

УДК 629.7.048

## **Расчетно-экспериментальный анализ работы реактора гидрирования диоксида углерода**

**Коган И.Л.**

*Научно-исследовательский и конструкторский институт химического машиностроения, Б. Новодмитровская ул., 14, Москва, 127015, Россия  
e-mail: info@niichimtmach.ru*

### **Аннотация**

В связи с увеличением длительности автономных полетов предъявляются все большие требования к замкнутости систем обеспечения жизни и деятельности экипажа. Регенерационная система обеспечения газового состава (РСОГС) является наиболее ресурсоемкой. Введение subsystemы переработки диоксида углерода в РСОГС позволит добиться снижения потребления ресурсов и увеличения степени замкнутости по кислороду. Для обеспечения работы системы в данном случае особое значение имеет создание блока реактора с максимальной степенью превращения в автотермическом режиме. Приведены результаты расчетно-экспериментального анализа процесса гидрирования диоксида углерода, являющиеся основой для создания блока реактора.

**Ключевые слова:** регенерационная система обеспечения газового состава, система переработки диоксида углерода, прогнозирование функционирования, имитацион-

ное и математическое моделирование, реакция гидрирования диоксида углерода (реакция Сабатье).

## **Введение**

Создание и поддержание условий, обеспечивающих жизнь и деятельность экипажей космических аппаратов при длительных межпланетных полетах, является одной из важнейших научно-технических проблем, возникшей при освоении человеком космического пространства.

Специфика требований к системам жизнеобеспечения человека в космическом полете — минимальная масса, энергопотребление и минимизация потребления ресурсов из внешних источников при максимуме надежности работы в сложных, не свойственных на Земле, условиях космического полета, обусловлена сложностью доставки ресурсов на борт орбитальной станции и условиями полной изоляции в межпланетном полете. Переработка продуктов метаболизма экипажа в исходные компоненты среды обитания приобретает особую роль. Удаление выдыхаемого экипажем диоксида углерода и его гидрирование водородом, являющимся побочным продуктом системы генерации кислорода, позволит вернуть в цикл большую часть воды, служащей для получения кислорода методом электролиза.

## **Обоснование выбора технологии для системы переработки диоксида углерода на основе реакции Сабатье**

Согласно классификации технологий переработки диоксида углерода по типу основных химических процессов и методам их осуществления, предложенной в работах /1-3/, различают два основных класса систем. К первому классу относятся системы, основанные на проведении процесса прямого получения кислорода путем разложения  $CO_2$  в электролизерах, плазмохимическими или фотокаталитическими методами. Ко второму классу относятся системы, основанные на проведении процессов гидрирования  $CO_2$ , которые могут быть описаны общим уравнением



Образующаяся по уравнению (1) вода - целевой продукт блока гидрирования диоксида углерода (БГДУ) - может быть использована в смежных модулях интегрированной системы жизнеобеспечения (ИСЖО): системы генерации кислорода (СГК) и системе водообеспечения (СВО).

Вещество А - тупиковый продукт, который накапливается, сбрасывается за борт или используется в смежных блоках и системах, например в двигателях ориентации. По физическому состоянию вещество А может быть газообразным, жидким или твердым.

Были рассмотрены различные технологии переработки диоксида углерода. По совокупным данным, как наиболее перспективный, был выбран процесс гидрирования по реакции Сабатье с образованием газообразного продукта – метана (таблица 1 и таблица 2).

Таблица 1

## Основные исследования по выбору технологии переработки диоксида углерода

Год	Проведенные исследования	Источник	Выбранная технология
1967	Эксперимент в НЛК	НИИхиммаш	Реакция Сабатье
1970	90-суточные испытания	Pearson	Реакция Сабатье
1983	Эволюция космической станции	Quattrone	Реакция Сабатье и Боша
1983	Концептуальный проект	Lin	Реакция Сабатье
1984	Технологии для Космической станции	Hall	Реакция Сабатье и Боша
1985	Сравнительный анализ реакций Боша и Сабатье	Spina	Реакции Боша и Сабатье
1987	Концепция выбора технологии для ARS	Ray	Реакции Боша и Сабатье
1988	Детализированный обзор	Noyes	Реакции Боша и Сабатье
1988	Создание системы на основе реакции Боша	Wagner	Реакция Боша
1989	Европейский выбор технологий	Arlow	Реакция Сабатье
1990	Проект SSEIA	McDonnel	Реакции Боша и Сабатье, электролиз диоксида углерода
1991-1995	Проект системы для ОКС «Мир»	НИИхиммаш	Реакция Сабатье
1996	Эволюция МКС	Carrasquillo, Wieland	Реакция Сабатье
1998	ELS	Wincler	Реакция Сабатье
2000	91-суточные испытания	JSC	Реакция Сабатье

**Сравнительный анализ существующих технологий переработки диоксида углерода**

<b>Показатель</b>	<b>Преимущественная технология</b>	<b>Обоснование</b>
Характеристика функционирования	<i>Bosh</i>	Отсутствуют потери водорода и допускает наличие кислорода на входе в систему.
<i>Количественный</i>	<i>Sabatier</i>	Отсутствуют требования по сбросам за пределы станции.
<i>Качественный</i>	<i>Bosh</i>	Требования к газожидкостному разделителю.
Эквивалентная масса	<i>Sabatier</i>	Ниже масса, объем, энергопотребление, нагрузка на СТР и доставки массы.
Безопасность	<i>Sabatier</i>	Более высокая безопасность из-за меньшего количества горючих газов, без видимого содержания окиси углерода, более низкой температуре реакции.
Надежность	<i>Sabatier</i>	Более низкая сложность, меньшее число отказов при испытаниях.
Влияние вредных микропримесей	<i>Sabatier</i>	Катализатор менее чувствителен к «отравлению»; отсутствует загрязнение катализатора твердым углеродом.
Шум при эксплуатации	<i>Sabatier</i>	Не требует постоянного включения компрессора.
Интеграция	<i>Sabatier</i>	Более простые интеграция и компоновка.
Временные затраты экипажа	<i>Sabatier</i>	<i>Bosh</i> требует частой замены картриджа твердого углерода.

Преимущества использования ее в системе жизнеобеспечения (СЖО) следующие: реакция протекает при атмосферном давлении и температурах порядка 523 - 673 К, известны катализаторы, на которых достигаются практически равновесные значения степени превращения. Значительный положительный тепловой эффект ре-

акции, который может быть использован в других системах космического корабля (КК), и возможность осуществления процесса при малых значениях времени контакта позволяют создать реактор небольшого объема и веса, практически не требующий энергозатрат, т.к. реакция протекает в автотермическом режиме. В результате реакции Сабатье получают воду, не требующую сложных систем очистки в случае ее использования, как для электролиза, так и для питья.

По результатам анализа аналогичных систем, созданных ранее в “НИИхиммаш”, а также американскими и японскими учеными, выдвинуты следующие предположения для экспериментальной отработки и подтверждения:

- температура проведения реакции является значимым фактором, существует характерная для каждого катализатора температура оптимального протекания реакции. Следовательно, требуется выдвижение технических решений, обеспечивающих заданный уровень переменного теплосъема с поверхности реактора в связи с различными условиями работы проточного реактора;

- выбор типа гетерогенного катализатора, определение оптимального количества и геометрических параметров реакционной зоны;

- обеспечение заданного распределения температур в слое катализатора как в продольном, так и в поперечном направлениях;

- подтверждение работоспособности при различных соотношениях реагентов и температурах проведения процесса;

- выбор средств теплоизоляции и обеспечение пожаро- и взрывобезопасности.

## Термодинамические аспекты процесса Сабатье

Вопросы термодинамического равновесия (ТДР) процесса Сабатье подробно проанализированы в работах /4-10/. Расчетами установлено, что:

— Область избирательного гидрирования  $\text{CO}_2$  до  $\text{CH}_4$  и  $\text{H}_2\text{O}$  соответствует значениям  $T < 700 \text{ K}$  для  $\alpha \geq 2,5$  и  $T < 650 \text{ K}$  для  $\alpha < 2,5$ , где  $\alpha = \text{H}_2/\text{CO}_2$ .

