

Интенсификация процесса адсорбции за счет секционирования объема адсорберов

Н. А. Самойлов^{*,1}

** Уфимский государственный нефтяной технический университет, Уфа, Россия*

Аннотация

Рассмотрено направление интенсификации химико-технологических адсорбционных процессов, основанное на разделении слоя адсорбента на секции. Секционирование приводит к улучшению гидродинамической обстановки и созданию за счет этого резервов, обеспечивающих в пределах сохранения объема технологической аппаратуры увеличение четкости разделения, производительности по перерабатываемому сырью, энерго- и ресурсосбережение. В непрерывных адсорбционных процессах секционирование позволяет сформировать и вовлечь в технологический процесс дополнительные зоны контакта фаз, в периодических — увеличить динамическую активность адсорбента. Приведены элементы расчета и примеры конструкций аппаратов с совершенствованием их рабочего пространства за счет его секционирования.

Ключевые слова

Секционирование, адсорбция, активность адсорбента, массообмен, гидродинамика, теплопередача, массообменные аппараты, эффективность секционирования.

Введение

Проблема интенсификации адсорбционных процессов решается в разнообразных по методологии направлениях: выравнивание поля концентраций извлекаемого компонента в свободном пространстве слоя адсорбента каким-либо механическим приемом [1, 2] или физическим воздействием на сплошную или дисперсную фазу системы [3], подбором технологических параметров ведения процесса [4, 5], совершенствованием структуры сорбента [6].

В промышленности адсорбционные процессы осуществляют в конструктивно довольно разнообразных аппаратах с цилиндрическим корпусом, которые можно

разделить на три класса: адсорберы с движущимся слоем адсорбента (гиперсорберы), с псевдооживленным (кипящим) и стационарным (неподвижным) слоем адсорбента [7], причем последние применяются наиболее часто в силу простоты конструктивного и технологического оформления.

В отличие от других массообменных процессов (ректификация, абсорбция и др.), в которых массообмен реализуется на контактных устройствах (тарелках, насадках) по всей высоте аппарата, адсорбционный процесс обычно протекает в слое адсорбента относительно небольшой высоты, называемом зоной массопередачи. В связи

¹ Для переписки:

Email: naum.samoilow@yandex.ru

с этим необходимо решить задачу: каким образом разместить адсорбент в аппарате, чтобы разделяющие свойства адсорбента проявились наиболее эффективно, и при этом уменьшить расход дорогостоящего адсорбента в промышленных условиях. Довольно полезным приемом решения такой задачи оказалось секционирование слоя адсорбента в аппарате

В настоящей статье рассмотрены некоторые перспективные направления секционирования технологических аппаратов и новые конструктивные решения этой задачи.

Секционирование массообменных аппаратов с движущимися потоками взаимодействующих масс

По своей сущности массообменные колонные аппараты в процессах ректификации, абсорбции, жидкостной экстракции с разнообразными контактными устройствами (тарелками) — секционированы, однако при исследовании и моделировании работы систем массообменных колонн с частично и полностью связанными потоками, позволяющими существенно снизить энергозатраты на реализацию процесса, А. А. Кондратьев [8] пришел к парадоксальному на первый взгляд выводу, что возможен расчет, а следовательно и реализация таких систем, при секционировании массообменного аппарата не только горизонтально (полотнами массообменных тарелок), но и вертикально — сплошными перегородками, проходящими внутри колонны и сквозь условных теоретических тарелок при сохранении количества взаимодействующих фаз. Суть его идеи заключалась в том, что при вертикальном секционировании колонны в ней увеличивалось число ступеней контакта фаз и, как следствие, росла четкость разделения [9]. Подобный результат достигался за счет

того, что потоки двух фаз в зоне секционирования распределялись по секциям таким образом, что суммарная масса потоков в горизонтальном сечении колонны обычной и секционированной совпадали, но качество разделения было разным. Особенно положительно влияло это секционирование на процесс, когда физико-химические свойства разделяемых компонентов (константы фазового равновесия, относительные летучести, коэффициенты разделения) существенно разнятся, что особенно характерно для процесса адсорбции целевого компонента, когда очищаемый поток практически не сорбируется.

Сущность эффекта секционирования рассмотрим на примере сравнения расчетов обыкновенной массообменной колонны — гиперсорбера с проведением стадий адсорбции и регенерации адсорбента за счет теплоподвода в одном аппарате и его секционированного варианта в процессе извлечения бутана и изопентана из потока плохо сорбируемого этана с получением в процессе разделения сырья трех фракций: этановой (фракция 1), бутановой (фракция 2) и изопентановой (фракция 3), с коэффициентами разделения компонентов C_2 , C_4 и C_5 57, 3.5 и 1 при составе исходного сырья по этим компонентам соответственно 85, 10 и 5 % масс (рисунок 1).

Отборы конечных продуктов разделения приняты равными потенциальному содержанию компонентов в исходной смеси. Принятая эффективность работы классического гиперсорбера соответствует 18 теоретическим ступеням адсорбции. Исходная смесь вводится на VII ступень адсорбции (счет с верха колонны), отбор легкой фракции 1 осуществляют с верхней, тяжелой фракции 3 с нижней и промежуточной фракции 2 с XII ступени адсорбции из входящего потока газа (рисунок 1,б).

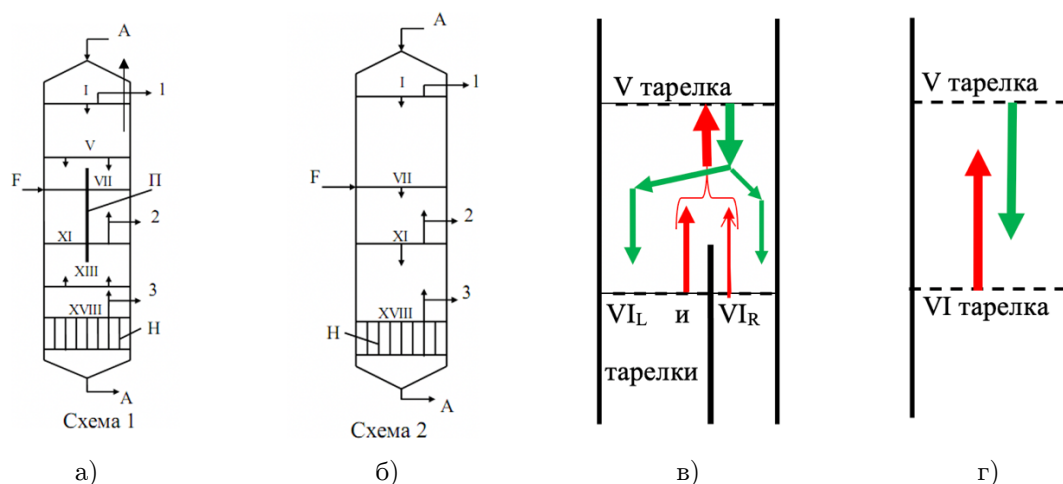


Рисунок 1 — Принципиальные схемы гиперсорберов (а,б) секционированного (схема 1) и классического (схема 2) типов и соответствующие им встречные неравновесные потоки между V и VI ступенями адсорбции (в,г)

