

UDC 66.01 – 66.04

**HARDWARE AND PROCESS OPTIMIZATION OF PRODUCTION  
UNIT FOR CONCENTRATING ISOPROPYL BENZENE  
HYDROPEROXIDE IN THE COURSE OF PHENOL PRODUCTION  
BY CUMENE PROCESS**

**АППАРАТУРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ УЗЛА  
КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ ГИДРОПЕРЕКИСИ  
ИЗОПРОПИЛБЕНЗОЛА В ПРОИЗВОДСТВЕ ФЕНОЛА  
КУМОЛЬНЫМ МЕТОДОМ**

**V. S. Leontiev, N. A. Romanova**

**RSC “Applied Chemistry”, St. Petersburg, the Russian Federation  
National Mineral Resources University, St. Petersburg,  
the Russian Federation**

**Леонтьев В.С., Романова Н.А.**

**ФГУП «РНЦ «Прикладная химия», г. Санкт Петербург,  
Российская Федерация**

**Национальный минерально-сырьевой университет «Горный»,  
г. Санкт Петербург, Российская Федерация**

**e-mail: leontiev@etelecom.spb.ru**

**e-mail: Natar18@gmail.com**

**Abstract.** This paper discusses one of the stages of cumene process of phenol and acetone production, namely distillation of an intermediate compound, isopropyl benzene hydroperoxide. Said stage is the most challenging as to the process safety. Isopropyl benzene hydroperoxide is an oily liquid prone to spontaneous explosive decomposition. Risk of decomposition of this product during the distillation process depends on such parameters as temperature, pressure and its concentration in the still. Currently the distillation is performed

by means of a series of two or three columns to fulfill two requirements: required separation efficiency and sufficient vacuum in the stills of the columns to prevent thermal decomposition of the isopropyl benzene hydroperoxide (IPB HP). To maintain vacuum in the two-column system, two multistage steam jet injectors have to be used, leading to high energy consumption. We've performed an analysis of the process parameters and safety requirements of IPB HP concentrating process and determined the decomposition-safe pressure-temperature thresholds depending on the concentration of hydroperoxide. Simulation of a IPB HP unit using algorithms of optimization of single-column distillation units has shown that the distillation process can be optimized into a single stage using regular packing, which is characterized by much lower flow resistance compared to other types of contact devices. Such optimization leads to significant energy saving and increased process safety. The proposed technical solutions can be implemented on existing phenol and acetone production installations without significant capital expenditures.

**Аннотация.** В данной статье рассмотрена одна из стадий производства фенола и ацетона кумольным методом, а именно, выделение методом ректификации промежуточного соединения – гидроперекиси изопропилбензола. Даная стадия является наиболее сложной с точки зрения безопасности ведения процесса. Гидроперекись изопропилбензола – маслянистая жидкость, способная самопроизвольно разлагаться со взрывом. На возможность разложения этого продукта в процессе ректификации влияют такие факторы, как температура, давление и его концентрация в кубе колонны. В настоящее время данный процесс проводится в двух или трех последовательно работающих колоннах, что связано с необходимостью обеспечения требуемой эффективности разделения и одновременно достаточно глубокого вакуума в кубах колонн для предотвращения термического разложения гидроперекиси изопропилбензола (ГП ИПБ). Для поддержания вакуума в двухколонной схеме используются две многоступенчатых пароэжекторных установки,

что сопряжено с высокими энергетическими затратами. На основе анализа технологических режимов и требований к безопасности процесса концентрирования ГП ИПБ определены границы термобарических условий в зависимости от концентрации гидроперекиси, в пределах которых вероятность самопроизвольного разложения сведена к нулю. Моделированием работы узла выделения ГП ИПБ по алгоритмам оптимизации одноколонных ректификационных комплексов показано, что процесс ректификации целесообразно проводить в одну стадию с использованием регулярных насадок, обладающих значительно меньшим гидравлическим сопротивлением по сравнению с другими типами контактных устройств. Это позволит существенно сократить энергетические затраты и повысить безопасность процесса. Предлагаемые технические решения могут быть реализованы на существующих установках получения фенола и ацетона без значительных капитальных затрат.

**Key words:** phenol, acetone, cumene hydroperoxide, isopropyl benzene, work safety, energy saving, regular packing.

**Ключевые слова:** фенол, ацетон, изопропилбензол, гидроперекись изопропилбензола, безопасность работы, энергосбережение, регулярные насадки.

Phenol, one of the most important products of petrochemical synthesis, is produced in Russia by several plants, such as OAO Ufaorgsintez (Ufa), OAO Kazanorgsintez (Kazan), OAO Omskiy kauchuk (Omsk), OOO Samaraorgzintez (Novokuibyshevsk) and OOO Saratovorgsintez (Saratov). Phenol is very widely used in production of resins and plastics, caprolactam, bisphenol and other products of organic synthesis (Figure 1) [1].

Currently over ten methods of phenol production are known. However, due to various reasons not all of them were implemented.

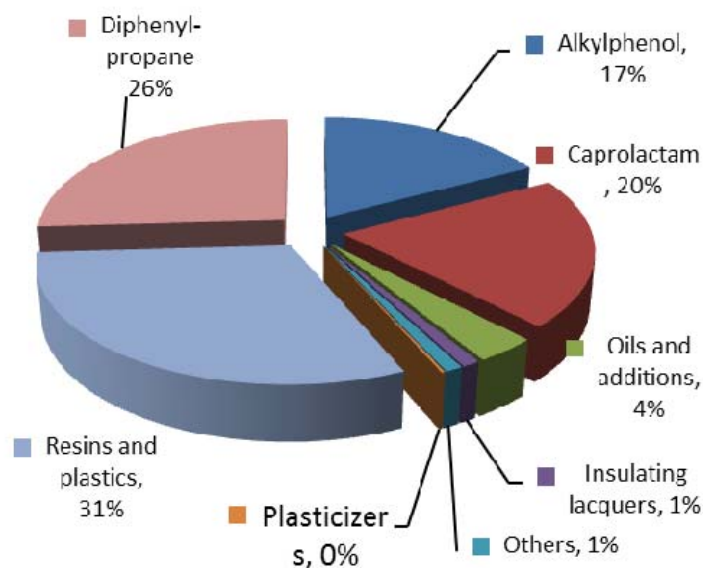
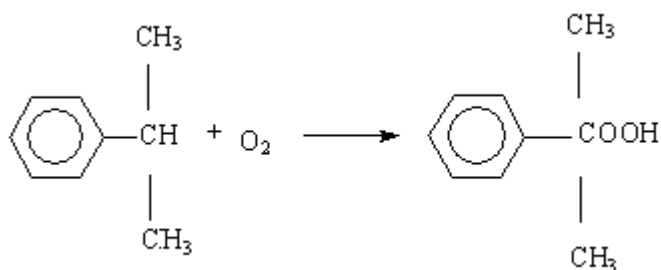