— Ни при каких значениях  $\alpha$  и  $T$  (имея в виду, что из кинетических соображений реакторы гидрирования работают обычно при  $T > 500^\circ\text{K}$ ) принципиально невозможно достичь одновременного 100%-ного превращения обоих реагентов –  $\text{H}_2$  и  $\text{CO}_2$ . С ростом  $\alpha$  степени гидрирования  $\text{H}_2$  и  $\text{CO}_2$  изменяются антибатно: степень превращения  $\text{H}_2$  уменьшается, а степень превращения  $\text{CO}_2$  - увеличивается.

— При  $\alpha \leq 2,5$  и  $T < 850^\circ\text{K}$  возможно углеобразование в связи с протеканием побочной реакции Боша. Поскольку в СПДУ образование твердого углерода является нежелательным процессом, при проведении неполного гидрирования  $\text{CO}_2$  при  $T < 700^\circ\text{K}$  следует рекомендовать ограничить интервал изменения  $\alpha$  значениями:  $2,5 < \alpha < 5$ .

— Тепловой эффект реакции  $Q_p$  уменьшается с ростом температуры, становясь при определенных значениях  $\alpha$  даже отрицательным, что соответствует переходу от экзотермического процесса Сабатье к эндотермическому процессу гидрирования  $\text{CO}_2$  до  $\text{CO}$ , и увеличивается с ростом  $\alpha$ .

— В области температур  $T \leq 600\text{K}$  наблюдается слабая зависимость  $Q_p$  от  $\alpha$ , что объясняется протеканием избирательного гидрирования  $\text{CO}_2$  в  $\text{CH}_4$  и  $\text{H}_2\text{O}$ ; при

$T = 800-900$  К основным направлением процесса становится реакция образования CO, тепловой эффект приобретает отрицательные значения.

Химические реакции гидрирования диоксида углерода водородом, метанирования оксида углерода водородом, обратной реакции конверсии водяного пара (RWGS) и Боша характеризуются равновесными процессами. Следовательно, относительное отклонение по составу реагентов и продуктов реакции определяет степень превращения и влияет на кинетику реакции. Для общего уравнения реакции



константа равновесия может быть записана в виде

$$K_a = \prod_j [X_j]^{v_j} = \frac{[C]^\gamma [D]^\delta}{[A]^\alpha [B]^\beta}, \quad (3)$$

в котором индекс « $a$ » указывает, что основой для расчета является активность компонентов, определенная в соответствии с отношением летучести компонентов при текущих условиях  $f_j(T, P, z)$  к летучести компонентов при нормальных условиях  $f_j^0(T_0, P_0, z_0)$ , или через разность энергии Гиббса, определенной для фактических и стандартных условий

$$a = \frac{f_j(T, P, z)}{f_j^0(T_0, P_0, z_0)} = \exp \left[ \frac{G_j(T, P, z) - G_j^0(T_0, P_0, z_0)}{RT} \right]. \quad (4)$$

Для определения активности зависимость (4) можно записать в виде

$$\ln K_a = \ln \prod_{j=1}^n a_j^{v_j} = - \frac{\Delta G_{rx,n}^0}{RT}. \quad (5)$$



Для учета отклонения от равновесия воспользуемся уравнением Ван Гоффа

$$\frac{d \ln K_a}{dT} = -\frac{1}{R} \frac{d}{dT} \left[ \frac{\sum_j v_j \Delta G_{f,j}^0}{T} \right] = \frac{1}{RT^2} \sum_j v_j \Delta H_{f,j}^0 = \frac{\Delta H_{rxn}^0(T)}{RT^2}. \quad (6)$$

Используя известные зависимости и произведя интегрирование, для значения константы химического равновесия получим

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_a(T_2)}{K_a(T_1)} &= \frac{\Delta a}{R} \ln \frac{(T_2)}{(T_1)} + \frac{\Delta b}{2R} (T_2 - T_1) + \frac{\Delta c}{6R} (T_2^2 - T_1^2) + \\ &+ \frac{\Delta d}{12R} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{\Delta e}{2R} (T_2^{-2} - T_1^{-2}) + \frac{1}{R} [-\Delta H_{rxn}^0 + \Delta a T_1 + \\ &+ \frac{\Delta b}{2} T_1^2 + \frac{\Delta c}{3} T_1^3 + \frac{\Delta d}{4} T_1^4 - \frac{\Delta e}{T_1}] \times \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right). \end{aligned} \quad (7)$$

Окончательно, путем несложных преобразований можно показать, что

$$K_{a_i} = \exp \left( \frac{\lambda_1}{T^2} + \frac{\lambda_2}{T} + \lambda_3 \right). \quad (8)$$

Значения коэффициентов  $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$  для различных реакций переработки диоксида углерода приведены в таблице 3 по данным работы [3].

Таблица 3

**Значения коэффициентов зависимости (8)**

Реакция	Значения коэффициентов		
Реакция гидрирования $CO_2 + 4H_2 \rightleftharpoons CH_4 + 2H_2O$	-730726,0	24125,3	-26,9616
Реакция метанирования $CO + 3H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O$	-538798,1	28062,7	-30,7759

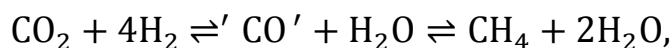
Таблица 3. Продолжение

Реакция	Значения коэффициентов		
Реакция RWGS $CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O$	-191928,1	-39374	3,8143
Реакция гидронизации $2CO \rightleftharpoons C(s) + CO_2$	-121003,4	16573,0	-17,3858

Приведенная зависимость хорошо реализуется на ПК в среде графического программирования LabView.

Результаты анализа рассчитанных значений константы равновесия (рис. 1) показывают, что:

— кривые для реакции гидрирования диоксида углерода и реакции метанирования оксида углерода практически совпадают, что подтверждает возможный механизм проведения реакции гидрирования, приведенный ниже



в предположении, что промежуточные продукты не оказывают существенного влияния на эффективность реакции;

— каталитический реактор должен работать при более низких значениях температуры в диапазоне 150 – 300°C, для сдвига равновесия в область получения наибольшего количества продуктов реакции.

В общем случае скорость реакции гидрирования определяется из зависимости типа

$$r_1 = \frac{k_1 K_{CO_2} K_{H_2}^4 z_{CO_2} z_{H_2}^4 P^5}{(1 + K_{CO_2} P z_{CO_2} + K_{H_2} P z_{H_2})^5} (1 - \eta). \quad (9)$$

