

УДК 66.021.3

Д. Г. Калишук, А. Э. Левданский, Н. П. Саевич, Е. Г. Федарович
Белорусский государственный технологический университет

**ПРИМЕНЕНИЕ АНАЛИТИЧЕСКИХ МЕТОДОВ
ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК
РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ**

Описаны устройство и принцип действия многоступенчатой ректификационной установки регенерации жидких отходов производства полисульфонового волокна. Указаны проблемы технологического характера, возникающие во время работы установки при ее сниженной производительности. Высказано предположение, что причиной неэффективного действия установки при пониженной производительности является провальный режим работы ситчатых тарелок ректификационных колонн.

Указано, что для определения технологических характеристик работы массообменных тарелок ректификационных колонн и их испарителей недостаточно информации о технологических параметрах, получаемых с помощью контрольно-измерительной аппаратуры на указанных колоннах и вспомогательном оборудовании установки.

Предложены методы аналитического определения технологических характеристик работы ректификационных колонн установки, ее испарителей и массообменных тарелок. Рассчитаны материальные балансы ректификационных колонн при номинальной и сниженной производительности, а также определено распределение температур, давлений и составов жидкости и пара по колоннам установки. Вычислены значения фактора газовой нагрузки в колоннах установки при номинальной и сниженной производительности. Определено критическое значение этого фактора, характеризующего переход работы тарелок в провальный режим. Доказано, что при сниженной нагрузке существующие ситчатые тарелки ректификационных колонн будут работать в провальном режиме. Даны предложения по модернизации колонн установки регенерации.

Ключевые слова: установка регенерации, полисульфоное волокно, ректификационная колонна, ситчатая тарелка, гидродинамический режим.

Для цитирования: Калишук Д. Г., Левданский А. Э., Саевич Н. П., Федарович Е. Г. Применение аналитических методов для определения технологических характеристик ректификационной установки // Труды БГТУ. Сер. 2, Химические технологии, биотехнологии, геоэкология. 2025. № 1 (289). С. 55–62.

DOI: 10.52065/2520-2669-2025-289-7.

D. G. Kalishuk, A. E. Levdanskiy, N. P. Saevich, E. G. Fedarovich
Belarusian State Technological University

**APPLICATION OF ANALYTICAL METHODS FOR DETERMINATION
THE TECHNOLOGICAL CHARACTERISTICS OF A RECTIFICATION UNIT**

The design and operating principle of a multi-stage rectification unit for regeneration of liquid waste from polysulfone fiber production are described. The technological problems that arise during operation of the unit at its reduced productivity are indicated. It is suggested that the reason for the ineffective operation of the unit at reduced productivity is the failure mode of operation of the sieve trays of the rectification columns.

It is indicated that in order to determine the technological characteristics of the operation of mass-exchange trays of rectification columns and their evaporators, information on the technological parameters obtained using control and measuring equipment on the said columns and auxiliary equipment of the installation is insufficient.

The methods of analytical determination of process characteristics of operation of rectification columns of the unit, its evaporators and mass-exchange trays are proposed. Material balances of rectification columns at nominal and reduced productivity are calculated, and the distribution of temperatures, pressures and compositions of liquid and vapor in the columns of the unit is determined. The values of the gas load factor in the columns of the unit at nominal and reduced productivity are calculated. The critical value of this factor, characterizing the transition of the operation of the trays to the failure mode, is determined. It is proven that at reduced load the existing sieve trays of the rectification columns will operate in the failure mode. Proposals are given for modernization of the columns of the regeneration unit.

Keywords: regeneration unit, polysulfone fiber, rectification column, sieve tray, hydrodynamic mode.

For citation: Kalishuk D. G., Levanskiy A. E., Saevich N. P., Fedarovich E. G. Application of analytical methods for determination the technological characteristics of a rectification unit. *Proceedings of BSTU, issue 2, Chemical Engineering, Biotechnologies, Geoecology*, 2025, no. 1 (289), pp. 55–62 (In Russian). DOI: 10.52065/2520-2669-2025-289-7.

Введение. Борисовское производственное унитарное предприятие (ПУП) «Фребор» выпускает гемодиализаторы, мембранными элементами которых являются полисульфоновые волокна (ПСВ). При производстве ПСВ образуются жидкие отходы, содержащие ценные компоненты: диметилацетамид (ДМАЦ) и деминерализованную воду (ДМВ). Отходы производства ПСВ регенерируют, возвращая в производственный цикл подавляющую часть содержащихся в них ДМАЦ и ДМВ. Образующийся в сравнительно небольшом количестве остаток направляют на сжигание.

