

Модификация блока ректификации фенола и ацетона путём монтажа рекуператора на узле разложения гидроперекиси на основе математического моделирования

К.С. Широченко¹, Р.М. Узянбаев^{1,2}, А.В. Сафронов¹

¹Уфимский государственный нефтяной технический университет, Космонавтов 1, Уфа, Россия, 450062

²Национальный исследовательский Мордовский государственный университет им. Огарёва, Большевикская 38, Саранск, Россия, 430005

Аннотация. С использованием методов математического моделирования реализована новая технология экономии водяного пара, путём использования тепла, образующегося в процессе протекания реакции в целях преднагрева сырья перед подачей в подогреватель. Использование новой схемы позволило исключить забивку солями аппаратов подогрева окислительной шихты и кипятильников узла дистилляции. При этом производительность каждой системы дистилляции выросла на 10%. По состоянию на данный момент, тепло, образуемое за счёт химической реакции разложения на второй ступени никак не используется и сразу поступает в холодильник для последующего охлаждения. Для рекуперации тепла реакционной массы разложения (РМР) предлагается перед холодильником (апп.64/2) установить рекуператор который будет отдавать тепло РМР после реактора (апп.60/3) в результате чего произойдёт снижение потребление пара 0,6МПа в подогревателе (апп.64/1). На основе изученных закономерностей и полученных экспериментальных данных разработана система управления усовершенствованным.

1. Введение

Целью данной работы является экономия энергоносителя (Пар 0,6 МПа). По состоянию на данный момент, тепло, образуемое за счёт химической реакции разложения на второй ступени никак не используется и сразу поступает в холодильник для последующего охлаждения [1-4]. Для рекуперации тепла РМР предлагается перед холодильником (апп.64/2) установить рекуператор который будет отдавать тепло РМР после реактора (апп.60/3) в результате чего произойдёт снижение потребление пара 0,6МПа в подогревателе (апп.64/1).

2. Описание существующей технологической схемы

При проведении процесса разложения гидроперекись изопропилбензола (ГП ИПБ) в реакционной массе разложения (РМР) образуется до 10% перекиси изопропилбензола (П ИПБ), разложение которой происходит при нагревании до 93°C на второй ступени.

РМР с первой ступени разложения ГП ИПБ насосом (апп.59/3,4) с температурой 48°C подается в подогреватель (апп.64/1), нагревается паром 0,6МПа до температуры 93°C и поступает в реактор (апп.60/3), где происходит разложение П ИПБ с выделением тепла (РМР нагревается до 100°C по фактическим данным после реактора (апп.60/3) РМР охлаждается до 50°C и поступает в емкость (апп. 65) (рисунок 1).

3. Предлагаемая технологическая схема

Для рекуперации тепла РМР предлагается перед холодильником (апп.64/2) установить рекуператор который будет отдавать тепло РМР после реактора (апп.60/3) в результате чего произойдёт снижение потребление пара 0,6МПа в подогревателе (апп.64/1) (рисунок 2).

