

УДК 53.043
<http://doi.org/10.18799/24131830/2026/3/5134>
Шифр специальности ВАК: 2.8.4
Научная статья



Моделирование процесса получения метанола путем автотермической конверсии

А.Д. Чемезов, А.Я. Гильманов, А.П. Шевелёв[✉]

Тюменский государственный университет, Российская Федерация, г. Тюмень

[✉] a.p.shevelev@utmn.ru

Аннотация. Актуальность. Одним из серьезных вызовов для любого газового месторождения в условиях вечной мерзлоты является образование гидратных пробок внутри промышленных трубопроводов, где закупка и доставка до газового объекта необходимого количества ингибитора гидратообразования может стоить больших эксплуатационных затрат, вследствие чего рассмотрена и смоделирована малогабаритная установка получения метанола из синтез-газа путем автотермической конверсии. **Цель.** С помощью программного обеспечения Aspen Hysys смоделировать установку получения синтез-газа путем автотермической конверсии, а также установку получения метанола производительностью 50 т в сутки. **Объекты:** синтез газ, метанол, автотермическая конверсия метана, математическая модель получения метанола. **Методы:** Моделирование статической модели в программном обеспечении Aspen Hysys, использование «гетерогенных каталитических реакторов» для точности прогнозирования степени конверсия природного газа в синтез-газ. **Результаты и выводы.** Была смоделирована установка синтеза метанола производительностью 50 т в сутки. Установлено, что наиболее предпочтительна автотермическая конверсия метана для второй ступени реактора, т. к. в данной технологии наименьшее потребление метана на нагрев. Определено, что углекислотную конверсию метана не следует использовать из-закратно большего потребления метана для нагрева реактора и требования дополнительной мембранной установки для отделения углекислого газа, используемого в реакции. Однореакторное исполнение неэффективно в условиях газовых объектов из-за большого потребления воды по сравнению с другими методами и низкой продуктивности по метанолу, также обязательным является введение ректификационных колон для отделения синтез-газа от избытков воды.

Ключевые слова: синтез-газ, синтез метанола, автотермическая конверсия, статическая модель, технологическое моделирование в Aspen Hysys, моделирование химических реакторов

Для цитирования: Чемезов А.Д., Гильманов А.Я., Шевелёв А.П. Моделирование процесса получения метанола путем автотермической конверсии. *Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов*, 2026, Т. 337, № 3, С. 98–110. <http://doi.org/10.18799/24131830/2026/3/5134>

Конфликт интересов: отсутствует.

UDC 53.043
<http://doi.org/10.18799/24131830/2026/3/5134>
Scientific paper

Modeling methanol production via autothermal conversion

A.D. Chemezov, A.Ya. Gilmanov, A.P. Shevelev[✉]

University of Tyumen, Tyumen, Russian Federation

[✉] a.p.shevelev@utmn.ru

Abstract. Relevance. One of the major challenges for any gas field located in permafrost conditions is the formation of hydrate plugs within field pipelines. The procurement and delivery of the required amount of hydrate inhibitor to the gas site can result in significant operational costs. Therefore, a compact unit for methanol production from synthesis gas via autothermal conversion has been considered and modeled. **Aim.** Using Aspen Hysys software, to model a unit for synthesis gas production through autothermal conversion, as well as a methanol production unit with a capacity of 50 tons per day. **Objects.** Synthesis gas, methanol, autothermal conversion of methane, mathematical model of methanol production. **Methods.** Modeling of a static model using Aspen Hysys software, employing "heterogeneous catalytic reactors" to accurately predict the degree of natural gas conversion into synthesis gas. **Results and conclusions.** The authors have modeled a methanol synthesis unit with a capacity of 50 tons per day. It was established that autothermal methane conversion is the most preferable method for the second stage of the reactor, due to the lowest methane consumption for heating within this technology. It was determined that carbon dioxide methane conversion is unsuitable because it requires significantly higher methane consumption for reactor heating, as well as necessitating an additional membrane unit for carbon dioxide separation before the reaction. Single-reactor configurations proved ineffective under gas field conditions due to their high water consumption compared to other methods and low methanol productivity. Additionally, the mandatory implementation of distillation columns is required to separate synthesis gas from excess water.

