

УДК 532.227

ХИМИЧЕСКАЯ РЕГЕНЕРАЦИЯ ТЕПЛА И ПРЕОБРАЗОВАНИЯ ТОПЛИВА В ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ УСТАНОВКАХ

Корабельников А.В., Куранов А.Л. Рыжиков С.С.
Санкт-Петербург, ОАО «Научно-исследовательское предприятие гиперзвуковых систем»
e-mail: ajax@peterstar.ru

Аннотация

В работе рассмотрены вопросы утилизации тепла при проведении химических эндотермических реакций применительно к двигательным и энергетическим установкам, работающим на углеводородном топливе. Обоснован метод химической регенерации тепла (ХРТ) на примере реакции парового риформинга. Дано описание планарных катализаторов, наносимых на теплопередающие стенки и представлены результаты экспериментов конверсии метана при различных линейных скоростях химически реагирующей смеси.

CHEMICAL HEAT REGENERATION AND FUEL TRANSFORMATION IN ENERGETIC PLANTS

Annotation

In this paper the problems have been dealt with concerning heat utilization when conducting chemical endothermic reactions, as applied to propulsion systems and power plants operating on hydrocarbon fuel. The method of chemical heat regeneration (CHR) is substantiated by the example of steam reforming reaction. An account of planar catalysts applied onto heat-transferring walls is given and the results of experiments on methane conversion under various linear velocities of chemically reacting mixture are also presented.

В настоящее время во многих промышленно развитых странах ведутся интенсивные работы в области гиперзвуковых технологий для создания авиационно-космических транспортных систем и гиперзвуковых самолетов различного назначения. Гиперзвуковые технологии в силу своей новизны, наукоемкости и многофункциональности выполняют роль движущей силы научно-технического прогресса в широком спектре областей, связанных не только воздухоплаванием. Их освоение позволит странам оставаться в ряду передовых держав мира, способных создавать технику XXI века.

В России проблеме разработки и создания многоразовых космических транспортных систем и гиперзвуковых самолетов посвящена начатая РКА в 1993 году НИЭР «Орел» [1]. Среди зарубежных программ необходимо отметить программу ВВС США по гиперзвуковым технологиям (HyTech), рассчитанную на период 1995-2003 г.г. с финансированием на уровне 15-20 млн. долларов в год. Цель этой программы – разработка демонстрационного образца гиперзвукового воздушно-реактивного двигателя (ГПВРД) на углеводородном топливе для чисел Маха полета $M=4 - 8$ [2]. Ближайший

объект применения – крылатая ракета большой дальности (> 1500 км) класса «воздух–земля». Хотя эта программа сфокусирована на создание одноразовых систем со временем полета не более 12 мин, она призвана заложить научно-техническую и технологическую базу для разработки гиперзвуковых аппаратов на эндотермическом углеводородном топливе широкого спектра применения: ракеты, самолеты, трансатмосферные аппараты многократного использования. По результатам наземных испытаний в 2003г. в условиях, моделирующих полет при $M=8$, предполагается принять следующую программу демонстрационных полетов. Программа НуТех для чисел $M \leq 12$ тесно скоординирована с деятельностью NASA в области гиперзвуковых технологий жидководородных ВРД для больших чисел Маха полета.

Вопросы применения углеводородных топлив для гиперзвуковых летательных аппаратов (ГЛА) периодически рассматриваются в литературе. Первые работы в этом направлении относятся к 60-ым годам [3-4]. Затем внимание авиационных специалистов надолго переключилось на проекты, связанные с использованием жидкого водорода в качестве топлива. Однако в настоящее время интерес к углеводородным эндотермическим топливам снова возрос. Сегодня немало специалистов убеждено, что для ГЛА ограниченного размера или малой массы углеводородные топлива являются, по-видимому, единственной возможностью для обеспечения больших скоростей полета [5].

Проекты гиперзвуковых самолетов с использованием эндотермических реакций для охлаждения отдельных частей аппаратов были рассмотрены в [6,7]. Однако наиболее энергетически целостной представляется концепция «Аякс» [8,9], развиваемая в холдинговой компании «Ленинец».

Энергетические особенности проекта «Аякс». Как уже указывалось в [9], идеология построения ГЛА по концепции «Аякс» основана на активном энергетическом взаимодействии с обтекающим его воздушным потоком. Это означает, что часть кинетической энергии этого потока, ранее безвозвратно теряемая, преобразуется отдельными бортовыми системами в другие виды полезно используемой энергии. Так, например, при торможении высокоионизированного воздушного потока в МГД-системе двигателя кинетическая энергия потока частично превращается в электрическую, достигающую десятков мегаватт. Полученную электроэнергию можно применять, в свою очередь, в системе плазменного управления обтеканием для воздействия на поток с целью улучшения аэродинамических характеристик ГЛА.