Figure 1. Phenol consumption structure

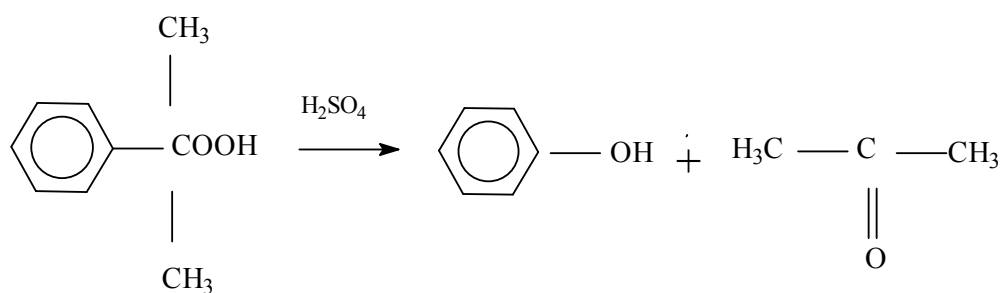
Despite the variety of phenol production methods, the cumene process is the most widespread due to relatively high selectivity of all stages and low environmental discharge (as compared to other methods). One of the significant disadvantages of the cumene process is the presence of several stages that are challenging from the process safety perspective. They are associated with an intermediate compound, isopropyl benzene hydroperoxide (IPB HP).

Modern process flow of phenol production by cumene process includes four major production units:

1. Unit for oxidizing IPB with ambient oxygen into IPB HP.



2. Unit for extraction of technical-grade IPB HP by means of distillation.
3. Unit for equimolecular cleavage of IPB HP into phenol and acetone catalyzed by sulfuric acid.



#### 4. Unit for extraction of commercial products (phenol and acetone).

Process flow diagram of the production of technical-grade IPB HP (units 1 and 2) is shown in Figure 2.

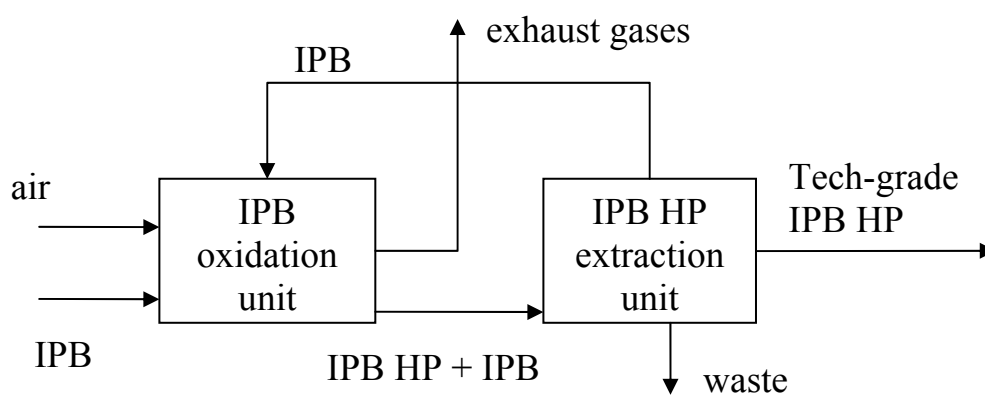


Figure 2. Process flow diagram of the production of isopropyl benzene hydroperoxide

The process stage of extraction of technical-grade hydroperoxide is deemed to be one of the most hazardous due to the risk of thermal decomposition of this compound.

In one case, IPB HP underwent explosive decomposition during the distillation stage [2]. Probable cause of the explosion was the growth of IPB HP concentration in the still of the distillation column due to temporary shutoff of raw material, while the recovery of distillation product and residue continued. That led to build-up of temperature and pressure in the still, causing the accident.

Currently the stripping of isopropyl benzene and concentrating the hydroperoxide is effected by a series of two or three distillation columns [3] (Figure 3). The overhead product is isopropyl benzene, which is condensed in

coolers and returned to the production cycle. It contains some residual hydroperoxide (up to 3%) that initiates the oxidation process. That means there are no strict requirements for the purity of overhead product, allowing to feed the raw material onto the top plate of the splitter column K-1.

The extraction system is made of two or more consecutive columns due to the process safety reasons. Required distillation efficiency must be met while maintaining the required vacuum levels in the column stills (the residual pressure depends on the bottom product concentration). The downside of two-column system is its high energy requirements, both to maintain vacuum providing the required thermal regime in the stills of both columns and to provide the required steam flow rate. Vacuum in the column K-1 ( $P_{\text{resid.still}} \cong 40$  mm Hg) is provided by a 3-stage steam jet ejector installation. Vacuum in the column K-2 ( $P_{\text{resid.still}} \cong 12-15$  mm Hg) is provided by 5-stage steam jet ejector installation.

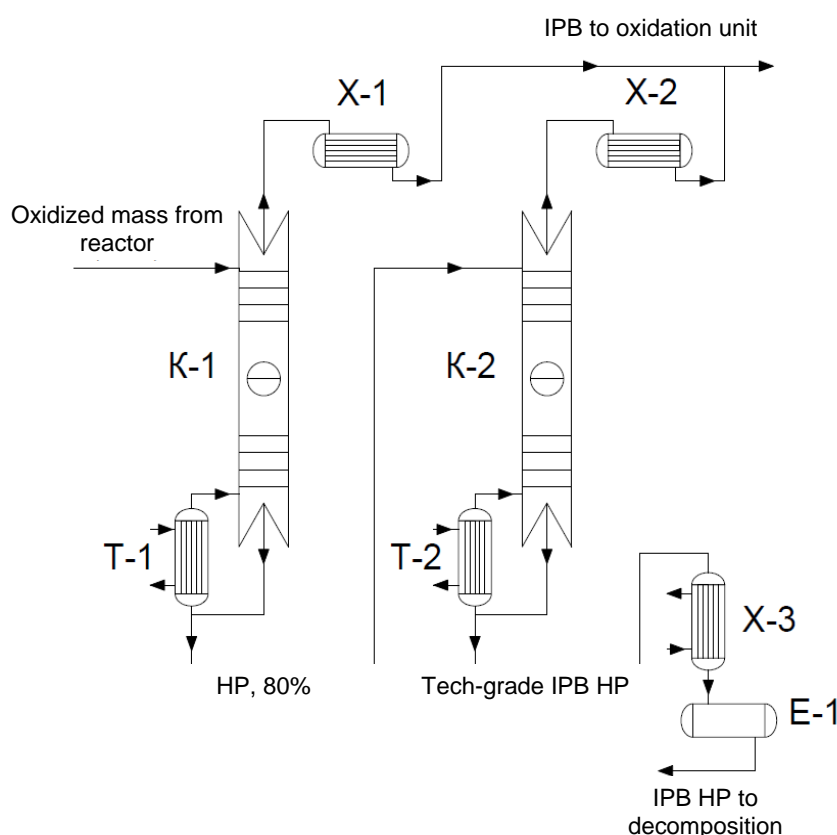


Figure 3. Process flow diagram of the isopropyl benzene hydroperoxide concentrating unit: K-1, K-2 – distillation columns, X-1, X-2, X-3 – coolers, T-1, T-2 – heat exchangers (boilers), E-1 – tank

Thus, the problem of concentrating IPB HP in a single column while maintaining process safety is of much interest for improvement of energy efficiency and reduction of capital expenses.