Keywords: synthesis gas, methanol synthesis, autothermal conversion, static model, process simulation in Aspen Hysys, chemical reactor modeling

For citation: Chemezov A.D., Gilmanov A.Ya., Shevelev A.P. Modeling methanol production via autothermal conversion. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University. Geo Assets Engineering*, 2026, vol. 337, no. 3, pp. 98–110. <http://doi.org/10.18799/24131830/2026/3/5134>

Conflict of interest: none.

Введение

В отечественной и зарубежной литературе предупреждению гидратообразования в промышленных системах традиционно уделяется большое внимание. С развитием масштабов добычи газа и вводом новых газовых и газоконденсатных месторождений в районах Крайнего Севера возрастает актуальность проблемы предупреждения гидратообразования в системах сбора и промысловой подготовки газа. В качестве ингибитора гидратообразования в северных условиях традиционно используется метанол.

Механизм ингибирования метанолом для предотвращения гидратообразования заключается в снижении активности воды в водном растворе и, как следствие, изменении равновесных условий образования гидратов [1].

Метанол является термодинамическим ингибитором, сдвигающим кривую гидратообразования в область более низких температур (при фиксированном давлении) или в область более высоких давлений газа (при фиксированной температуре).

При уже образовавшихся гидратных отложениях ввод ингибиторов, к которым относится и метанол, снижает давление паров воды. В результате нарушается равновесие «гидрат–вода», упругость паров воды над гидратом оказывается больше, чем над водным раствором, что приводит к разложению гидратной пробки [2].

На текущий момент потребность в метаноле только в ОАО «Газпром» достигает 400 тыс. т/год. Доставка метанола на промыслы Крайнего Севера увеличивает его стоимость как минимум в полтора-два раза. Особенно это касается удаленных место-

рождений, таких как Юрхаровское (ОАО «НОВАТЭК») и Находкинское (ОАО «ЛУКОЙЛ»), расположенных в районе Тазовской губы. Технология получения метанола в малогабаритном исполнении позволит значительно сократить затраты на доставку и закупку ингибиторов гидратообразования до газового промысла. Тоннажность установки была выбрана 50 т/сутки на основании среднего потребления водо-метанольного раствора на группе участков компании, эксплуатирующей объекты Западной Сибири.

Но в промышленности данные методы нецелесообразны [3], и для получения больших объемов метанола используют технологию неполного окисления метана и получения из него синтез-газа, который в свою очередь представляет собой газообразную смесь, состоящую в основном из водорода, угарного газа и диоксида углерода, иногда с примесью метана и водяного пара, из которого впоследствии путем глубокой переработки получают метанол различной концентрации, примером может послужить технология «Тандем» от компании «ЛИНДА» (рис. 1).

В нефтехимической промышленности используется четыре основных метода получения синтез-газа, из которого получают в дальнейшем метанол. Основные методы: автотермическая конверсия с использованием подготовленного кислорода [4], углекислотная с использованием углекислого газа и паровая конверсия с использованием подготовленной воды [5] или тандемная технология, каскадный процесс на основе совместного использования паровой конверсии и других методов конверсии [6].

