

Д. В. Елизаров, С. А. Мерзляков, И. Г. Мингалеев,  
Р. Р. Шавалеев

## ПОЛОЖЕНИЕ КОНТРОЛЬНЫХ ТАРЕЛОК РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН В ЗАВИСИМОСТИ ОТ СОСТАВА ПИТАНИЯ

*Ключевые слова:* ректификация, эффективность, массообмен, гидродинамическая аналогия, контрольная тарелка.

*Предлагается метод определения контрольных тарелок в аппаратах ректификации на основе значений температуры, полученных в точках, где ее градиент максимален. Показано влияние эффективности на положение контрольной тарелки при разделении смеси углеводородов.*

*Keywords:* rectification, efficiency, mass transfer, hydrodynamic analogy, control tray.

*Rectification control design based on the temperature values obtained at the maximum gradient points is proposed. The influence of efficiency on control tray position is showed.*

Массообменные процессы разделения углеводородов на фракции составляют основу всех нефтеперерабатывающих производств. Процессы ректификации углеводородов проводят в ректификационных колоннах тарельчатого или насадочного типов. О разделительной способности ректификационной установки судят по значениям концентраций получаемых продуктов разделения в дистилляте и кубовом остатке. Достижение требуемых значений концентраций на концах колонны предполагает поддержание температуры в аппарате в заданных пределах, при воздействии возмущающих параметров: изменении состава, расхода и температуры исходной смеси. Применение систем автоматического управления позволяет поддерживать температуру в аппарате на заданном значении, которое, как правило, осуществляется с помощью изменения расхода греющего пара или флегмы.

Управление процессом ректификации реализуется с помощью одноконтурных или каскадных систем автоматического регулирования. Каскадные системы обладают меньшим временем регулирования, меньшей динамической ошибкой, что в итоге позволяет быстро привести регулируемый параметр к требуемому значению, снижая затраты за счет уменьшения расхода греющего пара. Наиболее часто реализуются следующие каскадные схемы управления процессом ректификации: регулирование расхода греющего пара с коррекцией по температуре куба колонны или регулирование расхода флегмы с коррекцией по температуре верха колонны.

Однако на практике изменение температуры в дистилляте и кубовом остатке при отклонении состава и расхода исходной смеси в пределах 10 – 20 % мало и находится ниже чувствительности приборов, поэтому не имеет смысла строить подобные схемы регулирования. Необходимо в качестве параметра в каскадных схемах регулирования использовать значение температуры в тех точках, где ее градиент максимален, а для этого необходимо иметь точное распределение температуры по высоте аппарата.

Моделирование процесса ректификации включает в себя решение уравнений потарельчатого материального и теплового балансов, определения эффективности контактного устройства или колонны, расчета теплофизических и гидродинамических параметров. Основная трудность при моделировании заключается в определении эффективности ступени разделения.

Эффективность ступени  $\eta_i$  имеет сложную зависимость от конструкции контактного устройства, которая определяет гидродинамический режим и структуру двухфазного потока, от теплофизических характеристик разделяемой смеси: вязкости, плотности, состава, температуры и давления. Такая зависимость обычно устанавливается в результате экспериментальных исследований лабораторных или пилотных макетов контактного устройства, при этом задача существенно усложняется невозможностью проведения исследований с реальными веществами. Кроме того, при переходе от лабораторного макета контактного устройства к промышленному варианту возникает проблема масштабного перехода

Эффективность ректификационных аппаратов разделения углеводородов можно оценивать, используя приближенные эмпирические зависимости, например [1,2]:

$$\eta_{\alpha\mu} = 0,492(\mu_{\text{ж}}\alpha)^{-0,245}, \eta_{\text{I}} = \eta_{\alpha\mu}(1 + \Delta),$$

$$\eta_2 = 0,17 - 0,616 \lg \sum_{i=1}^k x_{i,F} \mu_{i,F} \quad , \quad (1)$$

$$\eta_3 = 0,068 K_1^{0,1} K_2^{0,115}, K_1 = \omega_k h_{\text{пг}} / (S_{\text{св}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}), \quad (2)$$

$$K_2 = \sigma / (\omega_k \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}})$$

$$\eta_0 = \frac{N^T}{N_{\text{д}}}, \quad (3)$$

где  $\mu_{\text{ж}}$  – вязкость сырья в сПз,  $\alpha$  – коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов,  $\Delta$  – поправка на длину пути жидкости на тарелке,  $k$  – количество компонентов в питании,  $x_{i,F}$  – мольная концентрация компонента в питании и соответствующая ей динамическая вязкость  $\mu_{i,F}$ ,

