

УДК 66.011; 66.048.3.069.833

РАСЧЕТ ПЕРЕХОДНЫХ ПРОЦЕССОВ В РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОННАХ С РЕГУЛЯРНЫМИ НАСАДКАМИ ПРИ СТУПЕНЧАТОМ ИЗМЕНЕНИИ КОНЦЕНТРАЦИЙ В ПОТОКЕ ПИТАНИЯ

Леонтьев В.С.

ФГУП «Российский научный центр «Прикладная химия», г. Санкт-Петербург
e-mail: leontiev@etelecom.spb.ru

Романова Н.А.

Санкт-Петербургский государственный горный университет,
г. Санкт-Петербург, e-mail: Natar18@gmail.com

***Аннотация.** Проведен анализ переходных процессов в колоннах с регулярными насадками. Предложен алгоритм для расчета времени переходного процесса для произвольного i -го сечения колонны с регулярной насадкой и распределителями жидкой фазы. Адекватность полученных зависимостей подтверждена на примере разработки колонн с регулярными насадками для ряда химических технологий.*

***Ключевые слова:** регулярные насадки, распределители жидкости, динамическая задержка, переходные процессы, время переходных процессов, профиль концентраций*

Переходные процессы в ректификационных колоннах возникают: при изменении концентраций компонентов на входе в колонну, при изменении расходов жидкости и/или пара, при циклическом отборе дистиллята, кубовой жидкости или боковых погонов и заключаются в переходе из одного стационарного состояния в другое.

Для построения эффективной системы управления ректификационными колоннами необходимо корректно оценивать время переходных процессов, связанное с задержкой жидкой фазы в аппарате, и прогнозировать изменение концентрационного поля по высоте колонн при нестационарных условиях работы.

Рассмотрим более подробно поведение насадочной ректификационной колонны при ступенчатом изменении концентраций в потоке питания.

Расчетная схема для определения времени переходного процесса для колонны с регулярной насадкой и распределительными устройствами представлена на рис. 1.

Предположим, что профиль концентраций определяющего компонента при первом стационарном режиме (фиксированных значениях концентрации в потоке питания (C), флегмовом числе (R), расходе жидкой (L) и паровой (G) фаз по колонне, температуры (t)) и заданных конструктивных параметрах (числе теоретических тарелок (N), номере тарелки ввода питания (N_f), диаметре колонны (D), числе распределительных устройств (PY)) имеет вид кривой, обозначенной C_1

(см. рис. 1), а при втором стационарном режиме (концентрации на входе $C = C + \Delta C$) имеет вид кривой, обозначенной C_2 .

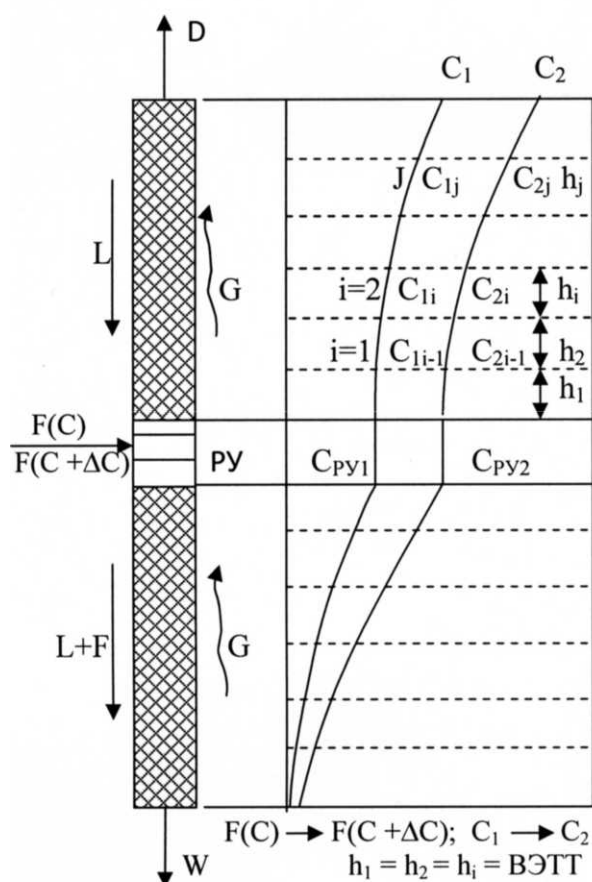


Рис. 1. Расчетная схема для определения времени переходного процесса:

F – расход питания, D – отбор дистиллята, W – отбор кубовой жидкости,
 L – поток жидкой фазы по колонне, G – поток паровой фазы по колонне

Представляет интерес определить через какое время профиль C_1 примет вид C_2 при скачкообразном изменении концентрации на входе в питающее РУ с " C " до $C = C + \Delta C$.