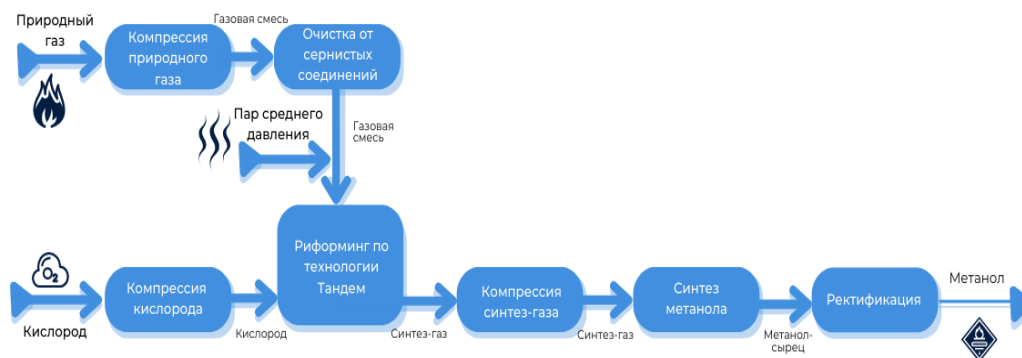


Рис. 1. Процесс получения метанола по технологии «Тандем»
Fig. 1. Methanol producing using Tandem technology

Для месторождений, находящихся на начальных стадиях разработки или с отсутствующей инфраструктурой, возможно применение блочно-модульных установок, обеспечивающих мобильность и гибкость технологического процесса. В то же время для месторождений с развитой инфраструктурой и высокой обводненностью скважин предпочтительно малогабаритное стационарное исполнение. В этом случае возможно использование пластовой воды после соответствующей подготовки (обессоливания) для первой ступени конверсии, что особенно актуально для объектов, включающих установку комплексной подготовки газа с блоками регенерации водо-метанольного раствора.

Выбор объекта для внедрения технологии должен учитывать высокую входную температуру и давление газа, так как реакции получения метанола происходят при давлениях от 4 МПа и температурах от 670 °С. Выбор 4 МПа обусловлен стремлением снизить энергозатраты на компримирование (малогабаритная установка ограничена по энергопотреблению) и использованием высокоактивного катализатора, способного работать при умеренном давлении. Дополнительным фактором является получение синтез-газа сразу при 4 МПа, что минимизирует необходимость последующей компрессии смеси перед реактором синтеза [7]. Оптимальным вариантом является внедрение технологии на ранних стадиях эксплуатации месторождения, до ввода дожимных компрессорных станций, поскольку это обеспечивает запас по входному давлению газа на реакцию. Однако даже на поздних стадиях эксплуатации месторождения, после установки компрессорного оборудования, возможно рациональное использование данной технологии. В этом случае подготовленный природный газ после последней ступени компримирования может подаваться в реактор в обход установок воздушного охлаждения, что позволит снизить затраты природного газа на нагрев реагентов. Газовое сырье для процесса получения синтез-газа должно характеризоваться

низким содержанием тяжелых углеводородных фракций или предварительной глубокой их сепарацией до 0,9 мольных долей метана на выходе [7]. Это позволит минимизировать отложение углерода на поверхности катализатора, увеличив срок эксплуатации слоя катализатора [8]. Также важно полное отсутствие агрессивных примесей в газе, включая сероводород (H_2S), меркаптановые соединения и углекислый газ, так как их присутствие может привести к коррозии оборудования и снижению эффективности каталитического процесса [9].

Если использовать пластовую воду как реагент в первой ступени реактора при паровой конверсии газа, то необходима дополнительная очистка воды, включающая обессоливание и ректификацию разбавленных спиртов в пластовой воде (метанола). Кроме установки обессоливания необходима установка регенерации водо-метанольного раствора.

Далее стоит расписать метод, по которому реализуется установка малогабаритного получения метанола. Основа любого промышленного получения синтез-газа – паровая конверсия [10], в которой основными реагентами выступают метан и подготовленный водяной пар. Процесс проходит в присутствии никелевого катализатора, а на выходе образуется смесь водорода и монооксида углерода. Для производства метанола необходим стехиометрический состав синтез-газа 3:1 ($H_2:CO$) [11].