Другим каналом энергообмена является система активной тепловой защиты [10,11]. Она представляет собой совокупность рекуперативных теплообменников, размещаемых в наиболее теплонапряженных частях конструкции планера и двигателя, в которых осуществляются различные физические и химические процессы, начиная от элементарного нагрева теплоносителей и кончая эндотермическими каталитическими реакциями. Одним из теплоносителей и реагентом является углеводородное топливо – авиационный керосин, а источником энергии для проведения физико-химических превращений – утилизируемое тепло аэродинамического нагрева и силовой установки. Таким образом, с точки зрения энергетики, аппараты по концепции «Аякс» более полно, чем другие конструкции, используют первичную энергию, запасенную на борту в виде химической энергии топлива. Рассматриваемая система теплозащиты выполняет не только традиционную функцию, обеспечивая нормальный температурный режим конструкции аппарата, но и служит одновременно системой подготовки нового модифицированного топлива, содержащего молекулярный водород. Это стало возможным благодаря применению на борту ГЛА метода химической регенерации тепла (ХРТ).

Метод ХРТ. Среди различных способов регенерации тепла необходимо выделить химический как наиболее многоплановый. Анализ работы различных типов

энергетических агрегатов показывает, что эффективность использования органического топлива в них все еще остается низкой, не более 40 %. Объясняется это тем, что в существующих тепловых устройствах преобразование энергии топлива сопровождается большими потерями тепла в окружающую среду через стенки аппаратов, с уходящими газами, а также значительными необратимыми потерями в процессе сжигания самого топлива. В значительной мере указанных потерь можно избежать, утилизируя ранее безвозвратно теряемое тепло в специальных каталитических реакторах – теплообменниках, преобразуя при этом исходное органическое топливо в новое топливо, так называемый синтез-газ (смесь H_2 и CO). Сравнительный термодинамический анализ процессов сжигания первичного и конвертированного топлива показывает, что величина необратимых потерь в последнем случае также меньше [12]. Таким образом, химическая утилизация тепла и сжигание преобразованного топлива приводят к повышению КПД энергетических устройств и экономии топлива. Более того, при сжигании синтез-газа уменьшается количество вредных выбросов в атмосферу. Поэтому рассматриваемый процесс химической регенерации тепла является примером новой энергосберегающей, экологически чистой технологии.

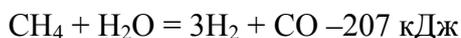
Если в традиционных установках энергия топлива превращается в теплоту в одну стадию путем его непосредственного сжигания, то в установках с ХРТ процесс превращения энергии топлива разбивается на две стадии. Первая стадия – съем тепла с нагреваемой поверхности и проведение эндотермической реакции конверсии исходного топлива. Вторая стадия – сжигание продуктов реакции, т.е. конвертированного топлива, имеющего большую теплотворную способность по сравнению с исходными реагентами.

Необходимо подчеркнуть, что первая стадия представляет самостоятельный интерес как метод охлаждения (теплозащиты) теплонапряженных элементов конструкций. Тепловая защита обеспечивается не только за счет отвода тепла конвекцией и излучением, но и посредством поглощения его при фазовых и химических превращениях, причем последние не носят деструктивный характер, как в случае абляционных разрушающихся теплозащитных материалов, а служат способом получения нового топлива.

Разработка термохимических методов повышения эффективности использования топлива с одновременной утилизацией тепловых потерь требует решения ряда научных и прикладных задач. Их круг, в основном, очерчен на рис.1. Четко просматривается три взаимосвязанных блока проблем: 1) выбор топлив и эндотермических процессов, разработка катализаторов для осуществления химических реакций; 2) создание теплообменной аппаратуры, в частности, термохимических реакторов (ТХР) как конструктивных элементов системы теплозащиты и преобразования топлива; 3) организация процесса горения и выбор схемы камеры сгорания для модифицированного топлива.

Паровая конверсия. Среди множества существующих эндотермических реакций нами рассматривается реакция паровой конверсии углеводородов. Выбор был сделан по ряду критериев, в частности, по количеству получаемого водорода и величине среднего молекулярного веса продуктов реакции, теплоте реакции, ее температурному уровню и скорости, приросту теплотворной способности, величине утилизируемого теплового потока и некоторым другим.

Теплота реакции оказывает существенное влияние на количество тепла, поглощаемого в термохимическом реакторе. Рассмотрим для примера реакцию паровой конверсии метана при стехиометрическом соотношении компонентов (0,47 кг CH_4 и 0,53 кг H_2O).



Изменение энтальпии исходных компонентов реакции на стадии подготовки (так

называемый физический хладоресурс) является результатом проведения процессов нагрева, испарения и перегрева смеси воды и метана. В диапазоне от $T=273$ К до $T=1000$ К он составляет $\Delta H_{\text{физ.}}=3,3$ МДж/кг смеси. Химический хладоресурс, равный теплоте реакции, составляет $\Delta H_{\text{хим.}}\approx 6,6$ МДж/кг смеси. Таким образом, полный хладоресурс $\Delta H_{\Sigma}=\Delta H_{\text{физ.}}+\Delta H_{\text{хим.}}=9,9$ МДж/кг смеси.