I–XVIII — номера ступени адсорбции; F — исходная смесь; A — адсорбент; П — разделительная перегородка; Н — нагреватель (зона десорбции); 1, 2 и 3 — получаемые фракции

Расчет секционированного аппарата выполняется по классической схеме «от тарелки к тарелке», в которой учтено разделение нисходящего потока или объединение восходящего потока на границах секции. При этом расходы потоков в аппарате до секционирования и после секционирования в любом месте сечения в целом остаются одинаковыми, этот принцип позволяет разделять контактные устройства перегородкой на две секции, создавая две теоретические тарелки вместо одной. Так, например, при перемещении адсорбента, насыщающегося сорбируемыми примесями из V-й ступени адсорбции (j) в VI-ю ступень (j+1) (рисунок 1в), разделение потока адсорбента на границе двух ступеней описывается уравнениями:

$$G_j = G_{j+1,R} + G_{j+1,L}, \quad (1)$$

$$G_j c_{j,i} = G_{j+1,R} c_{j,i} + G_{j+1,L} c_{j,i}, \quad (2)$$

$$\frac{G_{j+1,R}}{G_{j+1,L}} = S_R/S_L, \quad (3)$$

где G, c и S — соответственно масса адсорбента, концентрация в нем i-го компонента газового потока, S — площадь нормального сечения соответствующей секции

справа (R) и слева (L) от разделительной перегородки.

Принятые для расчетов величины расходов восходящего потока газа и адсорбированного газа в нисходящем потоке адсорбента по ступеням адсорбции приведены в таблице 1 (эти величины обеспечиваются кратностью подачи адсорбента и подводом тепла через нагреватель в зоне десорбции), составы конечных продуктов разделения даны в таблице 2.

Из итогов расчета видно, что новый способ адсорбции в сложной колонне позволяет повысить четкость разделения по границе между компонентами промежуточной и тяжелой фракций за счет того, что в секционированном гиперсорбере фракционирование осуществляется на 25 теоретических тарелках вместо 18 в классическом аппарате при их одинаковых размерах. Дополнительные семь теоретических тарелок позволили резко снизить содержание примесей в бутановой фракции с 17.18% до 13.99% и в изопентановой фракции с 18.53% до 9.5% при незначительном увеличении примеси бутана в этановой фракции на 0.69%.

Таблица 1 — Расход восходящего потока газа и адсорбированного газа по ступеням адсорбции, кг на 100 кг исходной смеси

Номер ступени	Схема 1*				Схема 2	
	Восходящий поток газа		Адсорбированный газ		Восходящий поток газа	Адсорбированный газ
I	85		12		85	12
II	97		14		97	14
III	99		15		99	15
IV	100		16		100	16
V	101		16		101	16
VI _L и VI _R	98	3	6	10	101	16
VII _L и VII _R	98	3	10	10	101	20
VIII _L и VIII _R	2	3	10	10	5	20
IX _L и IX _R	2	3	10	10	5	20
X _L и X _R	2	3	10	10	5	20
XI _L и XI _R	2	13	10	10	15	20
XII _L и XII _R	2	13	10	10	15	20
XIII	15		20		15	20
XIV	15		20		15	20
XV	15		20		15	20
XVI	15		20		15	20
XVII	15		20		15	20
XVIII	20		0		20	0

* В схеме 1 для ступеней контакта VI-XII цифры левой колонки (_L) соответствуют зоне ввода исходной смеси, правой (_R) — зоне вывода промежуточной фракции

Таблица 2 — Составы конечных продуктов разделения адсорбера, % масс.

Продукты разделения	Компонент	Содержание компонента	
		Схема 1	Схема 2
Фракция 1	Этан	98.91	99.6
	Бутан	1.09	0.4
	Изопентан	—	—
Фракция 2	Этан	9.25	7.92
	Бутан	86.01	82.82
	Изопентан	4.74	9.26
Фракция 3	Этан	—	—
	Бутан	9.50	18.53
	Изопентан	90.50	81.47

