

УДК: 541.127

# СТРАТЕГИЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОИЗВОДСТВА В УСЛОВИЯХ КРИЗИСА (на примере процесса получения изопрена)

В. А. Курбатов

РОССИЙСКАЯ АКАДЕМИЯ  
ЕСТЕСТВЕННЫХ НАУК

Интенсификация производства, являющаяся одной из задач диверсификации экономики, в специфических экономических условиях, характеризующихся дефицитом заимствований и санкционными ограничениями, требует перенести акцент на выполнение этой задачи собственными силами с использованием достижений отечественной науки. На примере производства изопрена продемонстрирована эффективность подобного подхода.

**Ключевые слова:** технологии, интенсификация, кризис, изопрен.

События последних двух лет резко изменили экономическую ситуацию в стране. В условиях падения цен на нефть и ограничения внешних заимствований остро встала проблема диверсификации экономики, а также повышения эффективности производств. При резком снижении курса рубля и санкционных ограничениях особенность этой проблемы состоит в том, что ее предстоит реализовывать преимущественно собственными силами и за счет собственных средств. К сожалению, данное обстоятельство и способы реализации поставленных целей осознаются весьма слабо.

Психология отечественного промышленного менеджмента в большинстве своем была ориентирована на получение сиюминутной выгоды, а не на долгосрочные цели. В результате такой политики были не только остановлены, но и демонтированы или выведены в разряд «непрофильных» ряд производств. Это привело к снижению ВВП и ассортимента продукции. Такой подход в корне отличается, например, от существующего в Китае, где для производства используется любая возможность и находится оптимум по критерию цена – качество.

Отечественный промышленный потенциал в значительной степени базируется на советских производственных процессах, технико-экономические показате-

## STRATEGY INTENSIFICATION OF PRODUCTION IN CRISIS CONDITIONS (IN ISOPRENE PRODUCTION EXAMPLE)

V. A. KURBATOV

Intensification of production is one of the objectives of economic diversification, in particular conditions characterized by a deficit borrowing restrictions and sanctions, requires to shift the focus to perform this task own forces with use of achievements of domestic science. Example of the of isoprene production demonstrated the effectiveness of this approach.

**KEYWORDS:** technology, intensification, crisis, isoprene.

тели которых мало изменились за последние 25 лет. Более того, произошло их не только моральное, но и значительное физическое старение. В виду ограничения инвестиций на первое место выходит не создание новых, а интенсификация и перепрофилирование существующих производств. Ранее это направление называлось «техническое перевооружение» и на него затрачивалось от 25 до 75% средств. В настоящее время оно в значительной степени нивелировано с текущими видами деятельности. Такой подход может быть реализован только на базе углубленных теоретических проработок, что подразумевает широкое привлечение научных организаций. Далее мы рассмотрим один из характерных примеров.

Советскому процессу получения изопрена из изопентана скоро исполнится полвека. Он успешно эксплуатировался вплоть до реформенного периода и обеспечивал промышленность синтетического каучука изопреном. Существенных изменений в технологию внесено не было. Исключение составляет замена кальций-никель-фосфатного катализатора дегидрирования изоамилнов на железоокисный.

В рыночных условиях сказались «врожденные» недостатки этого процесса – высокая энергоемкость, достигающая 40, а то и более процентов себестои-

мости, а также расходный коэффициент по сырью, в среднем равный 1,96–2,2 т/т. В результате убыточности две установки были выведены из эксплуатации практически сразу, а в 2008 г и третья. В настоящее время используются два производства.

В условиях волатильности цен на натуральный каучук, постоянного роста тарифов на энергию и сырье рентабельность синтетического полиизопренового каучука балансирует на уровне убыточности. Существующая реальная потребность, включая экспортные поставки, обеспечивает приток реальных средств. Поэтому компании сохраняют эти производства даже путем внутренней компенсации возникающего ущерба.

В течение последних 25 лет постоянно проводились работы по снижению себестоимости изопрена. К настоящему времени «косметические» методы оказались практически исчерпанными. Падение курса рубля, произошедшее в конце 2014 г., в очередной раз предоставило своеобразную экономическую «фору» предприятиям, имеющим ощутимую долю экспортных поставок. Однако это не может продолжаться бесконечно и при дальнейшем росте тарифов на энергоносители и цен на сырье через несколько лет проблема возникнет снова.