Хладоресурс смеси жидких углеводородов с водой немного уменьшается с увеличением количества атомов углерода в молекуле, но в целом можно считать, что метан и его жидкие гомологи в смеси с водой способны обеспечить хладоресурс до 8-10 МДж/кг смеси. Для сравнения, изменение энтальпии жидкого водорода, нагретого до температуры самовоспламенения ($T=850$ К, $\Delta T=K$), составляет $\Delta H_{\text{физ.}}=12$ МДж/кг. Таким образом, по располагаемому хладоресурсу композиция углеводород + вода, подвергнутая описанному выше физико-химическому превращению, приближается к варианту охлаждения жидким водородом, а по относительному хладоресурсу $\Delta H/H_u$ (H_u – теплота сгорания) превосходит его. Именно это обстоятельство, а также высокая работоспособность (экзергия) вновь полученного газообразного топлива позволяют рассматривать применение углеводородных топлив с термохимическим преобразованием для возможности реализации более эффективных циклов, чем традиционный для воздушно-реактивных двигателей цикл Брайтона [13].

Надо отметить, что каталитическая паровая конверсия углеводородов по тепловому эффекту и количеству получаемого водорода в несколько раз превосходит некаталитические эндотермические процессы типа пиролиза, крекинга и деполимеризации углеводородов. Сложность состоит в создании развитой каталитической поверхности теплообмена и в поддержании ее свойств в течение всего времени эксплуатации изделия.

Конкретный вид реакции паровой конверсии углеводородов зависит от условий проведения процесса (температура, давление, отношение вода/углеводород и др). Так, при высоких температурах ($T>1200$ К) реакции практически идут до образования только H_2 и CO (высокотемпературная конверсия):



При низких температурах ($T<700$ К) выход продуктов сильно смещен в сторону образования CH_4 и CO_2 и результирующую реакцию газификации можно представить в виде (низкотемпературная конверсия):



В общем случае реакции (1) и (2) сопровождаются еще двумя независимыми обратимыми реакциями, которые и определяют равновесный состав конвертированного газа:



К сожалению, процесс разложения углеводородов осложнен нежелательными реакциями образования свободного углерода (кокса), которые приводят к зауглероживанию катализаторов. Кокс, отлагаясь на поверхности катализатора, дезактивирует его, блокируя активные центры; забивая поры, приводит к разрушению катализатора вследствие различия коэффициентов расширения материалов. Нами достаточно детально рассмотрены следующие пути уменьшения коксообразования:

- a) соответствующий выбор исходного топлива;
- b) промотирование катализаторов;
- c) повышение против стехиометрического отношения H_2O/CH_4 ;
- d) мероприятия по рациональной организации процесса (например, двухступенчатая схема разложения, оптимальная форма катализаторов, устранение локальных неоднородностей температуры и т.п.);
- e) применение специальных присадок к топливу;

f) регенерация катализатора.

Известно, что скорость отложения кокса на поверхности никельсодержащих катализаторов уменьшается в ряду: этилен > бензол > гептан > гексан > бутан > метан. Кроме того, отношение C/H в молекуле метана минимально. Поэтому, если сырьем служит метан, образование углеродных отложений не является сложной проблемой в целом. Отсюда следует вывод, что организовать процесс разложения первоначально жидкого углеводорода (керосина) нужно так, чтобы в наиболее ответственных, больших по площади и трудно ревизуемых местах конструкции теплозащиты конверсии подвергался бы газообразный метан. Такая возможность имеется при использовании двухступенчатой схемы паровой конверсии жидких углеводородов (рис. 2). По этой схеме процесс осуществляется в две стадии. Сначала жидкие углеводороды газифицируются при низкой температуре ($T=550-700\text{ K}$) посредством реакции (2). На второй стадии продукты газификации преобразовываются согласно реакциям (3, 4) при $T=1000-1200\text{ K}$. Такая схема организации рабочего процесса имеет несколько преимуществ по сравнению с одноступенчатой. На высокотемпературную конверсию подают не пары жидких углеводородов, а газовую смесь, состоящую из метана, устойчивого к зауглероживанию, диоксида углерода и небольшого количества водорода, тормозящих реакции крекинга. В результате опасность закоксования катализатора существенно уменьшается. Это дает также возможность снизить избыточное количество водяного пара на конверсию, приближаясь к стехиометрическому соотношению исходных компонентов.

Представленная на рис. 2 схема двухступенчатого процесса упрощается, переходя в одноступенчатую, если, во-первых, исходным топливом является метан, и, во-вторых, если время работы устройства невелико и процессом коксования можно пренебречь. В обоих случаях целесообразно проводить сразу высокотемпературную паровую конверсию.

Применение в авиации сжиженного природного газа, состоящего на 90% и более из метана, рассматривается в настоящее время как перспективное, в АНТК им. А.Н.Туполева уже накоплен определенный практический опыт работы в этом направлении [14], поэтому вариант использования жидкого метана в качестве исходного углеводородного топлива с последующим термохимическим преобразованием обретает реальную почву.