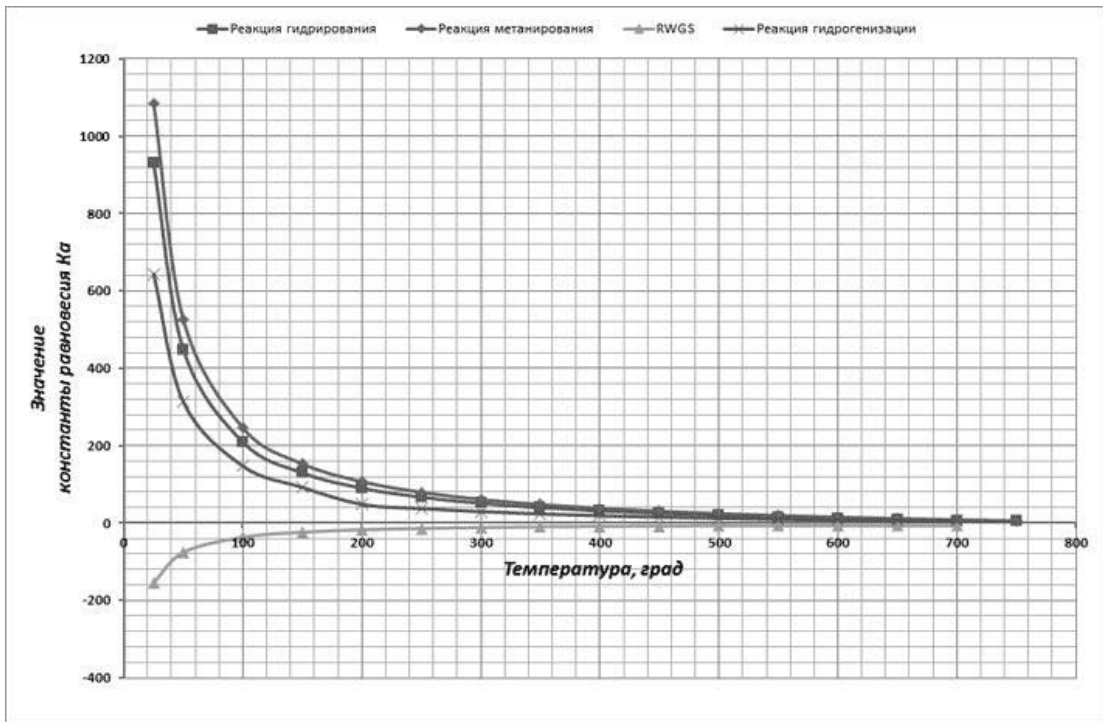


Рис. 1. Значения константы равновесия

В зависимости (9)  $z_j$  определяется мольными долями  $j$ -компонентов в условиях равновесия, а значение  $\eta$  – из выражения вида:

$$\eta = \frac{1}{K_1 P^2} \frac{z_{CH_4} z_{H_2O}^2}{z_{CO_2} z_{H_2}^4}. \quad (10)$$

Значения других констант, входящих в зависимость (9) зависят от типа катализатора. Для наиболее изученного катализатора Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> в диапазоне температур 200 – 340 °С и диапазона давлений 0,1 – 0,3 МПа данные константы могут быть определены как

$$k_1 [\text{моль/гс}] = 1,064 \times 10^{11} \exp \left[ -\frac{113497,4}{R_g T} \right]; \quad (11)$$

$$K_{CO_2} [\text{Мпа}^{-1}] = 9,099 \times 10^{-7} \exp \left[ -\frac{69691,8}{R_g T} \right]; \quad (12)$$

$$K_{H_2} [\text{Мпа}^{-1}] = 9,6104 \times 10^{-4} \exp \left[ -\frac{39942,0}{R_g T} \right]. \quad (13)$$

На рис. 2 приведена полученная зависимость скорости реакции от температуры для катализатора Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

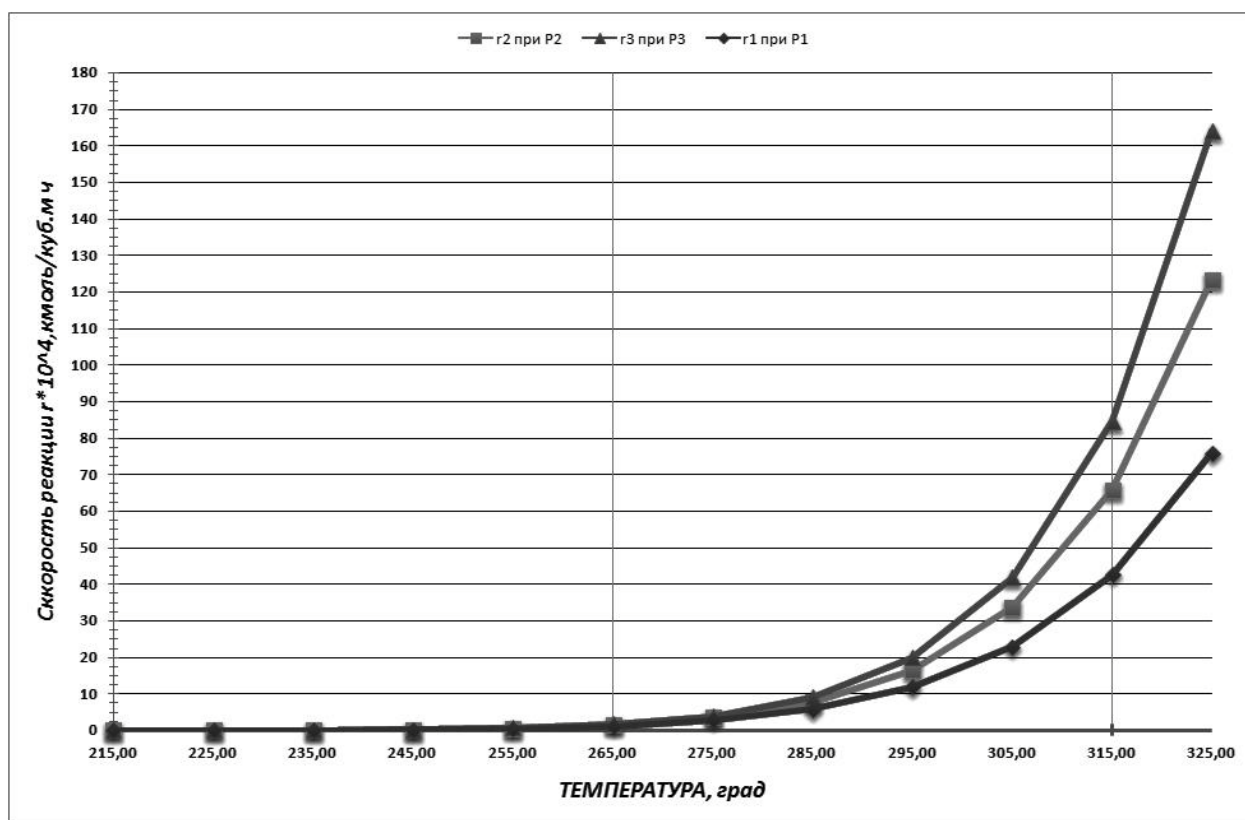


Рис. 2. Зависимость скорости реакции от температуры для катализатора Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> при стехиометрическом соотношении исходных реагентов

Для рассматриваемого диапазона температур скорость реакции зависит от давления в зоне реакции. При увеличении давления ее значение возрастает. Для других типов катализатора необходимы экспериментальные данные для расчета констант, входящих в зависимость (9).

### Обоснование выбора гетерогенного катализатора

Катализатор для гетерогенного процесса гидрирования CO<sub>2</sub> должен обладать:

- высокой активностью и селективностью в широком диапазоне расходов исходных газов ( $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2$ );
- свойствами, исключающими необходимость разработки регламентов подготовки к работе;
- сохранять активность в течение длительного срока непрерывной работы и хранения;
- свойствами пожаро- и взрывобезопасности;
- высокой механической прочностью, сохранять работоспособность после воздействия различного рода вибромеханических перегрузок;
- способностью проведения процесса при малых временах контакта;
- стабильностью каталитических свойств при наличии в исходных газах микропримесей, по возможности обеспечивая обратимость отравления.

В качестве катализаторов для проведения реакции гидрирования могут быть применены следующие катализаторы.

- Первая ступень:
  - катализатор 5P-НС (марка 5P-НС-1 и марка 5P-НС-2, отличающиеся химическим составом оксидного носителя при одинаковом содержании каталитически активного компонента 5 % рутения);

*Примечание.* В качестве носителя для катализатора 5P-НС-1 принят  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , а для катализатора 5P-НС-2 –  $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{TiO}_2$  в массовом соотношении 4:1.

- блочный катализатор КСС-1, получаемый нанесением на металлическую подложку в виде блока сотовой конструкции с заданными геометрическими параметрами тонкого алюмоциркониевого оксидного слоя – вторичного носителя с последующей пропиткой гидрохлоридом рутения и активацией.

— Вторая ступень:

- катализатор сферический НХА-1 с химическим составом  $\text{Ni/Cr}_2+\text{Al}_2\text{O}_3+\text{CeO}_2$ ;
- блочный катализатор НХА-Б.

Первая ступень опытного реактора имеет объем 0,06 л. Вторая ступень имеет 0,19 л.

Поток реакционной смеси  $\text{H}_2$  и  $\text{CO}_2$  поступает в первую ступень катализатора. Для зажигания реакции смесь газов и рутениевый катализатор подогреваются цилиндрическим электронагревателем, установленным на корпусе реактора.

