

Задача поиска параметров технологического режима, обеспечивающих выполнение заданных требований в условиях промышленной эксплуатации действующих объектов, со временем не теряет своей актуальности, несмотря на динамичное развитие систем автоматизированного управления. Частое изменение параметров сырья требует постоянной корректировки режимных параметров (температуры, давления, расходов теплоносителя, флегмы, экстрагента, растворителя и т.д.). Более того, не редко возникает необходимость перехода на новый технологический режим. Решение задачи путем проведения промышленного эксперимента имеет высокие экономические и технологические риски, в особенности для крупнотоннажных производств. Применение методов физического моделирования сопровождается проблемой масштабного перехода и временными затратами. В этой связи целесообразно использование математического моделирования [1] и современных программных продуктов с дальнейшей разработкой аналитических зависимостей для расчета режимных параметров. В качестве объекта исследования выбрана установка выделения 1,3-бутадиена из сырьевой фракции углеводородов C4 завода этилена ОАО «Нижнекамскнефтехим». Основной стадией является процесс первичной экстрактивной дистилляции (рис. 1) с применением экстрагента - диметилформамида (ДМФА). Применение ДМФА необходимо в связи с тем, что разделяемые компоненты фракции C4 имеют близкие температуры кипения. Температура кипения экстрагента намного выше температуры кипения углеводородов. Целевые компоненты сырья - 1,3-бутадиен и сопутствующие 1,2-бутадиен, винилацетиленистые хорошо растворимы в ДМФА. Второй целевой компонент сырья - бутилен-изобутиленовая фракция (БИФ) - труднорастворима в экстрагенте. ДМФА обладает избирательным действием, поэтому хорошо растворимая бутадиеновая фракция выводится кубом из колонны, а труднорастворимая фракция БИФ - верхом колонны. Рис. 1 - Принципиальная технологическая схема узла экстрактивной ректификации 1,3-бутадиена с применением ДМФА. Конструктивно колонна G-DA-101AB выполнена из 2-х последовательно обвязанных колонн G-DA-101A и G-DA-101B. Испаренная фракция C4 (табл. 1) с температурой 40-50 оС в качестве питания подается на 1, 9 или 17 тарелки колонны G-DA-101B. Расход растворителя с температурой 30-40 оС в колонну G-DA-101A подбирается из расчета 1:5,5 расхода сырья. ДМФА, насыщенный бутадиеновой фракцией, с куба колонны G-DA-101A подается насосом на 1-ю тарелку колонны G-DA-101B. Верхние 7 шт. тарелок колонны G-DA-101A, расположенные выше ввода ДМФА, служат ректификационной частью, обеспечивающей полное удаление ДМФА из дистиллата. Пары БИФ с верха колонны G-DA-101A поступают в межтрубное пространство дефлегматора G-EA-102, конденсируются и собираются во флегмовую емкость поз. G-FA-102. Часть БИФ из емкости G-FA-102 подается на орошение колонны G-DA-101A, другая часть БИФ откачивается на дальнейшую очистку. Таблица 1 - Параметры

сырьевой фракции Компонент Температура кипения, 0С Состав, % масс.

|               |       |      |                 |      |       |               |      |       |              |      |       |
|---------------|-------|------|-----------------|------|-------|---------------|------|-------|--------------|------|-------|
| Изобутан      | -11,7 | 0,72 | Альфа-булителин | -5,9 | 24,84 | 1,3-Бутадиен  | -4,5 | 45,00 | Н-бутан      | -0,5 | 18,04 |
| Транс-2-бутен | 0,9   | 4,20 | Цис-2-бутен     | 3,7  | 5,53  | Винилацетилен | 5,1  | 1,42  | 1,2-Бутадиен | 9,9  | 0,25  |

В случае изменения характеристик сырья расходы дистиллята и кубового остатка колонны рассчитываются на основе анализа материального баланса процесса [2]. Давление и температура в аппарате выбираются из условия минимума энергозатрат и поддерживаются путем изменения расходов теплоносителей в теплообменной аппаратуре. Рассмотрим задачу получения аналитической зависимости для расчета флегмового числа в колонне.