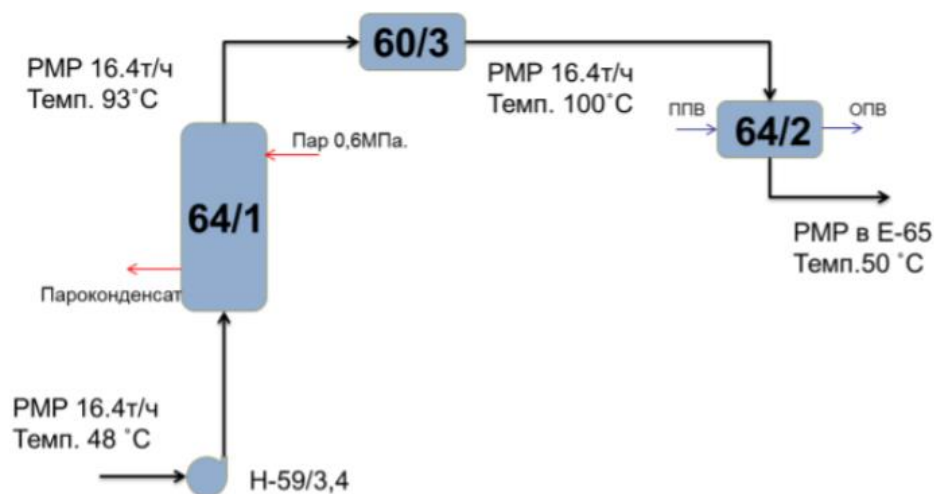


Рисунок 1. Существующая технологическая схема.

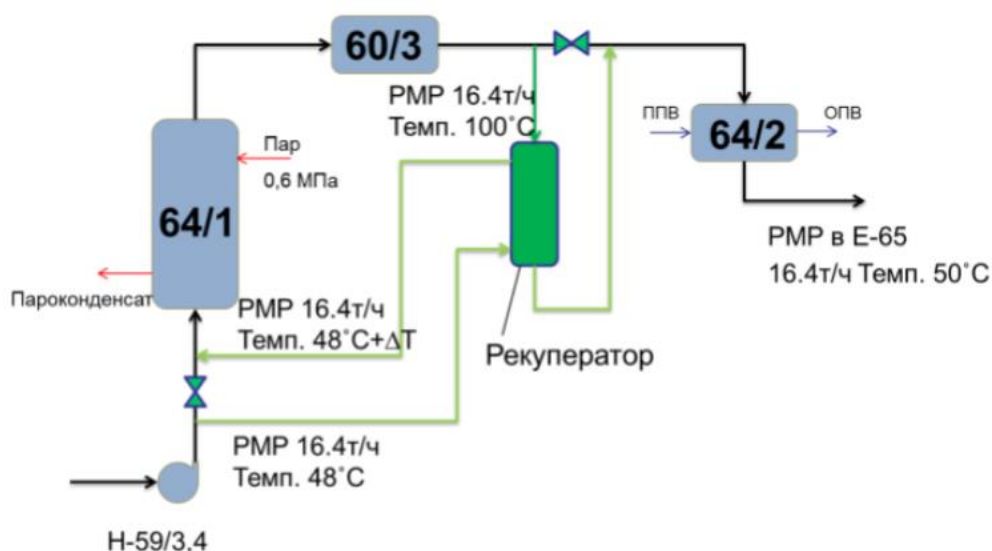


Рисунок 2. Предлагаемая технологическая схема.

4. Методы математического моделирования процесса ректификации

Математическое моделирование – метод исследования процессов или явлений на математических моделях с применением ЭВМ [5]. Современный уровень развития вычислительной техники расширяет возможности использования метода математического моделирования при исследовании химических реакций[6], лежащих в основе промышленных процессов; а также при проектировании технологических схем новых и модернизируемых производств химической промышленности. Процессы, связанные с химической технологией, очень сложны.

Создается математическая модель отдельных аппаратов, базирующиеся на моделях процессов, протекающих в этих аппаратах, а затем моделируются технологические схемы, связывающие эти аппараты в единый технологический процесс.

Процессы химической технологии – это сложные физико-химические системы, имеющие двойственную детерминировано-стохастическую природу, переменные в пространстве и во времени.

Ключ к решению данной задачи даёт применение метода математического моделирования, базирующегося на основе стратегии системного анализа[7,8], сущность которого заключается в представлении процесса как сложной взаимодействующей иерархической системы с последующим качественным анализом её структуры, разработкой математического описания и оценкой неизвестных параметров.

5. Расчётная часть и вывод

Исходные данные:

расход РМР, $G = 16400 \text{ кг/ч}$;

удельная теплоемкость РМР, $c_p = 0,47 \text{ ккал/кг } ^\circ\text{C}$;

начальная и конечная температура РМР 48°C 100°C .