Поскольку, как уже было отмечено, решающий вклад в себестоимость вносит энергетическая составляющая, то методом ее снижения является сокращение расхода пара, идущего на дегидрирование. Это может быть достигнуто переводом процесса в одностадийный режим. Такие прецеденты известны. В 1999 г в ОАО «Нижекамскнефтехим» был проведен опытный пробег по получению изопрена на установке Катадиен по методу Гудри, ранее используемой для получения дивинила [13]. Существует сообщение о работе пилотной установки на фирме [15]. В 1980-е годы был разработан советский процесс одностадийного дегидрирования, аналогичный Гудри. Себестоимость изопрена в ценах 80-х годов оказалась на 30–35% ниже получаемого по двухстадийному методу. Это ставит его на одну ступень с наиболее эффективным одностадийным процессом получения изопрена из изобутилена и формальдегида, освоенного только в ОАО «Нижекамскнефтехим». Напряженность государственного плана по производству каучука, предполагаемые валютные закупки некоторых видов оборудования и комплектующих, а также отсутствие острой экономической необходимости в условиях советского ценообразования сделали реализацию этого производства неактуальной.

По ряду понятных причин его воссоздание в настоящее время является нецелесообразным. Источником дешевого изопрена в будущем могли бы стать запланированные пиролизные установки общей мощностью более 7,5 млн т по этилену [7]. Это позволило бы производить 300–400 тыс. т изопрена в год и

полностью обеспечить потребность производств каучуков. Предполагалась комплектная закупка установок по импорту. Однако резкое падение курса рубля заставляет отложить эти планы на неопределенный срок. Тем не менее, проблема остается актуальной и требует своего решения.

Наиболее оптимальным подходом в условиях ограниченных инвестиционных возможностей является не создание новых, а реконструкция и перепрофилирование существующих производств. В контексте рассматриваемой проблемы представляется интересным изучить возможность использования реакторов дегидрирования изоамиленов (вторая стадия) для одностадийного процесса. На первом этапе необходимо было решить две основные задачи: 1) произвести механический расчет реактора в условиях вакуумного дегидрирования с циклической нагрузкой; 2) оценить его производительность в условиях дегидрирования под вакуумом. Только после этого мы можем перейти к оценке применимости остальных узлов технологической схемы.

#### СВЕДЕНИЯ О ТЕХНОЛОГИИ ОДНОСТАДИЙНОГО ДЕГИДРИРОВАНИЯ ИЗОПЕНТАНА ПО МЕТОДУ ГУДРИ

Дегидрирование осуществляется в стационарном слое алюмохромового катализатора с периодической регенерацией последнего нагретым воздухом, заключающейся в выжиге образующегося кокса паровоздушной смесью. Характерной особенностью метода является четко сбалансированный тепловой режим циклов контактирования и регенерации. Количество тепла, выделившееся при окислительной регенерации катализатора и затраченное на его нагрев, соответствует расходу тепла, требующегося для обеспечения протекания эндотермической реакции дегидрирования. Процесс является адиабатическим, при этом катализатор одновременно служит и теплоносителем.

Процесс протекает при 535–650° С, объемной скорости сырья 1,5–3,5 л/л.(кат.)ч (в расчете на жидкий углеводород) и остаточном давлении 160–210 мм рт. ст. Таблетированный алюмохромовый катализатор смешивается с инертным теплоносителем с высокой теплоемкостью. Этим достигается более равномерное распределение температуры по слою катализатора. Минимальное число реакторов должно быть не менее трех. В то время как один из них находится на контактировании, в остальных осуществляется регенерация или продувка. Реакторы в классическом варианте Гудри, например в производстве дивинила, представляют собой полые аппараты в горизонтальном исполнении с соотношением длина: диаметр ~ 14 : 3,5 (м/м) [4].

Контактный газ охлаждается в масляном скруббере и компримируется. Конденсат направляется на фракционирование и на выделение изопрена-сырца

методом экстрактивной дистилляции с полярным растворителем. Далее он проходит стадии очистки от циклопентадиена, карбонильных и ацетиленистых соединений. Из кубовых продуктов отгоняется пиперилен.

**МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ  
РЕАКТОРА ВТОРОЙ СТАДИИ**

Реактор дегидрирования изоамиленов спроектирован на атмосферное давление. Он состоит из обечайки диаметром 6000 мм, высотой 2000 мм и двух сферических днищ. Через верхний штуцер Ду=1600 вводятся исходные компоненты, через нижний выводятся Ду=1500 продукты реакции. Цилиндрическая обечайка имеет люк Ду=900 для загрузки катализатора. Реактор опирается на коническую опору и футерован изнутри шамотным кирпичем.

Параметры операций процесса одностадийного дегидрирования приведены в таблице 1.

Рабочий размах давления от вакуума до 0,15 МПа составляет 0,25 МПа. В расчетах принято 0,25 МПа.

Расчет проводился для трех условий:

- расчетное внутреннее давление 0,25 МПа при расчетной температуре 350° С;
- расчетное избыточное наружное давление (вакуум) 0,1 МПа при расчетной температуре 350° С;
- малоцикловое нагружение при количестве циклов  $3,0 \times 10^5$ , размахе давления 0,25 МПа при расчетной температуре 350° С.

Расчеты основных элементов реактора проводились согласно [4, 5, 11]. Расчет на малоцикловую прочность проведен в соответствии с [6, 11].

**2.2. Исходные данные для расчета.**

Основные элементы реактора изготовлены из стали 20К.

Допускаемые напряжения:

- в рабочих условиях при  $t=350^\circ\text{C}$ ;  $[\sigma]=106\text{МПа}$ ;
- в условиях монтажа и гидротестирования при  $t=20^\circ\text{C}$   $[\sigma]=200\text{МПа}$ ;
- предел текучести при  $t=350^\circ\text{C}$ ;  $R_e=159\text{МПа}$ ;
- временное сопротивление при  $t=350^\circ\text{C}$ ;  $R_m=430\text{МПа}$

Минимальная толщина обечайки и днищ принята 24,0 мм. Суммарная прибавка на коррозию и минусовой допуск в элементах аппарата принята 2,0 мм.

Были рассчитаны все элементы реактора. Некоторые основные результаты приведены в табл. 2.

Оказалось, что условия прочности и устойчивости выполняются во всех случаях. Минимальное количество циклов при нагружении составило более  $5,5 \times 10^5$ .

Это говорит о том, что реактор второй стадии может использоваться для одностадийного дегидрирования. Подобный результат позволил перейти ко второму этапу – оценке технологических показателей. Единственным возможным методом решения этой проблемы является математическое моделирование процесса.

ТАБЛИЦА 1.

Режим работы реактора

| п/п | Процессы        | Время, мин* | Давление, МПа |           | Температура стенки, °С |           |
|-----|-----------------|-------------|---------------|-----------|------------------------|-----------|
|     |                 |             | Рабочее       | Расчетное | Рабочая                | Расчетная |
| 1   | контактирование | 6,7         | 0,018         | -0,1      | 300                    | 350       |
| 2   | продувка паром  | 2           | 0,15          | 0,25      | 300                    | 350       |
| 3   | регенерация     | 6,8         | 0,15          | 0,25      | 300                    | 350       |
| 4   | вакуумирование  | 2           | 0,018         | -0,1      | 300                    | 350       |
| 5   | восстановление  | 2,5         | 0,018         | -0,1      | 300                    | 350       |

Время цикла: 20

\* длительности операций могут несколько изменяться, что не является принципиальным для данного типа расчетов.

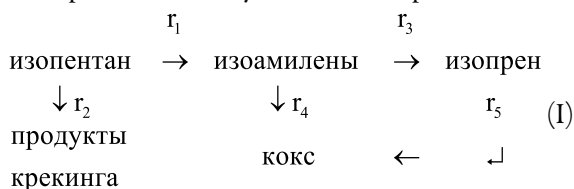
ТАБЛИЦА 2.