Figure 4 shows the boiling temperature of IPB HP solution as a function of HP content and residual pressure in the column still. On X axis is the concentration of IPB HP in the mixture with cumene and small amount (below 1.5%) of other impurities (dimethyl phenyl carbinol and acetophenone) produced by parasitic reactions, the temperature is on Y axis. Colored curves are the boiling temperature dependencies of the mixture at different pressures within the range 2 – 40 mm Hg. Straight line (AB) separates safe (below the line) and potentially unsafe (above the line) concentration-pressure regions by the risk of HP decomposition. Technical-grade hydroperoxide must contain at least 89 mass % of the end product. Therefore, to achieve safe regime of production of technical-grade HP, the still temperature must not exceed 95°C, corresponding to still pressure not exceeding 15 mm Hg. Low border of the safe region is determined by practical vacuum-producing capability of by steam jet ejectors (~ 2 mm Hg). Shaded part of the diagram indicates the IPB HP decomposition-safe region of the operating conditions (IPB HP concentration, temperature and pressure) in the still of the commercial column.

Simulation of a distillation column using algorithms of optimization of single-column distillation units [4] has shown that single-stage production of hydroperoxide of specified quality requires efficiency of at least 4 theoretical plates (t.p.). The comparatively high vacuum requirement in the still (the critical value not exceeding 15 mm Hg) imposes severe requirements on the flow resistance of contact devices (CDs). Most of the plants producing phenol via cumene process use grid trays as CDs in this unit. The grid trays have minimum flow resistance, but relatively low separation efficiency (~ 0.25 – 0.35). To achieve the required total efficiency, 11 to 16 trays are required. Flow resistance  $\Delta P$  of grid trays is about 2.5 – 3 mm Hg per tray. Overall flow resistance of a single-stage column packed with such CDs would be 30-40 mm Hg.

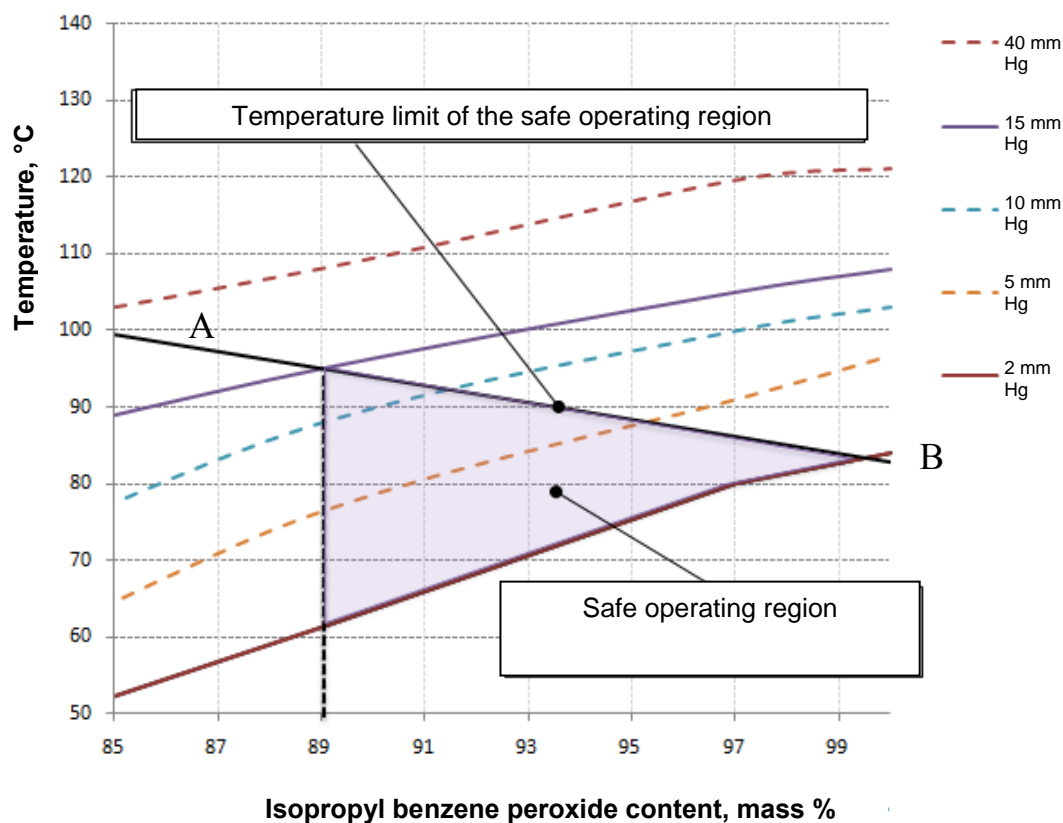


Figure 4. IPB HP boiling temperature vs concentration and residual pressure

To ensure process safety, let's assume the operating pressure of the still is 12 mm Hg (3 mm Hg below the critical value), that corresponds to the bottom temperature of the column 92 °C. Residual pressure at the top of the column provided by 5-stage steam jet ejectors is 1 – 2 mm Hg. Thus, the flow resistance of the column cannot exceed 10 mm Hg. So, a single-stage IPB HP concentration process using grid trays is out of question.

Figure 5 shows the flow resistance of columns using various CDs as a function of their efficiency.

Safe operating region for IPB HP production at 3 mm Hg residual pressure at the top of the column is shaded in red. Figure 5 obviously demonstrates that the only mean of achieving single stage process is a regular packed (RP) column, which is characterized by low specific flow resistance (0.3 – 0.8 mm Hg per 1 t.p.).