### **Предварительные экспериментальные исследования**

Предварительные испытания проводились с тремя каталитическими реакторами, ранее изготовленными на базе НИИхиммаш: два с внешним кольцевым нагревателем и различным катализатором, третий – с внутренним цилиндрическим нагревателем (рис. 3 и рис. 4). Реакторы снаряжены катализаторами  $\text{Ru}+\text{Al}_2\text{O}_3$  типа 5P-НС-1,  $\text{Ni/Cr}_2+\text{Al}_2\text{O}_3+\text{CeO}_2$  типа НХА-1 и  $\text{Ru}+\text{Al}_2\text{O}_3+\text{TiO}_2$  типа 5P-НС-2. Для обеспечения пожаро- и взрывобезопасности реактор помещался в капсулу, заполненную диоксидом углерода под избыточным давлением.



Рис. 3. Реактор с внешним кольцевым нагревателем



Рис. 4. Реактор с внутренним нагревателем

Запуск осуществлялся при подаче в реактор водорода с объемным расходом 160 нл/ч и нагреве катализатора до значения температуры около 700 °С. При достижении заданного значения температуры электронагреватель отключался, и в реактор вместе с водородом подавался диоксид углерода с объемным расходом, соответствующим заданному соотношению реагентов. При этом, вследствие теплоотвода в окружающую среду, температура в зоне реакции снижалась до значения температуры автотермического режима, характерного для рассматриваемого соотношения реагирующих компонентов, расхода и типа катализатора. Автотермический режим обуславливается поддержанием стабильной температуры реактора только за счет тепла, выделяемого в ходе химической реакции. Тепло, выделяемое в ходе реакции, отводится через стенки реактора и уносится с ее продуктами. Для поддержания автотермического режима количество уносимого и выделяющегося тепла должны

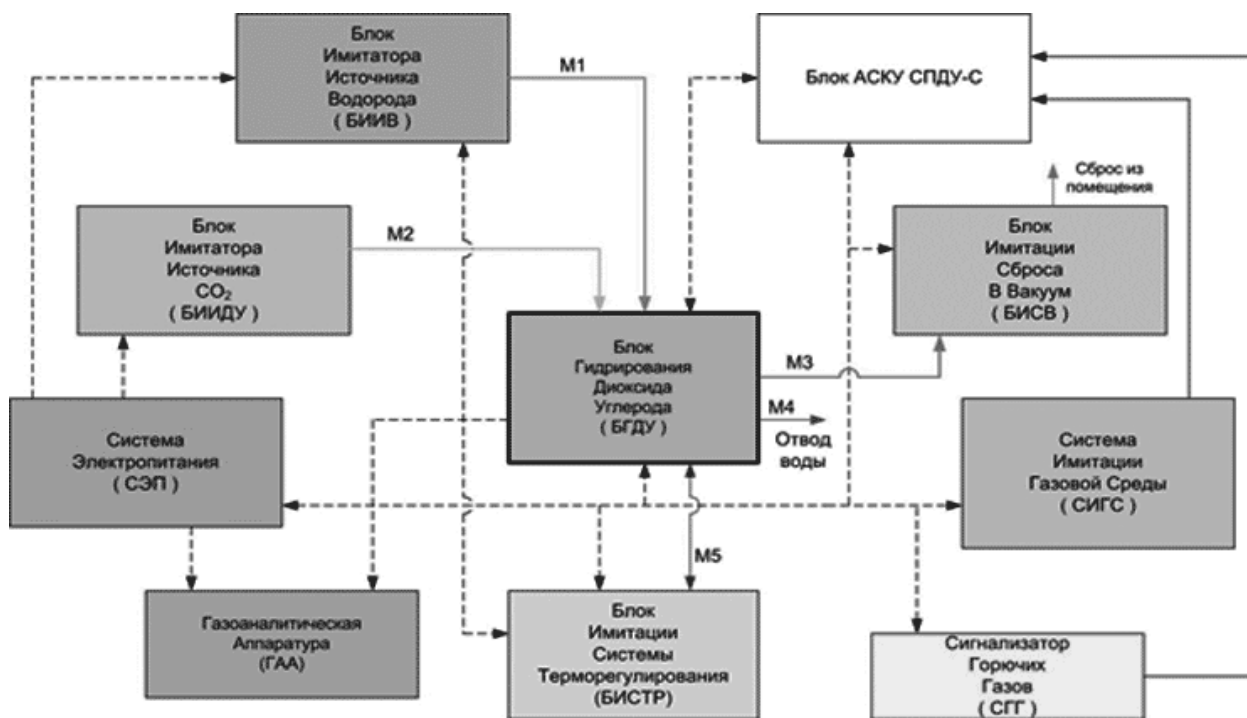
быть равны. Реактор относится к проточному типу, следовательно, тепловыделение пропорционально расходу реагентов и зависит от температуры протекания реакции. Рассматривая зависимость тепловыделения от температуры можно говорить о самостабилизации процесса: с ростом температуры стенки увеличивается теплосъем в окружающую среду, и уменьшается тепловой эффект реакции, тем самым достигается стабильная температура.

В реакторе проточного типа тепловая мощность, в основном, зависит от расхода реагентов, а тепловой эффект реакции уменьшается при увеличении температуры реакции, можно разработать реактор, позволяющий проводить процесс гидрирования в автотермическом режиме в широком диапазоне расходов реагентов. Выбор конструктивных решений и размерных характеристик аппарата должен обеспечить достаточный теплосъем из зоны реакции при температурных уровнях, входящих в зону ее оптимального проведения.

Для проведения экспериментальных исследований создан стенд, принципиальная схема которого показана на рисунке 5.

Для отображения параметров системы в реальном времени и автоматического ведения протоколов разработан визуальный интерфейс, оборудование было разделено на *испытательную и технологическую части* (рис. 6).





Материальные потоки:  
 М1. Водород, T=20-25°C, P до 0.14Мпа, Расход до 400л/час  
 М2. Углекислый газ, T=20-25°C, P до 0.4Мпа, Расход до 200л/час  
 М3. Продукты реакции: CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> T=5-15°C, P до 0.15Мпа, Расход до 400л/час  
 М4. Вода, T=5-25°C, P до 0.1Мпа, Расход до 100 г/час  
 М5 Теплоноситель T=5-50°C, P до 0.1Мпа, Расход до 80 г/мин