Примеры расчета элементов реактора на устойчивость в условиях вакуумного дегидрирования изопентана

| № | Позиция                  | Допустимое давление, МПа |                       |
|---|--------------------------|--------------------------|-----------------------|
|   |                          | рабочие условия, 0,25    | рабочие условия, -0,1 |
| 1 | Обечайка                 | 0,80                     | 0,15                  |
| 2 | Днище сферическое        | 1,50                     | 0,91                  |
| 3 | Днище люка эллиптическое | 1,50                     | 0,80                  |

РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ РЕАКТОРА

Процесс дегидрирования изопентана в изопрен можно представить следующей схемой реакций:



Согласно [12] скорости реакций дегидрирования изопентана и изоамиленов имеют первый порядок по изопентану и изоамиленам, соответственно. С учетом обратимости реакций дегидрирования кинетику процесса дегидрирования и крекинга можно представить следующей системой уравнений:

$$\begin{aligned}
 r_1 &= k_{1,0} \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) P_{C_5H_{12}} \left(1 - \frac{P_{C_5H_{10}} P_{H_2}}{K_{P,1} P_{C_5H_{12}}}\right) \\
 r_3 &= k_{3,0} \exp\left(-\frac{E_3}{RT}\right) P_{C_5H_{10}} \left(1 - \frac{P_{C_5H_8} P_{H_2}}{K_{P,3} P_{C_5H_{10}}}\right) \\
 r_{2,0} &= k_{2,0} \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) P_{C_5H_{10}} ,
 \end{aligned} \quad (I)$$

здесь в выражениях для скоростей (1) парциальное давление  $P_{C_5H_{10}}$  – суммарное парциальное давление трех изомеров изоамиленов. Скорость крекинга учитывает образование суммы углеводородов  $C_1$ - $C_4$ .

Значения энергий активации реакций 1–3 по данным работы [16] равны:  $E_1/R=17,4$  ккал/моль,  $E_3/R=17,5$  ккал/моль,  $E_2/R=35,5$  ккал/моль. С целью приближения к реальным условиям значения предэкспоненциальных множителей соответствующих констант скоростей были рассчитаны по данным промышленного пробега [12]. В результате расчетов получены:  $k_1=\exp(10.67-17400/RT)$ ;  $k_2=\exp(20.51-35500/RT)$ ;  $k_3=\exp(11.45-17500/RT)$ .

Размерности скоростей – моль/(м<sup>3</sup>(кат.)·с, давление – МПа.

Согласно [16] наблюдаемые константы скоростей коксообразования равны соответственно:  $k_{4,0}=\exp(-13.8+12600/RT)$ ,  $k_{5,0}=\exp(6.0-10600/RT)$ . Принимаем энергии активации равными указанным, а логарифмы предэкспонент также рассчитывались исходя из [10]. При этом был принят первый порядок реакций коксообразования по изоамиленам и изопрену.

Деактивация катализатора подчиняется зависимости:

$$k_i = a_i k_{i,0}$$

$$\begin{aligned}
 k_{4,0} &= \exp(-11.3+12600/RT), \\
 k_{5,0} &= \exp(8.59-10600/RT).
 \end{aligned}$$

В итоге, скорости реакций по схеме (I) можно представить в следующем виде:

$$\begin{aligned}
 r_1 &= k_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) P_{C_5H_{12}} \left(1 - \frac{P_{C_5H_{10}} P_{H_2}}{K_{P,1} P_{C_5H_{12}}}\right) , \\
 r_3 &= k_3 \exp\left(-\frac{E_3}{RT}\right) P_{C_5H_{10}} \left(1 - \frac{P_{C_5H_8} P_{H_2}}{K_{P,3} P_{C_5H_{10}}}\right) , \\
 r_2 &= k_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) P_{C_5H_{10}} , r_4 = k_4 \exp\left(-\frac{E_4}{RT}\right) P_{C_5H_{10}} , \\
 r_5 &= k_5 \exp\left(-\frac{E_5}{RT}\right) P_{C_5H_8} ,
 \end{aligned}$$

где константы скоростей определяются по (2), коэффициенты дезактивации по (3), а численные значения аррениусовских параметров приведены выше. Константы равновесия реакций дегидрирования и изомеризации вычислены по [3, 9, 12].