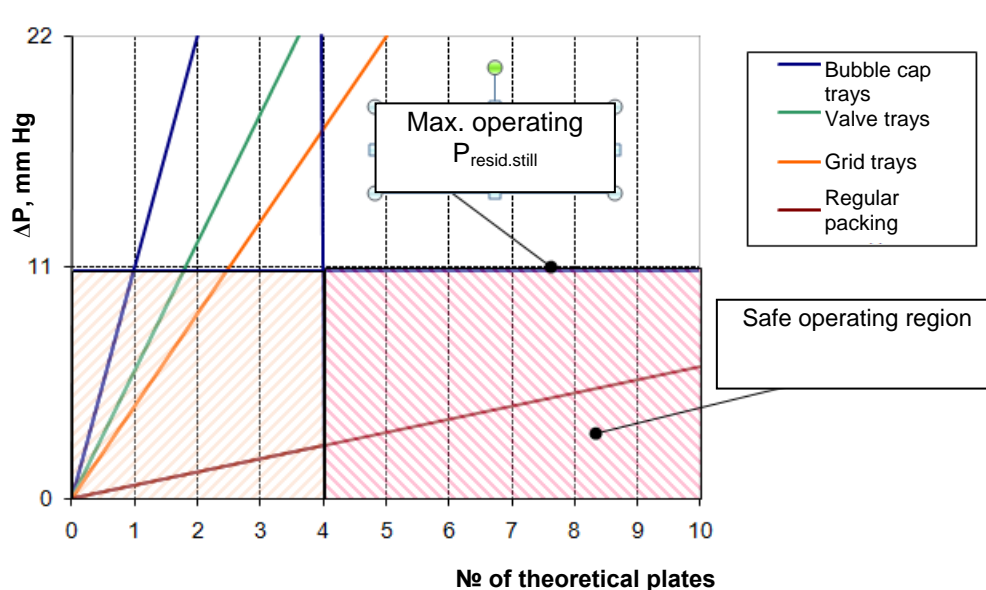


Figure 5. Operating region for single-stage IPB HP production  
(at  $P_{\text{resid.top}} = 3 \text{ mm Hg}$ )

World leading companies in research and development of regular packing are SULZER, NORTON and GLITSCH. Top Russian companies include FGUP RSC “Applied Chemistry” (GIPH packing), “Kedr”, “Peton” and “Ingehim” [5-9]. The GIPH packing has the best product output per unit of volume (up to  $10 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ).

Figure 6 shows GIPH regular packing with 5 t.p./m efficiency at  $\Delta P = 0.4 \text{ mm Hg/m}$ .



Figure 6. «GIPH» («ГИПХ») regular packing

Regular packed columns are the best suited for distillation units used in vacuum processes because their flow resistance is much less than that of any tray-based CDs. Total flow resistance of the column is a sum of the packing flow resistance and the flow resistance of liquid-phase distribution device mounted on top of the column [10, 11]. The low resistance of the distribution device used in vacuum processes is  $\sim 1-1.5$  mm Hg. Taking into account the distribution device flow resistance, to achieve the single-stage IPB HP production,  $\Delta P$  of a regular packed column shall be 2.5 – 3.5 mm Hg.

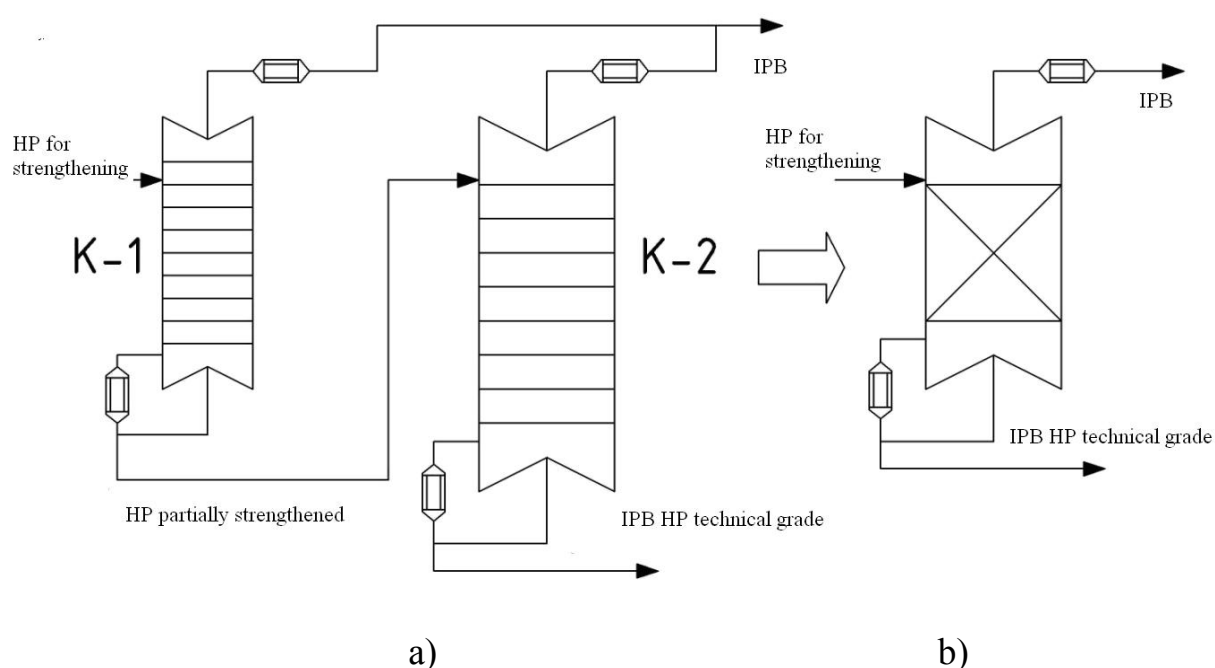


Figure 7. Technical-grade IPB HP production options: two-column design using tray columns and two steam jet ejectors (3-stage ejector at K-1 column, Presid.still  $\cong 40$  mm Hg, and 5-stage ejector at K-2 column, Presid.still  $\cong 12$  mm Hg); b) single-column design using a regular packed column and 4-stage steam jet ejector (Presid.still  $\cong 12$  mm Hg)

Therefore, the regular packed columns with GIPH packing and distribution devices allow operation at still pressure not exceeding 12 mm Hg and temperature not exceeding 92 °C, whereas the pressure at the top of the column is maintained at 8-10 mm Hg. The number of stages required to produce the end product is thus reduced to one (Figure 7), and a single 4-stage steam jet ejector may be used instead of two: a 3-stage ejector at the first stage of concentrating

and a 5-stage ejector at the final stage. Using steam jet ejectors with lower number of stages significantly reduces power consumption to provide vacuum in the column.

### **Conclusions**

1. It was shown that the optimal way of extracting isopropyl benzene hydroperoxide is a single-stage process using a regular packed column.

2. The proposed single-stage technology and its hardware and process flow design allow for lower power consumption and increased process safety.

3. The proposed technical solutions can be implemented on existing phenol and acetone production installations without significant capital expenditures.

