

УДК 66.021.3

**Подоплелов Евгений Викторович,***к.т.н., доцент, зав. кафедрой «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: uch\_sovet@angtu.ru***Щербин Сергей Анатольевич,***к.т.н., доцент, доцент кафедры «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: dekan\_ftk@angtu.ru***Семенов Иван Александрович,***к.т.н., доцент, доцент кафедры «Химической технологии топлива»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: semenovia.chem@yandex.ru***Дементьев Анатолий Иванович,***к.т.н., доцент, профессор кафедры «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: anatdementev@mail.ru***МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДЕСОРБЦИИ СЕРОВОДОРОДА  
ИЗ ФЕНОЛЬНО-СУЛЬФИДНОЙ ВОДЫ В НАСАДОЧНОЙ КОЛОННЕ***Podoplelov E.V., Scherbin S.A., Semenov I.A., Dement'ev A.I.***SIMULATION OF THE PROCESS OF HYDROGEN SULFIDE DESORPTION FROM  
PHENOLIC-SULFIDE WATER IN A NOZZLE COLUMN**

**Аннотация.** Математически смоделирован процесс десорбции сероводорода из фенольно-сульфидной воды в слое насадки. Получена графическая зависимость высоты слоя насадки от расхода инертного носителя – азота. Данная математическая модель может быть использована при расчетах промышленных десорбционных колонн.

**Ключевые слова:** математическая модель, десорбция, сероводород, фенольно-сульфидная вода, контактные устройства, поверхность массопередачи.

**Abstract.** The process of hydrogen sulfide desorption from phenolic-sulfide water in the nozzle layer is mathematically modeled. A graphical dependence of the height of the nozzle layer on the consumption of an inert carrier – nitrogen is obtained. This mathematical model can be used in the calculations of industrial desorption columns.

**Keywords:** mathematical model, desorption, hydrogen sulfide, phenolic-sulfide water, contact devices, mass transfer surface.

В настоящее время для проведения массообменных процессов в системах «газ-жидкость» используются различные конструкции насадок: кольца Рашига, Палля, седла Берля, «Инталокс», хордовая насадка и т.д. По существующей классификации, насадки можно отнести либо к регулярной (правильно уложенной), либо к нерегулярной (засыпанной навалом) [1-2]. Нерегулярную насадку применяют в процессах, протекающих под давлением или в условиях неглубокого вакуума. Эта насадка обладает рядом преимуществ: во-первых, практически отсутствует проблема выбора материала – насадку можно изготовить из металлов, полимеров, керамики (для обработки агрессивных сред); во-вторых, технология изготовления, транспортирования и монтажа существенно проще ре-

гулярной. По конструктивным признакам нерегулярную насадку можно разделить на кольца и седла, хотя в отечественной и зарубежной практике используются насадочные тела и другой формы. Одним из перспективных направлений является применение регулярных насадок. Регулярная насадка отличается от нерегулярной меньшими гидравлическими сопротивлениями, допускает более высокие нагрузки по газу и жидкости, и обладает большей поверхностью контакта фаз [3]. По конструкции регулярная насадка может представлять собой пакет гофрированных стальных листов попарно соединенных друг с другом – плоскопараллельная насадка или пакеты, изготовленные из сетки и т.д. К регулярной насадке можно отнести крупные кольца Рашига, например размером

100×100×10 мм, размещенные правильными рядами на опорных конструкциях колонны (рис. 1).

В работе поставлена цель смоделировать процесс десорбции сероводорода из фенольно-сульфидной воды в слое регулярной насадки в виде колец Рашига размером 100×100×10 мм при различном расходе отдувочного газа. Данная десорбционная колонна размещена в цехе 86/57 производства нефтехимии АО «Ангарская нефтехимическая компания». Колонна выполнена диаметром 1600 мм, сверху в колонну при помощи разбрызгивающего устройства подается фенольно-сульфидная вода, содержащая сероводород. Снизу колонны подается отдувочный газ – азот. Сероводород из жидкой фазы переходит в поток инертного носителя и выводится через верхний штуцер. Очищенная фенольно-сульфидная вода выходит через нижний штуцер. В расчетах принимался расход фенольно-сульфидной воды 80000 кг/ч, концентрация сероводорода в воде на входе в колонну 791 мг/дм<sup>3</sup>, на выходе – 35 мг/дм<sup>3</sup>. Давление в колонне избыточное – 0,015 МПа, температура воды на входе в колонну составляет не более 100 °С, расход отдувочного газа не более 795 м<sup>3</sup>/ч. Азот, подаваемый в колонну, чистый и не содержит сероводорода. Регулярная насадка в виде колец Рашига размером 100×100×10 мм имеет следующие характеристики: удельная поверхность насадки  $f = 60 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , свободный объем  $\varepsilon = 0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , эквивалентный диаметр  $d_{\text{э}} = 0,048 \text{ м}$ , насыпная плотность 670 кг/м<sup>3</sup>, число штук в м<sup>3</sup> – 1050 [3].