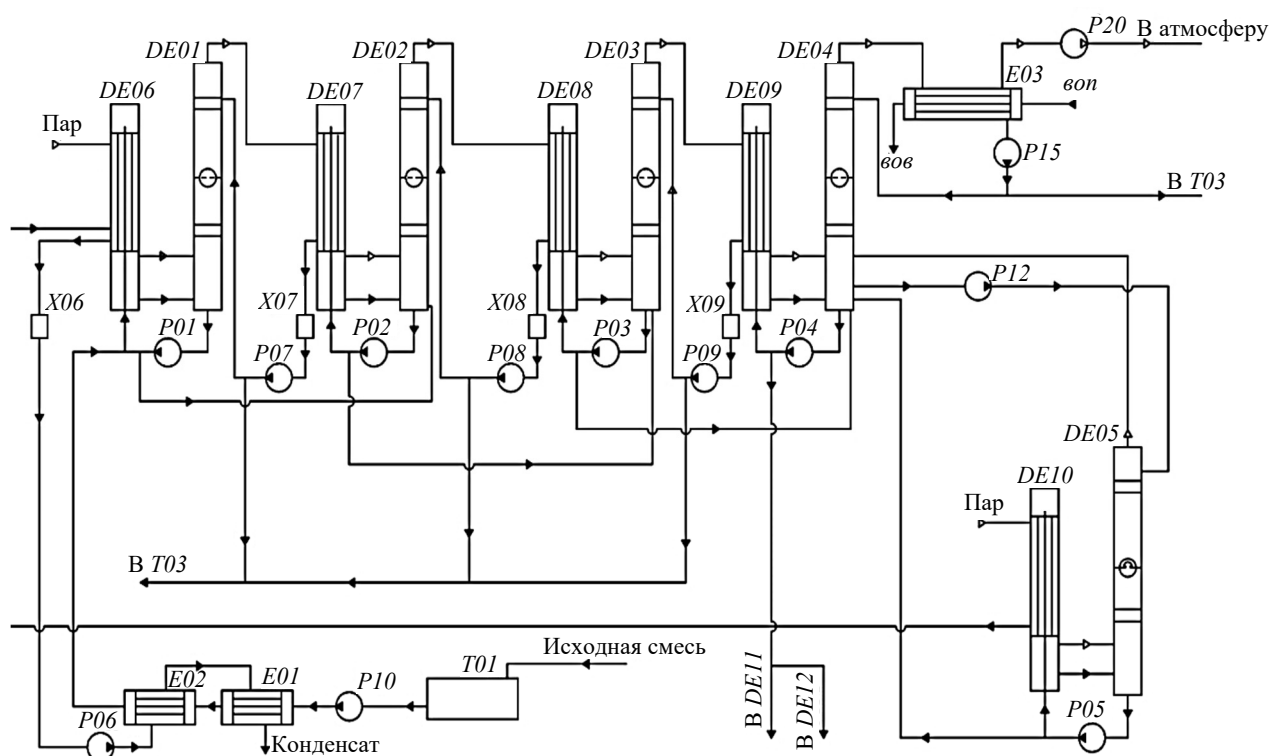
Регенерацию отходов осуществляют в многоступенчатой ректификационной установке, включающей тарельчатые и роторные колонны. Упрощенная схема части этой установки изображена на рисунке.

При работе установки жидкие отходы подают из сборника *T01* в теплообменники *E01* и *E02*, где их подогревают. Основными компонентами отхо-

дов являются ДМВ, ДМАЦ и поливинилпирролидон (ПВП). Подогретая смесь служит питанием колонны *DE01*. Часть кубового остатка из колонны *DE01* направляют в испаритель *DE06*, а другая является питанием колонны *DE02*. Паровая фаза из испарителя *DE06* поступает в колонну *DE01* под ее нижнюю тарелку и движется вверх, взаимодействуя с жидкостью. На выходе из колонны *DE01* эта фаза – водяной пар заданной чистоты (содержание ДМАЦ в нем не превышает 100 ppm), его используют для обогрева испарителя *DE07*.

Основная часть конденсата из испарителя *DE07* служит в качестве флегмы колонны *DE01*. Часть конденсата из этого испарителя как продукт регенерации направляется в сборник *T03*. Кубовый остаток, поступающий из колонны *DE01* в колонну *DE02*, смешивается с кубовым остатком последней.

Работа колонн *DE02–DE04* и их испарителей *DE07–DE09* организована подобно работе колонны *DE01* и испарителя *DE06*.



Упрощенная схема ректификационной установки регенерации жидких отходов производства ПСВ:

DE01–DE05 – ректификационные колонны; *DE06–DE10* – испарители;

DE11, DE12 – роторные колонны; *E01, E02* – теплообменники-подогреватели;

E03 – конденсатор; *P01–P10, P12, P15* – центробежные насосы; *P20* – вакуумный насос;

T01 – сборник жидких отходов; *T03* – сборник воды; *X06–X09* – сборники конденсата.

