УДК 66.074

РАСЧЕТ АДСОРБЕРА С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ АДСОРБЕНТА ДЛЯ ОЧИСТКИ НЕФТЕСОДЕРЖАЩИХ СТОЧНЫХ ВОД

Р.Ф.Алтынбеков
ЮКГУ им. М. Ауезова, г. Шымкент

Основной целью при расчете адсорбционных установок является определение равновесных зависимостей, расчет кинетических характеристик сорбции и определение основных размеров аппарата на основе уравнений динамики процесса.

Для адсорбции равновесные данные могут быть получены на основе теории объемного заполнения пор по изотерме адсорбции стандартного вещества или аналитически [1]. Для активных углей обычно имеется достаточно данных для аналитического расчета по уравнению Дубинина. При отсутствии таких данных прибегают к равновесным зависимостям в табличной или графической форме, полученным экспериментальным путем.

Исходными параметрами для технологического расчета адсорберов служили: расход и состав исходных сточных вод; свойства сорбента; условия, при которых должны протекать стадии адсорбции и регенерации; предельно-допустимая концентрация нефтепродуктов в очищенной воде (концентрация проскока). Целью расчета является определение основных размеров аппарата (диаметра и высоты слоя сорбента), продолжительности стадий адсорбции и регенерации, числа адсорберов при котором может быть обеспечена циклически-непрерывная работа всей установки.

Общий материальный баланс процесса по адсорбируемому нефтепродукту для всего периода адсорбции (или десорбции) выражается следующей зависимостью:

$$\omega c_H \theta S - \omega S \int_0^{\theta} c_z = H^{d\tau} = \rho_{нас} S \int_0^H (X_z = \theta - X_H) dz + \varepsilon S \int_0^H (c_\tau = \theta - c_\tau = 0) dz , \qquad (1)$$

где C_H и X_H – начальная концентрация нефтепродуктов в разделяемой смеси и сорбенте; θ – длительность стадий адсорбции или десорбции; H – высота слоя сорбента; S – поперечное сечение слоя.

Удельную поверхность контакта фаз рассчитывают по уравнению:

$$a = 6(1 - \varepsilon) / d_Э , \qquad (2)$$

где $d_Э$ – эквивалентный диаметр частиц сорбента.

Для построения рабочей линии процесса из уравнения материального баланса находим концентрацию нефтепродукта в адсорбенте на выходе из адсорбера:

$$x_K = \frac{G}{L}(y_H - y_K) + x_H . \qquad (3)$$

Диффузионный по своей природе процесс адсорбции может определяться следующими механизмами: подводом нефтепродукта из ядра потока к внешней поверхности твердых частиц (внешняя диффузия) и диффузией адсорбата внутри указанных частиц (внутренняя диффузия). В предельных ситуациях один из механизмов является лимитирующим. Часто адсорбция протекает в промежуточной области и определяется обоими диффузионными механизмами. Поэтому коэффициент массопередачи рассчитывается по общеизвестному уравнению[2]:

$$K_м = 1 / (1 / \beta_Ж + 1 / \beta_T), \quad (4)$$

где $\beta_Ж$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, учитывающий внешнюю диффузию; β_T – коэффициент массоотдачи в слое адсорбента, учитывающий внутреннюю диффузию равен:

$$\beta_Ж = 0,2 \frac{\omega}{\varepsilon} \left(\frac{\omega \rho_Ж d_э}{\mu_Ж} \right)^{-0,24} \left(\frac{\mu_Ж}{\rho_Ж D_Ж} \right)^{-0,67} . \quad (5)$$

Скорость массопереноса к пористому материалу определяется скоростью массопереноса к внешней поверхности частиц, характеризуемой внешним коэффициентом массотдачи $\beta_Ж$

Коэффициенты внутренней массоотдачи в твердом материале β_T находят из соответствующего коэффициента диффузии D_T в расчете на единицу объема и определяются по соотношению, полученному Вермюленом, Клайном и Хистером [3]:

$$\beta_T = \frac{10 D_T}{d_Э (1 - \varepsilon)}, \quad (6)$$

где D_T – коэффициент диффузии внутри частицы, м^2/сек; $d_Э$ – диаметр частиц; ε – порозность частиц.

Коэффициент диффузии $D_Ж$, учитывающий миграцию извлекаемых нефтепродуктов в жидкой среде, определяется по уравнению полученному Уилки и Ченгом [1]

$$D_Ж = 7,4 \cdot 10^{-8} (X \cdot M)^{0,5} \cdot \frac{T}{(\mu \cdot V_M^{0,6})}, \quad (7)$$

где X – параметр, учитывающий ассоциацию молекул в потоке; M – молекулярная масса растворителя; T – температура, К; μ – вязкость потока, мПа*с; V_M – мольный объем диффундирующего вещества.

Интенсивность переноса извлекаемого нефтепродукта в гранулах адсорбента усиливается благодаря миграции молекул внутри пор определяющей скорость внутренней диффузии D_T.