Важнейший продукт нефтехимического синтеза – фенол, в России производится на нескольких заводах, среди которых ОАО «Уфаоргсинтез» (г. Уфа), ОАО «Казаньоргсинтез» (г. Казань), ОАО «Омский каучук» (г. Омск), ООО «Самараоргсинтез» (г. Новокуйбышевск) и ООО «Саратоворгсинтез» (г. Саратов). Сфера потребления фенола чрезвычайно обширна и включает в себя производство смол и пластических масс, капролактама, бисфенола и других продуктов органического синтеза (рисунок 1) [1].

В настоящее время известно более десяти возможных методов получения фенола. Далеко не все они были реализованы на практике в силу различных причин.



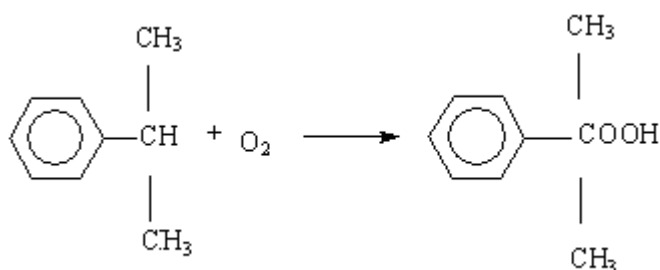
Рисунок 1. Сферы потребления фенола

Несмотря на большое разнообразие способов производства фенола, кумольный метод является наиболее распространенным, так как характеризуется довольно высокой селективностью всех стадий и малым, по сравнению с другими технологиями, количеством выбросов в

окружающую среду. Одним из существенных недостатков кумольного метода является наличие нескольких стадий, сложных с точки зрения безопасности ведения технологического процесса. Это связано с использованием в процессе промежуточного соединения - гидроперекиси изопропилбензола (ГП ИПБ).

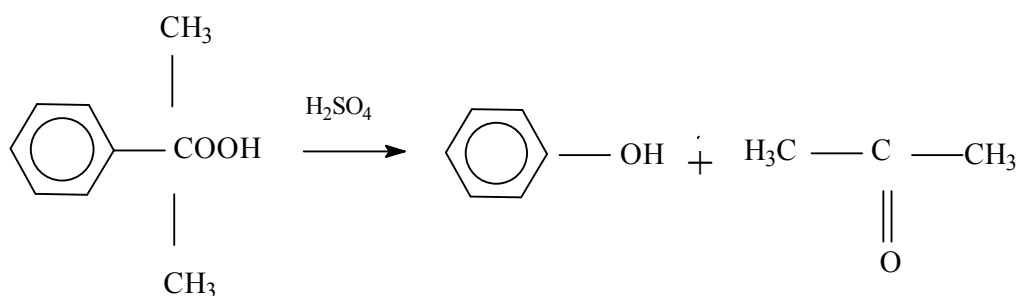
Существующая технологическая схема производства фенола кумольным методом включает в себя четыре основных узла.

1. Узел окисления изопропилбензола кислородом воздуха с получением ГП ИПБ:



2. Узел выделения технической ГП ИПБ методом ректификации.

3. Узел эквимольного разложения ГП ИПБ на фенол и ацетон в присутствии серной кислоты:



4. Узел выделения товарных продуктов – фенола и ацетона.

На рисунке 2 приведена блок-схема получения технической ГП ИПБ (узлы 1 и 2).

Стадия выделения технической гидроперекиси представляется одной из наиболее опасных с точки зрения вероятности термического разложения данного продукта.

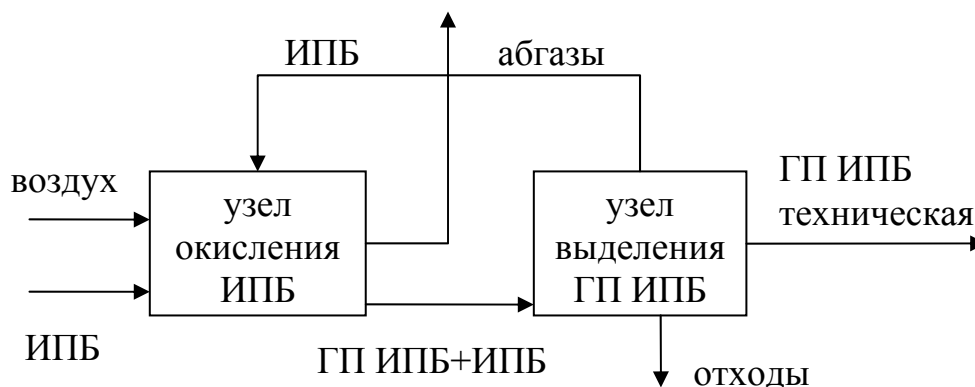


Рисунок 2. Блок-схема производства гидроперекиси изопропилбензола

Известен случай термического разложения ГП ИПБ со взрывом на стадии ректификации продукта [2]. Вероятной причиной взрыва стало повышение концентрации ГП ИПБ в кубе колонны из-за временного прекращения в нее подачи сырья при продолжении отборов кубовой жидкости и дистиллята и, как следствие, повышение температуры и давления в кубе колонны, что и привело к аварийной ситуации.

В настоящее время отгонка изопропилбензола и концентрирование его гидроперекиси происходит в двух или трех ректификационных колоннах [3], работающих последовательно (рисунок 3). Верхним продуктом является изопропилбензол, который после конденсации в холодильниках возвращается в цикл и содержит некоторое количество гидроперекиси (до 3%), которая является инициатором процесса окисления. Таким образом, четких требований к чистоте верхнего продукта не предъявляется, что позволяет подавать сырье на верхнюю тарелку отгонной колонны К-1.

Схема выделения, состоящая из двух или более колонн, работающих последовательно, связана с тем, что для безопасности процесса, необходимо одновременно обеспечить требуемую эффективность ректификации и поддерживать при этом в кубах колонн требуемый вакуум (остаточное давление зависит от концентрации кубового продукта). Однако реализация двухколонной схемы сопряжена со значительными энергетическими затратами на создание вакуума для поддержания температурного режима в кубах обеих колонн и на обеспечение

требуемого парового потока по колоннам. Для создания вакуума в колонне К-1 ( $P_{\text{ост.куба}} \cong 40$  мм рт. ст.) используется 3-х ступенчатая парожетторная установка. Для создания вакуума в колонне К-2 ( $P_{\text{ост.куба}} \cong 12-15$  мм рт. ст.) используется 5-и ступенчатая парожетторная установка.

