

# Новые методы математического моделирования процесса разложения гидроперекиси изопропилбензола промышленного производства фенола и ацетона

И.З. Байназаров<sup>1</sup>, И.В. Ахметов<sup>1,2</sup>, Р.В. Гафиятуллин<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Институт нефтехимии и катализа РАН, проспект Октября 141, Уфа, Россия, 450075

<sup>2</sup>Уфимский государственный нефтяной технический университет, Космонавтов 1, Уфа, Россия, 450062

**Аннотация.** В работе приводится обзор промышленного процесса получения фенола и ацетона с целью использования математических методов моделирования для выбора оптимальных режимных условий проведения процесса разложения ГПИПБ кумольным методом.

## 1. Введение

В настоящее время одним из перспективных направлений в органическом синтезе является производство фенола и ацетона через гидроперекись изопропилбензола[1].

Ранее нами был описан обзор технологического процесса и его роли[2].

В качестве объекта исследования выбран узел разложения РМО. Реакция разложения, являющаяся одной из стадий промышленного процесса совместного получения фенола и ацетона кумольным методом, во многом определяет селективность процесса в целом. Следует отметить, что за 60 лет существования промышленного процесса получения ГПИПБ не создана ни одна математическая модель промышленной реакции.

В настоящее время одним из перспективных направлений в органическом синтезе является производство фенола и ацетона гидроперекисью изопропилбензола. Товарные продукты совместного производства фенола имеют широкое применение в различных отраслях промышленности. Фенол является одним из важнейших продуктов синтеза и базовым продуктом крупных нефтехимических компаний. Продукт находит широкое применение, основная часть фенола перерабатывается в дифенилолпропан, фенолформальдегидные смолы, алкилфенолы, а также используется в процессах очистки нефтяных масел, в синтезе лекарственных средств, в производстве присадок масел и многих других химических продуктов.

Известный и основной метод синтеза фенола и ацетона основан на получении изопропилбензола (кумола) и гидроперекиси изопропилбензола. Настоящее исследование посвящено разработке «цифрового производства» фенола и ацетона стадии разложения гидроперекиси изопропилбензола.

Научная новизна работы заключается в разработке новых поколений эффективных, инновационных и доступных методов оптимизаций и систем совершенствований промышленного процесса производства узла разложения производства фенола и ацетона.

## 2. Математическая модель процесса разложения ГПИПБ

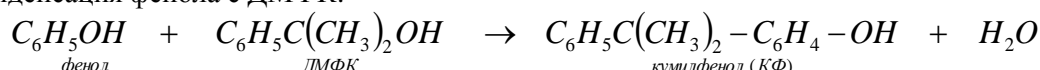
В промышленности наибольшее распространение получил способ разложения ГПИПБ в две стадии (двустадийный способ): на 1 стадии распадается основная масса ГПИПБ (схема 1), на 2 стадии реакционная масса разложения (РМР) нагревается до температуры, при которой доразлагается пероксид дикумила (ПДК) и не разложившийся ГПИПБ превращаются в фенол и ацетон:

– основная реакция:

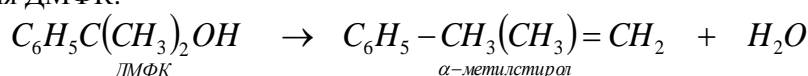


– побочные реакции:

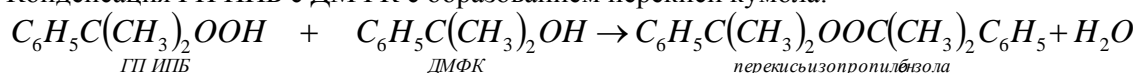
1. Конденсация фенола с ДМФК:



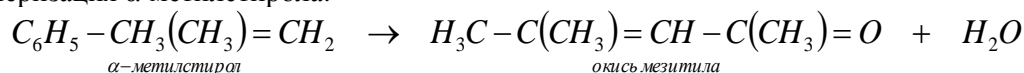
2. Дегидратация ДМФК:



3. Конденсация ГП ИПБ с ДМФК с образованием перекиси кумола:



4. Димеризация  $\alpha$ -метилстирола:



Реакция разложения – процесс экзотермический. Отвод тепла реакции осуществляется промышленной водой, подаваемой в трубное пространство реактора и путем циркуляции реакционной массы разложения (РМР) [2].