Условные обозначения потоков: *вон* – вода оборотная, подача; *вов* – вода оборотная, возврат

Паровая фаза из колонны *DE04* поступает в конденсатор *E03*. Основная часть конденсата, получаемого в этом теплообменнике, используется в качестве флегмы колонны *DE04*. Оставшаяся его часть является продуктом регенерации и направляется в сборник *T03*. Конденсатор *E03* работает под разрежением благодаря отсасыванию из него неконденсирующихся газов вакуумным насосом *P20*. За счет этого также создается перепад давлений в колоннах *DE01–DE04* и испарителях *DE06–DE09*, что позволяет использовать пар предыдущих колонн для обогрева испарителей последующих. На выходе из конденсатора *E03* жидкая фаза – вода заданной степени чистоты (содержание ДМАЦ в ней не превышает 100 ppm).

В кубовых остатках колонн *DE01–DE04* последовательно концентрируются ДМАЦ, ПВП и побочные примеси, не представляющие ценности. Паровая фаза из колонны *DE05* поступает в колонну *DE04* для более глубокого удаления воды из продуктов, направляемых на переработку в роторные колонны. В колонне *DE05* создается разрежение за счет ее сообщения с колонной *DE04*. Кубовые остатки колонн *DE03*, *DE04* и *DE05* смешиваются. Одна часть полученной смеси направляется в трубное пространство испарителя *DE09*, другая – в качестве питания на верхнюю тарелку колонны *DE05*, а третья – в роторные ректификационные колонны *DE11* и *DE12* для дальнейшей переработки с целью получения второго целевого продукта регенерации – ДМАЦ с содержанием воды не выше 250 ppm.

Ректификационные колонны *DE01–DE04* по организации своей работы являются укрепляющими, а *DE05* – исчерпывающей [1, 2].

В связи с сильно изменившейся конъюнктурой на рынке гемодиализаторов ПУП «Фребор» сократило их производство примерно в 2 раза. Пропорционально количеству выпускаемых гемодиализаторов снизилось и количество жидких отходов производства ПСВ. При уменьшенной вдвое производительности по жидким отходам установка их регенерации при сохранении непрерывного режима действия показала неудовлетворительную работу. Это проявилось в необеспечении необходимого качества ценных продуктов регенерации, повышенном удельном расходе энергоресурсов, неустойчивости работы тарельчатых ректификационных колонн и их испарителей.

Сотрудники Белорусского государственного технологического университета получили от ПУП «Фребор» задание на выполнение НИОКР, целями которой явились:

- 1) проведение расчетов материальных балансов ректификационных колонн *DE01–DE05* установки регенерации в вариантах их работы при номинальной и сниженной производительности;
- 2) осуществление на основе полученных материальных балансов анализа гидродинамических

параметров работы тарелок колонн *DE01–DE05* с выдачей предварительных указаний по возможной их модернизации для эксплуатации при пониженной производительности.

Основная часть. При работе ректификационной установки регенерации жидких отходов производства ПСВ при номинальной нагрузке зафиксированы следующие параметры работы ректификационных колонн и их испарителей:

- массовый расход теплофикационного водяного пара в испарителе *DE06* $G_{п1} = 0,82$ кг/с;
- объемный расход флегмы в колонну *DE01* – $5,3 \cdot 10^{-4}$ м³/с;
- объемный расход флегмы в колонну *DE02* – $5,3 \cdot 10^{-4}$ м³/с;
- объемный расход флегмы в колонну *DE03* – $5,3 \cdot 10^{-4}$ м³/с;
- объемный расход флегмы в колонну *DE04* – $5,8 \cdot 10^{-4}$ м³/с;
- массовый расход теплофикационного водяного пара в испаритель *DE10* $G_{п5} = 0,20$ кг/с;
- температура жидкости в кубах колонн (средняя): *DE01* – 112°C; *DE02* – 104°C; *DE03* – 97°C; *DE04* – 75°C; *DE05* – 120°C;
- температура пара вверху колонны *DE05* (средняя) – 92°C.

При расходе теплофикационного пара в испаритель *DE06* меньше, чем 0,65 кг/с, и его расходе в испаритель *DE10* не более 0,14 кг/с наблюдается неудовлетворительная, неустойчивая работа установки. Она возникает, предположительно, из-за снижения скорости потоков пара разделяемых смесей через колонны *DE01–DE05*, из-за проявлений при этом малоэффективного гидродинамического провального режима работы ситчатых тарелок колонн *DE01–DE04* [1–13]. Эффективность разделения смеси в колонне *DE05* также ухудшается из-за снижения скорости истечения пара в жидкость в прорезях колпачковых тарелок [1–4, 11].

При уменьшении производительности установки регенерации по перерабатываемым отходам в 2 раза расходы приведенных ранее материальных потоков также снизятся примерно в 2 раза. Работа установки при этом будет неустойчивой и неэффективной. Для обеспечения высокоэффективной работы установки при сниженной производительности требуется модернизация ее ректификационных колонн.