Коэффициент диффузии в адсорбенте D_T определяется по уравнению [1]:

$$D_T = Kr^2 / \pi^2 \tau_{0,5}, \quad (8)$$

где r – радиус гранулы; K – коэффициент зависящий от формы гранул.

Объемный коэффициент массопередачи:

$$K_{мv} = K_м \cdot a, \quad (9)$$

где a – удельная поверхность адсорбента.

Массопередача происходит из жидкой фазы в твердую фазу и движущая сила выражается в концентрациях жидкой фазы. Количество адсорбируемых нефтепродуктов M, перешедшего из фазы в фазу, составит:

$$M = J_S (Cн - Cк), \quad (10)$$

где J_S – объемный поток; $Cн$ и $Cк$ – начальная и конечная концентрация фазы.

Объемный поток с изменением концентрации нефтепродукта:

$$J_S = (1 - \sigma) C_S J_V - P_S \frac{dC_S}{dx} . \quad (11)$$

Вместе с тем величина адсорбции нефтепродуктов М может быть определена по уравнению массопередачи, выраженному через объемный коэффициент массопередачи [2]:

$$M = K_{мv} \cdot S_W \cdot S \cdot H \Delta Ccp, \quad (12)$$

где $K_{мv}$ – объемный коэффициент массопередачи, принимаемый постоянным по высоте аппарата; S – площадь поперечного сечения аппарата; H – рабочая высота аппарата.

Где приравнивая правые части выражений (10) и (12), получим:

$$K_{мv} \cdot S_W \cdot S \cdot H \Delta Ccp = G (Cн - Cк). \quad (13)$$

Откуда рабочая высота аппарата:

$$H = (J_S / K_{мv} S_W S) \cdot ((Cн - Cк) / \Delta Ccp). \quad (14)$$

Удельная поверхность слоя:

$$S_W = \frac{1}{\rho_п} \sqrt{\frac{1}{2k^2} \frac{F \Delta P}{L \eta Q} \frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)^2}} . \quad (15)$$

Объем, занимаемый собственно адсорбентом находим из уравнения:

$$Va = \frac{V}{\beta_Ж \Delta Ccp \tau}, \quad (16)$$

где $\beta_{ж}$ - коэффициент массоотдачи; V – объемный расход сточной воды; $\Delta Cср$ – средняя движущая сила.

Объем слоя адсорбента:

$$V_{сл} = V_a \frac{\rho_г}{\rho_н}. \quad (17)$$

Расчет диаметра аппарата производится по уравнению расхода:

$$V = S\,\omega_o, \quad (18)$$

где V – объемный расход сточной воды; ω_o – приведенная скорость сточной воды; S – площадь поперечного сечения аппарата.

Поперечное сечение адсорбера и, следовательно, его диаметр при проектировании аппарата цилиндрической формы определяются выбором фиктивной скорости жидкости. Верхним пределом скорости является скорость начала псевдоожжижения частиц сорбента. С увеличением скорости растет коэффициент массопередачи (до некоторого предела, определяемого скоростью при которой внутреннее сопротивление становится лимитирующим) и увеличивается гидравлическое сопротивление. Оптимальная скорость движения среды в адсорбере обычно намного ниже скорости начала псевдоожжижения. Выбор её основывается на технико-экономических соображениях: производится расчет процесса при нескольких значениях фиктивной скорости и выбирается то значение, при котором полные затраты на работу установки минимальны.

Для расчета эквивалентного диаметра адсорбера, с неподвижным слоем адсорбента, определяют сначала из уравнения расхода площадь поперечного сечения аппарата. После этого в соответствии с уравнением (18) находят диаметр адсорбера .

$$D_э = \sqrt{\frac{V_{см}}{0,785\ \omega_0}}, \quad (19)$$

где $V_{см}$ – объемный расход сточной воды проходящего через слой адсорбента.

Для поперечного сечения аппарата:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}. \quad (20)$$

Фиктивная скорость ω_0 потока определяется исходя из технико-экономических соображений. Оптимальное значение ω_0 находят с учетом того, что с увеличением ω_0 скорость адсорбции возрастает (если скорость процесса лимитируется скоростью внешней диффузии), но одновременно увеличиваются затраты энергии на перемещение потока через адсорбент.

Масса адсорбента в аппарате [4]:

$$G_c = \frac{\pi}{4} D^2 H \rho_н, \quad (21)$$

где $\rho_н$ – насыпная плотность адсорбента.