Катализаторы и теплообмен. Как известно, процесс паровой конверсии углеводородов является основным промышленным способом получения технического водорода. Он осуществляется в трубчатых колоннах-печах, обогреваемых снаружи и заполненных внутри гранулированной каталитической насадкой. Насыпной катализатор имеет весьма развитую поверхность контакта, которая работает, однако, неэффективно, так как химической составляющей теплового потока на пути от греющей, практически, некаталитической, стенки к поверхности катализа приходится преодолевать каскад термических сопротивлений – от греющей стенки к газу, от газа к омываемой поверхности гранулы и от нее внутрь гранулы к поверхности пор. Таким образом, в данной схеме происходит не параллельное и благоприятное для интенсификации теплоотдачи протекание конвективного и диффузионного теплопереносов, а последовательное – через конвективный к диффузионному. В результате температура химической реакции даже на поверхности гранул оказывается в среднем существенно ниже температуры греющей стенки, и влияние химической реакции на теплоотдачу греющей стенки много ниже потенциально возможного.

Кроме того, практически все реакторы с неподвижным зернистым слоем имеют следующие недостатки: значительные радиальные градиенты температур и концентраций; низкая степень использования объема катализатора; высокое гидравлическое сопротивление слоя гранул; неравномерность механических нагрузок на катализатор по высоте.

Использование гранулированных катализаторов на борту летательного аппарата

вообще нежелательно, ибо в условиях подвижности самого реакционного пространства склонность гранул к миграции и переупаковке только усилится, что приведет к их интенсивному истиранию и крошению. Поэтому повышение интенсивности каталитических процессов в промышленности, а также разработка новой технологии ХРТ применительно к тепловым машинам различного назначения требуют и нового подхода к созданию как самих катализаторов, так и блоков конверсии в целом. Бортовые катализаторы, помимо традиционных требований к активности, селективности, ресурсу работы, должны удовлетворять еще и ряду специфических, а именно: представлять единое целое с теплопередающей поверхностью, обладать высокой теплопроводностью, термоциклической прочностью и химической жаростойкостью, устойчивостью к ударным нагрузкам и вибрациям, работать в условиях воздействия больших по величине и переменных во времени тепловых потоков. Этим требованиям удовлетворяет ряд разрабатываемых в настоящее время катализаторов, в частности, каталитические покрытия (планарные катализаторы), нанесенные непосредственно на обогреваемую стенку. Преимущества ТХР с катализатором, нанесенным непосредственно на греющую поверхность, перед реактором с каталитической засыпкой подтверждают результаты сравнительного анализа [15].

Вопрос о термическом сопротивлении и активности каталитических покрытий детально рассмотрен в [16]. Макет непроницаемой обогреваемой стенки малой толщины с микропористым покрытием толщиной L_{Π} , пористостью Π и диаметром пор d_{Π} , а также схема процесса тепломассообмена в такой системе показаны на рис.3а. Здесь q_c - тепловой поток на непроницаемой стенке, q_x и q_k - химическая и конвективная составляющие теплового потока на поверхности пористого покрытия, T , P , c_1 - температура, давление и концентрация метана, соответственно. Анализ проводился путем решения сопряженных уравнений теплопроводности пористого слоя:

$$\lambda_{\Pi}(1-\Pi)\frac{d^2T}{dy^2} = q_v,$$

и диффузии в нем метана:

$$\rho D_1 \Pi \frac{d^2c_1}{dy^2} = j_{1v},$$

где λ_{Π} - эффективный коэффициент теплопроводности пористого покрытия; q_v - объемная мощность внутренних стоков тепла, обусловленных химической реакцией; j_{1v} - объемная скорость реакции;

ρD_1 - эффективный коэффициент диффузии метана в порах покрытия.

Важнейшие результаты расчетных оценок эффективности микропористого каталитического покрытия иллюстрируют графики рис. 3, б-г, на которых показаны значения локальной плотности теплового потока на стенке с покрытием, имеющим пористость $\Pi=50\%$, разную толщину и диаметр пор при $p=0,3$ МПа, $T_c=1200$ К, $T_{ж}=800$ К, $\alpha_k=1150$ Вт/(м²·К), $c_{1в}=0,376$. Как видно из рисунка, покрытия с порами сравнительно большого размера ($d_{\Pi} > 0.1$ мкм) неэффективны; оптимальным является интервал 0.1-0.001 мкм. Увеличение толщины и, соответственно, располагаемой площади каталитической поверхности покрытий имеет смысл в ограниченных пределах. Для малотеплопроводных покрытий с $\lambda_{\Pi} = 0.2$ Вт/(м·К) оптимум находится в окрестности толщины $L_{\Pi}=10$ мкм. На рис. 4 даны значения перепада температуры в покрытии с $d_{\Pi} = 0.01$ мкм в зависимости от толщины и теплопроводности при тех же условиях, что и на рис. 3 б-г, кроме $\alpha_k=2100$ Вт/(м²·К). Оба рисунка показывают, что как с точки зрения

каталитической эффективности, так и адгезионной прочности покрытий главной технологической задачей является обеспечение их теплопроводности на уровне $\lambda_{\text{пл}}=1-5$ Вт/(мК). Возможность применения в качестве носителя катализаторов малотеплопроводных покрытий на основе $\alpha-Al_2O_3$ с $\lambda_{\text{пл}} \cong 0.2$ Вт/(мК) при $q_c = 1$ МВт/м² и выше проблематична даже при их минимальной толщине. По-видимому, идеальным было бы решение, позволяющее сделать стенку каталитически активной без нанесения промежуточного носителя катализатора, разрыхляя ее тонкий поверхностный слой для увеличения активной площади взаимодействия.