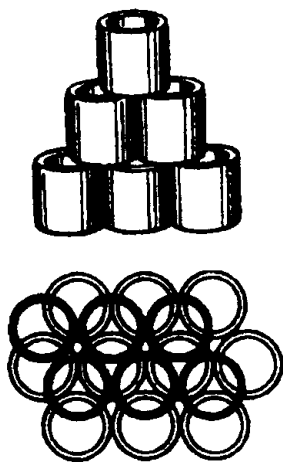


Рисунок 1 – Кольца Рашига

В процессе моделирования десорбции

сероводорода из фенольно-сульфидной воды определялась требуемая высота слоя насадки при различных расходах отдувочного газа. При моделировании принималось допущение, что линия равновесия – это прямая линия. Уравнение линии равновесия, в этом случае, имеет вид [4-5]:

$$\bar{Y}^* = \frac{M_K}{M_H} \cdot \psi \bar{X},$$

где:  $M_K$  – мольная масса компонента (сероводорода), кг/кмоль;  $M_H$  – мольная масса инертного носителя (азот), кг/кмоль;  $\psi$  – коэффициент, Па;  $P$  – абсолютное давление в колонне, Па.

Расход отдувочного газа определялся из уравнения материального баланса для процесса десорбции [3]:

$$M = G \cdot (\bar{Y}_K - \bar{Y}_H) = L \cdot (\bar{X}_H - \bar{X}_K),$$

где:  $M$  – количество десорбированного сероводорода, кг/ч;  $G$  – расход инертного носителя (азота), кг/ч;  $L$  – расход фенольно-сульфидной воды, кг/ч.

Отсюда минимальный расход азота:

$$G_{\text{min}} = \frac{L \cdot (\bar{X}_H - \bar{X}_K)}{(\bar{Y}_K^* - \bar{Y}_H)},$$

где:  $\bar{X}_H, \bar{X}_K$  – относительные массовые концентрации сероводорода в фенольно-сульфидной воде на входе и выходе из колонны соответственно, кг/кг;  $\bar{Y}_K^*$  – равновесная концентрация сероводорода в газе на выходе из колонны, кг/кг;  $\bar{Y}_H$  – начальная концентрация сероводорода в азоте на входе в колонну, кг/кг.

Действительный расход азота принимался с 20 % запасом:

$$G = 1,2G_{\text{min}}.$$

Конечная концентрация сероводорода в азоте на выходе из колонны рассчитывалась по формуле [3]:

$$\bar{Y}_K = \frac{M}{G} + \bar{Y}_H.$$

Средняя движущая сила процесса десорбции [3]:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{CP}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{ВЕРХ}} - \Delta \bar{Y}_{\text{НИЗ}}}{2,3 \lg \left( \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{ВЕРХ}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{НИЗ}}} \right)},$$

где:  $\Delta \bar{Y}_{\text{ВЕРХ}}, \Delta \bar{Y}_{\text{НИЗ}}$  – движущая сила процесса сверху и снизу колонны соответственно, кг/кг.

Рабочая скорость газа при существую-

щем диаметре колонны  $d = 1,6$  м определится по формуле:

$$\omega_y = \frac{4G}{\rho_y \cdot \pi \cdot d^2}$$

где  $\rho_y$  – плотность азота, кг/м<sup>3</sup>.

Плотность орошения рассчитывалась по формуле [3]:

$$U = \frac{L}{0,785 \cdot d^2 \cdot \rho_x},$$

где  $\rho_x$  – плотность фенольно-сульфидной воды, кг/м<sup>3</sup>.