Паровая конверсия относится к эндотермическим процессам [12], что означает необходимость ввода тепловой энергии для протекания реакции. В промышленности нагрев реакционной зоны обеспечивается сжиганием подготовленного метана в горелках реактора [13]. Реакция проводится в стационарных реакторах с каталитическим слоем, которые интегрируются в газовые печные установки для поддержания требуемой температуры процесса. Однако для ресурсосбережения в малогабаритных установках используют автотермическую конверсию с потреблением кислорода [14].

Автотермическая конверсия является экзотермическим процессом [15], сочетающим парциальное окисление метана и паровую конверсию в одном реакционном объеме. Реакция парциального окисления метана с кислородом генерирует тепло, необходимое для поддержания процесса паровой конверсии, благодаря этому автотермическая конверсия не требует внешнего подвода тепла, что делает ее более энергоэффективной [16]. Этот метод предпочтителен для малогабаритных установок, поскольку обеспечивает высокую степень конверсии метана, превышающую показатели однореакторных схем, и позволяет избежать двухстадийного риформинга, что снижает сложность и экономические затраты на процесс [17].

В результате автотермическая конверсия является наиболее перспективной технологией для локального производства синтез-газа на газовых промыслах, обеспечивая оптимальное соотношение энергоэффективности, компактности оборудования и степени конверсии. Цель работы – с помощью программного обеспечения (ПО) Aspen Hysys смоделировать установку получения синтез-газа путем автотермической конверсии, а также установку получения метанола производительностью 50 т в сутки.

Установка первичной подготовки газа

За основу промысла-кандидата был выбран объект подготовки газа одного из месторождений крайнего севера. Данный объект был выбран из-за отсутствия сероводорода и диоксида углерода в газе, что позволяет не вводить абсорбционную колонну со спиртами аминогруппы для отделения природного газа от агрессивных компонентов [18].

Цикл подготовки природного газа реализован с помощью низкотемпературной сепарации, где за счет эффекта Джоуля–Томпсона происходит его охлаждение и последующее отделение от тяжелых компонентов. Для моделирования состояния газа было выбрано уравнение Пенга–Робинсона. Отделение от тяжелых фракций необходимо, чтобы в первой ступени реактора не происходило сажеобразования на слое катализатора и чтобы увеличить продолжительность эксплуатации. *Состав природного газа на входе:* основными компонентами являются метан (70 %), этан (9 %), пропан (6 %), н-бутан (3 %), изобутан (2 %), вода (2 %), изопентан (1 %), н-пентан (1 %) и метанол (1 %). Прочие компоненты (водород, азот, оксид углерода, кислород, этилен, диоксид углерода, сероводород) отсутствуют.

Газовый конденсат был смоделирован с помощью «Petroleum Assay» по методу температуры точки кипения. Также были смоделированы легкие фракции, растворенные в конденсате. Общий состав конденсата по температуре кипения представлен на рис. 2.



Рис. 2. Процентное содержание фракций в общей массе конденсата

Fig. 2. Percentage of fractions in the total mass of condensate

Природный газ с давлением 7 МПа и температурой 35 °С проходит через предварительный двухфазный сепаратор первой ступени, где от газа отделяется первичная жидкость, далее используется емкость-отстойник для дополнительного отделения жидких углеводородов. Для охлаждения газа после сепараторов первой ступени используется аппарат воздушного охлаждения, который регулирует температуру на входе в низкотемпературный дроссель. Температура перед дросселем составляет 2 °С. Перепад давления в дросселе составляет 2,6 МПа, что способствует понижению температуры газа до –11,04 °С и давления до 4,17 МПа. Далее используется трехфазный сепаратор для отделения тяжелых фракций углеводородов из осушенного природного газа. Итоговый подготовленный природный газ выходит с температурой точки росы –11,24 и –11,05 °С по углеводородам и воде соответственно. Данный природный газ подготовлен в соответствии с условиями [19] для последующей подачи в установку синтез-газа. Технологическая схема установки подготовки газа представлена на рис. 3.