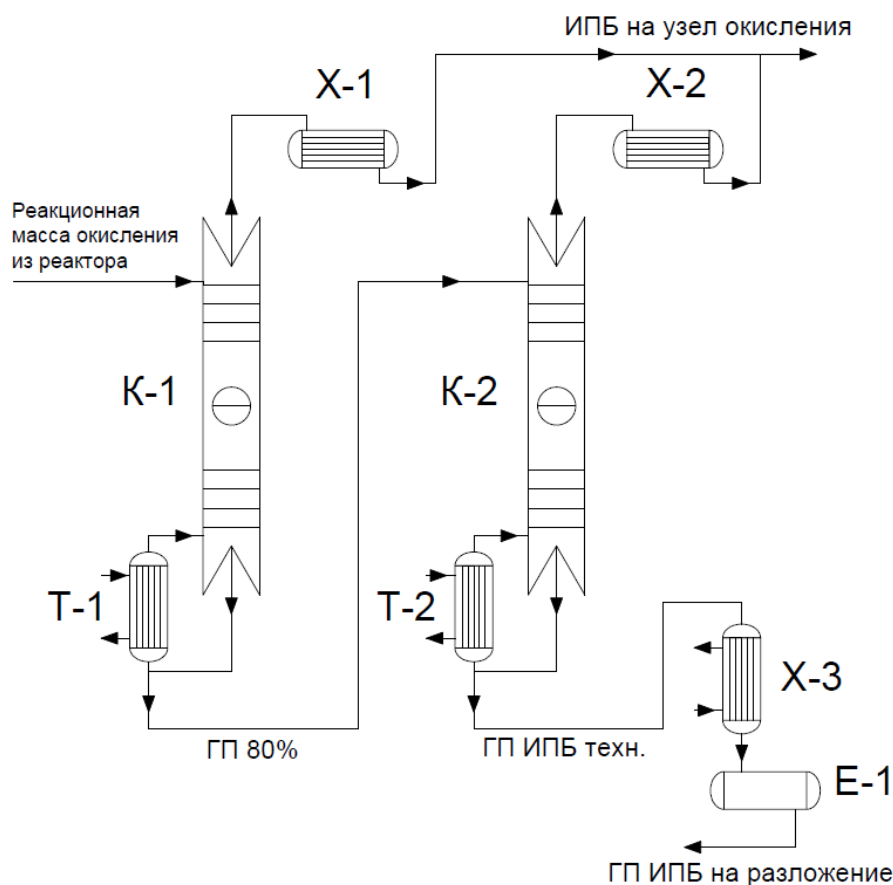


Рисунок 3. Принципиальная технологическая схема узла концентрирования гидроперокси изопропилбензола:  
К-1, К-2 – ректификационные колонны, X-1, X-2, X-3 – холодильники,  
Т-1, Т-2 – теплообменники-кипяtilьники, E-1 – емкость

С точки зрения снижения энергетических и капитальных затрат представляет интерес постановка и решение задачи концентрирования ГП ИПБ в одной колонне с одновременным обеспечением безопасности.

На рисунке 4 представлены зависимости температуры кипения раствора ГП ИПБ от концентрации ГП и остаточного давления в кубе колонны. По оси абсцисс отложена концентрация ГП ИПБ в смеси с кумолом и небольшим (менее 1,5%) количеством примесей (диметилфенилкарбинол и ацетофенон), образовавшихся за счет побочных

реакций, по оси ординат – температура. Цветными линиями показаны зависимости температуры кипения смеси при различных давлениях в диапазоне от 2 до 40 мм рт. ст. Прямая линия (АВ) разделяет безопасную (ниже линии) и потенциально опасную (выше линии) с точки зрения разложения ГП области концентраций и температур. Техническая гидроперекись должна содержать не менее 89% масс. целевого продукта. Таким образом, для обеспечения безопасности ведения процесса при получении технической ГП необходимо поддерживать температуру в кубе колонны не более 95 °С, что соответствует давлению в кубе не более 15 мм рт. ст. Нижняя граница области безопасной работы связана с технической возможностью обеспечения вакуума парэжекторными установками (~ 2 мм рт. ст.). Затемненная часть графика отражает безопасную с точки зрения разложения ГП ИПБ область технологических условий в кубе товарной колонны (концентрация ГП ИПБ, температура, давление).

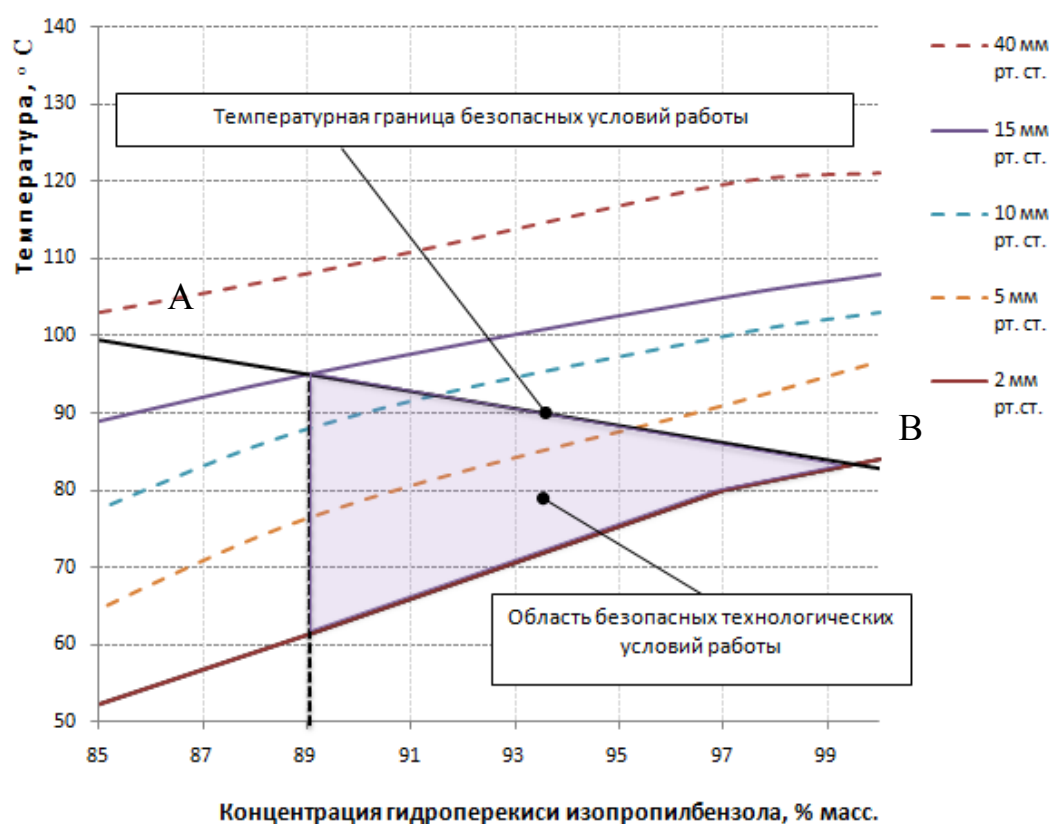


Рисунок 4. Зависимость температуры кипения ГП ИПБ от концентрации и остаточного давления



Моделирование работы ректификационной колонны по алгоритмам оптимизации одноколонных ректификационных аппаратов [4] показало, что для получения гидроперекиси заданного качества в одну стадию необходимо не менее четырех теоретических тарелок (т.т.). В силу необходимости поддержания достаточно глубокого вакуума в кубе аппарата (критическое значение – не более 15 мм рт. ст.) к величине гидравлического сопротивления контактных устройств (КУ) предъявляются жесткие требования. Большинство заводов, эксплуатирующих установки по производству фенола кумольным способом, используют в качестве КУ на этом узле решетчатые тарелки, как обладающие наименьшим гидравлическим сопротивлением, но относительно невысокой эффективностью разделения (кпд  $\approx 0,25-0,35$ ). Для обеспечения требуемой эффективности необходимо 11-16 тарелок. Гидравлическое сопротивление  $\Delta P$  решетчатых тарелок составляет 2,5 - 3 мм рт. ст. на одну тарелку. Сопротивление колонны с такими КУ при проведении процесса в одну стадию составило бы 30-40 мм рт. ст.