Для решения этой задачи необходимо знать динамическую удерживающую способность колонного аппарата заданной конструкции, время пребывания жидкости в колонне, а также профили концентраций компонентов по высоте колонны в начальный и конечный моменты времени переходного периода.

Движение жидкости в многоточечных распределительных устройствах [1, 2] можно описать моделью идеального перемешивания, а в регулярных насадках – ячеечной моделью, где высота ячейки равна высоте эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ).

Время (τ_{py}) за которое концентрация в распределительном устройстве (РУ) изменится с C_{py1} до C_{py2} можно оценить по следующей формуле:

$$\tau_{py} = \frac{V_{py} |C_{py2} - C_{py1}|}{F C_{py2}}, \quad (1)$$

где V_{py} – объем жидкости в распределительном устройстве, m^3 ; F – расход жидкой фазы на входе в РУ, m^3/c ; C_{py2} – конечная концентрация компонента в РУ, % масс.; C_{py1} – начальная концентрация компонента в РУ, % масс.

Время (τ_j), за которое концентрация компонента в j -ом сечении колонны изменится с C_{1j} до C_{2j} (при концентрации компонента в РУ $x_j = C_{py2}$) определяется по формуле:

$$\tau_j = \sum_0^{i=j} \tau_i, \quad (2)$$

где τ_i – время изменения концентрации в i -ом элементарном объеме насадки с высотой равной ВЭТТ с C_{1i} до C_{2i} .

$$\tau_i = \frac{V_i |C_{cp2i} - C_{cp1i}|}{L_i |C_{2i-1} - C_{1i-1}|}, \quad (3)$$

где V_i – динамическая удерживающая способность насадки в элементарном объеме насадки с высотой равной ВЭТТ и площадью равной площади сечения колонны, m^3 ; L_i – расход жидкости через i -ое сечение колонны, m^3/c ; C_{cp2i} – средняя концентрация компонента в i -ом сечении колонны на элементарной высоте $h = \text{ВЭТТ}$ при втором стационарном режиме (конечная средняя концентрация), % масс.; C_{cp1i} – средняя концентрация компонента в i -ом сечении колонны на элементарной высоте $h = \text{ВЭТТ}$ при первом стационарном режиме (начальная средняя концентрация), % масс.; C_{2i-1} – текущая концентрация компонента в сечении $i-1$ при втором стационарном режиме, % масс.; C_{1i-1} – текущая концентрация компонента в сечении $i-1$ при первом стационарном режиме, % масс.

$$C_{cp2i} = \frac{C_{2i} + C_{2i-1}}{2} \cdot V_i, \quad (4)$$

где C_{2i} – текущая концентрация компонента в i -ом сечении при втором стационарном режиме, % масс.;

$$C_{cp1i} = \frac{C_{1i} + C_{1i-1}}{2} \cdot V_i, \quad (5)$$

где C_{1i} – текущая концентрация компонента в i -ом сечении при первом стационарном режиме, % масс.

$$V_i = V_d \cdot S \cdot h_{\text{ВЭТТ}} / 1, \quad (6)$$

где V_d – динамическая удерживающая способность насадки (на $1 m^2$ сечения колонны и $1 m$ высоты насадки), m^3/m^2 ; S – площадь сечения колонны, m^2 ; $h_{\text{ВЭТТ}} = h_1 = h_2 = h_i$ – высота эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), m ; 1 – высота насадки, равная $1 m$.

Время переходного процесса для j -го сечения колонны (переход от концентрации C_{1j} до C_{2j}) будет определяться следующим образом:

при $\tau_{py} \gg \tau_j$ ($\tau_{py}/\tau_j > 10$) в первом приближении можно принять $\tau = \tau_{py}$;

при $\tau_{py} \ll \tau_j$ ($\tau_{py}/\tau_j < 0,1$) в первом приближении можно принять $\tau = \tau_j$;

при $0,1 \leq \tau_{py}/\tau_j \leq 10$ в первом приближении можно принимать:

$$\begin{aligned} &\text{при } \tau_{py} > \tau_j \\ &\tau = \tau_{py} + \frac{\tau_j}{\frac{\tau_{py}}{\tau_j} + 1}; \end{aligned} \quad (7)$$

$$\begin{aligned} &\text{при } \tau_{py} < \tau_j \\ &\tau = \tau_j + \frac{\tau_{py}}{\frac{\tau_j}{\tau_{py}} + 1}. \end{aligned} \quad (8)$$

Таким образом, можно оценить время переходного процесса и корректно выбрать контрольные точки и параметры регулирования.