Для объективного определения параметров материальных потоков в ректификационных колоннах *DE01–DE05* необходимо дополнительно знать температуры пара вверху их, давления и составы пара в кубах и вверху этих колонн, составы жидкой фазы. Получение значений перечисленных параметров инструментальными методами конструкции и технологическим регламентом установки не предусмотрено. Поэтому авторы статьи необходимую информацию для определения условий работы массообменных тарелок получили

приближенно на основании косвенных характеристик. При этом приняты следующие допущения, в частности:

- 1) гидравлическое сопротивление каждой из ситчатых тарелок колонн $DE01-DE04 - 0,5$ кПа;
- 2) гидравлическое сопротивление каждой из колпачковых тарелок колонны $DE05 - 1,0$ кПа;
- 3) пар вверх колонн $DE01-DE04 -$ вода;
- 4) массовая доля ДМАЦ в кубовой жидкости колонн: $DE01 - 0,07$ кг/кг; $DE02 - 0,11$ кг/кг; $DE03 - 0,15$ кг/кг; $DE04 - 0,20$ кг/кг;
- 5) давление теплофикационного водяного пара в испарителях $DE06$ и $DE10 - 0,4$ МПа (его температура $143,6^\circ\text{C}$, удельная теплота конденсации $r_{п1} = 2134$ кДж/кг [5, 6, 10, 14]);
- 6) давление пара вверх колонны $DE04 - 15$ кПа (при этом температура пара $54,0^\circ\text{C}$, удельная теплота его конденсации 2373 кДж/кг, плотность $0,0997$ кг/м³ [5, 6, 10, 14, 15]);
- 7) давление пара вверх колонны $DE05 - 20$ кПа, а массовая доля ДМАЦ в паре $- 0,05$ кг/кг.

Для обеспечения работоспособности установки необходимо соблюдение условия: $t_{п1} > t_{к1} > t_{п1} > t_{к2} > t_{п2} > t_{к3} > t_{п3} > t_{к4}$. Здесь $t_{к1}, t_{к2}, t_{к3}, t_{к4}$ — температуры кипения кубовой жидкости в колоннах $DE01, DE02, DE03$ и $DE04$ соответственно; $t_{п1}, t_{п2}, t_{п3}$ — температуры пара вверх колонн $DE01, DE02$ и $DE03$ соответственно. При принятом допущении о гидравлическом сопротивлении ситчатых тарелок в колоннах $DE01-DE04$ и наличии в каждой из колонн по 18 тарелок получаем, что давление пара в кубе каждой из них выше давления в их верхних частях на 9 кПа. В таком случае давление в кубе колонны $DE04$ составляет 24 кПа.

Для определения температур кипения жидкости в кубах использованы данные по равновесию для системы вода — ДМАЦ [16]. Учитывая, что молярная масса ДМАЦ равна $87,12$ кг/кмоль [17], в результате пересчетов получаем значения молярной доли воды в кубовых жидкостях: колонны $DE01 - 0,985$ кмоль/кмоль; колонны $DE02 - 0,975$ кмоль/кмоль; колонны $DE03 - 0,965$ кмоль/кмоль; колонны $DE04 - 0,951$ кмоль/кмоль.

В результате анализа данных о составах кубовых жидкостей с использованием справочника [16] сделан вывод: повышение температуры кубовой жидкости по сравнению с температурой кипения воды при давлениях от 20 до 150 кПа составит от 1 до 3°C . Для дальнейших расчетов данное увеличение температуры принято: в колонне $DE01 - 1^\circ\text{C}$; в колонне $DE02 - 2^\circ\text{C}$; в колоннах $DE03$ и $DE04 - 3^\circ\text{C}$.

В таком случае при давлении 24 кПа полагаем, что температура кипения кубовой жидкости в колонне $DE04$ равна $67,1^\circ\text{C}$ [10, 14, 15].

В соответствии с приведенной ранее температурой жидкости в кубе колонны $DE01$ принимаем, что абсолютное давление в нем составляет 0,15 МПа. Давление пара вверх данной колонны

равно 0,141 МПа, его температура $109,5^\circ\text{C}$, удельная теплота конденсации $r_{п1} = 2232$ кДж/кг и плотность $0,813$ кг/м³ [10, 14, 15].

При температурном напоре в испарителе $DE07$ колонны $DE02$, равном 5°C , температура кипения кубовой жидкости в данной колонне составит $104,5^\circ\text{C}$. С учетом допущения температура кипения воды в кубе колонны $DE02$ равна $102,5^\circ\text{C}$, а абсолютное давление в нем составляет 111 кПа. Давление пара вверх колонны $DE02$ равно 102 кПа (его температура $100,2^\circ\text{C}$, удельная теплота конденсации $r_{п2} = 2257$ кДж/кг, а плотность $0,602$ кг/м³ [10, 14, 15]).

Принимаем температурный напор в испарителе $DE08$ колонны $DE03$ равным 5°C . Тогда температура кипения кубовой жидкости в колонне $DE03$ составляет $95,2^\circ\text{C}$. Температура кипения воды в кубе этой колонны равна $92,2^\circ\text{C}$, что соответствует абсолютному давлению в нем 76 кПа. Расчетное давление пара вверх колонны $DE03$ равно 67 кПа, его температура $88,8^\circ\text{C}$, удельная теплота конденсации 2285 кДж/кг и плотность $0,406$ кг/м³ [10, 14, 15].