Компьютерная модель установки построена в среде HYSYS 3.1. Разрезная колонна G-DA-101AB смоделирована как единый аппарат со 181 действительной тарелкой. Задано среднее значение к.п.д. клапанных тарелок - 0,6. Для расчета равновесия в системе выбрана модель НРТЛ.

Таблица 2 - Параметры технологического режима

| Параметр  | Требования регламента | Промышленные данные | Результаты расчета, % |
|---|-----------------------|---------------------|-----------------------|
| Температура верха G-DA-101 A, 0С                  | не более 42           | 38                  | 41,72                 |
| Температура верха G-DA-101 B, 0С                  | не более 66           | 60                  | 69,38                 |
| Температура куба G-DA-101 A, 0С                   | не более 64           | 69,30               | 8,3                   |
| Температура куба G-DA-101 B, 0С                   | не более 132          | 128                 | 123,50                |
| Давление верха G-DA-101 A, атм                    | не более 4            | 3,2                 | 3,40                  |
| Давление верха G-DA-101 B, атм                    | не более 4,28         | 4,27                | 15,4                  |
| Давление куба G-DA-101 A, атм                     | не более 5,1          | 4,5                 | 5,10                  |
| Давление куба G-DA-101 B, атм                     | не более 13,3         | 13,3                | 3,00                  |
| Расход питания, т/ч                               | 17,40                 | 17,40               | 0,0                   |
| Расход ДМФА, т/ч                                  | 98,00                 | 98,00               | 0,0                   |
| Расход дистиллята (БИФ), т/ч                      | 8,60                  | 8,60                | 0,0                   |
| Расход кубового остатка (ДМФА, 1,3-бутадиен), т/ч | 106,80                | 106,80              | 0,0                   |

Таблица 3 - Составы продуктов разделения

| Компонент                            | Требования регламента, % масс. | Промышленные данные, % масс. | Результаты расчета, % масс. |
|--------------------------------------|--------------------------------|------------------------------|-----------------------------|
| Дистиллят (БИФ)                      |                                |                              |                             |
| Изобутан                             | не более 1,0                   | 0,26                         | 0,25                        |
| Альфа-булителин                      | не более 3,8                   | 3,8                          | 38,61                       |
| 1,3-Бутадиен                         | не более 5,5                   | 5,5                          | 7,33                        |
| Транс-2-бутен                        | не более 7,05                  | 3,8                          | 7,05                        |
| Цис-2-бутен                          | не более 3,48                  | 5,06                         | 45,4                        |
| Винилацетилен                        | не более 0,00                  | 0,00                         | 0,00                        |
| 1,2-Бутадиен                         | не более 0,00                  | 0,00                         | 0,00                        |
| ДМФА                                 | не более 0,002                 | 0,000                        | 0,001                       |
| Кубовый остаток (ДМФА, 1,3-Бутадиен) |                                |                              |                             |
| Изобутан                             | не контролируется              | 0,000                        | 0,000                       |
| Альфа-булителин                      | не более 0,047                 | 0,047                        | 7,311                       |
| 1,3-Бутадиен                         | не более 7,311                 | 7,311                        | 0,000                       |
| Н-бутан                              | не более 0,117                 | 0,117                        | 0,117                       |
| Транс-2-бутен                        | не более 0,493                 | 0,493                        | 0,231                       |
| Цис-2-бутен                          | не более 0,231                 | 0,231                        | 0,041                       |
| Винилацетилен                        | не более 0,041                 | 0,041                        | 91,760                      |

Результаты моделирования, а также данные промышленной эксплуатации приведены в табл. 2, 3. Погрешность расчета  $\epsilon$  определена по формуле:  $\epsilon = \frac{|D_{расч} - D_{промп}|}{D_{промп}}$ , где  $D_{расч}$  - расчетное значение величины,  $D_{промп}$  - данные промышленной эксплуатации,  $\epsilon$  - погрешность расчета режимных параметров 6,6 % (максимальное - 15,4 %), среднее значение погрешности расчета концентраций 7,15 % (максимальное - 45,4 %). Учитывая малое содержание цис-2-бутена в дистилляте, результаты моделирования следует считать приемлемыми. Получение компьютерной модели не является конечным результатом. Действительно, с ее помощью можно установить требуемый технологический режим методом перебора. Однако в условиях