Экспериментальная установка. Изучение процесса преобразования углеводородного топлива проводилось в ТХР различной конфигурации. Один из фрагментов ТХР показан на рис. 5. Реактор представлял собой полость, образованную двумя соосными цилиндрами длиной $L \sim 500$ мм и шириной зазора $d=2,0$ мм между ними. Внутренняя поверхность этой полости была покрыта нихромовым планарным катализатором, в качестве одного из реагентов паровой конверсии был выбран метан. Выбор этот не случаен, а продиктован технологическими особенностями предлагаемой системы теплозащиты. Как уже указывалось ранее, в реакторы теплозащиты подается смесь газов, основным компонентом которой является метан. Смесь газов – это продукт газификации во вспомогательном устройстве жидкого углеводорода (в частности, керосина), которым первоначально заполняются топливные баки самолета. Именно из метана и воды получается водород. Именно реакция паровой конверсии метана обладает одним из максимальных эффектов по теплопоглощению и сопровождается минимальным образованием кокса.

Принципиальная схема установки по конверсии метана представлена на рис. 6. Вода нагревалась и испарялась в испарителе (1). Нагрев пара и метана из баллона осуществлялся в электронагревателях (2 и 3, соответственно). Затем реагенты смешивались и при температуре около 550°C подавались в ТХР (4), где происходила химическая эндотермическая реакция. Подвод тепла к парометановой смеси осуществлялся через внутреннюю стенку реактора. Источником нагрева служила высокотемпературная струя азота из плазмотрона (5). Температура внутренней стенки ТХР измерялась термопарами (6). Пробы для анализа состава продуктов реакции отбирались с помощью пробоотборников (7).

Имеющаяся на установке система КИП и А обеспечивает замеры и регулирование таких параметров водяного пара, метана, азота как температура, давление, расход газа и др. Соответствующие датчики связаны с вычислительным комплексом, с помощью которого производится автоматический сбор данных эксперимента и их обработка по разработанным программам.

Результаты эксперимента. Ниже представлены результаты экспериментов по паровой конверсии метана, проведенные при следующих условиях: температура парометановой смеси на входе в реактор ≈ 820 К, скорость смеси менялась в диапазоне 5-15 м/с, максимальная температура стенки реактора не превышала 1200 К. Опытные данные регистрировались при достижении квазистационарного режима работы экспериментального стенда при условии неизменности основных параметров процесса. При включении установки это время составляло не менее получаса, при переходе от одной температуры к другой – 10 мин.

На рис. 7 показан характерный профиль распределения температуры стенки реактора. Начальный участок кривой соответствует, в основном, конвективному прогреву смеси до температуры реакции. Затем начинается постепенное замедление роста температуры стенки и ее спад, вызванные интенсивным отбором тепла на эндотермическую реакцию паровой конверсии. При подаче в реактор нейтрального газа азота подобного эффекта не наблюдается, а идет конвективный прогрев смеси

(пунктирная линия) на протяжении всей длины реактора.

На рис. 8 даны распределения концентрации метана и водорода по длине реактора, свидетельствующие о протекании химической реакции внутри реактора.

На рис. 9 и 10 представлены зависимости степени конверсии метана X и средней по длине реактора плотности теплового потока $q_{ср}$ от скорости парометановой смеси на входе в реактор. Анализ их позволяет сделать несколько выводов:

1. При уменьшении скорости степень конверсии возрастает. Объясняется это увеличением времени пребывания реагирующего вещества в реакторе.
2. Средняя плотность теплового потока растет с увеличением скорости. Этот эффект может быть связан с увеличением вероятности актов химической реакции при относительном уменьшении количества вступающего в реакцию вещества, а также с перераспределением ролей «химической» и конвективной составляющих поглощаемого теплового потока. Разделение этих эффектов требует постановки специальных опытов для дальнейшего изучения вклада обоих механизмов удаления тепла с нагреваемой поверхности.
3. Увеличение температуры стенки при фиксированном соотношении H_2O/CH_4 положительно влияет как на величину степени конверсии, так и величину поглощаемого теплового потока.
4. Для получения максимальных эффектов по теплопоглощению и наработке молекулярного водорода необходимо иметь систему разных ТХР (размер, тип катализатора, параметры эксплуатации), оптимальных по целевым функциям.