Принимаем абсолютное давление вверх колонны $DE05$ равным 23,5 кПа. Тогда через верх этой колонны движется водяной пар, имеющий температуру $63,5^\circ\text{C}$, удельную теплоту конденсации $r_{п5} = 2350$ кДж/кг и плотность $0,145$ кг/м³ [10, 14, 15]. Полученное косвенным методом значение температуры пара вверх колонны $DE05$ значительно отличается от данных технологического регламента. Точное ее определение невозможно из-за отсутствия информации о составе пара вверх данной колонны.

Для установления приближенных значений массовых расходов пара вверх колонн $DE01-DE05$ использованы формулы, учитывающие материальные и тепловые балансы этих колонн и их испарителей. Например, ориентировочное значение массового расхода пара вверх колонны $DE01$ $G_{пв1}$, кг/с, вычисляется по формуле

$$G_{пв1} = 0,95 G_{п1} \frac{r_{п1}}{r_{п1}}, \quad (1)$$

где 0,95 — коэффициент, учитывающий тепловые потери в окружающую среду.

При расчетах расходов пара вверх колонн $DE02, DE03$ и $DE04$ $G_{пв2}, G_{пв3}$ и $G_{пв4}$, кг/с, соответственно полагаем, что тепло самоиспарения перегретой жидкости компенсирует тепловые потери в окружающую среду. Поэтому, например, формула для расчета расхода $G_{пв2}$, кг/с, имеет вид

$$G_{пв2} = G_{пв1} \frac{r_{п1}}{r_{п2}}. \quad (2)$$

Массовый расход пара вверх колонны $DE05$ $G_{пв5}$, кг/с, находится по формуле

$$G_{пв5} = 0,95 G_{п5} \frac{r_{п5}}{r_{п5}}. \quad (3)$$

Полученные в результате расчетов расходы пара вверх колонн составляют:

– массовые: $DE01 - G_{пв1} = 0,74$ кг/с; $DE02 - G_{пв2} = 0,73$ кг/с; $DE03 - G_{пв3} = 0,72$ кг/с; $DE04 - G_{пв4} = 0,69$ кг/с; $DE05 - G_{пв5} = 0,17$ кг/с;
– объемные: $DE01 - V_{п1} = 0,91$ м³/с; $DE02 - V_{п2} = 1,21$ м³/с; $DE03 - V_{п3} = 1,77$ м³/с; $DE04 - V_{п4} = 6,92$ м³/с; $DE05 - V_{п5} = 1,17$ м³/с.

Для проведения анализа гидродинамических параметров работы тарелок колонн $DE01-DE05$ на основе изучения технической документации и обследования были определены конструктивные и геометрические характеристики указанных тарелок. Ситчатые тарелки колонн $DE01-DE04$ имеют диаметр отверстий 4 мм при шаге расположения 11 мм. Тарелки указанных колонн выполнены с сегментными переливными устройствами, высота сливного порога которых $h_{сл} = 0,029$ м. Межтарелчатое расстояние в колоннах составляет 0,5 м.

Геометрические характеристики тарелок колонн $DE01-DE04$ приведены в табл. 1.

Таблица 1

Характеристики тарелок

Колонна	D , м	$f_{св}$, м ² /м ²	$L_{сл}$, м
DE01	1,292	0,0667	0,950
DE02	1,390	0,0638	1,040
DE03	1,490	0,0633	1,100
DE04	2,188	0,0769	1,660

В табл. 1 приняты следующие условные обозначения: D – диаметр тарелки; $f_{св}$ – относительное свободное сечение отверстий; $L_{сл}$ – длина сливного порога.

В ректификационной колонне $DE05$ диаметром 1,290 м установлены тарелки с туннельными колпачками. Они имеют относительное свободное сечение паропроводящих патрубков 0,1435 м²/м² и сливные пороги длиной 1,100 м и высотой 0,120 м.

Расчетным путем дополнительно определены важнейшие гидродинамические характеристики работы массообменных тарелок в колоннах $DE01-DE05$, а именно:

- 1) скорость пара в расчете на полное сечение тарелки w_y , м/с;
- 2) скорость пара в расчете на свободное сечение отверстий тарелки w_{yo} , м/с;
- 3) значение фактора газовой нагрузки в расчете на полное сечение тарелки F_S , Па^{0,5};
- 4) значение фактора газовой нагрузки для потока в отверстиях тарелки F_{So} , Па^{0,5};
- 5) линейная плотность орошения сливного порога тарелки L_V , м³/(м · с).