Поскольку процессы тепло- и массопереноса на зерне при низком давлении протекают быстро, есть основание рассматривать эти процессы по отношению к процессам в газовой фазе как квазистационарные, и для математического моделирования реактора использовать известную нестационарную двухфазную квазигомогенную модель реактора с неподвижным слоем катализатора [3, 14], которая, в предположении квазистационарности процессов тепло- и массопереноса на зерне, является частным случаем более общей двухфазной нестационарной модели [10]:

$$\varepsilon \frac{\partial c_i}{\partial t} = -\nabla \cdot (\mathbf{v} c_i) + D \Delta c_i + r_i \quad (2)$$

$$\varepsilon \frac{\partial T}{\partial t} = -\nabla \cdot (c_p \rho \mathbf{v} T) + \lambda \Delta T - \alpha (T - T_s) \quad (3)$$

$$\rho_c c_s \frac{\partial T_s}{\partial t} = \lambda_s \Delta T_s + \sum Q_j R_j + \alpha (T - T_s) \quad (4)$$

где  $\Delta$  – оператор Лапласа,  $\nabla$  – оператор Гамильтона, « $\cdot$ » – знак скалярного произведения.

Модель учитывает конвективную и кондуктивную составляющие теплопроводности в газовой и твердой фазах, конвективную и дисперсионную составляющие массопереноса в газовой фазе, а также теплообмен между газовой и твердой фазами.

Для учета изменения концентрации кокса в масштабе времени операции надо дополнить модель следующим уравнением:

$$\frac{\partial c_c}{\partial t} = 0.012 r_c, \quad (5)$$

где  $r_c$  – скорость реакции коксообразования,  $c_c$  – содержание кокса в катализаторе, кг/л (кат).

Строгое решение системы уравнений (2)–(5) возможно путем последовательного приближения до установления стационарного по времени режима изменения всех концентраций и температур, что представляет собой крайне громоздкую и трудоемкую процедуру. Вместе с тем, качественный анализ процесса позволяет принять следующие допущения:

1. Температуры  $T$  в газовой фазе и  $T_c$  катализатора в каждой точке реактора совпадают.
2. Распределение температур и концентраций в поперечном сечении реактора отсутствует.
3. Скорость переноса тепла в зерне катализатора не влияет на скорость реакции.

Для учета изменения давления по высоте слоя в зависимости от его характеристики (размера частиц и порозности слоя) и характеристики газового потока (плотности, вязкости и скорости газа) модель следует дополнить соответствующим уравнением, например, уравнением Эргана [1]:

$$\frac{\partial P}{\partial l} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu u}{d} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_r u^2}{d} \quad (6)$$

Для оценки значимости этого фактора был проведен расчет перепада давления в условиях промышленного процесса. Результаты расчета показали, что при входном давлении 0,2 атм перепад давления в слое не превышает 1,9%, что позволяет при моделировании процесса изменением давления по высоте слоя пренебречь.

Поскольку реакция протекает на крупных зернах (средний диаметр гранулы катализатора – 3 мм, средняя высота гранулы – 4,4 мм), скорости процессов, входящие в дифференциальные уравнения модели, в общем случае, должны быть рассчитаны с учетом внешне- и внутридиффузионных осложнений.

Наблюдаемые скорости реакций, как известно, зависят от интенсивности внешне- и внутридиффузионного переноса и могут находиться решением уравнений массопереноса на зерне катализатора в приближении квазигомогенной модели зерна катализатора на основе закона Фика с эффективными коэффициентами диффузии:

$$D_i^* \Delta C_i + r_i / (1-\varepsilon) = 0. \quad (7)$$

Краевые условия для решения задачи внешней диффузии в общем случае имеют вид:

$$\left. \frac{dC_i}{dr} \right|_{r=0} = 0 \quad -D_i^* \left. \frac{dC_i}{dr} \right|_{r=a} = K_{mi} (C_{is} - c_i) \quad (8)$$

Тогда в уравнения (9), (11) нужно подставлять вместо  $r_i$  величины интегральных скоростей реакции по

сферическому зерну:  $\frac{3K_{mi}(C_{is} - C_{ib})}{a}(1 - \varepsilon)$

Для оценки значимости этих явлений был проведен расчетный анализ, результаты которого показали, что применительно к условиям промышленного процесса в реакторе Гудри величиной продольного диффузионного переноса по отношению к величине конвективного переноса и величиной кондуктивной газовой теплопроводности по отношению к конвективному теплопереносу можно пренебречь.