Оптимальная плотность орошения определяется по формуле:

$$U_{opt} = b \cdot f,$$

где  $b = 0,158$  – постоянный коэффициент для абсорбции (десорбции). Отношению

$\frac{U}{U_{opt}} = 4,38$  соответствует коэффициенту

смоченности насадки  $\psi_H = 1,0$ .

Для регулярных насадок коэффициент массоотдачи в газовой фазе  $\beta_y$  находится из критериального уравнения [3]:

$$Nu'_y = 0,167 \cdot Re_y^{0,74} \cdot (Pr'_y)^{0,33} \cdot \left(\frac{\ell_H}{d_3}\right)^{-0,74},$$

где  $\ell_H$  – высота элемента насадки, м;

$Nu'_y = \frac{\beta_y \cdot d_3}{D_y}$  – диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы. Откуда

$$\beta_y = 0,167 \cdot \frac{D_y}{d_3} \cdot Re_y^{0,74} \cdot (Pr'_y)^{0,33} \cdot \left(\frac{\ell_H}{d_3}\right)^{-0,74},$$

где:  $D_y$  – коэффициент диффузии сероводорода в газовой фазе, м<sup>2</sup>/с;  $Re_y$  – критерий Рейнольдса для газовой фазы;  $Pr'$  – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы.

Критерий Рейнольдса для газовой фазы рассчитывался по формуле [3]:

$$Re_y = \frac{4 \cdot \omega_y \cdot \rho_y}{f \cdot \mu_y},$$

где  $\mu_y$  – коэффициент динамической вязкости азота, Па·с.

Критерий Прандтля для газовой фазы [3]:

$$Pr'_y = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой

фазе  $\beta_x$  находим из обобщенного критериального уравнения, пригодного как для регулярных, так и для нерегулярных насадок:

$$Nu'_x = 0,0021 \cdot Re_x^{0,75} \cdot (Pr'_x)^{0,5},$$

где  $Nu'_x = \frac{\beta_x \cdot \delta_{лп}}{D_x}$ , откуда

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{D_x}{\delta_{лп}} \cdot Re_x^{0,75} \cdot (Pr'_x)^{0,5},$$

где:  $D_x$  – коэффициент диффузии сероводорода в воде, м<sup>2</sup>/с;  $\delta_{лп}$  – приведенная толщина стекающей пленки воды, м;  $Re_x$  – модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке жидкости;  $Pr'_x$  – диффузионный критерий Прандтля для жидкой фазы.

Коэффициент массопередачи по газовой фазе рассчитывался по формуле [3]:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{k}{\beta_x}},$$

где  $k$  – угол наклона линии равновесия.

Поверхность массопередачи определялась по формуле [3]:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{V}_{cp}}.$$

Высота слоя насадки определялась по двум способам: через коэффициент массопередачи и через высоту единиц переноса. По первому способу высота слоя насадки:

$$H = \frac{F}{0,785 \cdot d^2 \cdot f \cdot \psi_H}.$$

По второму способу – через высоту единицы переноса (ВЕП):

$$H' = h_{oy} \cdot n_{oy},$$

где:  $h_{oy}$  – общая высота единицы переноса, м;  $n_{oy}$  – общее число единиц переноса.

Расчет высоты слоя насадки по первому и второму методу показал хорошую сходимость результатов, например, при расходе отдувочного газа, определенного из материального баланса, 129,4 кг/ч, высота слоя насадки по первому методу составила – 4,9 м, а по второму методу – 4,2 м. Далее высота слоя насадки принималась как среднеарифметическое значение результатов расчетов по двум методам с 25 % запасом

$H_n = \frac{H + H'}{2} \cdot 1,25$  и по результатам расчетов

при расходе отдувочного газа 129,4 кг/ч составила 5,7 м.

С увеличением расхода азота может быть уменьшена высота слоя насадки, что особенно важно при моделировании процесса десорбции в существующих колоннах,

имеющих определенные диаметр и высоту [6-8]. На рис. 2 приведена зависимость высоты слоя насадки от расхода отдувочного газа (азота). Расчеты выполнены в интервале нагрузок по отдувочному газу от 129,4 кг/ч до 834,7 кг/ч (795 м<sup>3</sup>/ч).