Перечисленные выше величины рассчитаны по следующим формулам:

$$w_y = \frac{V_{п}}{F_T}; \quad (4)$$

$$w_{yo} = \frac{w_y}{f_{св}}; \quad (5)$$

$$F_S = w_y \sqrt{\rho_{пв}}; \quad (6)$$

$$F_{So} = \frac{F_S}{f_{св}}; \quad (7)$$

$$L_V = \frac{V_x}{L_{сл}}, \quad (8)$$

где $V_{п}$ – объемный расход пара вверх колонны, м³/с; F_T – полное сечение тарелки, м²; $\rho_{пв}$ – плотность пара вверх колонны, кг/м³; V_x – объемный расход жидкости вверх колонны, м³/с.

Результаты расчетов с использованием формул (4)–(8), описывающие гидродинамические характеристики работы тарелок ректификационных колонн $DE01-DE05$ при номинальной проектной и сниженной вдвое производительности, приведены в табл. 2 и 3 соответственно.

Таблица 2

Характеристики гидродинамики тарелок при номинальной производительности

Колонна	w_y , м/с	w_{yo} , м/с	F_S , Па ^{0,5}	F_{So} , Па ^{0,5}	L_V , 10 ⁴ м ³ /(м · с)
DE01	0,695	10,27	0,627	9,26	5,38
DE02	0,780	12,23	0,606	9,50	5,10
DE03	1,032	16,30	0,657	10,31	4,82
DE04	1,841	23,59	0,573	7,45	3,49
DE05	0,860	–	0,328	–	–

Таблица 3

Характеристики гидродинамики тарелок при сниженной производительности

Колонна	w_y , м/с	w_{yo} , м/с	F_S , Па ^{0,5}	F_{So} , Па ^{0,5}	L_V , 10 ⁴ м ³ /(м · с)
DE01	0,348	5,14	0,314	4,63	2,69
DE02	0,390	6,12	0,303	4,75	2,55
DE03	0,516	8,15	0,329	5,16	2,41
DE04	0,921	11,80	0,286	3,373	1,75
DE05	0,430	–	0,164	–	–

Ранее отмечено, что при уменьшении расхода теплофикационного пара, подаваемого в испаритель *DE06* колонны *DE01*, на 20% и более возникает нестабильная и неэффективная работа установки регенерации жидких отходов ПСВ. Очевидным является, что при этом происходит пропорциональное снижение расходов паровой и жидкой фаз через колонны *DE01–DE05*. Также ранее высказано предположение о том, что причиной нежелательных явлений при сниженной производительности установки является переход работы ситчатых тарелок колонн *DE01–DE04* из оптимального пенного в неэффективный провальный режим, а также значительное уменьшение скорости истечения пара через прорезы колпачковых тарелок.

Для проверки правомерности предположения о переходе работы ситчатых тарелок колонн *DE01–DE04* в провальный режим проведены расчеты минимального значения фактора газовой нагрузки для потока пара в их отверстиях F_{Somin} , Па^{0,5}, при котором не происходит слив жидкости через эти отверстия. Для указанного расчета трансформирована формула для определения минимальной допустимой скорости пара в отверстиях ситчатой тарелки w_{omin} , м/с [4]:

$$w_{\text{omin}} = \frac{2}{3} f_{\text{св}} \sqrt{\frac{2g\rho_x h_0}{\xi\rho_y}}, \quad (9)$$

где g – ускорение свободного падения, м/с²; ρ_x и ρ_y – плотность жидкости и пара соответственно, кг/м³; h_0 – высота слоя светлой жидкости на тарелке, м; ξ – коэффициент сопротивления сухой ситчатой тарелки.

Следовательно, $F_{\text{Somin}} = w_{\text{omin}} \sqrt{\rho_y}$, а $\frac{2}{3} \sqrt{2g} = 2,95$, тогда

$$F_{\text{Somin}} = 2,95 \sqrt{\frac{\rho_x h_0}{\xi}}. \quad (10)$$

Для ситчатых тарелок h_0 , м, рассчитывают [10] по формуле

$$h_0 = 0,787 L_V^{0,2} h_{\text{сл}}^{0,56} w_y^{0,05-4,6 h_{\text{сл}}} \times \left(1 - 0,31 e^{-110 \mu_x}\right) \left(\frac{\sigma_x}{\sigma_v}\right)^{0,09}, \quad (11)$$

где μ_x – динамическая вязкость жидкости, Па · с; σ_x и σ_v – поверхностное натяжение жидкости при

рабочей температуре и воды при 20°C соответственно, Н/м.

Для приближенного определения h_0 принимаем $w_y = 0,7$ м/с и $L_V = 4 \cdot 10^{-4}$ м³/(м · с), а также $\mu_x = 3,55 \cdot 10^{-4}$ Па · с, $\sigma_x = 0,0627$ Н/м и $\rho_x = 972$ кг/м³ (вода при температуре 80°C), $\sigma_v = 0,0727$ Н/м [10, 14, 15]). При $f_{\text{св}}$ от 0,05 до 0,10 м²/м² коэффициент $\xi = 1,82$ [3, 4, 10].

Получены следующие результаты расчетов по формулам (11) и (10): $h_0 = 0,0151$ м; $F_{\text{Somin}} = 8,37$ Па^{0,5}.