С учетом сделанных упрощений математическая модель реактора примет вид:

$$\varepsilon \frac{\partial c_i}{\partial t} = -\frac{\partial(v c_i)}{\partial l} + r_i \quad (9)$$

$$(\varepsilon \rho c_p + \rho_c c_s) \frac{\partial T}{\partial t} = -\frac{\partial(c_p \rho v T)}{\partial l} + \sum_j Q_j R_j \quad (10)$$

Для расчета системы уравнений (16)–(17) требуется задать начальные условия:

$$c_i(x, 0) = c_{0i}(x), \quad T(x, 0) = T_0(x) \quad (11)$$

и краевые условия на входе в реактор:

$$c_i(0, t) = c_i^0, \quad T(0, t) = T^0 \quad (12)$$

Для расчета коксообразования добавляется уравнение (20):

$$\frac{\partial c_c}{\partial t} = 0.012 r_c \quad (13)$$

с начальным условием

$$c_c(x, 0) = c_c^0(x). \quad (14)$$

Суммируя по всем компонентам уравнений (16), получим уравнение для нахождения скорости газового потока:

$$\varepsilon \frac{\partial \rho}{\partial t} = -\frac{\partial(v \rho)}{\partial l} + r, \quad (15)$$

где  $\rho = \sum c_i, \quad r = \sum r_i$

Для удобства расчета преобразуем (6), используя уравнение состояния идеального газа  $P = \rho RT$ , и учитывая постоянство давления получим:

$$-\varepsilon \frac{P}{RT^2} \frac{\partial \rho}{\partial t} = -\frac{\partial(v \rho)}{\partial l} + r \quad (16)$$

К уравнениям (9)–(12) и (16) нужно добавить начальные и краевые условия для скорости газа:

$$v(0,t) = v^0, v(x,0) = v_0(x,0). \quad (17)$$

В окончательном виде, после всех упрощений, полученная математическая модель (9), (10), (13), (16) представляет собой систему нелинейных гиперболических уравнений в частных производных первого порядка, для которой надо решить смешанную краевую задачу с начальными и краевыми условиями (11), (12), (14), (15).

Для решения систем линейных гиперболических уравнений в [2] предложена неявная разностная схема, устойчивая при любых шагах по временной и пространственной координате. Для нашей системы нелинейных уравнений такая схема неприменима. В связи с этим нами была разработана ее модификация.

С помощью полученной математической модели было исследовано влияние на выходные показатели различных параметров, таких как длительность стадии дегидрирования, температура на входе, расход газа, а также рассчитано распределение кокса по высоте слоя и проведены оптимизационные расчеты.

При расходе сырья на три вертикальных реактора 9,16 т/час, производительность 3 реакторов составит 5,48 т/час. Материальный баланс приведен в таблице 3. В пересчете на год производительность составит

около 44 тыс. тонн. Она может быть увеличена включением дополнительных реакторов.

### ПЕРСПЕКТИВЫ РЕАЛИЗАЦИИ

Оценочные расчеты показали, что узел фракционирования углеводородов C5 и экстрактивной дистилляции изопрена (в варианте ИП – 10) могут быть использованы без существенных переделок. Несмотря на то, что по сравнению с двухстадийным методом выход пиперилена и циклопентадиена в одностадийном процессе выше почти в два раза, узлы химочистки изопрена и ректификации пиперилена на данном этапе работы не пересчитывались. Причина состоит в том, что колонное оборудование, как правило, обладает запасом мощности или имеет резервные единицы. Безусловным будет являться необходимость закупки турбовакуумкомпрессора. Должен быть реконструирован узел охлаждения контактного газа, включая механический перерасчет скруббера. Однако все это является сугубо техническими, а не научными задачами, влияющими на окончательное решение.

Отталкиваясь от экспертных оценок затрат на реконструкцию действующих нефтехимических производств в размере 150–200 долл./т готовой продукции, можно полагать, что общие затраты на перевод двухстадийного процесса в одностадийный будут составлять 8–11 млн долл. Тогда срок окупаемости не превысит полутода.

ТАБЛИЦА 3.

Материальный баланс трех вертикальных реакторов дегидрирования изопентана

| Компонент (кг/час)  |                | Состав продуктов на входе в реактор, кг/час | Состав контактного газа, кг/час |
|---------------------|----------------|---|---------------------------------|
| Изопентан           |                | 31364                                       | 21205                           |
| Изоамилены          | 3-метилбутен-1 | 482   | 927                             |
|                     | 2-метилбутен-1 | 3726  | 4112                            |
|                     | 2-метилбутен-2 | 6447  | 6267                            |
| Всего изоамиленов   |                | 10655                                       | 11307                           |
| Изопрен             |                | 161   | 5481                            |
| Легкие углеводороды |                | –   | 2816                            |
| Водород             |                | –   | 333                             |
| Кокс                |                | –   | 861                             |

ТАБЛИЦА 4.