Осуществим расчет материального баланса по производству.

Пересчитаем производительность по товарному фенолу в кг/ч:

$$G_{T\Phi} = \frac{G_{T\Phi}^* \cdot 1000}{340 \cdot 24} \quad (1)$$

$$G_{T\Phi} = \frac{85000 \cdot 1000}{340 \cdot 24} = 10416,67 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество чистого фенола:

$$G_{\Phi}^{T\Phi} = G_{T\Phi} \cdot w_{\Phi}^{T\Phi} \quad (2)$$

$$G_{\Phi}^{T\Phi} = 10416,67 \cdot 0,9996 = 10412,5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество воды в товарном феноле:

$$G_{H_2O}^{T\Phi} = G_{T\Phi} \cdot w_{H_2O}^{T\Phi} \quad (3)$$

$$G_{H_2O}^{T\Phi} = 10416,67 \cdot 0,03\% = 3,12 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество АМС в товарном феноле:

$$G_{AMC}^{T\Phi} = G_{T\Phi} \cdot w_{AMC}^{T\Phi} \quad (4)$$

$$G_{AMC}^{T\Phi} = 10416,67 \cdot 0,005\% = 0,52 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество ИПБ в товарном феноле:

$$G_{ИПБ}^{T\Phi} = G_{T\Phi} \cdot w_{ИПБ}^{T\Phi} \quad (5)$$

$$G_{ИПБ}^{T\Phi} = 10416,67 \cdot 0,005\% = 0,52 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Примем потери фенола равными 0.5% от потенциала, тогда:

$$G_{\Phi}^{abc} = \frac{G_{\Phi}^{T\Phi}}{1 - x_{\Phi}^{пот}} \quad (6)$$

$$G_{\Phi}^{abc} = \frac{10412,5}{1 - 0,005} = 10464,82 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\Phi}^{\text{пот}} = G_{\Phi}^{\text{abc}} * x_{\Phi}^{\text{пот}} \tag{7}$$

$$G_{\Phi}^{\text{пот}} = 10464,82 * 0,005 = 52,32 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество образующегося кумилфенола:

$$G_{\text{КФ}}^{\text{ФС}} = G_{\Phi}^{\text{пот}} * \frac{212}{94} \tag{8}$$

$$G_{\text{КФ}}^{\text{ФС}} = 52,32 * \frac{212}{94} = 118,01 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество образующейся воды и реагирующего ДМФК по реакции (5):

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{p5}} = G_{\Phi}^{\text{пот}} * \frac{18}{94} \tag{9}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{p5}} = 52,32 * \frac{18}{94} = 10,02 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ДМФК}}^{\text{p5}} = G_{\Phi}^{\text{пот}} * \frac{136}{94} \tag{10}$$

$$G_{\text{ДМФК}}^{\text{p5}} = 52,32 * \frac{136}{94} = 75,7 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество технической гидроперекиси и ее компонентов:

$$G_{\text{ГПК}}^{\text{ГП}} = G_{\Phi}^{\text{abc}} * \frac{152}{94} \tag{11}$$

$$G_{\text{ГПК}}^{\text{ГП}} = 10464,82 * \frac{152}{94} = 16921,84 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ГП}} = \frac{G_{\text{ГПК}}^{\text{ГП}}}{w_{\text{ГПК}}^{\text{ГП}}} \tag{12}$$

$$G_{\text{ГП}} = \frac{16921,84}{0,89} = 19013,31 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ИПБ}}^{\text{ГП}} = G_{\text{ГП}} * w_{\text{ИПБ}}^{\text{ГП}} \tag{13}$$

$$G_{\text{ИПБ}}^{\text{ГП}} = 19013,31 * 0,017 = 323,23 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{АФ}}^{\text{ГП}} = G_{\text{ГП}} * w_{\text{АФ}}^{\text{ГП}} \tag{14}$$