Даже если принять, что рассчитанное значение F_{Somin} вычислено с погрешностью и завышено на 30%, величины F_{So} для ситчатых тарелок колонн *DE01–DE04* при сниженной вдвое их производительности соответствуют малоэффективному провальному режиму работы.

Заключение. Результаты расчетов и проведенного анализа хорошо согласуются с информацией о диапазонах допустимых нагрузок по жидкости и газу для ситчатых тарелок, которая представлена в ОСТ 26-01-125-81 «Тарелки стальных колонных аппаратов. Типы, основные параметры и размеры».

На основе аналитических исследований сделан вывод о возможном варианте модернизации ректификационных колонн *DE01–DE04* установки регенерации жидких отходов ПСВ с целью обеспечения ее стабильной и высокоэффективной работы при уменьшенной производительности. Таким вариантом является установка в этих колоннах ситчатых тарелок с уменьшенным примерно вдвое относительным свободным сечением отверстий. При этом с целью снижения материальных затрат на модернизацию могут быть использованы секции оснований существующих тарелок. Поэтому требуется разработка лабораторных моделей ситчатых тарелок, подобных тем, которые используются в колоннах *DE01–DE04*, а также лабораторных моделей модернизированных ситчатых тарелок, пригодных для эксплуатации при сниженной производительности установки. Указанные модельные тарелки должны быть подвергнуты экспериментальному исследованию с целью определения диапазона их устойчивой работы и других важнейших гидродинамических характеристик.

Результаты аналитических и экспериментальных исследований позволят разработать ситчатые тарелки, обеспечивающие высокоэффективную работу модернизированной установки регенерации жидких отходов ПСВ при сниженной ее производительности.

Список литературы

1. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. М.: Химия, 1978. 280 с.
2. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. М.: Химия, 1971. 296 с.

3. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 656 с.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Альянс, 2005. 751 с.
5. Справочник химика. В 7 т. / под ред. Б. Н. Никольского. М.; Л.: Химия, 1966. Т. 5. 976 с.
6. Перри Дж. Справочник инженера-химика. В 2 кн. Л.: Химия, 1969. 2 кн.
7. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1981. 812 с.
8. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. М.: Химия, 1987. 496 с.
9. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2 кн. М.: Химия, 1995. Кн. 2. 368 с.
10. Процессы и аппараты химической технологии. Расчет и проектирование массообменных аппаратов / Д. Г. Калишук [и др.]. Минск: БГТУ, 2014. 498 с.
11. Айнштейн В. Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. В 2 кн. М.: Логос: Высш. шк., 2002. Кн. 2. 872 с.
12. Товажнянский Л. Л. Процессы и аппараты химической технологии. В 2 кн. Харьков: НТУ «ХПИ», 2004. 2 кн.
13. Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З. Процессы и аппараты химической технологии. Л.: Химия, 1967. 336 с.
14. Романков П. Г., Фролов В. Ф., Флисюк О. М. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи). СПб.: Химиздат, 2009. 542 с.
15. Романков П. Г., Фролов В. Ф., Флисюк О. М. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи). СПб.: Химия, 1993. 496 с.
16. Людмирская Г. С., Барсукова Т. А., Богомольный А. М. Равновесие жидкость – пар. Л.: Химия, 1987. 336 с.
17. Химическая энциклопедия. В 5 т. / под ред. И. Л. Кнунянца. М.: Советская энциклопедия, 1990. Т. 2. 744 с.