Заключение. Обобщая результаты использования паровой конверсии метана в стандартных (промышленных) условиях и проводимых лабораторных исследований процесса при нелимитированном подводе тепла, можно сделать вывод о возможности термохимического преобразования исходного топлива в системе реакторов с разной степенью конверсии (10-100%) при утилизации тепла в широком диапазоне тепловых нагрузок (0,05-1 МВт/м²). Продукты конверсии углеводородов имеют в своем составе такие горючие компоненты как H_2 , CH_4 , CO , содержание которых может меняться в широких пределах в зависимости от режима работы реактора. Свойства топлива в свою очередь во многом определяют схему, работоспособность и эффективность силовой установки. Поэтому очень важно, проводя эксперименты по горению углеводородных топлив с добавками продуктов конверсии, определить требования к их оптимальному составу на выходе из реактора и его производительности. Обратная связь может серьезно повлиять на технологические разработки реакторов и катализаторов. Работы в этом направлении продолжаются.

Технология химической регенерации тепла найдет применение в различных отраслях промышленности, где используется углеводородное топливо. Это:

- транспортная энергетика наземного, морского и воздушного базирования (ДВС, ГТД, ВРД);
- стационарные газотурбинные установки на теплоэлектростанциях и газоперекачивающих станциях, теплотехнические установки (печи, сушилки и т.п.);
- устройства для преобразования и аккумулирования солнечной энергии и тепла ядерных энергетических установок;
- химическая энерготехнология многотоннажных производств аммиака и метанола.

ЛИТЕРАТУРА

1. Анфимов Н.А. Российская программа «Орел». Исследования концепции перспективной многоэтапной космической транспортной системы. Космонавтика и ракетостроение, 1996, №8
2. R.A.Mercier. Air force hypersonic technology program. Rept. at the 9th International space planes and hypersonic systems and technologies conference. 1-4 Nov. 1999, Norfolk
3. M. Yaffee. Fuel may cool manned flights at Mach 4. Aviation week, March 14, 1960
4. H. Lander, A.C.Nixon. Endothermic fuels for hypersonic vehicles AAIA 68-997
5. Шихман Ю.М., Яновский Л.С. Анализ проблем использования углеводородных топлив для гиперзвуковых полетов. Научно-технический отчет №12216, ЦИАМ, Москва, 1995
6. D.H. Petley. Thermal management for Mach 5 cruise aircraft using endothermic fuel. AAIA 90-284-CP
7. R.M. Zubrin. The methane-acetylene cycle aerospace plane: a promising candidate for Earth to orbit transportation. AAIA 92-0688
8. Фрайштадт В.Л., Тимофеев Г.А., Исаков В.Н. и др. Патент РФ №2046203, МПК 6 F 02 K 11/00, 7/16, 3/08, 1981г.
9. Турчак А.А., Фрайштадт В.Л., Куранов А.Л. «Новые гиперзвуковые технологии по концепции «Аякс» Полет, №9, 1999
10. Корабельников А.В., Куранов А.Л., Метальников В.М. и др. Расчет элементов тепловой защиты гиперзвукового летательного аппарата. Прикладная физика, 1997, №4
11. A.V. Korabelnikov, A.L. Kuranov. Thermochemical conversion of hydrocarbon fuel for the "AJAX" concept. AIAA 99-3537
12. Носач В.Г. Энергия топлива. Киев: Наукова думка, 1989
13. Фаворский О.Н., Курзинер Р.И. Развитие воздушно-реактивных двигателей для авиации высоких скоростей полета. ТВТ, 1990, т.28, №4
14. Малышев В.В. О перспективе криогенной авиации. ТВФ, 1997, №6
15. Сафонов М.С., Борисов С.А., Бельнов В.К. Сопоставление структур размещения катализаторов в пластинчатом реакторе-теплообменнике. ТОХТ, 1989, т.23, №1
16. Курганов В.А., Зейгарник Ю.А., Корабельников А.В., Маслакова И.В. Термохимический принцип охлаждения на основе реакции паровой конверсии метана. Теплоэнергетика, 1996, №3



Рис. 1. Основные научно-технические проблемы разработки

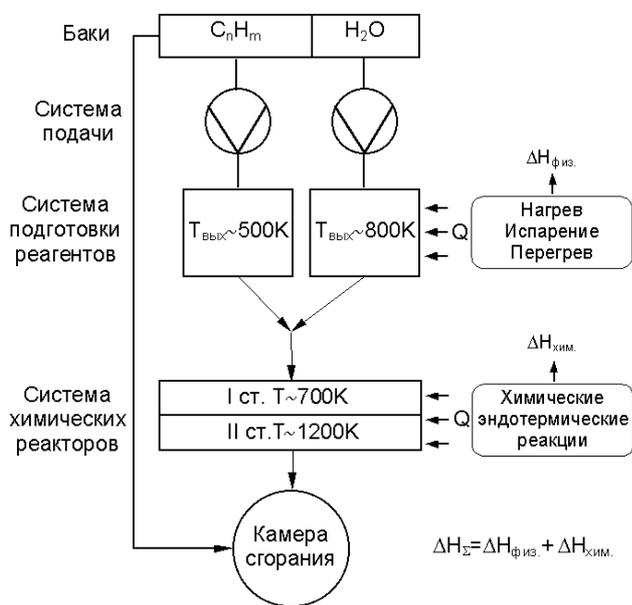


Рис. 2. Принципиальная схема преобразования топлива на борту ГЛА с использованием паровой конверсии углеводородов