Если от точки возмущения (изменение концентрации на питающем РУ) до интересующего нас j -го сечения колонны расположено несколько РУ, то времена переходных процессов в РУ суммируются.

Алгоритм расчета переходных процессов представлен на рис. 2.

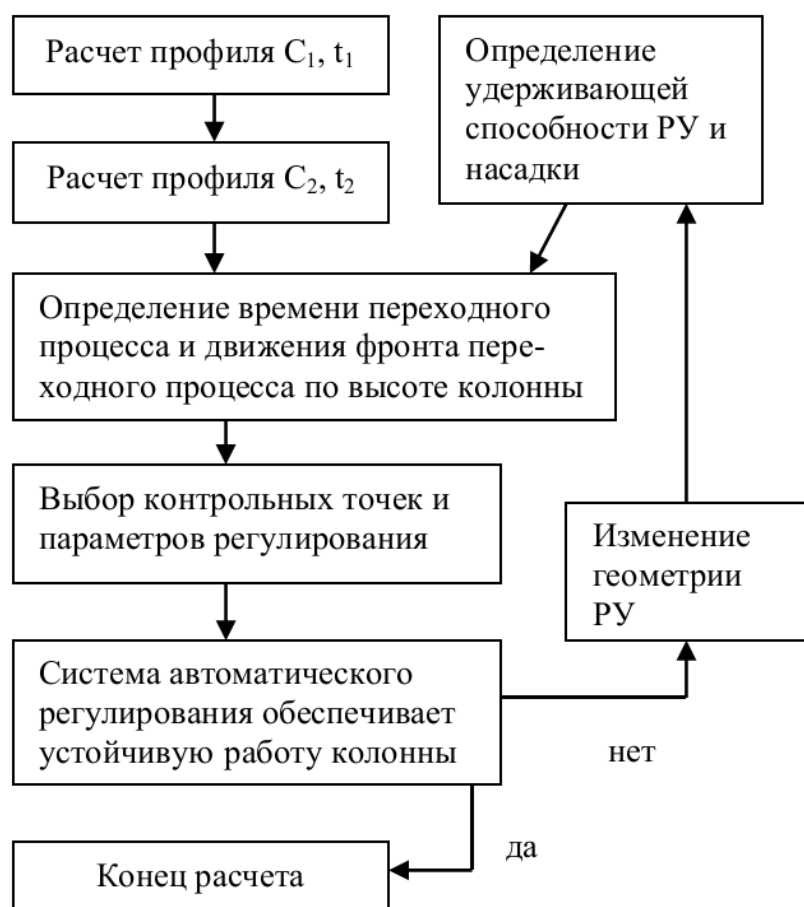


Рис. 2. Алгоритм расчета переходных процессов

Начальный и конечный профиль концентраций (первый и второй стационарный режимы) по каждому компоненту рассчитывается с помощью одного из моделирующих комплексов CHEMCAD, ASPEN+, HYSYS, PRO II, SiDiCo.

Время переходного процесса – для конкретного сечения колонны заданной конструкции определяется по зависимостям (1 - 8). Удерживающая способность насадки находится по известным зависимостям, приведенным в литературе [3 - 6]. Задержка жидкости в распределительных устройствах определяется по зависимостям (9 - 12), полученным авторами.

Данный алгоритм применим и при ступенчатом возмущении по расходам, например при циклических отборах дистиллята, кубовой жидкости или боковых погонов.

Для многоточечных распределителей патрубкового типа (для колонн диаметром 200 - 400 мм):

$$V_{py} \simeq \frac{\pi H_f}{4} (D^2 - N d^2), \quad (9)$$

где V_{py} – объем жидкости в распределительном узле, м³; H_f – средняя высота слоя жидкости в распределителе, м; D – диаметр колонны, м; d – диаметр патрубка, м; N – число патрубков в распределительном узле.

Средняя высота слоя жидкости для патрубковых распределителей определяется по формуле:

$$H_f \simeq H_1 + \left(\frac{V}{0,386 n_{np} N b \sqrt{2g}} \right)^{2/3} \quad (10)$$

где H_1 – расстояние от кромки прорези до трубной доски или дна желоба, м; V – объемный расход продукта на распределитель, м³/с; n_{np} – число прорезей в патрубке; b – ширина прямоугольной прорези, м; $g = 9,81$ м/с² – ускорение свободного падения.