Рис. 5. Принципиальная схема испытательного стенда СПДУ

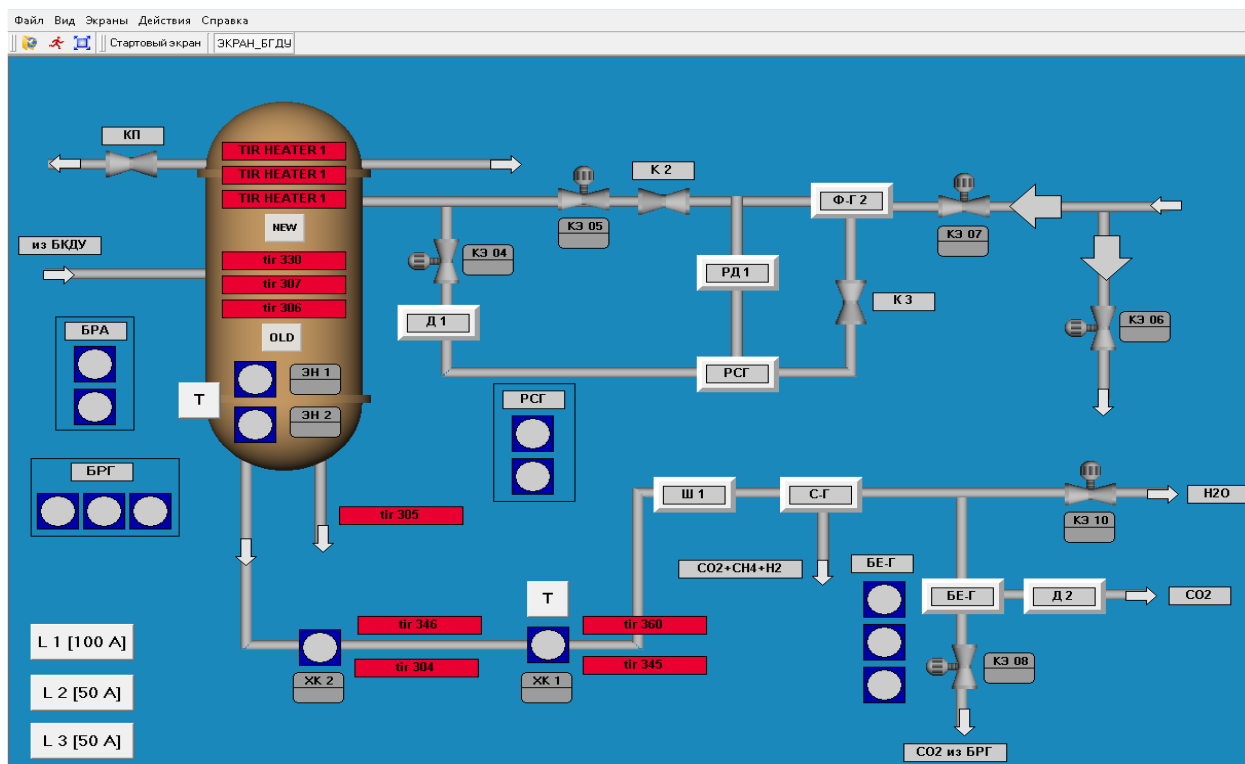


Рис. 6. Отображение информации по функционированию БГДУ

Рассмотрим протекание реакции: за показатель качества работы реактора принята концентрация метана в осушенных продуктах реакции при работе на стехиометрическом соотношении газов. Этот параметр измеряется напрямую, а не является расчетной величиной и подвержен минимальному количеству искажающих факторов. Теоретически при работе на стехиометрическом соотношении газов концентрация должна стремиться к 100%.

Выполнены сравнительные испытания трех реакторов в составе блока в режиме штатного функционирования. Реакторы имеют различную производительность, но видна общая закономерность: цикличность изменения концентрации метана (рис. 7 и рис. 8).

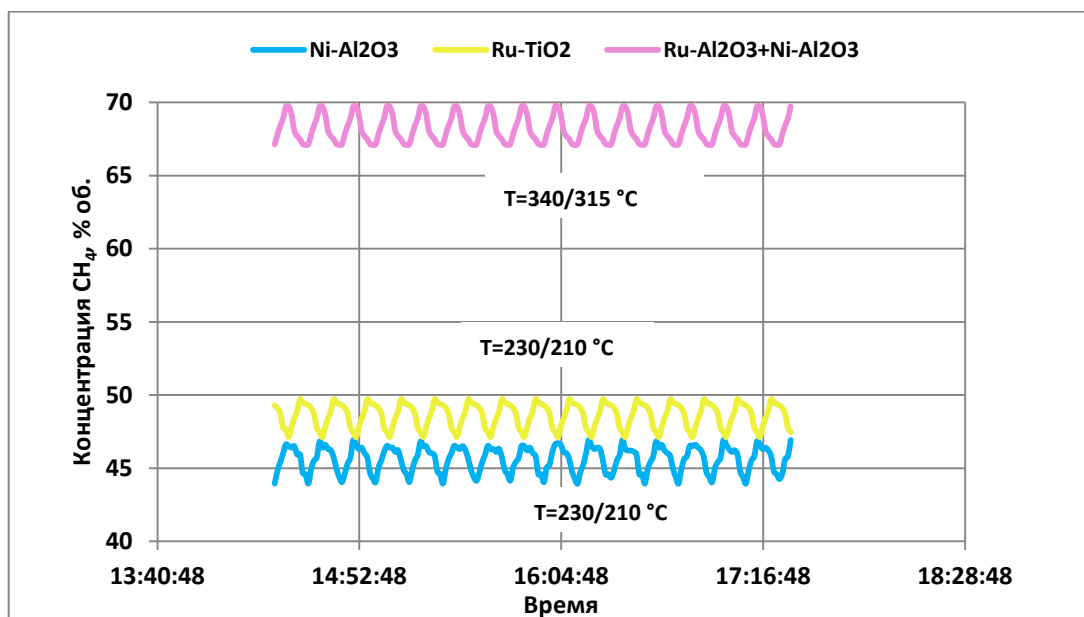


Рис. 7. Диаграмма содержания метана в осушенных продуктах реакции при работе 3-х образцов реакторов с различными катализаторами, помещенных в ЕХДУ, при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час.

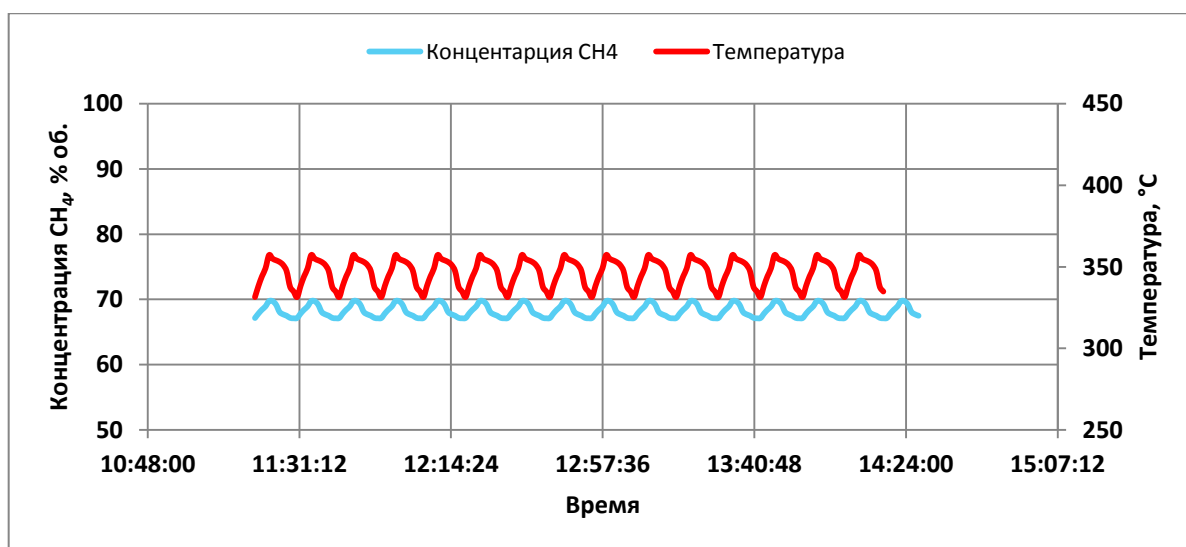


Рис. 8. Влияние температуры на степень превращения при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час

Анализируя параметры, при которых проводились испытания видно, что давление в капсуле также циклически изменяется, что приводит к изменению тепловых свойств заполняющего ее диоксида углерода и соответственно теплосъема с поверхности реактора, что и ведет к циклическому изменению температуры и производительности.

Отказ от использования капсулы с диоксидом углерода в роли теплоизоляции привел к устранению цикличности к увеличению производительности (рис. 9).

Сравнивая работу реакторов на двух заданных расходах в 160 и 320нл/ч заметно, что с ростом расхода увеличилась температура и степень превращения (рис. 10).