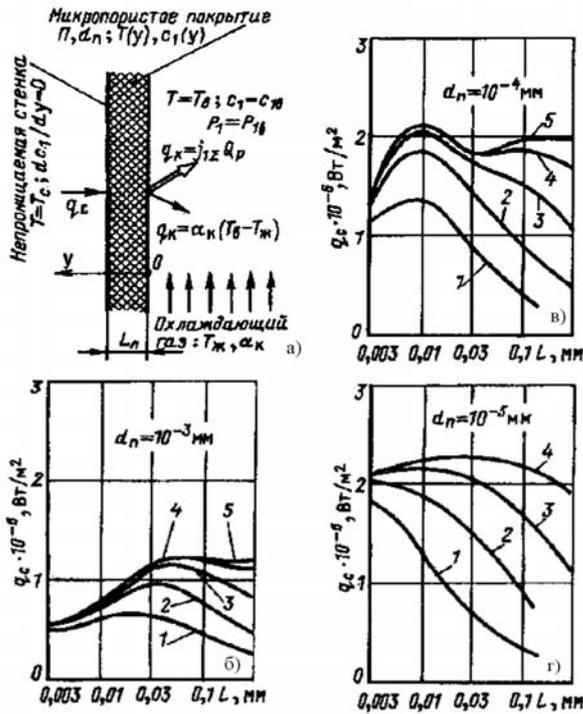


Рис.3. Макет обогреваемой стенки с микропористым каталитическим покрытием, схема процесса тепломассоотдачи и локальные значения тепловых потоков при $T_c = 1200 \text{ К}$ в зависимости от толщины и теплопроводности покрытия при пористости $\Pi = 50\%$ и различных диаметрах пор.

$p_b = 0,3 \text{ МПа}$, $c_{1b} = 0,376$, $\alpha_k = 1150 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}$; $T_{ж} = 800\text{К}$; λ_{Π} , Вт/(м К) :
 1 – 0,2; 2 – 1,0; 3 – 5; 4 – 25; 5 – 125.

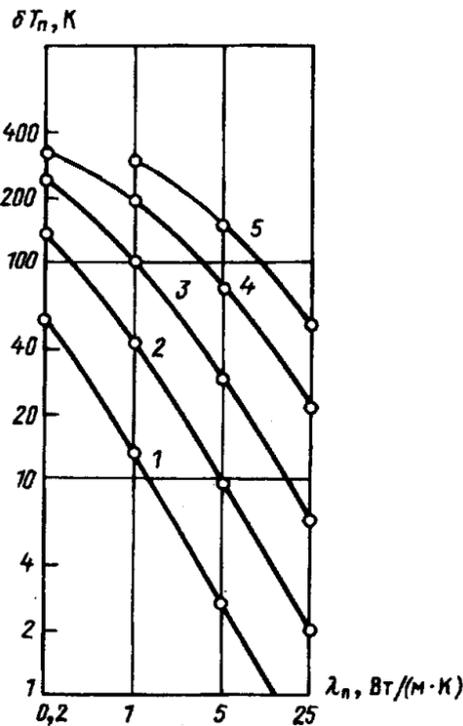


Рис.4. Термическое сопротивление пористого каталитического покрытия ($\Pi = 50\%$, $d_{\Pi} = 10^{-5} \text{ мм}$) при $T_c = 1200\text{К}$, $p_b = 0,3 \text{ МПа}$, $\alpha_k = 2100 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}$ (остальные параметры соответствуют рис.6).

1 – $L_n = 0,003 \text{ мм}$; 2 – 0,01 мм; 3 – 0,03 мм; 4 – 0,1 мм; 5 – 0,3 мм

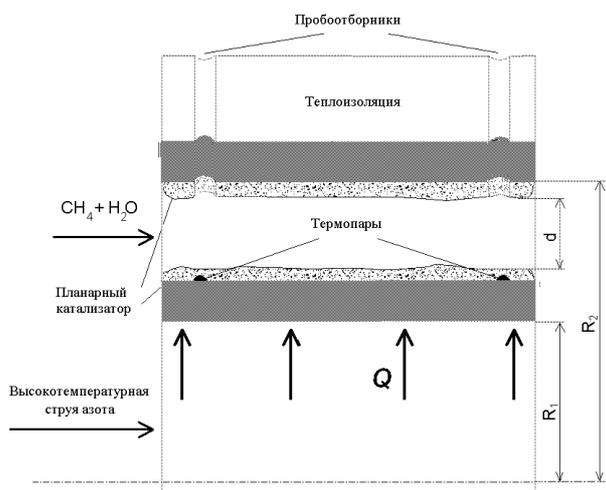


Рис. 5. Фрагмент цилиндрического ТХР (не в масштабе)