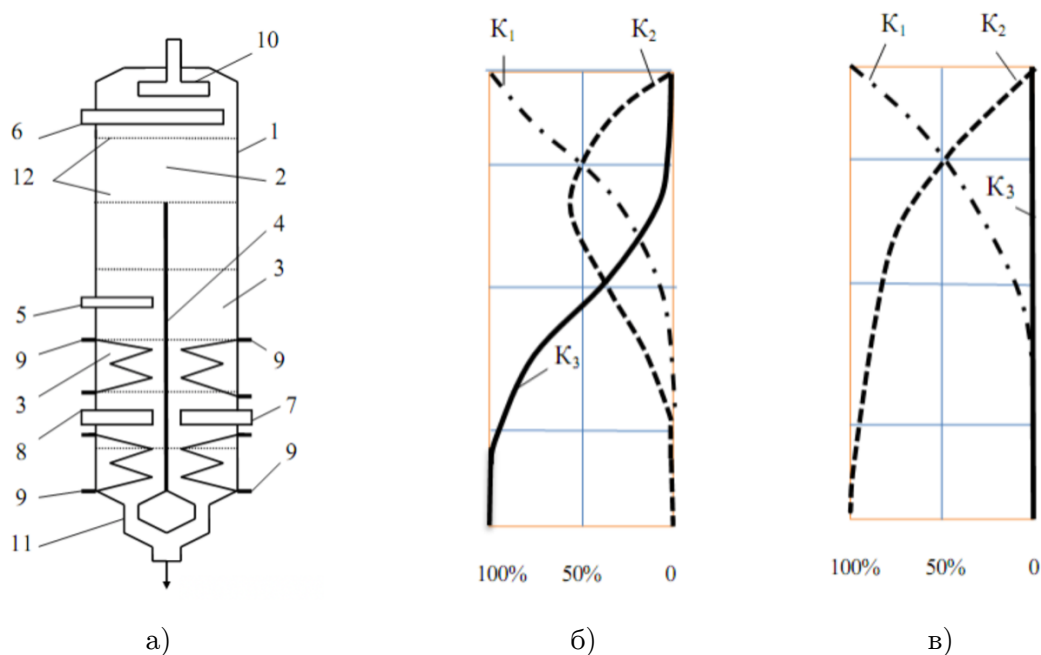


Рисунок 2 — Схема адсорбера непрерывного действия (а) и распределения концентраций компонентов K1, K2, K3 в газовой фазе в левой (б) и правой (в) секциях адсорбера для разделения трехкомпонентной смеси

Секционирование гиперсорбера с дробным подводом тепла позволяет сформировать в аппарате хроматографические секции. На рисунке 2 изображена схема адсорбера непрерывного действия, разработанная для разделения трехкомпонентной смеси на три продукта, каждый из которых представляет собой концентрат одного из компонентов в движущемся слое.

В корпусе адсорбера 1 размещены адсорбционные 2 и хроматографические секции 3, разделенные вертикальной пластиной 4. Между адсорбционной и первой хроматографической секциями располагается распределительная тарелка 5 для ввода исходного сырья. В верхней части корпуса 1 расположена аккумулирующая тарелка 6 для вывода очищенного газа, в нижней части каждой хроматографической секции расположены аккумулирующие тарелки 7 и 8 для вывода целевых фракций. Хроматографические секции включают змеевики 9 для подачи теплоносителя: верхний — для десорбции легкой примеси, нижний — для десорбции

основного извлекаемого компонента. Корпус адсорбера снабжен устройствами 10 и 11 для ввода свежего и вывода отработанного адсорбента и колосниковыми тарелками 12 для выравнивания потока.

Адсорбент через устройство 10 вводится в адсорбер и вступает в противоточный контакт с сырьем, содержащим три компонента, вводимым через распределительную тарелку 5. При этом в адсорбент из сырьевого потока преимущественно переходят наиболее легко адсорбируемые второй и третий компоненты. В том месте адсорбционной секции 2, где концентрации извлекаемых компонентов в адсорбенте наиболее существенно различаются между собой, происходит разделение потока адсорбента на два потока при помощи пластины 4. Часть потока адсорбента направляется в хроматографическую секцию 3, в которой происходит концентрирование второго компонента в потоке газа за счет подвода тепла в верх теплообменного устройства 9. Вторая часть потока адсорбента продолжает оставаться в

адсорбционной секции и контактирует с исходным сырьем, обогащаясь преимущественно третьим компонентом, а затем переходит в другую хроматографическую секцию, в которой происходит концентрирование третьего компонента в потоке газа за счет подвода тепла в верхнюю часть теплообменного устройства 9. Выделившиеся в хроматографических секциях фракции, содержащие преимущественно второй и третий компоненты, отводят соответственно через аккумулирующие тарелки 7 и 8. Наличие хроматографической секции позволяет регулировать качество промежуточного продукта (второго) по содержанию в нем первого компонента за счет ступенчатого подвода тепла в теплообменные устройства 9. Неадсорбированные компоненты выводят через аккумулирующую тарелку 6 и формируют фракцию, содержащую преимущественно первый компонент. Отработавший адсорбент выводят из адсорбера через устройство 11.

При разработке ряда конструкций секционированных колонных аппаратов было обосновано специфическое расположение секционирующей перегородки (размещение ее в верхней, нижней или центральной части аппарата в зависимости от назначения аппарата), доказано, что число секционирующих перегородок в аппарате на два меньше числа фракций или компонентов, на которое делится исходное сырье. Рассмотрена ситуация, когда можно регулировать качество разделения сырья на необходимое число фракций за счет вертикального перемещения перегородок в слое адсорбента без остановки процесса. Продольное секционирование противоточных массообменных аппаратов во всех рассмотренных случаях принудительно формирует дополнительную зону массообмена в той части аппарата, где необходимо

повысить качество получаемого продукта [10, 11].

Секционирование адсорбционных аппаратов с псевдооживленным слоем адсорбента

Одним из недостатков аппаратов с движущимся слоем адсорбента является затормаживание массопереноса из-за резкого падения концентрации адсорбтива в пограничной пленке очищаемого потока вблизи гранул адсорбента [12]. Выравнивание концентрации адсорбтива в объеме потока обеспечивается при гидромеханическом или механическом перемешивании (псевдооживлении) слоя адсорбента. Однако этот прием достаточно эффективен при невысокой степени извлечения адсорбируемой примеси из исходного сырья, когда его концентрация на выходе продукта из адсорбера существенна и сорбционная активность адсорбента значительна. В тех же случаях, когда необходима высокая степень очистки технологического потока или конечного продукта процесса, при низкой выравниваемой концентрации адсорбата в аппарате активность адсорбента становится весьма низкой, а сам процесс — малоэффективным (рисунок 3).

Разделение адсорбера на несколько вертикальных или горизонтальных секций [13], через которые противотоком (рисунок 4а) или прямотоком (рисунок 4б) перемещаются адсорбент и очищаемый поток, позволяет аналогично каскаду реакторов интенсифицировать реализацию адсорбционного процесса за счет того, что в последовательности адсорберов в каждой последующей секции концентрация адсорбируемого компонента постепенно снижается: в первой секции по ходу потока она лишь несколько меньше исходной C_0 , а в последней равна допустимой конечной концентрации C_k .