$$G_{\text{АФ}}^{\text{ГП}} = 19013,31 * 0,015 = 285,2 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ДМФК}}^{\text{ГП}} = G_{\text{ГП}} * w_{\text{ДМФК}}^{\text{ГП}} \tag{15}$$

$$G_{\text{ДМФК}}^{\text{ГП}} = 19013,31 * 0,078 = 1483,04 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество ацетона, образующегося по реакциям (1) и (3):

$$G_{\text{Ац}}^{\text{abc}} = G_{\text{ГПК}}^{\text{ГП}} * \frac{58}{152} \tag{16}$$

$$G_{\text{Ац}}^{\text{abc}} = 16921,84 * \frac{58}{152} = 6457,02 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Примем потери ацетона равными 1% от потенциала, тогда:

$$G_{\text{Ац}}^{\text{ТА}} = G_{\text{Ац}}^{\text{abc}} * (1 - x_{\text{Ац}}^{\text{пот}}) \tag{17}$$

$$G_{\text{Ац}}^{\text{ТА}} = 6457,02 * (1 - 0,01) = 6392,45 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{Ац}}^{\text{пот}} = G_{\text{Ац}}^{\text{abc}} * x_{\text{Ац}}^{\text{пот}} \tag{18}$$

$$G_{\text{Ац}}^{\text{пот}} = 6457,02 * 0,01 = 64,57 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество окиси мезитила и воды, образующихся по реакции (7):

$$G_{\text{ОМ}}^{\text{УФ}} = G_{\text{Ац}}^{\text{пот}} * \frac{98}{2*58} \tag{19}$$

$$G_{\text{ОМ}}^{\text{УФ}} = 64,57 * \frac{98}{2*58} = 54,55 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{p7}} = G_{\text{Ац}}^{\text{пот}} * \frac{18}{2*58} \tag{20}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{p7}} = 64,57 * \frac{18}{2*58} = 10,02 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество товарного ацетона и воды, содержащейся в нем:

$$G_{\text{ТА}} = \frac{G_{\text{Ац}}^{\text{ТА}}}{w_{\text{Ац}}^{\text{ТА}}} \tag{21}$$

$$G_{\text{ТА}} = \frac{6392,45}{0,998} = 6405,26 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ТА}} = G_{\text{ТА}} * w_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ТА}} \tag{22}$$

$$G_{H_2O}^{TA} = 6405,26 * 0,002 = 12,81 \frac{кг}{ч}$$

Количество технической серной кислоты примем как 0,05% масс от количества технической гидроперекиси:

$$G_{PK} = G_{ГП} * \frac{G_{СК}}{G_{ГП}} \tag{23}$$

$$G_{PK} = 19013,31 * 0,0005 = 9,51 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{H_2SO_4}^{PK} = G_{PK} * w_{H_2SO_4}^{PK} \tag{24}$$

$$G_{H_2SO_4}^{PK} = 9,51 * 0,92 = 8,75 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{H_2O}^{PK} = G_{PK} * w_{H_2O}^{PK} \tag{25}$$

$$G_{H_2O}^{PK} = 9,51 * 0,08 = 0,76 \frac{кг}{ч}$$

Определим количество твердой щелочи как 3 кг на тонну товарного фенола:

$$G_{NaOH}^{PЩ} = G_{ТФ} * НР_{NaOH} \tag{26}$$

$$G_{NaOH}^{PЩ} = 10416,67 * 0,003 = 31,25 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{PЩ} = \frac{G_{NaOH}^{PЩ}}{w_{NaOH}^{PЩ}} \tag{27}$$

$$G_{PЩ} = \frac{31,25}{0,14} = 223,21 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{H_2O}^{PЩ} = G_{PЩ} * w_{H_2O}^{PЩ} \tag{28}$$

$$G_{H_2O}^{PЩ} = 223,21 * 0,86 = 191,96 \frac{кг}{ч}$$

Определим количество сульфата натрия и воды, образующихся по реакции (8):

$$G_{Na_2SO_4}^{BCP} = G_{H_2SO_4}^{PK} * \frac{142}{98} \tag{29}$$

$$G_{Na_2SO_4}^{BCP} = 8,75 * \frac{142}{98} = 12,67 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{H_2O}^{p8} = G_{H_2SO_4}^{PK} * \frac{2*18}{98} \tag{30}$$

