

Подустов М.А., Тошинский В.И.

ОЧИСТКА ГАЗОВОЗДУШНОГО ПОТОКА ОТ ДИОКСИДА СЕРЫ В ПРОИЗВОДСТВЕ ПОВЕРХНОСТНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ

Одним из наиболее масштабных загрязнителей атмосферного воздуха является диоксид серы: ежегодно в Украине выбрасывается в атмосферу около 1 млн т SO₂. Несмотря на применяемые меры, объем выбросов диоксида серы за последние 7 лет практически не изменяется. Диоксид серы является основным источником вредных выбросов в атмосферу в производстве ПАВ. Очистка газовоздушного потока от диоксида серы проводится с помощью раствора гидроксида натрия в абсорбционной насадочной колонне. В качестве насадки используются кольца Рашига, которые создают высокое гидравлическое сопротивление. Степень очистки при этом не превышает 95 %. Такие показатели не удовлетворяют современным требованиям экологической безопасности.

Целью работы является разработка нового экологически безопасного технологического процесса и оборудования стадии очистки в производстве ПАВ.

Теоретический анализ данного процесса показал, что достижение экологически безопасных показателей по SO₂ и снижение гидравлического сопротивления возможно при реализации скоростной абсорбции с использованием блочных массообменных элементов. Ранее проведенные исследования [1] подтвердили возможность достижения на таком оборудовании необходимой степени очистки и снижения гидравлического сопротивления.

Однако для создания системы очистки необходимо провести расчет абсорбционной колонны. Расчет проводился с помощью математической модели.

При математическом моделировании процесса рассчитываются: коэффициент извлечения, удельный расход абсорбента, высота единицы переноса, число единиц переноса, коэффициент массопередачи, высота активной части абсорбера.

Удельный расход абсорбента находят обычно из уравнения материального баланса процесса, задаваясь концентрацией поглощаемого вещества в отработанном растворе после абсорбера. С учетом хемосорбционного характера абсорбции уравнение материального баланса записывается в виде

$$L_{\bar{A}}(y_1 - y_2) = \pm L_{\bar{E}} \cdot (\tilde{N}_{\text{HA}} - \tilde{N}_{\text{KA}}) \pm L_{\bar{E}} / u \cdot (x_1 - x_2), \quad (1)$$

где $L_{\bar{A}}$, $L_{\bar{E}}$ – соответственно мольные расходы газовоздушного и жидкостного потоков, кмоль/с; y_1 , y_2 – соответственно концентрации поглощаемого газа на входе в абсорбер и выходе из него, мольные доли; x_1 , x_2 – соответственно концентрации газа в абсорбенте на входе в абсорбер (в направлении движения газа) и выходе из него, мольные доли; \tilde{N}_{KA} – конечная концентрация активного компонента абсорбента, мольные доли; \tilde{N}_{HA} – начальная концентрация активного компонента абсорбента, мольные доли; u – число кмоль активного компонента на 1 кмоль растворенного газа.

При выборе значения концентрации газообразного вещества в абсорбенте, выходящем из абсорбера и используемом далее в производственном цикле, следует исходить из требований предъявляемых к соответствующим технологическим растворам.

При хемосорбции зависимость ζ от различных факторов носит более сложный

характер, чем при физической абсорбции. В общем случае ζ зависит от общего числа единиц переноса, величины абсорбционного фактора, числа Боденштейна для газовой (Bo_{Γ}) и жидкой фаз ($Bo_{\text{ж}}$), скорости химической реакции в жидкой фазе, коэффициента массоотдачи в жидкой фазе (при физической абсорбции). Определение такой зависимости для противоточных насадочных абсорберов, основано на решении системы дифференциальных уравнений

$$\frac{d^2U}{dl^2} - \hat{A}_{\bar{A}} \cdot \frac{dU}{dl} - N_{\bar{A}} \cdot \hat{A}_{\bar{A}} \cdot U = 0; \quad (2)$$

$$\frac{d^2N}{dl^2} - \hat{A}_{\bar{E}} \cdot \frac{dN}{dl} - N_{\bar{A}} \cdot \frac{\hat{A}_{\bar{E}} \cdot N}{\hat{A} \cdot \bar{I}_B} = 0; \quad (3)$$

$$U = \frac{y_0}{y_1}; \quad N = \frac{C_A}{C_{\bar{A}}}; \quad \hat{A}_{\bar{A}} = \frac{V_{\bar{A}} \cdot h}{S_{\bar{A}} \cdot D_{\bar{A}}}; \quad \hat{A}_{\bar{E}} = \frac{V_{\bar{E}} \cdot h}{S_{\bar{E}} \cdot D_{\bar{E}}}; \quad \bar{I}_B = \frac{\tilde{N}_{\bar{A}} \cdot m}{u \cdot y_1},$$