Рисунок 3. Рекуператор.

Количество тепла, затрачиваемое на нагрев РМР до 93°C :

$$Q1 = G \cdot c_p \cdot \Delta T$$

где ΔT разность температур принимаем из расчета $\Delta T = (93-48) = 45$

$$Q1 = 16400 \cdot 0,47 \cdot 45 = 0,35 \text{ Гкал/ч}$$

средняя температура в рекуператоре: $(100+48)/2 = 74$.

Теплопотребление после рекуперации тепла

$$Q2 = G \cdot c_p \cdot \Delta T_{cp}$$

$$Q2 = 16400 \cdot 0,47 \cdot (93-74) = 0,15 \text{ Гкал/ч}$$

Таким образом, экономия теплопотребления при 10% потерях составит

$$\Delta Q = (Q1 - Q2) \cdot 0,90 = 0,217 \text{ Гкал/ч}$$

5.1 Определение действительного объема газов.

Исходными данными для расчёта послужили:

Температура газов на входе в рекуператор. $t^{11} = 980^\circ\text{C}$.

Температура воздуха на входе в рекуператор. $t^{21} = 200^\circ\text{C}$.

Температура воздуха на выходе из рекуператора. $t^{22} = 250^\circ\text{C}$.

Объём газов на выходе из печи.

$$V_r^п = V_r^* + (\alpha - 1) \cdot V^{теор} = 10,76 + (1,1 - 1) \cdot 9,58 = 11,72 \text{ м}^3 / \text{м}^3$$

Где:

$$V_r^* = 10,76 \text{ м}^3 / \text{м}^3 \text{ принимаем по [2]}$$

$\alpha = 1,1$ - Коэффициент избытка воздуха в продуктах сгорания на выходе из печи.

$V^{теор} = 5,58 \text{ м}^3 / \text{м}^3$ - Теоретически необходимый объём воздуха для сжигания 1 м^3 топлива.

Объём газов на входе и выходе из рекуператора.

$$V_r^{вх} = V_r^1 + (\Delta\alpha \cdot V^{теор}) = 11,72 + (0,05 \cdot 9,58) = 12,2 \text{ м}^3 / \text{м}^3$$

$$V_r^{вых} = V_r^{вх} + (\Delta\alpha_{рек} \cdot V^{теор}) = 12,2 + (0,03 \cdot 9,58) = 12,49 \text{ м}^3 / \text{м}^3$$

$\Delta\alpha = 0,05$ Присос воздуха через неплотности газохода.

$\Delta\alpha_{\text{рек}} = 0,03$ Присос воздуха через неплотности рекуператора.

Объём трёх атомных газов и воды в продуктах сгорания:

$$V_{\text{газ}} = 1,2 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

$$V_{\text{воды}} = V_{\text{воды}}^{\text{техн}} + 0,0161 * (\alpha_{\text{рек}} - 1) * V^{\text{техн}} = 2,14 + 0,0161 * (1,15 - 1) * 9,58 = 2,16 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

$$V_{\text{газ}} = 0,79 * V^{\text{техн}} + 0,01 * N_p + (0,79 * V^{\text{техн}} * (\alpha_{\text{газ}} - 1)) = 7,6 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

$V^{\text{техн}} = 9,58 \text{ м}^3/\text{м}^3$ Теоретически необходимый объём воздуха для сжигания 1 м^3 топлива.

$N_p = 2,6\%$ Содержание азота в топливе % [2]

5.2 Экономическая часть

Экономия пара 0.6МПа составит 0,17Гкал/ч (1489,2Гкал/год) стоимость 1Гкал 1000руб экономия 1489,2 тыс.руб в год.

Затраты на проектировку, оборудование и монтаж на аналогичный пластинчатый подогреватель (апп.4а) составили 1984 тыс. руб. (по ценам 2016г.)