$D_{ж}$  – коэффициент молекулярной диффузии,  $h_n$  – высота сливной перегородки,  $N^T$ ,  $N_D$  – число теоретических и действительных тарелок,  $\rho_r$ ,  $\rho_{ж}$  – плотность газа и жидкости,  $S_{св}$  – свободное сечение тарелки

Выражения (1), (2) получены путем обобщения опыта эксплуатации и моделирования разделения конкретных смесей и справедливы для конкретных контактных устройств и разделяемых смесей. Не все зависимости учитывают влияние гидродинамических параметров, геометрических особенностей контактного устройства и различных структур потока.

Допуская на тарелке полное перемешивание, эффективность ступени можно определить в виде [3]:

$$\eta_i = 1 - e^{-K_{yVi}/G}, \quad (4)$$

где  $K_{yVi}$  – объемный расход распределяемого вещества из одной фазы в другую на  $i$ -ой ступени,  $G$  – объемный расход парового потока в колонне.

Коэффициент массопередачи  $K_{yV} = K_{yA} D$  на ступени определяется на основе гидродинамической аналогии переноса импульса и массы в барботажном слое и записывается в виде [4,5,6]:

$$(\beta A_D)_s = \frac{u_{*s} \left[ (\rho_r \omega_0^2 / 2 + \rho_{ж} g h_{ст}) S_0 - S_k \rho_r \omega_k^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1s} S_{cs}} \sqrt{R_{1s}} (\rho_s u_{*s}^2 + 2\sigma / R_s)}, \quad (5)$$

$$(K_{yA}_D)_r^{-1} = (\beta A_D)_r^{-1} + m(\beta A_D)_ж^{-1}, \quad Re_s = \frac{u_{rp} h_{ф}}{2\nu_s}$$

$$h_{ф} = 2,45 d_3 \left[ \frac{\rho_r \omega_0^2}{g d_3 (\rho_{ж} - \rho_r)} \right]^{0,35}, \quad R_{1r} = \frac{11,6 \omega_0}{u_{*r}} \sqrt{\frac{C_{fr}}{2}},$$

$$\Delta h = 0,667 (q(1-\phi)^{-1})^{2/3}, \quad h_{ст} = h_n + \Delta h,$$

$$u_{*s} = \sqrt{\frac{\rho_r (\omega_0^2 - \omega_k^2) + 2\rho_{ж} g h_{ф}}{2\rho_s}}, \quad R_{1ж} = 11,6 \frac{u_{rp}}{u_{*ж}} \sqrt{\frac{C_{фж}}{2}},$$

$$C_{fs} = 0,058 Re_s^{-0,2}, \quad u_{rp} = \omega_0 - u_{*r} R_{1r}^{1/2} \arctg R_{1r}^{1/2},$$

где  $u_{*s}$  – динамическая скорость трения в пограничном слое на границе раздела фаз ( $s = r$  – газовая фаза,  $s = ж$  – жидкая фаза);  $\omega_0$ ,  $\omega_k$  – скорость пара в отверстиях и сечении колонны;  $S_0$ ,

$S_k$  – свободное сечение тарелки и колонны;  $h_{ст}$  – высота столба жидкости на тарелке;  $R_{1s}$  – число Рейнольдса для пограничного слоя;  $S_{cs}$  – число Шмидта;  $\sigma$  – поверхностное натяжение;  $R_s$  – эквивалентный радиус отверстия тарелки,  $h_{ст}$  – высота столба жидкости на тарелке,  $\Delta h$  – подпор жидкости над сливной планкой,  $q = L/\Pi$  – относительный объемный расход жидкости,  $\phi$  – газосодержание,  $\Pi$  – периметр сливной перегородки.