$$G_{H_2O}^{p8} = 8,75 * \frac{2*18}{98} = 3,21 \frac{кг}{ч}$$

Определим количество непрореагировавшего NaOH:

$$G_{NaOH}^{BCP} = G_{NaOH}^{PЩ} - G_{H_2SO_4}^{PK} * \frac{2*40}{98} \tag{31}$$

$$G_{NaOH}^{BCP} = 31,25 - 8,75 * \frac{2*40}{98} = 24,11 \frac{кг}{ч}$$

Примем конверсию ДМФК равной 95%:

$$G_{DMFK}^{FC} = G_{DMFK}^{ГП} * (1 - x_{DMFK}^{общ}) \tag{32}$$

$$G_{DMFK}^{FC} = 1483,04 * (1 - 0,95) = 74,15 \frac{кг}{ч}$$

Количество ДМФК, прореагировавшего по реакции (4):

$$G_{DMFK}^{p4} = G_{DMFK}^{ГП} - G_{DMFK}^{FC} - G_{DMFK}^{p5} \tag{33}$$

$$G_{DMFK}^{p4} = 1483,04 - 74,15 - 75,7 = 1333,18 \frac{кг}{ч}$$

Определим количество АМС и воды, образующихся по реакции (4):

$$G_{AMC}^{abc} = G_{DMFK}^{p4} * \frac{118}{136} \tag{34}$$

$$G_{AMC}^{abc} = 1333,18 * \frac{118}{136} = 1156,73 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{H_2O}^{p4} = G_{DMFK}^{p4} * \frac{18}{136} \tag{35}$$

$$G_{H_2O}^{p4} = 1333,18 * \frac{18}{136} = 176,45 \frac{кг}{ч}$$

Примем потери АМС равными 35% от потенциала:

$$G_{AMC}^{yф} = G_{AMC}^{abc} * (1 - x_{AMC}^{пот}) \tag{36}$$

$$G_{AMC}^{yф} = 1156,73 * (1 - 0,35) = 751,88 \frac{кг}{ч}$$

$$G_{\text{АМС}}^{\text{пот}} = G_{\text{АМС}}^{\text{абс}} * x_{\text{АМС}}^{\text{пот}} \tag{37}$$

$$G_{\text{АМС}}^{\text{пот}} = 1156,73 * 0,35 = 404,86 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество димера АМС:

$$G_{\text{ДАМС}}^{\text{ФС}} = G_{\text{АМС}}^{\text{пот}} * \frac{236}{2*118} \tag{38}$$

$$G_{\text{ДАМС}}^{\text{ФС}} = 404,86 * \frac{236}{2*118} = 404,86 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество воды в водно-солевом растворе:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ВСР}} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{РК}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{РЩ}} - G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ТФ}} - G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ТА}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{P4}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{P5}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{P7}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{P8}} \tag{39}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ВСР}} = 0,76 + 191,96 - 3,12 - 12,81 + 176,45 + 10,02 + 10,02 + 3,21 = 376,49 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество ДЭГ, уносимого с фенольной смолой как 2 кг на тонну товарного фенола:

$$G_{\text{ДЭГ}}^{\text{ФС}} = G_{\text{ТФ}} * \text{НР}_{\text{ДЭГ}} \tag{40}$$

$$G_{\text{ДЭГ}}^{\text{ФС}} = 10416,67 * 0,002 = 20,83 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим количество углеводородной фракции, фенольной смолы и водно-солевого раствора:

$$G_{\text{УФ}} = G_{\text{ИПБ}}^{\text{УФ}} + G_{\text{АМС}}^{\text{УФ}} + G_{\text{ОМ}}^{\text{УФ}} \tag{41}$$

$$G_{\text{УФ}} = 323,23 + 751,88 + 54,55 = 1129,65 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ФС}} = G_{\text{КФ}}^{\text{ФС}} + G_{\text{ДАМС}}^{\text{ФС}} + G_{\text{АФ}}^{\text{ФС}} + G_{\text{ДМФК}}^{\text{ФС}} + G_{\text{ДЭГ}}^{\text{ФС}} \tag{42}$$