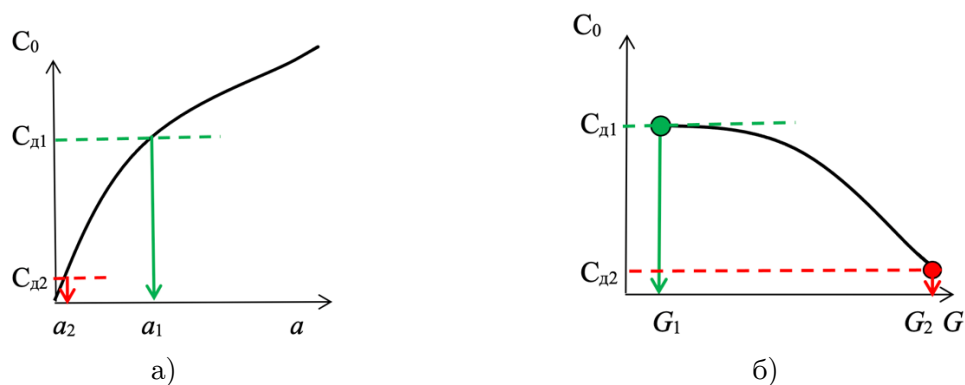


Рисунок 3 — Зависимость активности адсорбента a (а) и его загрузки в адсорбер с кипящим слоем адсорбента G (б) от допустимой концентрации адсорбируемой примеси в сырье C_0 и очищенном продукте $C_{д1}$ и $C_{д2}$ ($C_{д1} \gg C_{д2}$)

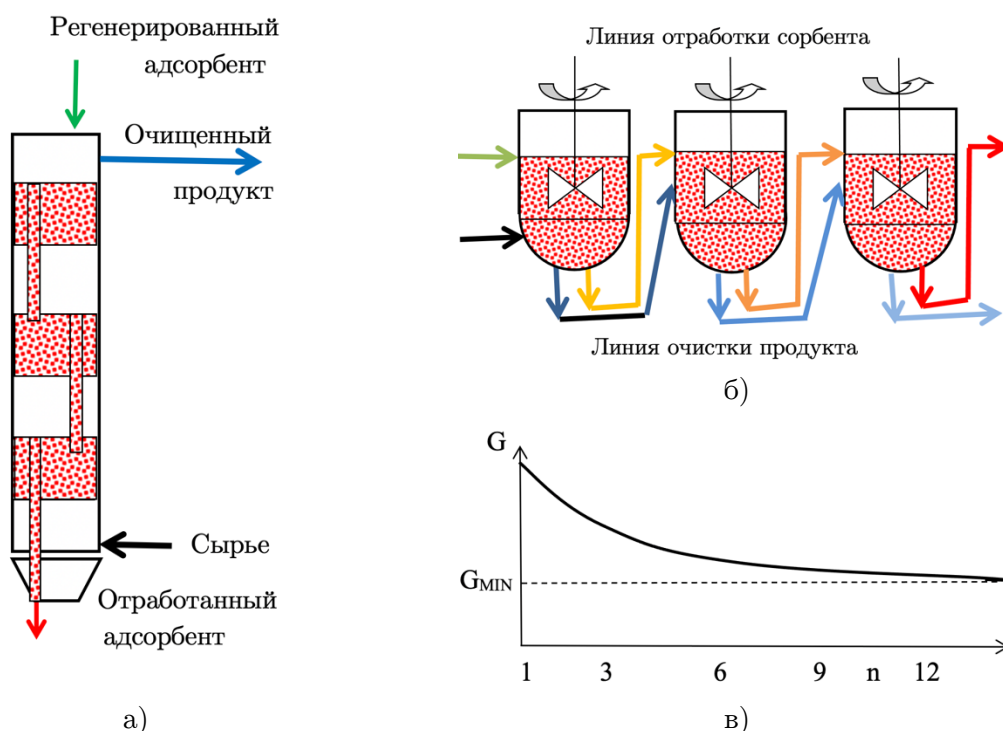


Рисунок 4 — Вертикальное (а) и горизонтальное (б) секционирование адсорбера с псевдооживленным слоем адсорбента и влияние числа секций n на загрузку адсорбента G в аппарат (в)

В силу этого в последней секции активность адсорбента будет такой же низкой, как и в единичном адсорбере с псевдооживленным слоем адсорбента, зато во всех предыдущих секциях эффективность процесса адсорбции будет значительно выше (рисунок 4в).

Это позволяет существенно уменьшить загрузку адсорбента в секционированный адсорбер по сравнению с единичным

аппаратом с кипящим слоем адсорбента. Кроме того, в последнюю секцию обычно поступает наиболее активный адсорбент после его регенерации, что способствует увеличению глубины очистки.

Секционирование адсорбционных аппаратов со стационарным слоем адсорбента

Процесс адсорбции примесей из очищаемого потока в адсорбционных

аппаратах со стационарным слоем адсорбента характеризуется тем, что акт сорбции происходит только на небольшом по длине участке слоя, называемом зоной массопередачи, в которой концентрация извлекаемой примеси изменяется от сырьевой до проскоковой. Зона массопередачи перемещается вдоль слоя по мере насыщения адсорбента, поэтому эксплуатационная динамическая активность сорбента по извлекаемой примеси a_d , когда зона массопередачи переместится к выходу очищаемого потока из адсорбера и наступит проскок примеси, всегда ниже статической активности a_c , поскольку в концевой части слоя адсорбента часть слоя еще сохраняет адсорбционную активность, но по условиям технологии исключается из адсорбционного процесса (рисунок 5а).

Интенсифицировать работу адсорбента за счет увеличения коэффициента

эффективности сорбционного процесса $K_e = a_d/a_c$ возможно при установке в слое адсорбента вертикальных плоских или коаксиальных перегородок, секционирующих слой адсорбента таким образом, что высота слоя адсорбента по ходу очищаемого потока газа или жидкости увеличивается при постоянстве нормальных сечений сорбента во всех секциях (рисунок 5) [14–16].

При увеличении числа секций n увеличивается путь прохождения очищаемого потока по аппарату, т. е. растет высота слоя адсорбента [17, 18]:

$$H_n = H_1 \cdot n, \quad (4)$$

где H_1 , H_n — путь прохождения потока в адсорбере сквозь слой сорбента соответственно без секционирования и с числом секций n , м.