**Рассмотрим влияние состава питания исходной смеси на распределение температуры по высоте колонны при разделении смеси: изобутан, бутан.** Диаметр колонны – 3,6 м; количество действительных тарелок – 142; тип тарелки: клапанная двухпоточная; относительное свободное сечение тарелки – 0,083; номер тарелки питания – 64; расход питания, кг/ч – 39043; расход дистиллята, кг/ч – 15449,5; расход кубового остатка, кг/ч – 23593,6; флегмовое число – 8,645; давление верха, кПа – 577,6; давление кубового остатка, кПа – 628,2; температура верха, °C – 47; температура в кубе, °C – 60. В мольных долях концентрация регламентная концентрация изобутана составляет: в питании 0,39436; в кубе 0,02; в дистилляте 0,968.

Используя программный пакет HySys и эффективность ступеней, рассчитанную по выражениям (4), (5), произведен потарелочный расчет. Из-за большого количества тарелок в таблице 1 показаны значения температуры на концах колонны, при изменении количества изобутана (iC4) и бутана (nC4) на  $\pm 10\%$  относительно регламента.

Температура на концах колонны при изменении количества iC4 и nC4 в исходной разделяемой смеси практически не меняется, минимальный градиент составляет 0,01 °C, что ниже чувствительности промышленных приборов. Поэтому целесообразно для построения систем автоматического управления выбирать в колонне точки, в которых градиент температуры будет максимален при изменении состава и расхода исходной смеси.

**Таблица 1 – Влияние состава исходной смеси на температуру на концах колонны при разделении смеси бутан-изобутан**

| Компоненты питания | Регламентный состав           | Изменение состава относительно регламента |          |          |          |
|--------------------|-------------------------------|-------------------------------------------|----------|----------|----------|
|                    |                               | -10% iC4                                  | +10% iC4 | -10% nC4 | +10% nC4 |
|                    | кг/ч                          | кг/ч                                      | кг/ч     | кг/ч     | кг/ч     |
| iC4                | 15397                         | 13857                                     | 16936    | 15397    | 15397    |
| nC4                | 23646                         | 23646                                     | 23646    | 21281    | 26010    |
| Номер тарелки      | Распределение температуры, °C |                                           |          |          |          |
| 1                  | 43,53                         | 43,50                                     | 43,56    | 43,55    | 43,52    |
| 142                | 59,26                         | 59,25                                     | 59,26    | 59,28    | 59,23    |

Проведен потарелочный расчет, на основе регламентных данных, со значениями эффективности, полученными по эмпирическим зависимостям (1 – 3), и по выражениям (4, 5). На рис. 1 показан график распределения  $\Delta T$  по высоте колонны:

$$\Delta T = T_i - T_{i-1},$$

где  $T_{i-1}$  – температура жидкой смеси покидающей тарелку,  $T_i$  – температура жидкой смеси приходящая на тарелку.

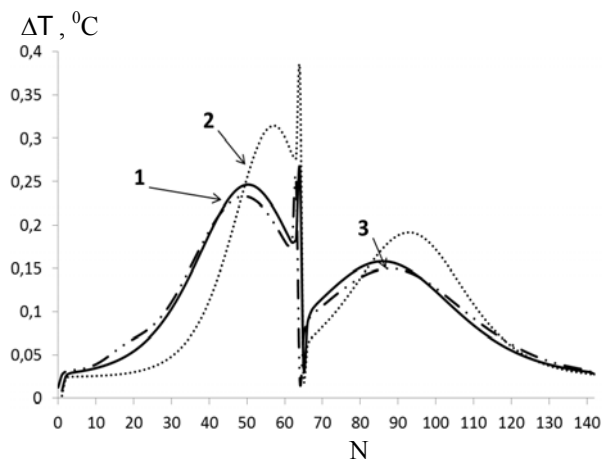


Рис. 1 - График распределения  $\Delta T$  по высоте колонны: 1 – эффективность рассчитана по (4) и (5); 2 – по (2); 3 – по (3)

Номер контрольной тарелки необходимо выбирать из условия:

$$N^t = \max \Delta T_i = \max (T_{i-1} - T_i), 1 \leq i < N_f, \quad (6)$$

$$N^b = \max \Delta T_i = \max (T_{i-1} - T_i), N_f \leq i \leq N$$

где  $N^t$  и  $N^b$  – номер контрольной тарелки в верхней и нижней секциях,  $N_f$  – номер тарелки питания,  $N$  – общее количество тарелок в колонне.