Для колонн с многоточечными желобчатыми распределителями (при диаметре более 400 мм):

$$V_{py} \simeq S_{ж} H_f, \quad (11)$$

где $S_{ж}$ – суммарная площадь дна всех желобов в желобчатом распределителе, м²; H_f – средняя высота слоя жидкости в распределителе, м.

Для прямоугольных прорезей:

$$H_f \simeq H_1 + \left(\frac{3V}{2 n_{жр} m b \sqrt{2g}} \right)^{2/3}, \quad (12)$$

где $n_{жр}$ – суммарное число прорезей в желобчатом распределителе; m – коэффициент расхода.

Предложенный метод анализа переходных процессов был апробирован при проектировании ректификационных комплексов с использованием колонн с регулирующими насадками для технологий выделения и очистки тетрагидрофурана, получаемого из фурфурола, изопропиловой перекиси водорода, дезодорации глице-

рина, абсолютирования этилового спирта безреагентным способом. В результате были модифицированы отдельные РУ с целью обеспечения необходимой задержки для оптимального управления переходными процессами, что обеспечило технологическую устойчивость ректификационных комплексов в нестационарных условиях работы.

Выводы

1. Время переходного процесса при ступенчатом концентрационном возмущении на входе в колонну с регулярной насадкой должно рассчитываться с учетом динамической задержки жидкости, как в слое регулярной насадки, так и в распределительных устройствах.

2. Алгоритм оценки скорости изменения профиля концентраций при переходных процессах для произвольного i -го сечения по высоте колонны может быть построен на основе расчета стационарных профилей концентраций начального и конечного состояний и определении времени перехода из одного состояния в другое для конкретной конструкции колонны.

3. Оценка времени переходных процессов позволяет выбирать контрольные точки, температура и концентрация в которых наиболее чувствительна к концентрационным или расходным возмущениям и использовать их для эффективной системы автоматического управления.

Литература

1. Леонтьев В.С., Сидоров С.И. Современные насадочные колонны: особенности конструктивного оформления // Химическая промышленность. 2005. № 7. С. 347-356.
2. Сидоров С.И., Леонтьев В.С. Использование регулярных насадок для модернизации колонного оборудования // Химагрегаты. Июнь 2009. С. 18-21.
3. Reinhard Billet. Packed towers in processing and environmental technology. Wiley-VCH, 1995. 382 p.
4. Zogg M. Stromungs-und Stoffauschuntersuchungen an der Sulzer-Gewebe-
packung, Zurich, 1972. 180 p.
5. Stoter C.F. Modelling of maldistribution in structured packings: from detail to column desing, Delft, 1993. 183 p.
6. Volker E. Fluiddynamic in Packungskolonnen für Gas-Flüssig-Systeme, Düsseldorf, 1999. 104 p.

**TRANSIENT ANALYSIS OF RECTIFICATION TOWERS
WITH REGULAR PACKING IN THE EVENT OF ABRUPT CHANGE
OF CONCENTRATION IN THE FEED STREAM**

V.S. Leontiev

*Russian Scientific Center "Applied Chemistry", Saint-Petersburg, Russia
e-mail: leontiev@etelecom.spb.ru*

N.A. Romanova

Saint-Petersburg State Mining University, Saint-Petersburg, Russia

Abstract. *Transient analysis of regular packed towers has been carried out. An algorithm is presented to calculate transient time for arbitrary (i-th) cross-section of a tower with regular packing and liquid phase distributors. The obtained relationships are validated by regular packed towers designed for various chemical technologies.*

Keywords: *regular packing, liquid distributor, dynamic retention, transient processes, transient time, concentration profile*

References

1. Leontiev V.S. Sidorov S.I. Sovremennye nasadochnye kolonny: osobennosti konstruktivnogo oformleniya (Modern packed columns: features of the constructive design), *Khimicheskaya promyshlennost'*, 2005, Issue 7, pp. 347 - 356.
2. Sidorov S.I., Leontiev V.S. Ispol'zovanie regul'yarnykh nasadok dlya modernizatsii kolonnogo oborudovaniya (Using regular packing for the modernization of column equipment), *Khimagregaty*, June 2009, pp. 18 - 21.
3. Reinhard Billet. Packed towers in processing and environmental technology. Wiley-VCH, 1995. 382 p.
4. Zogg M. Stromungs-und Stoffauschuntersuchungen an der Sulzer-Gewebe-packung, Zurich, 1972. 180 p.
5. Stoter C.F. Modelling of maldistribution in structured packings: from detail to column desing, Delft, 1993. 183 p.
6. Volker E. Fluiddynamic in Packungskolonnen für Gas-Flüssig-Systeme, Düsseldorf, 1999. 104 p.