где u , y_1 – соответственно текущая и начальная концентрации вещества в газе, мольные доли; $\tilde{N}_{\bar{A}}$, $\tilde{N}_{\bar{A}}$ – соответственно текущая и начальная концентрации активного компонента абсорбента, мольные доли; $\hat{A}_{\bar{A}}$, $\hat{A}_{\bar{E}}$, – критерий Боденштейна для газа и жидкости; $V_{\bar{A}}$, $V_{\bar{E}}$ – соответственно скорости газа и жидкости, м/с; h – высота активной части абсорбера, м; S_{Γ} , $S_{\text{ж}}$ – соответственно газосодержание и количество удерживаемой жидкости, м³; D_{Γ} , $D_{\text{ж}}$ – соответственно коэффициенты диффузии продольного перемешивания в газовой и жидкой фазах, м²/с; l – продольная координата, м.

Решение дифференциальных уравнений достаточно сложно и поэтому авторы [2] рекомендуют использовать обычные уравнения, используемые при физической абсорбции с введением коэффициента ускорения x .

Взаимодействие между SO_2 и $NaOH$ можно отнести к быстрым реакциям. Если в этом случае пренебречь концентрацией SO_2 в основной массе жидкости, коэффициент ускорения можно определить по уравнению [2]

$$x = \sqrt{1 + \bar{I}_B^2}. \quad (4)$$

Учитывая большую концентрацию активной части поглотителя (10 % масс.) и низкую концентрацию SO_2 в газовой фазе, можно считать, что реакция протекает по псевдопервому порядку.

При этом

$$\bar{I}_B = \frac{1}{\beta_{\bar{e}}} \sqrt{D_A \cdot K_1}, \quad (5)$$

где $\beta_{\bar{e}}$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/с; D_A – коэффициент диффузии SO_2 в воздухе, м²/с; K_1 – константа скорости реакции, с⁻¹.

Величину $\beta_{\bar{e}}$ определяют из критериального уравнения

$$Nu_{\text{ж}} = 0,002 Re_{\text{ж}}^{0,75} \cdot Pr_{\text{ж}}^{0,5}. \quad (6)$$

Общее число единиц переноса (по газовой фазе) определяют по уравнению

$$N_{\hat{1} \hat{A}} = \frac{1}{1 - \frac{1}{\hat{A}_{\delta}}} \ln \frac{1 - \frac{\xi}{\hat{A}_{\delta}}}{1 - \xi}. \quad (7)$$

Высоту активной части абсорбера определяют по уравнению

$$h = N_{\hat{1} \hat{A}} \cdot H_{\hat{1} \hat{A}}; \quad (8)$$

$$H_{\hat{1} \hat{A}} = \frac{G_{\hat{A}}}{K'_{\text{V}} \cdot F}, \quad (9)$$

где $H_{\text{ог}}$ – высота единицы переноса, м; F – сечение абсорбера, м^2 ; K'_{V} – объемный коэффициент массопередачи с учетом хемосорбции, $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}$.

Объемный коэффициент массопередачи находят обычно экспериментально или расчетным путем по уравнению

$$1/k'_{\text{V}} = 1/\beta_{\hat{A}\text{V}} + m/\beta'_{\hat{A}\text{EV}}; \quad (10)$$

$$\beta'_{\hat{A}\text{EV}} = x \beta_{\text{жV}}, \quad (11)$$

где $\beta_{\text{жV}}$, β_{GV} – соответственно объемные коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах, $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$; $\beta'_{\hat{A}\text{EV}}$ – объемный коэффициент массопередачи с учетом хемосорбции, $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$.

Коэффициенты $\beta_{\text{жV}}$, β_{GV} определяют из выражения для критерия Нуссельта

$$Nu = \beta \cdot l / D, \quad (12)$$

где l – геометрический параметр, м; D – коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$.

Значение Nu находят из критериального уравнения

$$Nu = A \cdot Re^m \cdot Pr^n, \quad (13)$$

где Re – критерий Рейнольдса; Pr – критерий Прандтля; коэффициенты A , m , n – принимаются в зависимости от выбранной конструкции абсорбера.

С использованием математической модели был проведен расчет промышленной абсорбционной колонны.

Расчет абсорбционной колонны проводился согласно алгоритму, приведенному на рисунке.