Из условия (6) номер контрольной тарелки при эффективности, полученной по (4), (5), –  $N^t = 50$ ,  $N^b = 82$ , по (2) –  $N^t = 56$ ,  $N^b = 93$ , по (3) –  $N^t = 50$ ,  $N^b = 89$ . Номера контрольных тарелок, полученные при расчете эффективности на основе гидродинамической аналогии (4), (5) и по общепринятой зависимости (3), близки. Для расчета эффективности предлагается использовать выражения (4) и (5), т.к. они учитывают влияние конструктивных, теплофизических и гидродинамических параметров при минимальном привлечении эмпирических зависимостей.

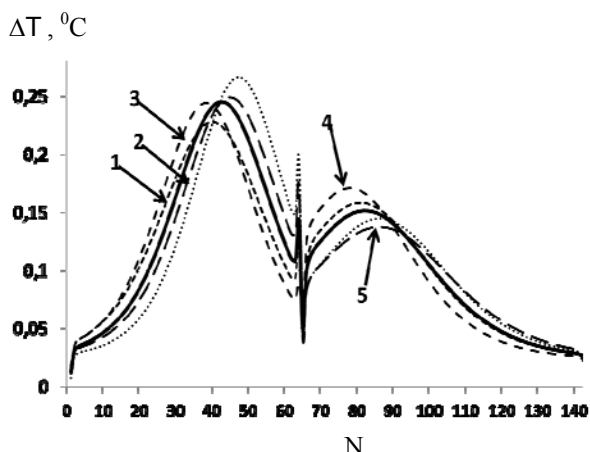


Рис. 2 - График распределения  $\Delta T$  по высоте колонны при переменном составе исходной смеси

Используя значения эффективности, полученные на основе гидродинамической аналогии (4) и (5), проведен потарелочный расчет в среде HySys при изменении количества  $iC4$  и  $nC4$  в

исходной смеси на  $\pm 10\%$  относительно регламента. На рис. 2 показано распределение  $\Delta T$  по высоте колонны с исходными данными, приведенными в таблице 1. В таблице 2 приведены номера контрольных тарелок полученных из условия (6).

Таблица 2 – Номер контрольной тарелки при изменении состава относительно регламента

| Обозначение | Регламентный состав | Изменение состава относительно регламента |            |            |            |
|-------------|---------------------|-------------------------------------------|------------|------------|------------|
|             |                     | -10% $iC4$                                | +10% $iC4$ | -10% $nC4$ | +10% $nC4$ |
| $N^t$       | 50                  | 47                                        | 40         | 38         | 45         |
| $N^b$       | 82                  | 86                                        | 81         | 78         | 86         |

На положение контрольной тарелки влияет количество легкого и тяжелого компонентов в исходной смеси.

Рассмотрим влияние состава питания распределение температуры по высоте колонны при разделении смеси: пропан ( $C3$ ), изобутан ( $iC4$ ), бутан ( $nC4$ ), изопентан ( $iC5$ ), пентан ( $nC5$ ), гексан ( $nC6$ ). Диаметр колонны – 3,8 м; количество действительных тарелок – 71; тип тарелки: клапанная двухпоточная; относительное свободное сечение тарелки – 0,0646; номер тарелки питания – 36; расход питания, кг/ч – 60000; расход дистиллята, кг/ч – 39043; расход кубового остатка, кг/ч – 20957; флегмовое число – 1.848; давление верха, кПа – 587,7; давление кубового остатка, кПа – 638,3; температура верха,  $^{\circ}C$  – 58; температура куба,  $^{\circ}C$  – 106; температура питания,  $^{\circ}C$  – 82. Для расчета эффективности на основе гидродинамической аналогии примем исходную смесь как сумму двух ключевых компонентов: бутановая фракция, ключевой компонент – бутан; пентановая фракция, ключевой компонент – изопентан. Содержание НК компонента (пропана, изобутана и бутана) в мол.д. составляет:  $x_0 = 7,5 \cdot 10^{-5}$ ,  $x_f = 0,7027$ ,  $x_N = 0,9984$ .

