндич В. И. Производство нитратов целлюлозы. Регенерация отработанных и рекуперированных нитрационных кислотных смесей / В. И. Гиндич, Л. В. Забелин, Г. Н. Марченко. – Москва : НПО «Информ ТЭИ», 1991. – 216 с.
3. Патент № 97392 Україна, МПК (2015) C01B17/88 B01710-00. Спосіб концентрування сірчаної кислоти / В. К. Лукашов, С. М. Романько, С. В. Тимофеев, А. М. Гудзовський; заявл. 13.10.2014 р.; опубл. 10.03.2015 р., Бюл. № 5.
4. Серафимов Л. А. Соблюдение первого закона Коновалова в процессе ректификации с инертным газом / Л. А. Серафимов, А. В. Фролкова // Вестник МИТХТ. – 2008. – Т. 3, № 2. – С. 45–52.
5. Крель Э. Руководство по лабораторной ректификации / Э. Крель; пер. с нем. В. Чернышова, А. Шафрановского. – Москва : Изд-во иностр. лит., 1960. – 631 с.
6. Воскресенский П. И. Техника лабораторных работ / П. И. Воскресенский. – Москва : Химия, 1973. – 717 с.

REFERENCES

1. Lebedev, A. Ya. (1972). Ustanovky dlya denitratsiyi i kontsentrirovaniya sernoy kisloty [Equipmen for denitration and the concentrating of sulfuric acid]. Moscow: Chemistry [in Russian].
2. Gindich, V. I., Zabelin, L.V., Marchenko, G. N. (1991). Proizvodstvo nitrato v tselulozy. Regeneratsiya otrabotannykh kyslotnykh i rekuperirovannykh nitratsionnykh kislotnykh smesey [Production of cellulose nitrates. Regeneration of spent and recuperated acid mixture after nitration]. Moscow: NPO "Inform TEI" [in Russian].
3. Lukashev, V. K., Romanko, S. N., Timofeev, S. V., Gudzovskiy, A. N. (2015). Sposib kontsentruvaniya sirchanoyi kisloty [A method for concentrating sulfuric acid]. Patent No. 97392 Ukraine, IPC C01B17/88.
4. Serafimov, L. A., Frolova A. V. (2008). Sobludenie pervogo zakona Konovalova v protsesse rektifikatsii s inertnym gazom [Compliance with the first law Konovalov during distillation with an inert gas]. Vestnik MITHT : Review MITHT, Vol. 3, Issue 2, 45–52 [in Russian].
5. Krell E. (1960). Rukovodstvo po laboratornoi rektifikatsii [Handbook of laboratory distillation]. (V. Ruchinskiy, O. Soloveiva, Trans). Moscow, Izdatielstvo inostrannoi literatury [in Russian].
6. Voskresenskiy, P. I. (1973). Tekhnika laboratornykh rabot [Technique of laboratory work]. Moscow: Chemistry [in Russian].