Для обеспечения гарантированной безопасности процесса примем рабочее давление в кубе колонны равным 12 мм рт. ст. (на 3 мм рт. ст. ниже критического), что соответствует температуре внизу колонны 92 °С. Остаточное давление, которое создается вверху колонны при использовании 5-ступенчатых парожетторных установок, составляет 1-2 мм рт. ст. Таким образом, сопротивление колонны не должно превышать 10 мм рт. ст. Решетчатые тарелки принципиально не могут быть использованы для организации процесса концентрирования ГП ИПБ в одну стадию.

На рисунке 5 приведены зависимости гидравлического сопротивления колонн с различными КУ от эффективности колонн.

Рабочая область безопасной работы получения ГП ИПБ при остаточном давлении вверху колонны 3 мм рт. ст. заштрихована красным цветом. Рисунок 5 наглядно показывает, что провести процесс в одну стадию можно только

используя колонну с регулярными насадками (РН), обладающими низким удельным сопротивлением (0,3-0,8 мм рт. ст. на 1 т.т.).



Рисунок 5. Рабочая область получения ГП ИПБ в одну стадию (при  $P_{\text{остат.верха}} = 3$  мм рт. ст.)

В мировой практике лидерами в области исследования и разработки регулярных насадок являются фирмы SULZER, NORTON, GLITSCH, в России – ФГУП «РНЦ «Прикладная химия» (насадки «ГИПХ»), «Кедр», «Петон», «Инжехим» [5-9], Насадки «ГИПХ» имеют самый высокий показатель по съему продукта с единицы объема (до  $18 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$ ).

На рисунке 6 приведена фотография РН «ГИПХ», имеющей эффективность 5 т.т./м при  $\Delta P = 0,4$  мм рт. ст./м.



Рисунок 6. Конструкция регулярной насадки «ГИПХ»

Колонны с РН наиболее полно отвечают требованиям, предъявляемым к ректификационным аппаратам в вакуумных процессах, так как обладают значительно меньшим гидравлическим сопротивлением по сравнению с любыми тарельчатыми КУ. Сопротивление колонны складывается из гидравлического сопротивления насадки и сопротивления распределительного устройства жидкой фазы, установленного сверху колонны [10, 11]. Сопротивление распределительного устройства для вакуумных процессов составляет  $\sim 1-1,5$  мм рт. ст. Для получения ГП ИПБ в одну стадию  $\Delta P$  колонны с РН с учетом сопротивления узла распределения жидкости будет составлять 2,5-3,5 мм рт. ст.

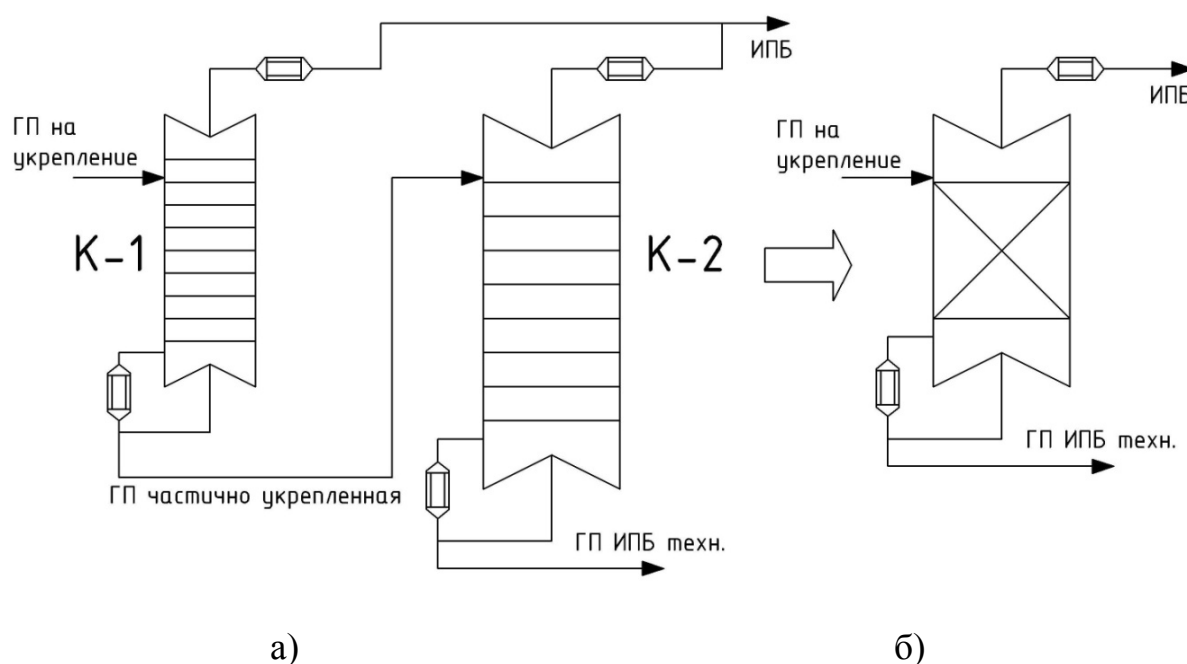


Рисунок 7. Варианты получения технической ГП ИПБ:

а) по двухколонной схеме с использованием тарельчатых колонн и двух парожеторных установок (3-х ступенчатой на колонне К-1 ( $P_{\text{ост. куба}} \cong 40$  мм рт. ст.) и пятиступенчатой на колонне К-2 ( $P_{\text{ост. куба}} \cong 12$  мм рт. ст.)), б) на одной колонне с регулярной насадкой с использованием четырехступенчатой парожеторной установки ( $P_{\text{ост. куба}} \cong 12$  мм рт. ст.)