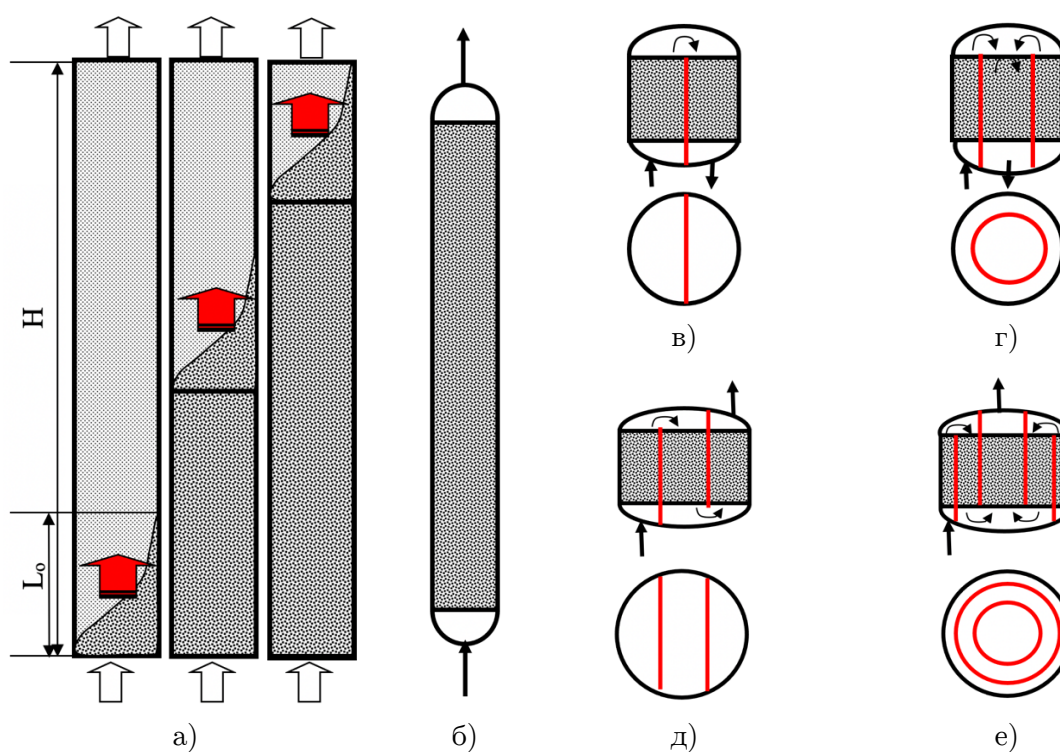


Рисунок 5 — Перемещение длины зоны массопередачи L_0 и насыщение адсорбента по высоте адсорбера H (а) и принципиальная схема односекционного адсорбера (б), двухсекционного (в, г) и трехсекционного (д, е) адсорберов с перегородками: адсорберы с пластинчатыми (в, д) и коаксиальными (г, е) перегородками

Одновременно с высотой слоя адсорбента растет и скорость потока:

$$W_n = W_1 \cdot n, \quad (5)$$

где W_1 , W_n — скорость прохождения очищаемого потока по аппарату без секционирования и с числом секций n , соответственно, м/с.

Длина зоны массопередачи L_0 зависит от скорости потока согласно [18]:

$$L_0 = B\sqrt{W}, \quad (6)$$

Применительно к условиям работы секционированного адсорбера соотношение (6) примет вид:

$$\frac{L_{01}}{L_{0n}} = \sqrt{\frac{W_1}{W_n}}, \quad (7)$$

Длина зоны L_0 массопередачи может быть рассчитана по уравнению [18]:

$$L_0 = H_1 \frac{a_e - a_b}{a_e - (1-f)a_b}, \quad (8)$$

где f — фактор симметричности выходной кривой динамики адсорбции.

Записав (8) для условий работы обычного адсорбера с высотой H_1 и n -секционированного адсорбера с высотой H_n получим уравнение для расчета коэффициента эффективности:

$$K_e = \frac{a_b}{a_e} = \frac{H_n - L_0 \cdot \sqrt{\frac{W_n}{W_1}}}{H_n - L_0 \cdot (1-f) \cdot \sqrt{\frac{W_n}{W_1}}}. \quad (9)$$

Поскольку высота зоны массопередачи практически не зависит от высоты слоя адсорбента и пропорциональна $\sqrt{W}$, а при секционировании W растет пропорционально высоте n -секционированного аппарата, то секционирование приводит к росту K_e , что интенсифицирует адсорбционный процесс за счет соответствующего приближения a_b к величине a_e . Коэффициент эффективности работы адсорбента зависит от числа секций в аппарате, фактора симметричности выходной кривой, соотношения H_n/L_0 и, в пределе, $K_e \rightarrow 1$ при $H_n/L_0 \rightarrow \infty$ (рисунок 6).

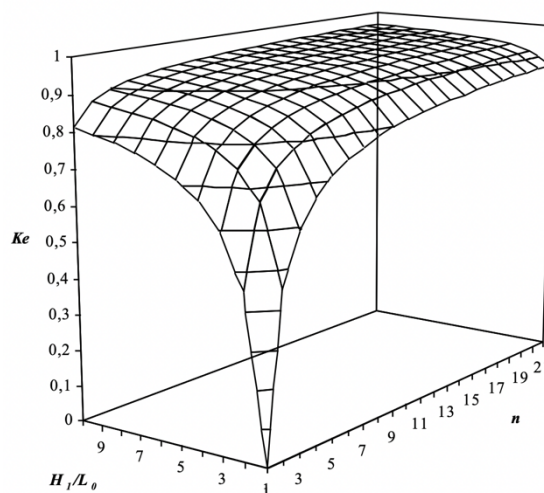


Рисунок 6 — Зависимость коэффициента эффективности (K_e) от числа секций в адсорбере (n) и отношения высоты слоя адсорбента к высоте зоны массопередачи (H_1/L_0) при значении фактора симметричности выходной кривой $f = 0.5$.

В соответствии с (9), с увеличением высоты слоя адсорбента H и H/L_0 , полнота реального использования потенциальной емкости адсорбента a_e возрастает (рисунок 6), но удельная интенсивность работы адсорбента на единицу массы его в адсорбере M наиболее велика в диапазоне $H/L_0 = 1.5-2.5$ с максимумом при $H/L_0 = 2$ (рисунок 7), который наиболее целесообразно использовать при безнагревной короткоцикловой адсорбции [19].