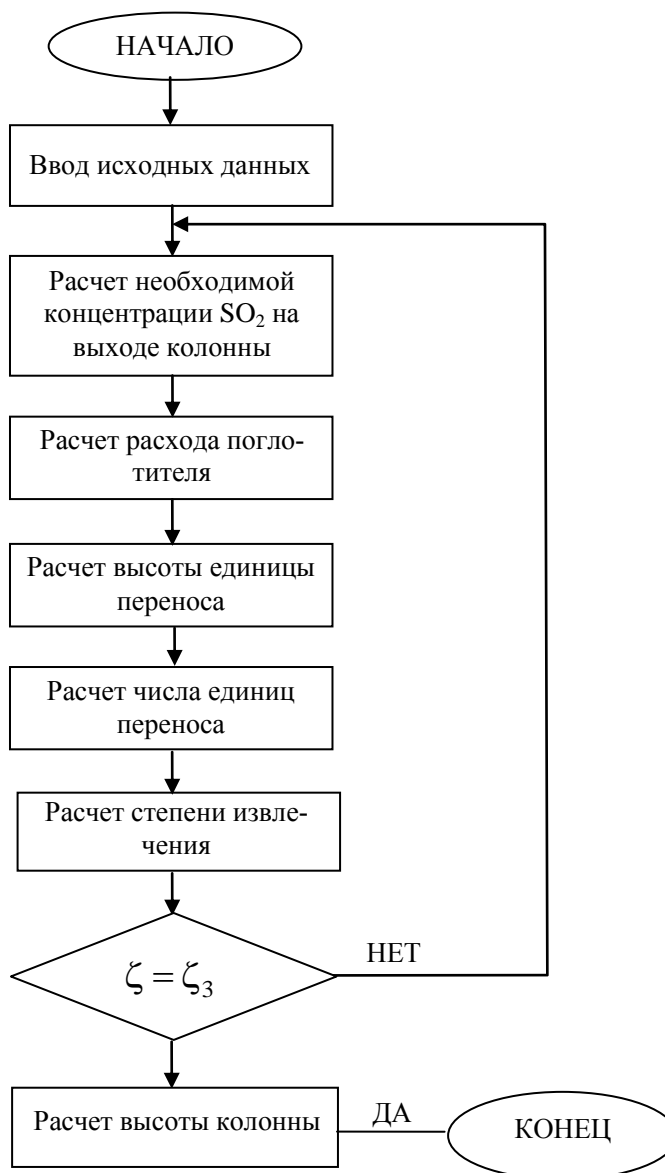


Рисунок – Алгоритм расчета абсорбционной колонны

В таблице представлены результаты расчета промышленной абсорбционной колонны при расходе газовоздушного потока $2000 \text{ м}^3/\text{час}$, концентрации абсорбента – 10 %, линейной скорости потока $V_{\Gamma} = 1,2 \text{ м/с}$, плотности орошения $\Gamma = 0,7 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, насадка – БН.

Как видно из таблицы, по результатам расчета промышленная абсорбционная колонна будет иметь следующие размеры: диаметр колонны – 0,8 м, общая высота – 6 м, высота насадки – 4,2 м. Содержание диоксида серы в потоке на выходе из колонны – 0,005 %, содержание сульфита натрия в растворе гидроксида натрия – 0,18 %.

Таблица – Результаты расчета промышленной абсорбционной колонны

Характеристика колонны			Содержание диоксида серы в потоке на выходе из колонны, % об.	Содержание сульфита натрия в растворе гидроксида натрия, % масс.	Гидравлическое сопротивление, МПа
Диаметр колонны, м	Высота насадки, м	Общая высота, м			
0,8	4,2	6,0	0,005	0,18	0,0004

Таким образом, содержание сульфита натрия в растворе гидроксида натрия составит менее 0,2 % масс. Такое его количество позволяет использовать жидкие щелочные отходы стадии очистки в качестве нейтрализующего агента на стадии нейтрализации промежуточного продукта и тем самым исключить отходы производства.

Кроме того, содержание диоксида серы в потоке на выходе из колонны равно 0,005 % позволяет в приземном слое атмосферного воздуха достичь концентрации SO₂ на уровне предельно-допустимой концентрации. Исходя из таких данных, процесс очистки, проводимый в разработанной абсорбционной колонне, можно считать экологически безопасным.

Дальнейшее исследование планируется проводить с целью улучшения экологических характеристик абсорбционной колонны.

Литература

1. Подустов М.А., Тошинский В.И., Петров В.Н. Новые подходы к очистке газовых выбросов в производстве поверхностно-активных веществ // Вестник Национального технического университета «ХПИ», 2003. – №15. – С. 26–31.
2. Рамм В.М. Абсорбция газов. 2-е изд. – М.: Химия, 1976.– 655 с.

УДК 504.661.185

Подустов М.О., Тошинський В.І.

ОЧИЩЕННЯ ГАЗОПОВІТРЯНОГО ПОТОКУ ВІД ДІОКСИДУ СІРКИ У ВИРОБНИЦТВІ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН

Приведено математичний опис процесу очищення газоповітряного потоку від діоксиду сірки. Показано, що в його основу покладено рівняння матеріального балансу, рівняння розрахунку числа одиниць переносу, висоти одиниці переносу, об'ємного коефіцієнта масопередачі. Проведено розрахунок екологічно безпечної промислової абсорбційної колони.