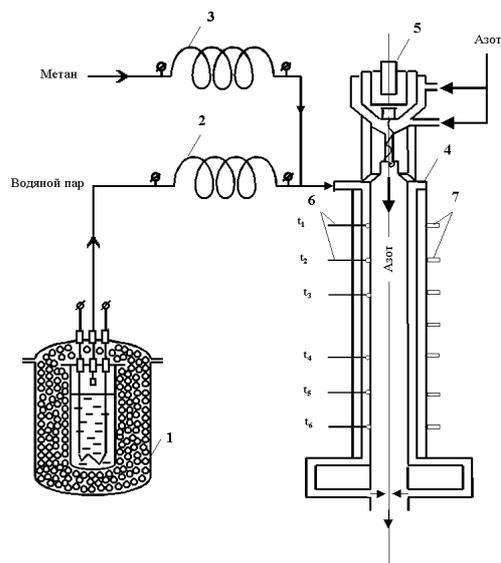


Рис.6. Схема опытной установки для исследования паровой каталитической конверсии

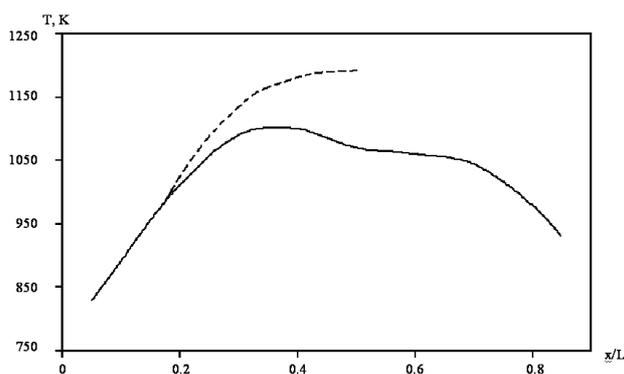


Рис. 7. Распределение температуры по стенке реактора

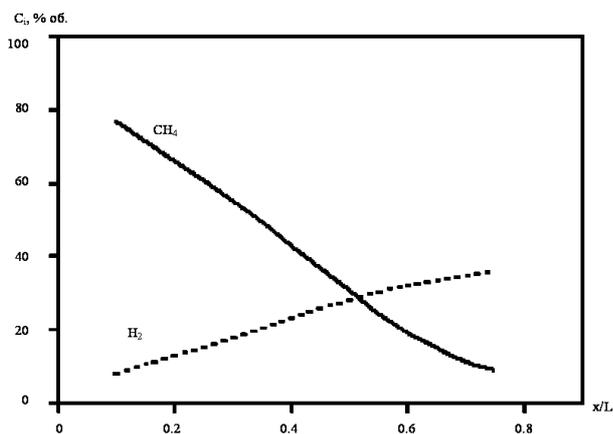


Рис. 8. Распределение концентрации метана и водорода по длине реактора

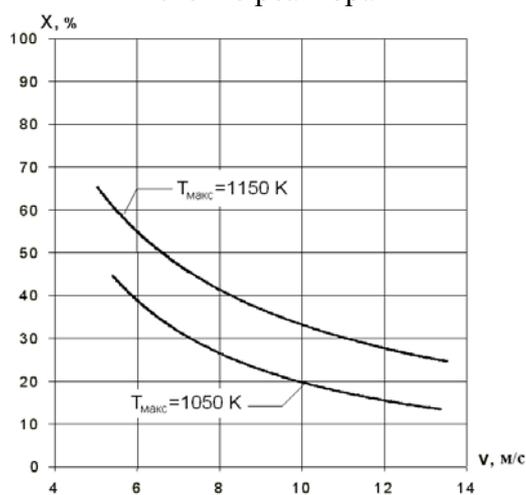


Рис.9. Степень конверсии метана

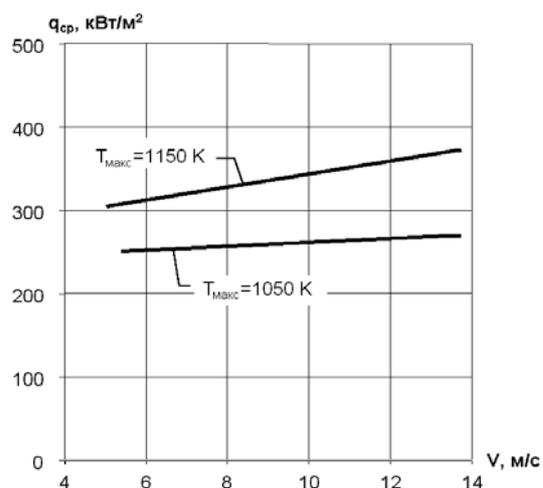


Рис. 10. Средняя плотность теплового потока