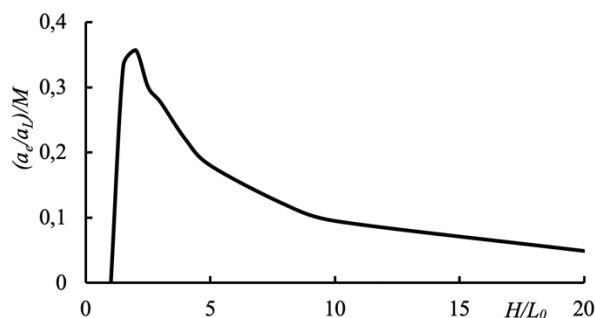


Рисунок 7 — Зависимость удельной интенсивности работы адсорбента от соотношения H/L_0 при $f = 0.4$.

Для определения оптимального соотношения высоты слоя H к его диаметру D в адсорбере в качестве критерия оптимальности R был принят минимум

капитальных затрат на сооружение адсорбера. Задача оптимизации размеров слоя адсорбента решалась методом неопределенных множителей Лагранжа [19]. Формируемая при этом функция Лагранжа F имеет вид, например, для адсорбера со сферическими днищами:

$$F = (\pi DL + 1.25\pi D^2)\delta\rho\Sigma + \lambda(V_c - \pi D^2 L/4) = \max \quad (10)$$

где: δ — толщина корпуса, ρ — плотность материала корпуса, Σ — суммарные приведенные затраты на 1 т корпуса, учитывающие стоимость проектирования, материалов, транспортных и строительно-монтажных работ и изготовления аппарата, λ — неопределенный множитель Лагранжа, V_c — объем слоя, загружаемого в корпус адсорбента.

Решение уравнения (10) в этом случае дает оптимальное соотношение $H/D=2.5D$ при полной высоте адсорбера $3.5D$. Аналогичное решение для адсорбера с коническими днищами высотой $0.25D$ приводит к оптимальному соотношению $H/D=1.65D$ при полной высоте адсорбера $2.15D$.

Секционированные при помощи вертикальных перегородок вертикальные адсорберы при большой суммарной высоте слоя адсорбента и скорости потока имеют значительное гидравлическое сопротивление и при очистке низконапорных технологических потоков удобнее пользоваться секционированными кольцевыми адсорберами с малой толщиной слоя адсорбента и горизонтальным перемещением сквозь него очищаемого потока [20], при этом секции разделены между собой при помощи набора кольцевых и дисковых пластин (рисунок 8).

Кольцевой адсорбер со слоем адсорбента, всего в два раза превышающим длину зоны массопередачи, разделенным на четыре секции (рисунок 8б), при значении фактора симметричности выходной кривой $f = 0.5$ будет иметь

производительность по очищаемому потоку в 1.3 раз больше, чем односекционный (рисунок 8а) при одинаковой загрузке адсорбента.

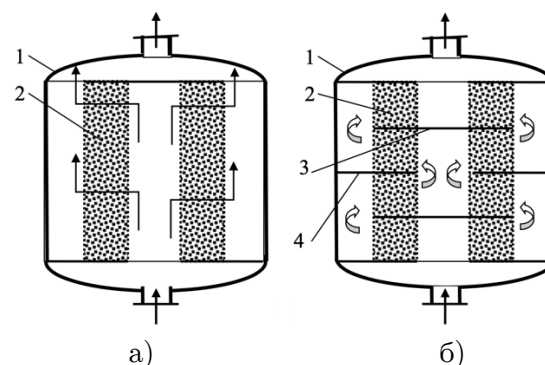


Рисунок 8 — Односекционный (а) и четырехсекционный (б) кольцевой адсорбер:
1 — корпус; 2 — кольцевая катализаторная корзина; 3 — дисковая перегородка, 4 — кольцевая перегородка

Заключение

Весьма перспективно использование секционированных адсорберов как вертикального, так и кольцевого типа в процессах безнагревной короткоцикловой адсорбции, например, в процессах очистки и осушки природного газа, когда стадия адсорбции протекает при высоком давлении, а стадия регенерации адсорбента — при сбросе давления, что позволяет в десятки раз уменьшить продолжительность адсорбционного цикла и высоту слоя адсорбента и, соответственно, загрузку адсорбента в адсорбер.

Именно в такой ситуации, когда высота слоя лишь в 2–3 раза больше длины зоны массопередачи, коэффициент эффективности увеличивается до 0.7–0.8 при делении адсорбера на 2–3 секции. При необходимости извлекать из потока газа несколько примесных компонентов раздельно можно эффективно использовать технологическую линию из нескольких последовательно обвязанных блоков короткоцикловой адсорбции, в каждом из которых используется адсорбент, селективно извлекающий из потока газа необходимый

компонент [21, 22]. В этом случае адсорбер каждого блока линии может рассматриваться как единичная секция. Возможно также совмещение в одном аппарате адсорбционной секции с секцией реализации иного массообменного процесса, например, абсорбции [23].

Таким образом, секционирование адсорбционного пространства достаточно перспективно для любых вариантов реализации адсорбционного процесса в химической технологии.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

[1]. Rahimi M. R., Mosleh S. Intensification of Sorption Processes. Active and Passive Mechanisms. 1-st Edition, Elsevier. November 23, 2021. ISBN: 9780128214114.

[2]. Бузетти К. Д., Иванов М. В. Интенсификация процесса периодической адсорбции в аппаратах с интенсивным перемешиванием. *Дельта науки*, 2019, №1, с. 6–10.

[3]. Шаропова А. В. Применение ультразвука для интенсификации сорбционной очистки сточных вод. *Вестник Нижегородского университета им. Н. И. Лобачевского*, 2013, №1(1), с. 109–111.

[4]. Luo L. Intensification of Adsorption Process in Porous Media. Heat and Mass Transfer Intensification and Shape Optimization. Luo, L. (eds), Springer, London, 2013, pp. 19–43.

DOI: 10.1007/978-1-4471-4742-8_2

[5]. Marcinek A., Guderian J. & Bathen D. Process intensification of the high-purity nitrogen production in twin-bed Pressure Swing Adsorption plants. *Adsorption*, 2021, 27, pp. 937–952.

DOI: 10.1007/s10450-020-00291-8

[6]. Reza F., Webley P. Optimum structured adsorbents for gas separation

processes. *Chemical Engineering Science*, 2009, vol. 64, Issue 24, 16 December, pp. 5182–5191. DOI: 10.1016/j.ces.2009.08.029

[7]. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. М.: Химия. 1984, 592 с.