Сравнение опытных и расчетных показателей процесса одностадийного дегидрирования изопентана

|                     | Конверсия изопентана, % | Выход изопрена, % | Содержание изоамиленов, % масс. | Содержание продуктов крекинга, % масс. | Содержание кокса, % масс. |
|---------------------|-------------------------|-------------------|---------------------------------|--|---------------------------|
| Промышленные данные | 34,5                    | 17,2              | 26,2                            | 6,4                                    | 2                         |
| Расчетные значения  | 30,3                    | 17,7              | 28,0                            | 8,8                                    | 1,1                       |

Хотелось бы отметить, что данный случай является весьма удачным примером, демонстрирующим возможности перепрофилирования старых советских процессов. Этот путь является особенно эффективным, а иногда и единственно возможным вариантом развития в условиях санкционных ограничений. К сожалению, некоторые нефтехимические компании поспешили демонтировать нерентабельные установки или избавиться от подобных «непрофильных» активов.

Автор признателен к.х.н. В.А. Махлину за участие в моделировании процесса дегидрирования.

## ЛИТЕРАТУРА

1. АРИС Р. Анализ процессов в химических реакторах. Л.: Химия, 1967, 328 с.
2. ГОДУНОВ С.К. Уравнения математической физики. М.: Наука, Физматгиз, 1971. 16 с.
3. ГОРЕЛИК А.Г., БЕСКОВ В.С., РАДКЕВИЧ Н.П., А.Г. ЛЮБАРСКИЙ. ТОХТ. 1972. Т. 8, № 3. С. 394–400.
4. ГОСТ 14249-89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность.
5. ГОСТ 24755-89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность укрепления отверстий.
6. ГОСТ 25859-83. Сосуды и аппараты стальные. Нормы и методы расчета на прочность при малоцикловых нагрузках.
7. КАПУСТИН В. Многие российские компании готовы выйти на рынок с собственными разработками // Новости и обзоры нефтегазохимической отрасли, RSC.RU, 29.04.2015.
8. КИРПИЧНИКОВ П.А., БЕРЕСНЕВ В.В., ПОПОВА Л.М. Альбом технологических схем основных производств промышленности синтетического каучука, М.: Химия, 1986. С. 16–19.
9. КУБО Р. Термодинамика. М.: Мир, 1970. С. 216.
10. МАТРОС Ю.Ш., НОСКОВ А.С., ЧУМАЧЕНКО В.А. В сб. трудов «Математическое моделирование каталитических процессов». Новосибирск: Наука, 1984. С. 232–258.
11. РД 26-15-88. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность и герметичность фланцевых соединений.
12. РИД Р., ПРАУСНИЦ ДЖ., ШЕРВУД Т. Свойства газов и жидкостей. Л.: Химия, 1982. 591 с.
13. СМАГИН В.П., СЕРЕБРЯКОВ Б.Р., МУСТАФИН Х.В. и др. Производство изопрена одностадийным вакуумным дегидрированием // V Международная конференция по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия-99». Нижнекамск, 1999. С. 10–11.
14. DE WASCH A.P., FROMENT G.F. A two dimensional heterogeneous model for fixed bed catalytic reactor. Chem. Eng. Sci. 1971. V. 26. P. 629–634.

В.А. КУРБАТОВ  
СТРАТЕГИЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ  
ПРОИЗВОДСТВА В УСЛОВИЯХ КРИЗИСА  
(НА ПРИМЕРЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ИЗОПРЕНА)

15. DI GIACOMO A.A., MAERKER J.B., Isoprene by Dehydrogenation. Chem. Eng. Progr. 1961. V. 57. № 5. P. 35–39.
16. NODA H., KANEHARA S., TONE S., OTAKE N. Optimal operation of catalytic tabular reactor with fouling catalyst by coke // Chem. Eng. Sci. 1975. V. 30. P. 887–892.

Курбатов Владимир Анатольевич,  
д.т.н., профессор, действительный член РАЕН,  
☎ тел.: +7 (499) 445-10-64, e-mail: Kurbatov\_VA@mail.ru