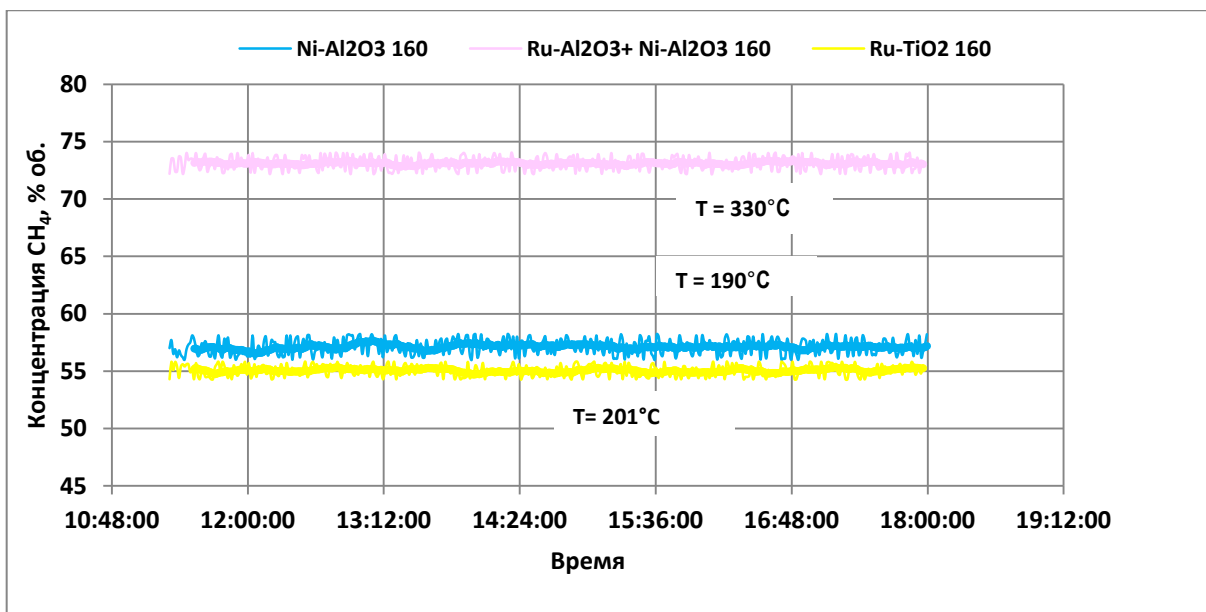


Рис. 9. Диаграмма содержания метана в осушенных продуктах реакции при работе 3-х образцов реакторов с различными катализаторами при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час

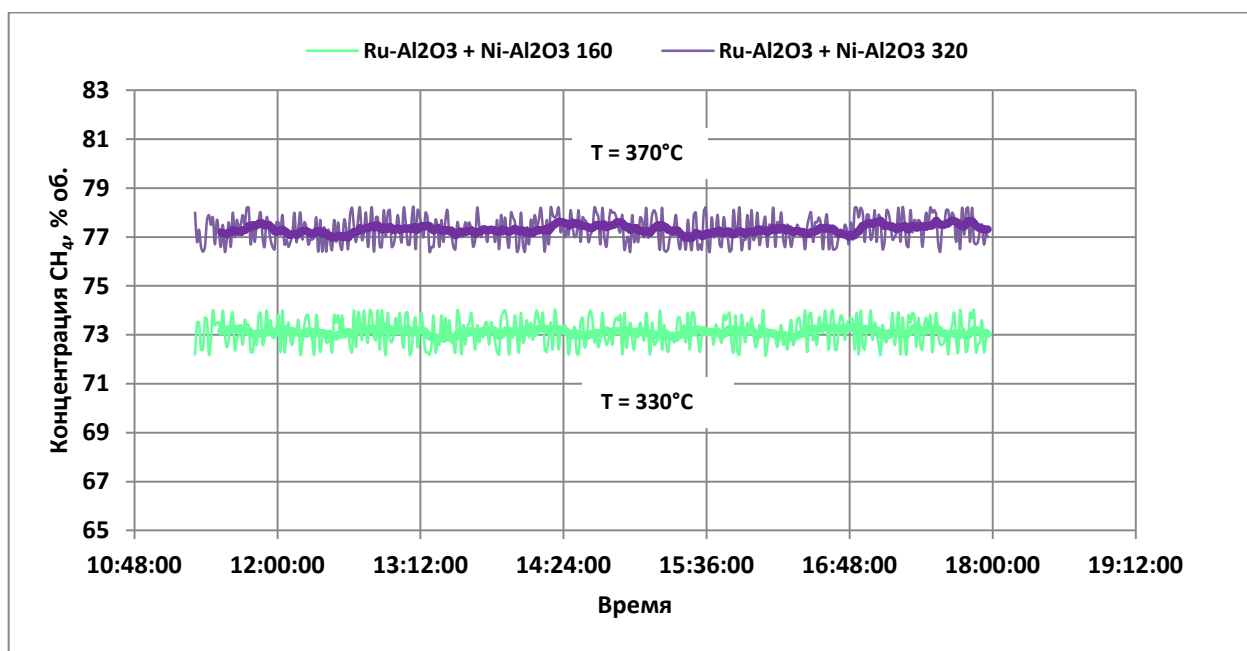


Рис. 10. Диаграмма содержания метана в осушенных продуктах реакции при работе одного образца реактора при соотношении реагентов 1:4 и расходах водорода 160нл/час и 320 нл/час.

Для выяснения влияния теплоизоляции на ход процесса на реактор был установлен теплоизоляционный экран. Производительность повышалась с ростом температуры и снижалась при снятии экрана, полностью восстанавливаясь при его повторной установке (рис. 11).

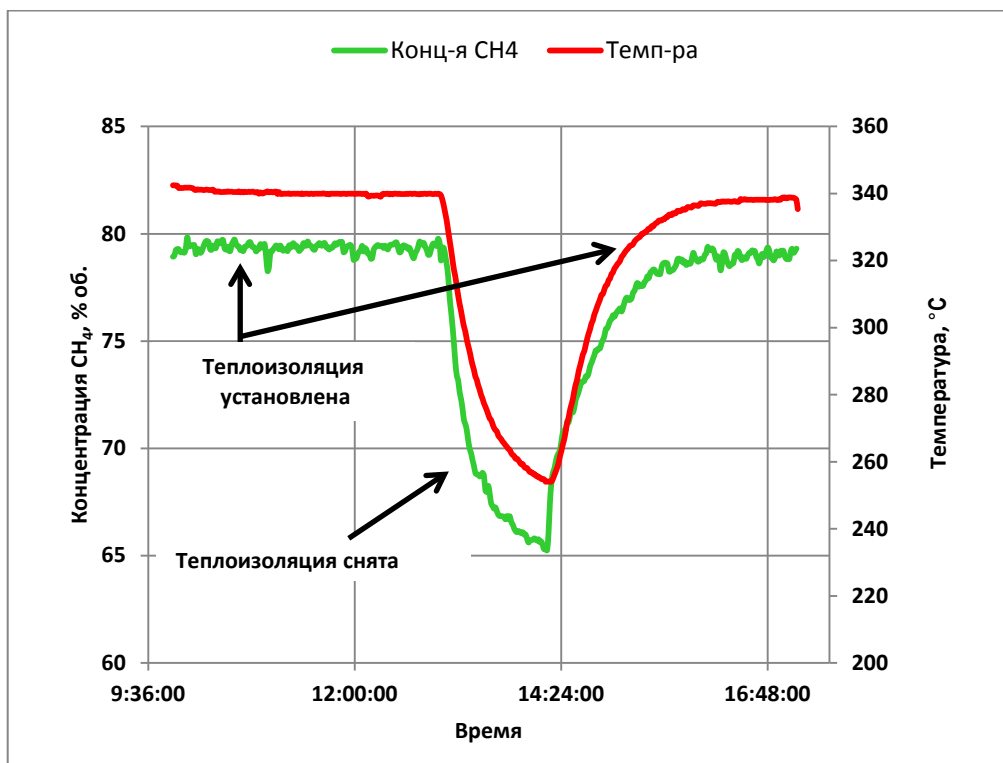


Рис. 11. Влияние теплоизоляции на степень превращения при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час

Проведя испытания на всех трех реакторах, изменяя свойства теплоизоляции удалось определить зависимости производительности от температуры: производительность не обязательно растет с ростом  $T$ , а существует оптимальная зона, свойственная для каждого типа катализатора (рис. 12, рис. 13).