[8]. Кондратьев А. А. Схемы соединения простых ректификационных колонн в сложные колонны со связанными тепловыми потоками. *Сборник тезисов докладов 4-ой Всесоюзной конференции по ректификации*. Уфа, 1978, с. 271–274.

[9]. Кондратьев А. А., Самойлов Н. А. Ректификационные колонны с промежуточной тепло- и массообменной секцией. *Журнал прикладной химии*, 1997, Т. 70, № 9, с. 1535–1542.

[10]. Кондратьев А. А., Самойлов Н. А., Кондратьев Ю. А., Сидоров Г. М. Разделение смесей адсорбцией в сложных колоннах со связанными потоками. *Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело»*, 2011, № 3, с. 258–263.

[11]. Кондратьев А. А., Кондратьев Ю. А., Самойлов Н. А., Сидоров Г. М. Сложные колонны для разделения смесей адсорбцией. *Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело»*. 2011, № 3, с. 264–271.

[12]. Sunil J. Kulkarni, Ravi W. Tapre. Mass Transfer Studies on Fluidized Bed Adsorption Column for Phenol Adsorption. *International Journal of Science and Research (IJSR)*, 2013, vol. 2, is. 12, pp. 101–104.

[13]. Натарева С. В. Моделирование и расчет процессов химической технологии. Под. ред. В. Н. Блиничева; Иваново: Иван. гос. хим.-технол. ун-т, 2009, 144 с.

[14]. Samoilov N. A., Ibulaev R. G. Analysis of the Operation of a Sectioned Adsorber with a Moving Adsorbent Bed. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2003, vol. 37, № 4, pp. 358–364.

- [15]. Samoilov N. A. Some Features of Operation of Sectioned Adsorbers. *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*. 2002, vol. 38, № 4, pp. 237–244.
- [16]. Samoilov N. A. Development of New Adsorber Designs. *Chemical and Petroleum Engineering*, 2002, vol. 38, № 7-8, pp. 437–443.
- [17]. Самойлов Н. А., Ибулаев Р. Г. Продольное секционирование адсорбционных аппаратов как метод интенсификации их работы. *Известия ВУЗов. Нефть и газ*, 2007, № 2, с. 79–83.
- [18]. Самойлов Н. А. Феноменология адсорбции. Теоретические и практические аспекты адсорбционной очистки и осушки технологических потоков. Уфа: Изд. ГУП НЕФТЕХИМПЕРЕРАБОТКА, 2014, 268 с.
- [19]. Samoilov N. A. Determination of optimal dimensions of adsorbent layers and adsorber for process of short-cycle heat-free adsorption (PSA Process). *Chemical and Petroleum Engineering*, 2019, vol. 55, № 1–2, pp. 108–113.
- [20]. Патент №2683738 РФ. Кольцевой адсорбер. Мнушкин И. А., 2019.
- [21]. Патент №2626354 РФ. Способ разделения газового потока на отдельные компоненты или фракции. Мнушкин И. А., 2017.
- [22]. Патент №2627849 РФ. Способ разделения газового потока на отдельные компоненты или фракции. Мнушкин И. А., 2017.
- [23]. Boyadjiev C., Boyadjiev B. An Absorption-Adsorption Apparatus for Gases Purification from SO₂ in Power Plants. *Open Access Library Journal*, 2017, May, e3546, pp. 1–7.
DOI: 10.4236/oalib.1103546
- [19]. Samoilov N. A. Determination of optimal dimensions of adsorbent layers and adsorber for process of short-cycle heat-free

Самойлов Наум Александрович — д-р техн. наук, профессор, профессор кафедры нефтехимии и химической технологии, Уфимский государственный нефтяной технический университет (Российская Федерация, 450062, Уфа, ул. Космонавтов, д. 1).

Intensification of the adsorption process by partitioning the volume of adsorbers

N. A. Samoilov^{*,1}

^{*} Ufa State Petroleum Technical University, Ufa, Russia

Abstract

The direction of intensification of chemical-technological adsorption processes based on the separation of the adsorbent layer into sections is considered. Partitioning leads to an improvement in the hydrodynamic situation and the creation of reserves due to this, ensuring, within the limits of preserving the volume of technological equipment, an increase in the clarity of separation, productivity for processed raw materials, energy and resource conservation. In continuous adsorption processes, partitioning makes it possible to form and involve additional phase contact zones in the technological process, in periodic ones — to increase the dynamic activity of the adsorbent. Calculation elements and examples of apparatus designs with the improvement of their workspace due to its partitioning are given.

Keywords

Partitioning, adsorption, adsorbent activity, mass transfer, hydrodynamics, heat transfer, mass transfer devices, partitioning efficiency.

REFERENCES

- [1]. Rahimi M. R., Mosleh S. Intensification of Sorption Processes. Active and Passive Mechanisms. 1-st Edition, Elsevier. November 23, 2021. ISBN: 9780128214114.
- [2]. Buzetti K. D., Ivanov M. V. Intensifikaciya processa periodicheskoy adsorbcii v apparatax s intensivnym peremeshivaniem [Intensification of the process of periodic adsorption in apparatuses with intensive mixing]. *Del'ta nauki [Delta Science]*, 2019, №1, pp. 6–10. (In Russ.) .
- [3]. Sharapova A. V. Primenenie ul'trazvuka dlya intensifikatsii sorbcionnoj ochestki stochny'x vod [Application of ultrasonic for intensification of sorption treatment of wastewater]. *Vestnik Nizhegorodskogo universiteta im. N. I. Lobachevskogo [Bulletin of the Nizhny Novgorod University. N. I. Lobachevsky]*, 2013, №1(1), pp. 109–111. (In Russ).
- [4]. Luo L. Intensification of Adsorption Process in Porous Media. Heat and Mass Transfer Intensification and Shape Optimization. Luo, L. (eds), Springer, London. 2013, pp. 19–43.
DOI: 10.1007/978-1-4471-4742-8_2
- [5]. Marcinek A., Guderian J. & Bathen D. Process intensification of the high-purity nitrogen production in twin-bed Pressure Swing Adsorption plants. *Adsorption*. 2021, 27, pp. 937–952.
DOI: 10.1007/s10450-020-00291-8