Таким образом, при использовании колонн с РН и распределителями конструкции «ГИПХ», можно обеспечить давление в кубе колонны не более 12 мм рт. ст., а значит, и температуру не выше 92 °С при поддержании давления сверху колонны на уровне 8-10 мм рт. ст. Это

позволит сократить количество стадий выделения целевого продукта до одной (рисунок 7), и использовать четырехступенчатую пароежекторную установку вместо двух: 3-х ступенчатой на первой стадии концентрирования и 5-и ступенчатой на финишной стадии, что значительно снижает энергозатраты на создание вакуума в колонне при использовании пароежекторных установок с меньшим числом ступеней.

## **Выводы**

1. Показано, что процесс выделения гидроперекиси изопропилбензола целесообразно проводить в одну стадию с использованием колонны с регулярной насадкой.

2. Предложенная одностадийная технология и ее аппаратно-технологическое оформление приводят к снижению энергетических затрат и повышают безопасность ведения процесса.

3. Предлагаемые технические решения могут быть реализованы на существующих установках получения фенола и ацетона без значительных капитальных затрат.

## **References**

1 Ananieva E.A., Egorova E.V., Larin L.V. Current and prospective processes of phenol production // Vestnik MITHT. 2007. v. 2, № 2. pp. 27-43. [in Russian].

2 Beschastnov M.V. Sokolov V.M., Katz M.I. Accidents in chemical industry and their prevention M: "Chemistry". 1976. 368 p. [in Russian].

3 Zakoshanskiy V.M. Phenol and acetone: an analysis of technologies, kinetics and key reaction mechanisms. SPb: Khimizdat, 2009. 608 p. [in Russian].

4 Leontiev V.S. Optimization of single-tower rectification units for chemical technologies and oil processing [e-print] // Electronic scientific journal "Oil and Gas Business". 2012. № 2. pp. 255-264. Available at [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_4.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_4.pdf) [in Russian].

5 Leontiev V.S. Innovations in development of high-intensity mass exchangers for refurbishment of distillation units [e-print] // Electronic scientific journal "Oil and Gas Business". 2012. № 1. pp. 178-186. Available at: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_1.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_1.pdf) [in Russian].

6 Dmitrieva G.B., Berengarten M.G., Kaganetal A.M. Comparison of plate and packing contact devices in column units // Chemical, oil and gas engineering. 2007. № 1. pp. 9-10. [in Russian].

7 Ratovskiy Yu.Yu., Lebedev Yu.N., Chekmenev V.G. Vakupak and Kedr packing for vacuum columns of crude distillation units// Chemistry and technology of fuels and oils. 2004. № 1. pp. 55-56. [in Russian].

8 Regular packing for absorption an distillation processes. Sulzer catalog, 22.13.06.40-IX05-1000. 28 p. [in Russian].

9 Packing of mass exchange columns/B.A. Sokol et. al. Ed. by D.A. Baranov M.: Galleya-print, 2009. 358 p. [in Russian].

10 Leontiev V.S., Romanova N.A. Calculation of detention of liquid phase in columns with elastic regular packing and multipoint distributors [e-print] // Electronic scientific journal "Oil and Gas Business". 2012. №3. pp. 241-248. Available at: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_6.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_6.pdf) [in Russian].

11 Leontiev V.S., Romanova N.A. Calculation of transient processes in distillation columns with regular packing under step changes of concentration in supply stream [e-print] // Electronic scientific journal "Oil and Gas Business". 2012. №3. pp. 249-254. Available at: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_7.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_7.pdf) [in Russian].

### Список используемых источников

- 1 Ананьева Е.А., Егорова Е.В., Ларин Л.В. Современное состояние и перспективы развития процессов получения фенола // Вестник МИТХТ. – 2007. Т. 2. № 2. С. 27-43.
- 2 Бесчастнов М.В., Соколов В.М., Кац М.И. Аварии в химических производствах и меры их предупреждения. М: «Химия». 1976. 368 с.
- 3 Закошанский В.М. Фенол и ацетон: Анализ технологий, кинетики и механизма основных реакций. СПб: Химиздат, 2009. 608 с.
- 4 Леонтьев В.С. Оптимизация одноклонных ректификационных аппаратов для химических технологий и процессов нефтепереработки [Электронный ресурс]// Нефтегазовое дело: электрон. науч. журн. 2012. № 2. С. 255-264. Режим доступа: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_4.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_4.pdf)
- 5 Леонтьев В.С. Инновации в области разработки высокоинтенсивных массообменных устройств для модернизации ректификационных комплексов [Электронный ресурс] // Нефтегазовое дело: электрон. науч. журн. 2012. №1. С. 178-186. Режим доступа: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_1.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_1.pdf)
- 6 Сравнение тарельчатых и насадочных контактных устройств колонных аппаратов/ Дмитриева Г.Б. и др. //Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2007. № 1. С.9-10.
- 7 Ратовский Ю.Ю., Лебедев Ю.Н., Чекменев В.Г. Насадки вакупак и кедр для вакуумных колонн установок АВТ // Химия и технология топлив и масел. 2004. № 1. С.55-56.
- 8 Регулярная насадка для процессов абсорбции и ректификации. Каталог фирмы «Sulzer», 22.13.06.40-IX05-1000. 28 с.
- 9 Насадки массообменных колонн/ Сокол Б.А. и др. Под ред. Д.А. Баранова М.: Изд-во Галлея-принт, 2009. 358 с.

10 Леонтьев В.С., Романова Н.А. Расчет задержки жидкой фазы в колоннах с упругими регулярными насадками и многоточечными распределителями [Электронный ресурс]. Нефтегазовое дело: электрон. науч. журн. 2012. № 3. С. 241-248. Режим доступа: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_6.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_6.pdf)

11 Леонтьев В.С., Романова Н.А. Расчет переходных процессов в ректификационных колоннах с регулярными насадками при ступенчатом изменении концентраций в потоке питания [Электронный ресурс] // Нефтегазовое дело: электрон. науч. журн. 2012. № 3. С. 249-254. Режим доступа: [http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev\\_7.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Leontiev/Leontiev_7.pdf)

### **About the authors**

#### **Сведения об авторах**

V. S. Leontiev, Candidate of Engineering Sciences, Chief of RSC “Applied Chemistry”, St. Petersburg, the Russian Federation

Леонтьев В. С., канд. техн. наук, начальник Центра оптимизации и внедрений ФГУП Российского научного центра «Прикладная химия», г. Санкт-Петербург, Российская Федерация

e-mail: [leontiev@etelecom.spb.ru](mailto:leontiev@etelecom.spb.ru)

N. A. Romanova, Candidate of Engineering Sciences, Docent in National Mineral Resources University, St. Petersburg, the Russian Federation

Романова Н. А., канд. техн. наук, доцент Национального минерально-сырьевого университета «Горный», г. Санкт-Петербург, Российская Федерация

e-mail: [Natar18@gmail.com](mailto:Natar18@gmail.com)