Таблица 3 – Изменение состава питания относительно регламента

| Компоненты питания | Регламентный состав | Изменение состава питания относительно регламента |            |            |            |
|--------------------|---------------------|---------------------------------------------------|------------|------------|------------|
|                    |                     | -10% $nC4$                                        | +10% $nC4$ | -10% $iC5$ | +10% $iC5$ |
|                    | кг/ч                | кг/ч                                              | кг/ч       | кг/ч       | кг/ч       |
| $C3$               | 60                  | 60                                                | 60         | 60         | 60         |
| $iC4$              | 15390               | 15390                                             | 15390      | 15390      | 15390      |
| $nC4$              | 23586               | 21227                                             | 25944      | 23586      | 23586      |
| $iC5$              | 9006                | 9006                                              | 9006       | 8105       | 9906       |
| $nC5$              | 9132                | 9132                                              | 9132       | 9132       | 9132       |
| $nC6$              | 2826                | 2826                                              | 2826       | 2826       | 2826       |

Проведен потарелочный расчет с помощью программного пакета HySys. Эффективность рассчитана по ключевым компонентам, по выражениям (4) и (5).

На рис.3 показано распределение  $\Delta T$  по высоте колонны при изменении количества nC4 и iC5 в питании на  $\pm 10\%$  относительно регламента таблица 3.

Номера контрольных тарелок выбираются из условия (6), их значения приведены в таблице 4.

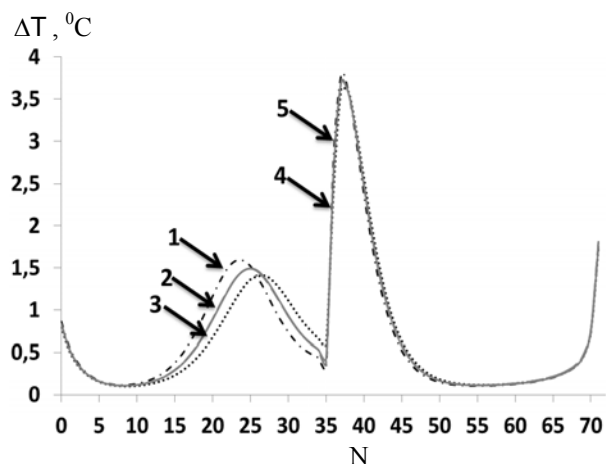


Рис. 3 - График распределения  $\Delta T$  по высоте колонны при переменном составе исходной смеси: 1 – регламентные значения состава исходной смеси; 2 – изменение количества nC4 на -10%; 3 – изменение количества nC4 на +10%; 4 – изменение количества iC5 на -10%; 5 – изменение количества iC5 на +10%.

Таблица 4 – Номер контрольной тарелки при изменении состава относительно регламента

| Обозначение | Регламентный состав | Изменение состава относительно регламента |          |          |          |
|-------------|---------------------|-------------------------------------------|----------|----------|----------|
|             |                     | -10% nC4                                  | +10% nC4 | -10% iC5 | +10% iC5 |
| $N^t$       | 24                  | 37                                        | 25       | 25       | 25       |
| $N^b$       | 37                  | 37                                        | 37       | 37       | 37       |

Из полученных результатов, можно сделать вывод, что положение контрольной тарелки зависит от состава и расхода исходной смеси и для определения положения контрольных тарелок необходимо провести потарелочный расчет состава и температуры с точными значениями эффективности.

Работа выполнена в рамках гранта Президента РФ для государственной поддержки молодых российских ученых № 14.Z56.14.5663-МД.

#### Литература

1. Е.Н. Судаков, *Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки*. Химия, Москва, 1979. 568 с.
2. К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков, *Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии*. Химия, Ленинград, 1987. 576 с.
3. В.В. Кафаров, *Основы массопередачи*. Высшая школа, Москва, 1972. 496 с.
4. Д.В. Елизаров, В.И. Елизаров, С.А. Мерзляков, *Вестник Казан. технол. ун-та*, **16**, 12, 206-210 (2013)
5. В.И. Елизаров, Д.В. Елизаров, С.А. Мерзляков, С.Г. Дьяконов, *Теор. основы хим. технол.*, **46**, 5, 483-490 (2012)
6. С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, Д.В. Елизаров, С.А. Мерзляков, *Вестник Казан. технол. ун-та*, **3**, 1, 57-63 (2009)