Продолжительность адсорбции [4]:

$$\tau = \frac{G_c\ (x - x_0)}{\omega_o S \rho_м (C_н - C_к)}. \quad (22)$$

Массовая скорость сточной воды:

$$W = \frac{\omega_o \rho_м}{\varepsilon}. \quad (23)$$

В слое зернистых материалов часть объема занимают пустоты между частицами. Величина, характеризующая объем этих пустот, называется порозностью слоя. Порозность слоя является важным фактором, характеризующим состояние слоя. Она может быть определена по соотношению кажущейся и гравиметрической плотности

$$\varepsilon u = 1-(\rho_г/\rho_к). \quad (24)$$

Авторами [5] предложено большое количество расчетных зависимостей для определения гидравлического сопротивления неподвижного слоя зернистого материала при прохождении через него потока жидкости. Это обусловлено отсутствием точного решения задачи движения жидкости в зернистом слое, а полученные зависимости, связывающие параметры непод-

вижного слоя и его гидравлическое сопротивление, представляют собой результаты экспериментальных исследований, обработанные с использованием методов теории подобия.

Для процессов адсорбционной очистки, осуществляемой в жидкой фазе, перепад давления может быть определен по формуле:

$$\Delta P = 0,5\,\mu\, W / \rho\, d_э, \qquad (25)$$

где μ – вязкость жидкости; W – массовая скорость жидкости; ρ – плотность жидкости; $d_э$ – эквивалентный диаметр частиц.

Диаметр зерна загрузки d находим на основе условной замены реальной смеси зернистого материала широкого фракционного состава системой частиц правильной формы одинакового размера, используя для этого значения коэффициента формы частиц Ф и среднего размера d_c полидисперсной совокупности:

$$d = \Phi d_C. \qquad (26)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления $f_э$ находим по формуле:

$$f_э = \frac{8K}{\mathrm{Re}_э} + K_н, \qquad (27)$$

где К – константа Козени-Кармана, принимаемая для слоя из частиц регулярной несферической формы равной 4,8 и для частиц дробленных активных углей равной 5; $K_Н$ – инерционная составляющая равная 0,75 и 0,585 соответственно; $Re_Э = \upsilon_Э d_Э \rho/\mu$ – эквивалентный критерий Рейнольдса, отражающий режим течения жидкости; $d_Э$ – эквивалентный диаметр порового канала; $\upsilon_Э$ – средняя скорость потока в межзерновом пространстве слоя, определяемая из зависимости $\upsilon_Э = \upsilon/\varepsilon$.

Время десорбции:

$$\tau = \frac{Ma}{Mc}\int_a^{a_н}\frac{da}{C^*(a)}, \qquad (28)$$

где τ – время десорбции от начального содержания адсорбтива $a_Н$ до текущего значения a; M_a – масса адсорбента; M_c – расход пара; $C^*(a)$ – концентрация нефтепродукта равновесная с величиной a.

По предложенной методике произведен расчет конструктивных и режимных параметров адсорбера и процесса для глубокой очистки сточных вод от нефтепродуктов. В результате испытаний показана высокая эффективность адсорбера с неподвижным слоем.

Таким образом предложена научно-обоснованная методика расчета адсорбера с неподвижным слоем адсорбента по которой произведен расчет конструктивных и режимных параметров адсорбера и процесса для глубокой очистки сточных вод от нефтепродуктов.

Литература

1 Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. -М.: Химия, 1976.-С.83.
2 Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.-М.: Химия, 1991.-784с.
3 Перри Дж. Справочник инженера-химика. - Т.1-2.- Л.:Химия, 1969.
4 Проектирование сооружений для очистки сточных вод. Справочное пособие.- М.: Стройиздат, 1990.-192с.
5 Беспалов А.В., Бесков В.С., Шинковская Е.Ю. Контактный аппарат с организованным неподвижным слоем //Тезисы докладов Всесоюзной конференции «Современные аппараты химических производств «Химтехника-88»».- Ч.1.-Чимкент.- 1988.-С.134-141.

Корытынды

Шайынды суды мұнай өнімдерінен сарыла тазалау процесін және адсорбердің ережелік көрсеткіштерінің және конструкциялық есептеуді жасап шығару әдістемесі келтірілген. Зерттеу нәтижесінде адсорбердің қозғалмайтын қабатының тиімділігінің жоғары көрсеткіштеріне ие болатындығы анықталды. Сондықтан ұсынылып отырған ғылыми негізгі методикалық есептеу, қозғалмайтын адсорбентті қабатты адсорбердің суды мұнай қалдықтарынан терең тазалау процесінің конструктивті режимдік параметрлерін есептеуге негізделген. Есептеудің мақсаты аппараттың негізгі өлшемдерін анықтауға, регенерацияға және адсорбциция сатысының жалғасуына арналған.

Summary

By the offered technique calculation of constructive and regime parameters of an absorber and process is made for deep sewage treatment from mineral oil as a result of tests high efficiency of an absorber with a motionless layer is shown. Thus, the scientifically-proved design procedure of an absorber with a motionless layer adsorbent on which is offered calculation of constructive and regime parameters of an absorber and process is made for deep sewage treatment from mineral oil. The calculation purpose is definition of the basic sizes of the device (diameter and height of a layer of a sorbent), durations of stages of adsorption and regeneration, number of absorbers at which cyclically-continuous work of all installation can be provided.