$$G_{\text{ФС}} = 118,01 + 404,86 + 285,2 + 74,15 + 20,83 = 903,05 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ВСР}} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ВСР}} + G_{\text{NaOH}}^{\text{ВСР}} + G_{\text{Na}_2\text{SO}_4}^{\text{ВСР}} \tag{43}$$

$$G_{\text{ВСР}} = 376,49 + 24,11 + 12,67 = 413,28 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим приход и расход:

$$G_{\text{прих}} = G_{\text{ГП}} + G_{\text{РК}} + G_{\text{РЩ}} + G_{\text{ДЭГ}}^{\text{ФС}} \tag{44}$$

$$G_{\text{прих}} = 19013,31 + 9,51 + 223,21 + 20,83 = 19266,86 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{расх}} = G_{\text{ТФ}} + G_{\text{ТА}} + G_{\text{УФ}} + G_{\text{ФС}} + G_{\text{ВСР}} \tag{45}$$

$$G_{\text{расх}} = 10416,67 + 6405,26 + 1129,65 + 903,05 + 413,28 = 19266,86 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Результаты расчета материального баланса по производству сведем в таблицу 4.1.

**Таблица 1.** Материальный баланс производства.

Вещество	G, кг/ч	% масс
1	2	3
<b>ПРИХОД</b>		
ГП ИПБ техническая, в т.ч.	19013,31	98,684
ГП ИПБ	16921,84	87,829
Кумол	323,23	1,678
Ацетофенон	285,2	1,48
ДМФК	1483,04	7,697
Серная кислота техническая, в т.ч.	9,51	0,049
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8,75	0,045
H <sub>2</sub> O	0,76	0,004
Раствор щелочи, в т.ч.	223,21	1,159
NaOH	31,25	0,162
H <sub>2</sub> O	191,96	0,996
Диэтиленгликоль	20,83	0,108
<b>Итого</b>	<b>19266,86</b>	<b>100</b>
<b>РАСХОД</b>		
Товарный фенол, в т.ч.	10416,67	54,062

Фенол	10412,5	54,041
Вода	3,12	0,016
$\alpha$ -метилстирол	0,52	0,003
Кумол	0,52	0,003
Товарный ацетон, в т.ч.	6405,26	33,243
Ацетон	6392,45	33,177
Вода	12,81	0,066
1	2	3
Углеводородная фракция, в т.ч.	1129,65	5,86
Кумол	323,23	1,678
$\alpha$ -метилстирол	751,88	3,902
Окись мезитила	54,55	0,283
Фенольная смола, в т.ч.	903,05	4,687
Кумилфенол	118,01	0,612
Димер АМС	404,86	2,101
Ацетофенон	285,2	1,48
ДМФК	74,15	0,385
Диэтиленгликоль унесенный	20,83	0,108
Водно-солевой раствор, в т.ч.	413,28	2,145
Вода	376,49	1,954
NaOH	24,11	0,125
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12,67	0,066
Итого	19266,86	100

В настоящее время норму технологического режима узла разложения ГПИПБ регулируют исключительно количеством рецикла потока. Анализ состава реакционной массы показывает, что на первой стадии разложения образуется около 2-3 % компонентов смолы фенола. С целью повышения эффективности работы узла разложения ГПИПБ и оптимизации процесса в целом нами разрабатывается математическая модель на реально существующем производстве фенола и ацетона, где учтены все основные реакции, происходящие на данной стадии, с параметрами уравнения Аррениуса (таблица 1).

**Таблица 2.** Параметры реакций узла разложения ГПИПБ.

№ п/п	Основные реакции I стадии	E, кДж/кмоль	A	$\Delta H_{xp} \cdot 10^{-5}$ , кДж/кмоль
1	$\text{ГПИПБ} \xrightarrow{H^+} \text{фенол} + \text{ацетон}$	53500	$1,75 \cdot 10^{11}$	- 2,353
2	$\text{ГПИПБ} + \text{ДМФК} \xrightarrow{H^+} \text{ПДК} + \text{H}_2\text{O}$	56400	$9,51 \cdot 10^{10}$	0,622
3	$\text{ДМФК} \xrightarrow{H^+} \text{МС} + \text{H}_2\text{O}$	85100	$5,23 \cdot 10^{13}$	1,764
4	$\text{ДМФК} + \text{фенол} \xrightarrow{H^+} \text{КФ} + \text{H}_2\text{O}$	82500	$2,58 \cdot 10^{12}$	0,951
5	$2 \text{ ДМФК} \xrightarrow{H^+} \text{ди-МС} + 2 \text{ H}_2\text{O}$	72400	$1,74 \cdot 10^{12}$	1,360