References

1. Aleksandrov I. A. *Rektifikatsionnyye i absorbtionnyye apparaty. Metody rascheta i osnovy konstruirovaniya* [Rectification and absorption apparatus. Calculation methods and design principles]. Moscow, Khimiya Publ., 1978. 280 p. (In Russian).
2. Aleksandrov I. A. *Rektifikatsionnyye i absorbtionnyye apparaty. Metody rascheta i osnovy konstruirovaniya* [Rectification and absorption apparatus. Calculation methods and design principles]. Moscow, Khimiya Publ., 1971. 296 p. (In Russian).
3. Ramm V. M. *Absorbtziya gazov* [Gas absorption]. Moscow, Khimiya Publ., 1976. 656 p. (In Russian).
4. Kasatkin A. G. *Osnovnyye protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii* [Basic processes and devices of chemical technology]. Moscow, Al'yans Publ., 2004. 751 p. (In Russian).
5. Nikol'skiy B. N. *Spravochnik khimika. V 7 tomakh* [Chemist's Handbook. In 7 vol.]. Moscow; Leningrad, Khimiya Publ., 1966. Vol. 5. 976 p. (In Russian).
6. Perri Dzh. *Spravochnik inzhenera-khimika. V 2 knigakh* [Chemical Engineer's Handbook. In 2 books]. Leningrad, Khimiya Publ., 1969. 2 books (In Russian).
7. Gel'perin N. I. *Osnovnyye protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii* [Basic processes and apparatuses of chemical engineering]. Moscow, Khimiya Publ., 1981. 812 p. (In Russian).
8. Planovskiy A. N., Nikolaev P. I. *Protsessy i apparaty khimicheskoy i neftekhimicheskoy tekhnologii* [Processes and apparatuses of chemical and petrochemical technology]. Moscow, Khimiya Publ., 1987. 496 p. (In Russian).
9. Dytnerskiy Yu. I. *Protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii. V 2 knigakh* [Processes and apparatuses of chemical engineering. In 2 books]. Moscow, Khimiya Publ., 1995. Book 2. 368 p. (In Russian).
10. Kalishuk D. G., Saevich N. P., Vil'kotskiy A. I., Levdanskiy A. E. *Protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii. Raschet i proektirovaniye massoobmennyykh apparatov* [Processes and apparatuses of chemical engineering. Calculation and design of mass transfer apparatuses]. Minsk, BG TU Publ., 2014. 498 p. (In Russian).
11. Aynshteyn V. G. *Obshchiy kurs protsessov i apparatov khimicheskoy tekhnologii. V 2 knigakh* [General course of processes and apparatuses of chemical technology. In 2 books]. Moscow, Logos Publ.; Vysshaya shkola Publ., 2002. Book 2. 872 p. (In Russian).
12. Tovazhnyanskiy L. L. *Protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii. V 2 knigakh* [Processes and apparatuses of chemical technology. In 2 books]. Kharkiv, NTU "KhPI" Publ., 2004. 2 books (In Russian).
13. Planovskiy A. N., Ramm V. M., Kagan S. Z. *Protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii* [Processes and apparatuses of chemical engineering]. Leningrad, Khimiya Publ., 1967. 336 p. (In Russian).

14. Romankov P. G., Frolov V. F., Flisyuk O. M. *Metody rascheta protsessov i apparatov khimicheskoy tekhnologii (primery i zadachi)* [Methods of calculation of processes and apparatuses of chemical engineering (examples and tasks)]. St. Petersburg, Khimizdat Publ., 2009. 542 p. (In Russian).

15. Romankov P. G., Frolov V. F., Flisyuk O. M. *Metody rascheta protsessov i apparatov khimicheskoy tekhnologii (primery i zadachi)* [Methods of calculation of processes and apparatuses of chemical engineering (examples and tasks)]. St. Petersburg, Khimiya Publ., 1993. 496 p. (In Russian).

16. Lyudmirskaya G. S., Barsukova T. A., Bogomol'nyy A. M. *Ravnovesiye zhidkost' – par* [Liquid – vapor equilibrium]. Leningrad, Khimiya Publ., 1987. 336 p. (In Russian).

17. Knunyants I. L. *Khimicheskaya entsiklopediya. V 5 tomakh* [Chemical Encyclopedia. In 5 vol.]. Moscow, Sovetskaya entsiklopediya Publ., 1990. Vol. 2. 744 p. (In Russian).

Информация об авторах

Калишук Дмитрий Григорьевич – кандидат технических наук, доцент, доцент кафедры процессов и аппаратов химических производств. Белорусский государственный технологический университет (ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск, Республика Беларусь). E-mail: kalishdz@belstu.by

Левданский Александр Эдуардович – доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой процессов и аппаратов химических производств. Белорусский государственный технологический университет (ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск, Республика Беларусь). E-mail: alex_levdansky@mail.ru

Саевич Николай Петрович – кандидат технических наук, доцент, доцент кафедры процессов и аппаратов химических производств. Белорусский государственный технологический университет (ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск, Республика Беларусь). E-mail: zembel@rambler.ru

Федарович Евгений Геннадьевич – аспирант кафедры процессов и аппаратов химических производств. Белорусский государственный технологический университет (ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск, Республика Беларусь). E-mail: zhenya.fedorovich.1999@mail.ru

Information about the authors

Kalishuk Dmitriy Grigor'yevich – PhD (Engineering), Associate Professor, Assistant Professor, the Department of Processes and Apparatus for Chemical Production. Belarusian State Technological University (13a Sverdlova str., 220006, Minsk, Republic of Belarus). E-mail: kalishdz@belstu.by

Levdanskiy Aleksandr Eduardovich – DSc (Engineering), Professor, Head of the Department of Processes and Apparatus for Chemical Production. Belarusian State Technological University (13a Sverdlova str., 220006, Minsk, Republic of Belarus). E-mail: alex_levdansky@mail.ru

Saevich Nikolay Petrovich – PhD (Engineering), Associate Professor, Assistant Professor, the Department of Processes and Apparatus for Chemical Production. Belarusian State Technological University (13a Sverdlova str., 220006, Minsk, Republic of Belarus). E-mail: zembel@rambler.ru

Fedarovich Evgeniy Gennad'yevich – PhD student, the Department of Processes and Apparatus for Chemical Production. Belarusian State Technological University (13a Sverdlova str., 220006, Minsk, Republic of Belarus). E-mail: zhenya.fedorovich.1999@mail.ru

Поступила 20.11.2024