Таким образом, затраты на осуществление проекта окупятся ~16 месяцев и долгосрочной перспективе обеспечат экономию пара на узле разложения ГП ИПБ порядка 50-60% (около 1000 тыс. руб. в год).

6. Литература

- [1] Кружалов, Б.Д. Совместное получение фенола и ацетона / Б.Д. Кружалов, Б.И. Голованенко. – М: Государственное научно-техническое издательство химической литературы, 1963. – 200 с.
- [2] Ананьева, Е.А. Современное состояние и перспективы развития процессов получения фенола. I. Обзор рынка и современное состояние процессов получения фенола / Е.А. Ананьева, Е.В. Егорова, Л.В. Ларин // Вестник МИТХТ. – 2007. – Т. 2, № 2.
- [3] Ананьева, Е.А. Современное состояние и перспективы развития процессов получения фенола. II. Способы интенсификации процесса окисления изопропилбензола / Е.А. Ананьева, Е.В. Егорова, Л.В. Ларин // Вестник МИТХТ. – 2007. – Т. 2, №2.
- [4] Закошанский, В.М. Фенол и ацетон: Анализ технологий, кинетики и механизма основных реакций. – СПб.: ХИМИЗДАТ, 2009. – 608 с.
- [5] Слинько, М.Г. Основы и принципы математического моделирования каталитических процессов. – Новосибирск, 2004. – 488 с.
- [6] Губайдуллин, И.М. Современные технологии высокопроизводительных вычислений при моделировании детального механизма реакции каталитического гидроалюминирования олефинов / И.М. Губайдуллин, К.Ф. Коледина, Ю.Б. Линд // Наука и образование: научное издание МГТУ им. Н.Э. Баумана. – 2011. – № 6. – С. 10.
- [7] Новичкова, А.В. Информационные системы моделирования реакционной способности алкенов в реакции гидроалюминирования олефинов триизобутилалюминием / А.В. Новичкова, Ю.О. Бобренева, И.М. Губайдуллин, К.Ф. Коледина // Электротехнические и информационные комплексы и системы. – 2014. – Т. 10, № 3. – С. 55-61.
- [8] Коледина, К.Ф. Информационная система построения кинетической модели каталитической реакции, планирование экономически оптимального химического эксперимента / К.Ф. Коледина, С.Н. Коледин, И.М. Губайдуллин, Р.Р. Сафин, И.В. Ахметов // Системы управления и информационные технологии. – 2015. – Т. 61, № 3. – С. 79-84.

Modification of the phenol and acetone rectification unit by mounting the heat exchanger at the decomposition unit of hydroperoxide based on mathematical modeling

K.S. Shirochenko¹, R.M. Uzyanbaev^{1,2}, A.V. Safronov¹, I.M. Gubaydullin^{1,3}

¹Ufa State Petroleum Technological University, Kosmonavtov str. 1, Ufa, Russia, 450062

²National Research Mordovia State University, Bolshevistskaya St. 68, Saransk, Russia, 430005

³Institute of Petrochemistry and Catalysis of the Russian Academy of Science, Oktyabrya St. 141, Ufa, Russia, 450075

Abstract. With the use of mathematical modeling methods, a new technology of saving water vapor has been implemented, by using the heat generated during the reaction process in order to pre-heat dyes before being fed into the preheater. The use of the new scheme made it possible to eliminate the blockage of salts of the oxidant charge preheaters and boilers of the distillation unit. At the same time, the performance of each distillation system increased by 10%. As of the moment, the heat generated by the chemical decomposition reaction in the second stage is not used at all and immediately goes into the refrigerator for subsequent cooling. For heat recovery of the decomposition reaction mass (DRM), it is proposed to install a heat exchanger before the cooler (app.64 / 2) that will release heat to the DRM after the reactor (app.60 / 3) resulting in a decrease in steam consumption of 0.6 MPa in the heater (app. 64/1). Based on the studied patterns and the obtained experimental data, a system has been developed to control the improved decomposition process of cumene hydroperoxide (CHP).