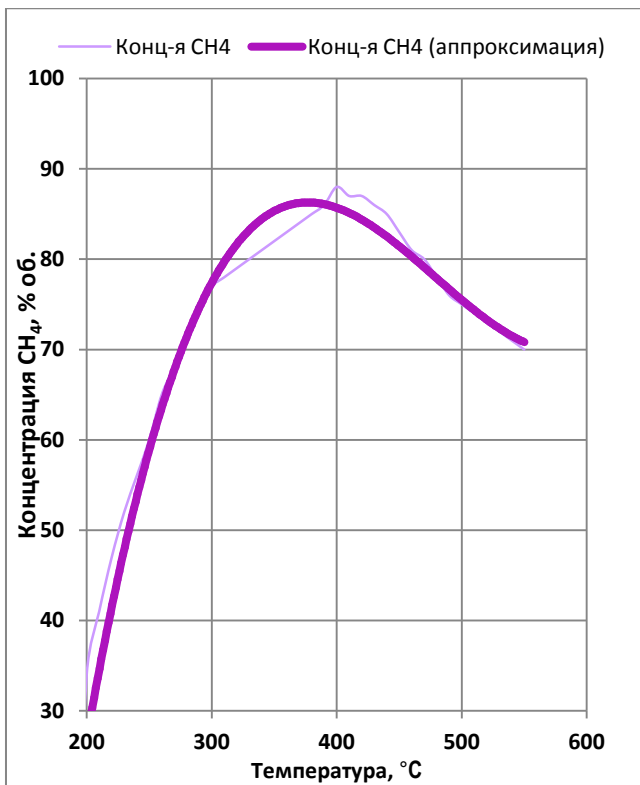


Рис. 12. Зависимость степени превращения от температуры для реактора с катализатором Ru-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>+Ni-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час

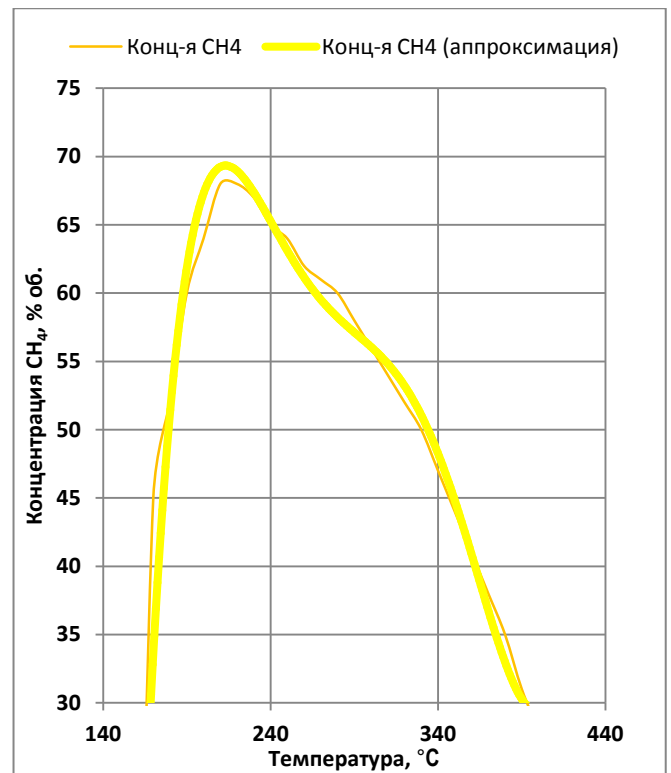


Рис. 13. Зависимость степени превращения от температуры для реактора с катализатором Ni-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час

Еще одним предположением стало влияние распределения температуры в слое на производительность: была снята часть теплоизоляции в конце слоя, и это повысило производительность.

Варьируя теплоизоляцию, мы определили оптимальную температуру конца слоя (рис. 14).

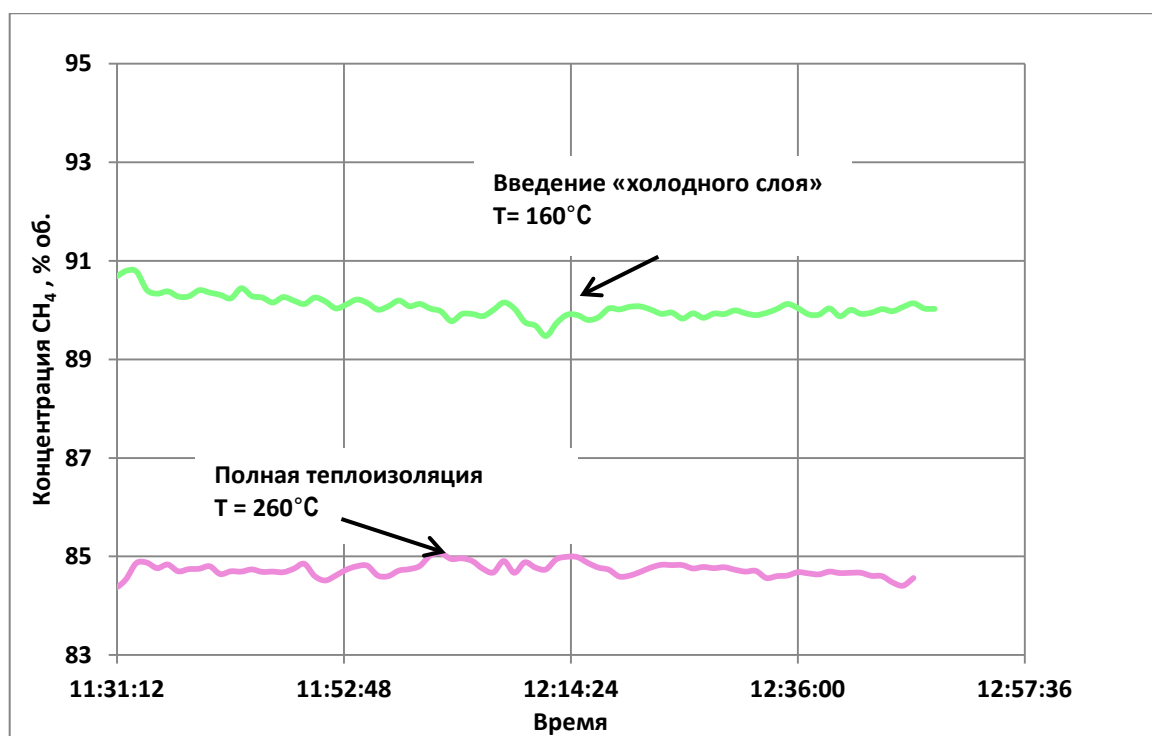


Рис. 14. Влияние «холодного слоя» катализатора на производительность реактора при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час

С целью подтверждения возможности сброса излишков реагентов через реактор была рассмотрена работа на различных не стехиометрических соотношениях реагентов. Производительность снижается, но это не приводит к затуханию реакции или значительной дестабилизации процесса, что подтверждает данную возможность (рис. 15.)

Водород, подаваемый из электролизера, не соответствует техническим требованиям на систему по влажности, поэтому было проведено исследование ее влияния на ход процесса, используя осушитель, влажность водорода искусственно снижалась. После проведенных испытания в широких диапазонах содержания влаги не было замечено каких-либо изменений производительности, следовательно, не требуется дополнительная система осушки.