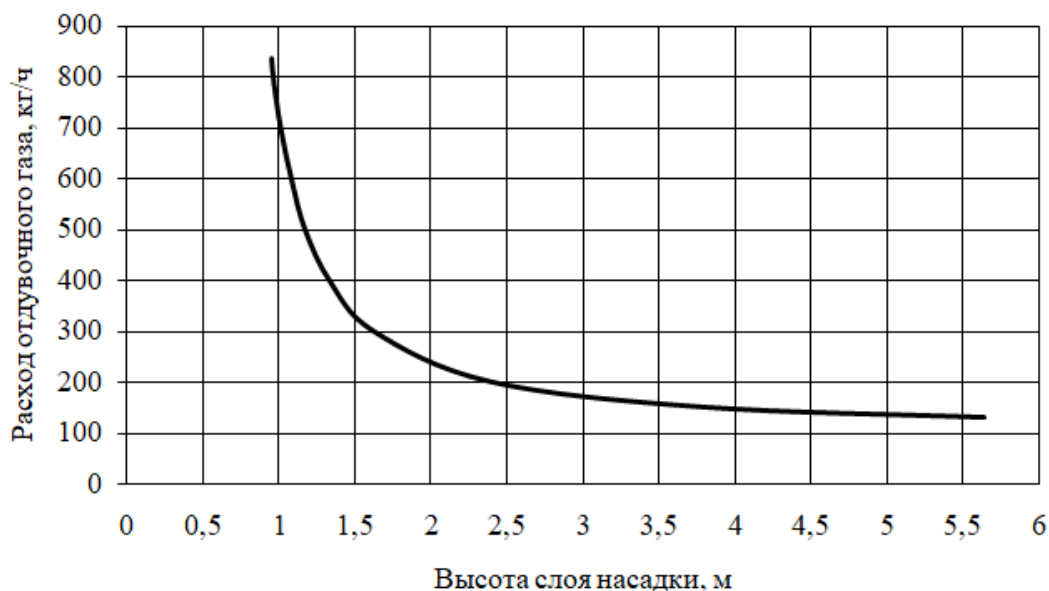


Рисунок 2 – Зависимость высоты слоя насадки от расхода отдувочного газа

Характер кривой на рис. 2 можно объяснить тем, что с увеличением расхода отдувочного газа возрастает движущая сила процесса десорбции и коэффициент массоотдачи для газовой фазы, а как следствием является

уменьшение требуемой высоты слоя насадки. По данной математической модели может быть определена и высота слоя нерегулярной кольцевой насадки.

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Рамм, В.М.** Абсорбция газов. Изд. 2-е, переработ. и доп. / В.М. Рамм. – М: Химия, 1976. – 656 с.

2. **Рыбалко, Л.И.** Процессы и аппараты химической технологии. Массообменные процессы: учебное пособие по специальности 240801 "Машины и аппараты химических производств" с примерами решения задач / Л.И. Рыбалко, Е.В. Подоплелов, А.И. Дементьев. – АНГТУ: Ангарск, 2009. – 134 с.

3. **Рыбалко, Л.И.** Расчет абсорбционных аппаратов: учебное пособие по курсовому проектированию процессов и аппаратов химической технологии / Л.И. Рыбалко, Е.В. Подоплелов, Л.В. Щукина, Д.П. Свиридов. – АНГТУ: Ангарск, 2012. – 77 с.

4. **Бобылев, Е.П.** Проектирование абсорбционной колонны для улавливания газообразного аммиака из железнодорожных

цистерн / Е.П. Бобылев, Е.В. Подоплелов, А.И. Дементьев // Современные технологии и научно-технический прогресс. – 2020. – Т. 1. – № 7. С. 25-26.

5. **Подоплелов, Е.В.** Проектирование десорбционной колонны установки водной отмывки технологических газов от аммиака и аминов / Е.В. Подоплелов, А.И. Дементьев, М.Н. Король // Сборник научных трудов Ангарского государственного технического университета. – 2018. – Т. 1. – № 15. – С. 32-35.

6. **Подоплелов, Е.В.** Повышение эффективности установки водной отмывки технологических газов от аммиака и аминов / Е.В. Подоплелов, А.И. Дементьев, М.Н. Король // Современные технологии и научно-технический прогресс. – 2018. – Т. 1. – С. 34-35.