¹ Corresponding author:

Email: naum.samoilov@yandex.ru

- [6]. Reza F., Webley P. Optimum structured adsorbents for gas separation processes. *Chemical Engineering Science*, 2009, vol. 64, Issue 24, 16 December, pp. 5182–5191. DOI: 10.1016/j.ces.2009.08.029
- [7]. Kel'cev N. V. Osnovy adsorbcionnoj tekhniki [Fundamentals of adsorption technology]. M.: Khimiya. [Moscow, Chemistry Publ.], 1984, 592 p. (In Russ.).
- [8]. Kondrat'ev A. A. Sxemy soedineniya prostyx rektifikacionnyx kolonn v slozhnye kolonny so svyazannymi teplovymi potokami [Schemes for connecting simple distillation columns into complex columns with associated heat flows]. *Sb. tezisov dokladov 4-oj Vsesoyuznoj konferencii po rektifikacii. [Abstracts of the 4th All-Union conference on rectification]*. Ufa, 1978, pp. 271–274. (In Russ.).
- [9]. Kondrat'ev A. A., Samoilov N. A. Rektifikacionnye kolonny s promezhutochnoj teplo- i massoobmennoj sekciej [Distillation columns with intermediate heat and mass transfer section]. *Zurnal prikladnoj himii*, 1997, vol. 70, no. 9, pp. 1535–1542. (In Russ.).
- [10]. Kondrat'ev A. A., Samoilov N. A., Kondrat'ev Yu. A., Sidorov G. M. Razdelenie smesey adsorbciej v slozhnyh kolonnah so svyazannymi potokami [Separation of mixtures by adsorption in complex columns with coupled flows]. *Elektronnyj nauchnyj zhurnal «Neftegazovoe delo» [Electronic scientific journal «Oil and Gas Business»]*, 2011, no. 3, pp. 258–63. (In Russ)
- [11]. Kondrat'ev A. A., Kondrat'ev Yu. A., Samoilov N. A., Sidorov G. M. Slozhnye kolonny dlya razdeleniya smesey adsorbciej [Complex columns for separation of mixtures by adsorption]. *Elektronnyj nauchnyj zhurnal «Neftegazovoe delo» [Electronic scientific journal «Oil and Gas Business»]*, 2011, no. 3, pp. 264–271. (In Russ).
- [12]. Sunil J. Kulkarni, Ravi W. Tapre. Mass Transfer Studies on Fluidized Bed Adsorption Column for Phenol Adsorption. *International Journal of Science and Research (IJSR)*, 2013, vol. 2, is. 12, pp. 101–104.
- [13]. Natareev S. V. Modelirovanie i raschet processov ximicheskoy tekhnologii [Modeling and calculation of chemical technology processes]. Ed. V. N. Blinichev. Ivanovo: Ivan. state chem.-technol. un-t Publ., 2000, 144 p. (In Russ.).
- [14]. Samoilov N. A., Ibulaev R. G. Analysis of the Operation of a Sectioned Adsorber with a Moving Adsorbent Bed. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2003, vol. 37, №4, pp. 358–364.
- [15]. Samoilov N. A. Some Features of Operation of Sectioned Adsorbers. *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*. 2002, vol. 38, № 4, pp. 237–244.
- [16]. Samoilov N. A. Development of New Adsorber Designs. *Chemical and Petroleum Engineering*, 2002, vol. 38, № 7-8, pp. 437–443.
- [17]. Samoilov N. A., Ibulaev R. G. Prodol'noe sekcionirovanie adsorbcionnyx apparatov kak metod intensifikacii ih raboty [Longitudinal sectioning of adsorption apparatuses as a method of intensifying their work]. *Izvestiya VUZov. Neft' i gaz. [Proceedings of universities. Oil and gas]*, 2007, № 2, pp. 79–83. (In Russ.).
- [18]. Samoilov N. A. Fenomenologiya adsorbicii. Teoreticheskie i prakticheskie aspekty adsorbcionnoj ochistki i osushki tekhnologicheskix potokov [Phenomenology of adsorption. Theoretical and practical aspects of adsorption purification and drying of process flows]. Ufa: Publ. GUP NEFTEXKHIMPERERABOTKA, 2014, 268 p. (In Russ.).
- [19]. Samoilov N. A. Determination of optimal dimensions of adsorbent layers and adsorber for process of short-cycle heat-free

adsorption (PSA Process). *Chemical and Petroleum Engineering*, 2019, vol. 55, № 1–2, pp. 108–113.

[20]. Mnushkin I. A. Kol'cevoj adsorber [Ring adsorber]. Patent RF, no. 2683738, 2019. (In Russ).

[21]. Mnushkin I. A. Sposob razdeleniya gazovogo potoka na otdel'nye komponenty ili frakcii [A method for separating a gas stream into separate components or fractions]. Patent RF, no. 2623354, 2017. (In Russ).

[22]. Mnushkin I.A. Sposob razdeleniya gazovogo potoka na otdel'nye komponenty ili frakcii [A method for separating a gas stream into separate components or fractions]. Patent RF, no. 2627849, 2017. (In Russ).

[23]. Boyadjiev C., Boyadjiev B. An Absorption-Adsorption Apparatus for Gases Purification from SO₂ in Power Plants. *Open Access Library Journal*, 2017, 4 (may), e3546, pp. 1–7.

DOI: 10.4236/oalib.1103546

Samoylov N. A. — Dr. Sc. (Eng.), Professor, Department of Petrochemical and Chemical Technology, Ufa State Petroleum Technological University (Kosmonavtov st. 1, Ufa, 450062, Russian Federation).

Просьба ссылаться на эту статью следующим образом:

Интенсификация процесса адсорбции за счет секционирования объема адсорберов / Н. А. Самойлов // Промышленные процессы и технологии. 2023. Т. 3. № 1(8). С. 24 – 38.
DOI: 10.37816/2713-0789-2023-3-1(8)-24-38

Please cite this article as:

Samoylov N. A. Intensification of the adsorption process by partitioning the volume of adsorbers. *Industrial processes and Technologies*, 2023, vol. 3, no. 1(8), pp. 24 – 38.
DOI: 10.37816/2713-0789-2023-3-1(8)-24-38