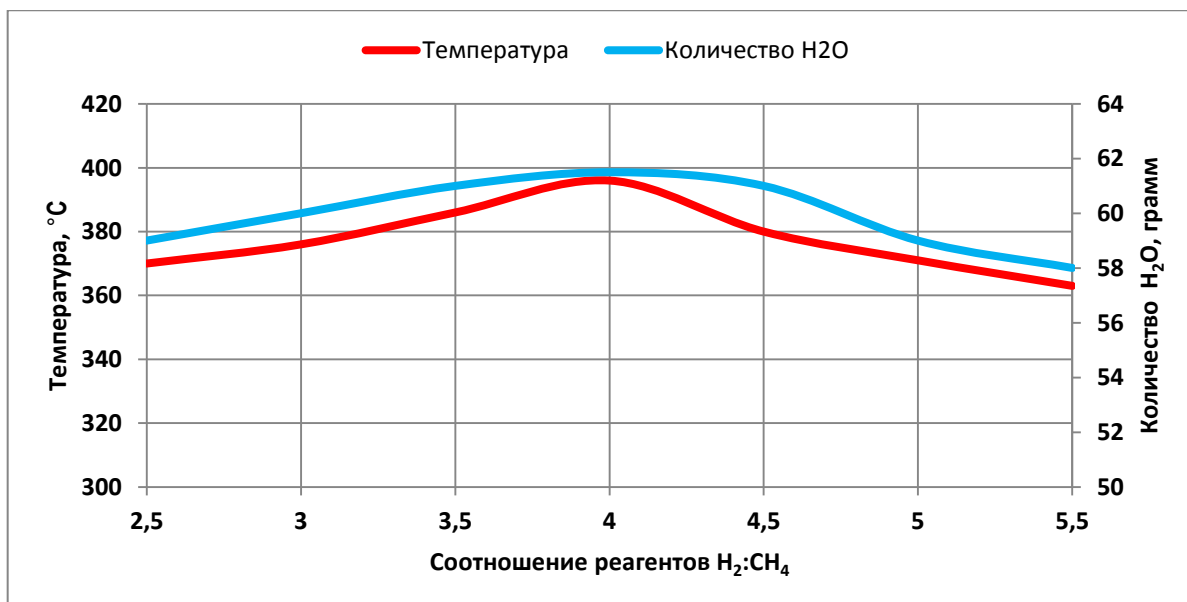


Рис. 15. Зависимость производительности (количество полученной воды) и температуры автотермии от соотношения реагентов при расходе водорода 160нл/час

Также длительная работа на влажном и не очищенном водороде не привела к ухудшению течения процесса (рис. 16).

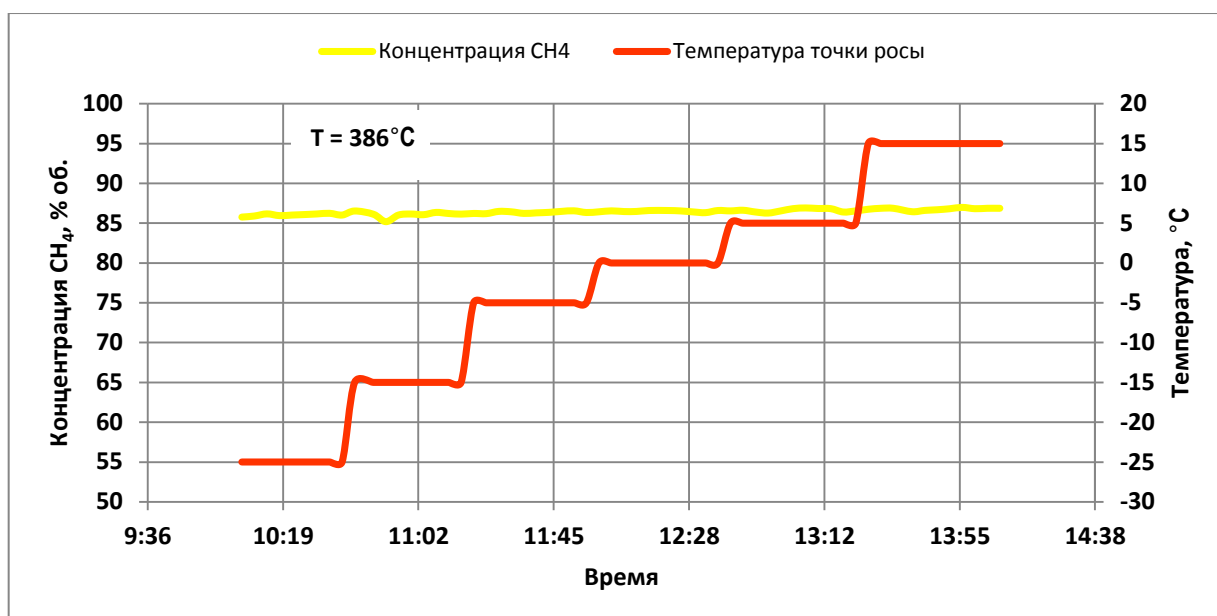


Рис. 16. Влияние влажности водорода на степень превращения при соотношении реагентов 1:4 и расходе водорода 160нл/час



Полученная в ходе реакции вода собиралась и подвергалась анализу. Качество воды позволяет использовать ее для электролиза или для питья без дополнительной очистки. Вода значительно чище, чем получаемая из системы регенерации воды из конденсата атмосферной влаги, лишена макроорганизмов и может длительно храниться без консервации (таблица 4).

Таблица 4

#### Качество получаемой воды

Показатели	Ед. изм.	Результаты анализа	
		СРВК	БГДУ
Водородный показатель рН	рН	7,2	6,3
Кальций	мг/л	43,2	8,6
Магний	мг/л	10,7	3,2
Хлориды	мг/л	11,4	4,2
Сульфаты	мг/л	0,7	0,2
Аммиак	мг/л	27	8
Нитриты	мг/л	0,032	0
Нитраты	мг/л	0,5	0,12
Железо	мг/л	0,15	0,04
Содержание CO <sub>2</sub>	мг/л	2,4	8
Электропроводность	мкСм/см	293	160
Цветность	Градусы	10	10
Мутность	мг/л	0,25	0,11
Запах	Балл	0	2
Привкус	Балл	0	0
Жесткость	Моль/л	3,04	0,7

## Заключение

Для дальнейших исследований спроектирован и находится на стадии изготовления новый реактор, модульная конструкция которого позволяет применять различные катализаторы, как насыпные, так и блочные. Многочисленные термодатчики внутри слоя позволят более точно определить распределение температур по длине и диаметру слоя. Предполагается поместить реактор в капсулу, сообщающуюся с вакуумом, и использовать экранно-вакуумную теплоизоляцию, имеющую очень малый вес и высокую эффективность, или же заполнять капсулу продуктами реакции или углекислым газом для увеличения теплоотвода на пиковых режимах.

## Библиографический список

1. Бобе Л.С., Гаврилов Л.И., Курмазенко Э.А. Перспективы развития регенерационных систем жизнеобеспечения для длительных пилотируемых полетов: предварительный анализ // Вестник Московского авиационного института. 2008. Т.15. №1, С.
2. E.A. Kurmazenko, M.Ju. Tomashpolskiy, L.I. Gavrilov, A.A. Kochetkov, N.N. Khabarovskiy. Crew's Life Support Aboard the Long-Term Planetary Orbital Station and Interplanetary Vehicles. - Proceedings of DGRL International Symposium "TO MOON and Beyond" - Bremen, Germany, 2008.
3. Michael J. Swickrath, Molly Anderson. The Development of Models for Carbon Dioxide Reduction Technologies for Spacecraft Air Revitalization. Papers # AIAA 2012-3482, 2012, 19 p.

4. Darren J. Samplatsky, Kevin Grohs., Marybeth Edeen, Jason Crusan, Russell Burkey. Development and Integration of the Flight Sabatier Assembly on the ISS. Papers # AIAA 2011-5051, 2011, 9 p.
5. Наумов В.А. Катализ и регенерация газовой среды в космонавтике. Части 1, 2. – М.: Логос, 2004. – 606 с.
6. Masato Sakurai, Asuka Shima, Tomotsugu Sone, Mitsuo Oguchi, Mitsuru Ohnishi, Satoru Tachihara, Naoki Satoh. Air Revitalization Technologies for Manned Long Term Exploration Aim to ISS Demonstration. // Proceeding of 62<sup>d</sup> IAC, Paper #IAC – 11, b3.2.9, 2011, 5 p.
7. Harry W. Jones. Carbon Dioxide Reduction System Trade Studies. Papers # AIAA 2011-5099, 2011, 12 p.
8. E. N. Zaitsev, A. S. Guzenberg, A. M. Riabkin, and T. K. Shirokova. Gas Composition Support Aids for Space Vehicle Compartments Based on CO<sub>2</sub> Hydrogenation, H<sub>2</sub>O Electrolysis, CO<sub>2</sub> Removal and Concentration, SAE Technical Paper # 951542, 1995, 11 p.