*E* и *A* – параметры уравнения Аррениуса;  $\Delta H_{xp}$  – тепловые эффекты реакций, рассчитанные при стандартных условиях; КФ – кумилфенол; ди-МС – димер МС.

Разрабатываемая нами математическая модель позволит определить влияние рециркуляции потоков данной стадии, размерность аппаратов, зависимость всех параметров реального режима разложения РМР по всей стадии узла разложения ГПИПБ.

Ниже показана схема расположения реакторов первой стадии процесса разложения ГПИПБ (рис. 1). На данной стадии аппараты можно относить как к реакторам так и к теплообменникам.

Также нами рассматривается данная математическая модель на адекватность для данной узловой сборки реакторов (рис.1).

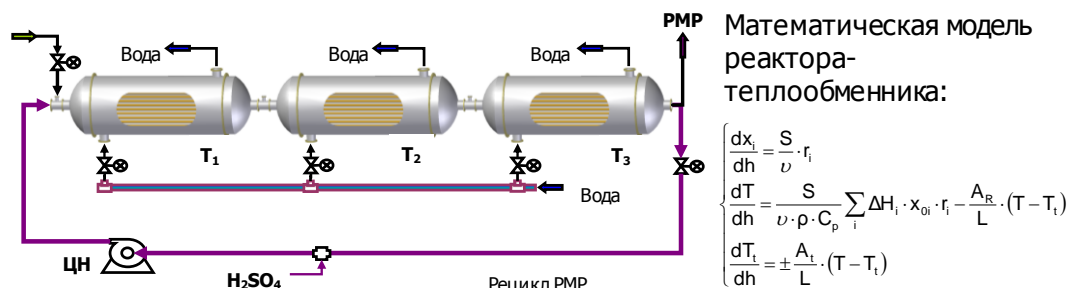


Рисунок 1. Схема расположения реакторов.

### 3. Заключение

На данном этапе нами проведен анализ математических методов, алгоритмов, применяемых при решении задач для реакции разложения ГПИПБ. Изучены алгоритмы решения прямой и обратной задач. Также, произведено обследование производства и обработаны статистические материалы в разные периоды работы предприятия, выявлены слабые узлы производства. В дальнейшем планируется разработать математическую модель кислотно-каталитического разложения ГПИПБ с целью управления и оптимизации промышленного процесса и сделать соответствующие выводы.

### 4. Литература

- [1] Закошанский, В.М. Фенол и ацетон: Анализ технологий, кинетики и механизма основных реакций. – СПб.: Химиздат, 2009. – 13 с.
- [2] Байназаров, И.З. V Всероссийская научно-практическая конференция «Математическое моделирование процессов и систем» / И.З. Байназаров, И.М. Губайдуллин. – Стерлитамак: ГАНУ Институт прикладных исследований РБ, 2016.
- [3] Дахнави, Э.М. Математическая модель разложения гидропероксида кумола в теплообменнике // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2010. – № 2. – С. 30-33.

# Mathematical model of process of production of phenol and acetone from cumene hydroperoxide

I.V. Akhmetov<sup>1,2</sup>, I.Z. Baynazarov<sup>1</sup>, R.V. Gafiyatullin<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Institute of Petrochemistry and Catalysis of the Russian Academy of Science, Oktyabrya pr. 141, Ufa, Russia, 450075

<sup>2</sup>Ufa State Petroleum Technological University, Kosmonavtov 1, Ufa, Russia, 450062

**Abstract.** In this work the beginning of system analysis of the main stages of process of production of phenol and acetone with the aim of using mathematical modelling methods for selecting the optimal regime conditions for cumene method is provided.