Установка подготовки реагентов

Сама установка рассчитана на производительность 50 т метанола в сутки, что эквивалентно ~2080 кг/ч продукта метанола. Для такой производительности требуется соответствующий приток синтез-газа с учетом неполного превращения за один проход и последующей рециркуляции. Отсутствие СО означает, что весь необходимый оксид углерода для реакции будет получен из метана (путем конверсии), а стадии очистки от кислых газов, которые вызовут коррозию, не требуются, т. к. в потоке природного газа отсутствует сероводород. Состав очищенного природного газа можно считать ~85–100 % CH_4 с малой долей инертных (N_2 , He) и тяжелых углеводородов.

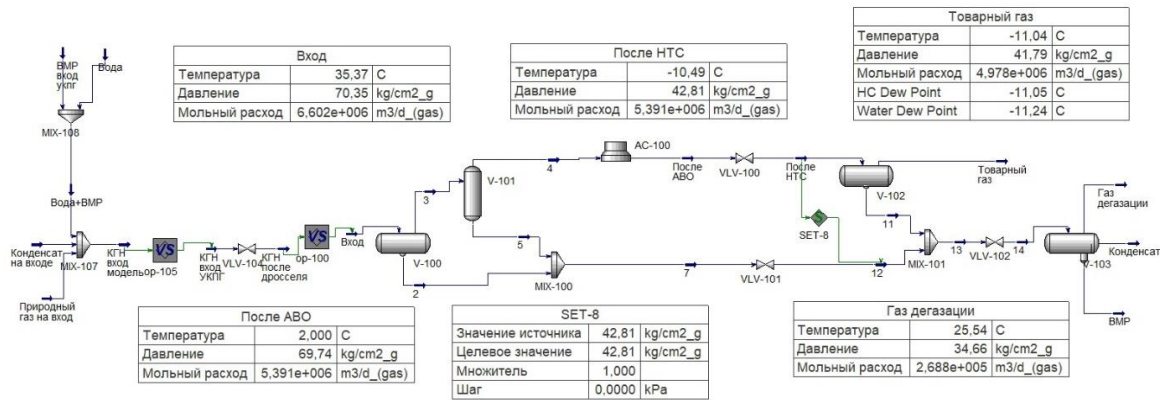


Рис. 3. Технологическая схема установки подготовки газа
Fig. 3. Technological scheme of the gas treatment installation

Состав природного газа после осушки: увеличилась доля метана (85 %), сохранились этан (9 %), пропан (4 %), н-бутан (1 %), изобутан (1 %). Остальные компоненты полностью удалены.

Перед подачей в реактор синтеза метанола сырьевой газ должен быть конвертирован в синтез-газ – смесь водорода и оксида углерода (II) с близким к стехиометрическому соотношению $H_2:CO=3$. Это достигается за счет проведения процессов конверсии метана с паром и кислородом. Для достижения оптимальных входных параметров газовой смеси, поступающей в реактор первой ступени, необходимо введение ряда дополнительных элементов установки подготовки реагентов. Данная установка делится на два блока: подготовки реагентов на реакцию и установка очистки пластовой воды (рис. 4).

Установка подготовки реагентов включает в себя несколько последовательно соединенных печей, в которых нагревающим газом является подготовленный природный газ, поступающий из установки

подготовки газа. В первой печи происходит нагрев природного газа с температуры -16 до 250 °C, после он смешивается с перегретым паром и подается в дополнительную печь, где нагревается до температуры эксплуатации реактора 870 °C.

Установка очистки пластовой воды включает в себя теплообменник и сепаратор для отделения растворенного газа в пластовой воде. Также для проведения реакции синтез-газа необходим пар среднего давления. После отделения газа от жидкости в процессе низкотемпературной осушки и последующего отстаивания в трехфазном сепараторе пластовая вода содержит большое количество растворенного метанола, отделение которого возможно введением ректификационной колонны. Если метанол попадет в реактор синтеза, частицы катализатора могут спекаться и слипаться в более крупные куски. Из-за этого подача необходимого количества газа станет невозможной, и реактор остановится [20].

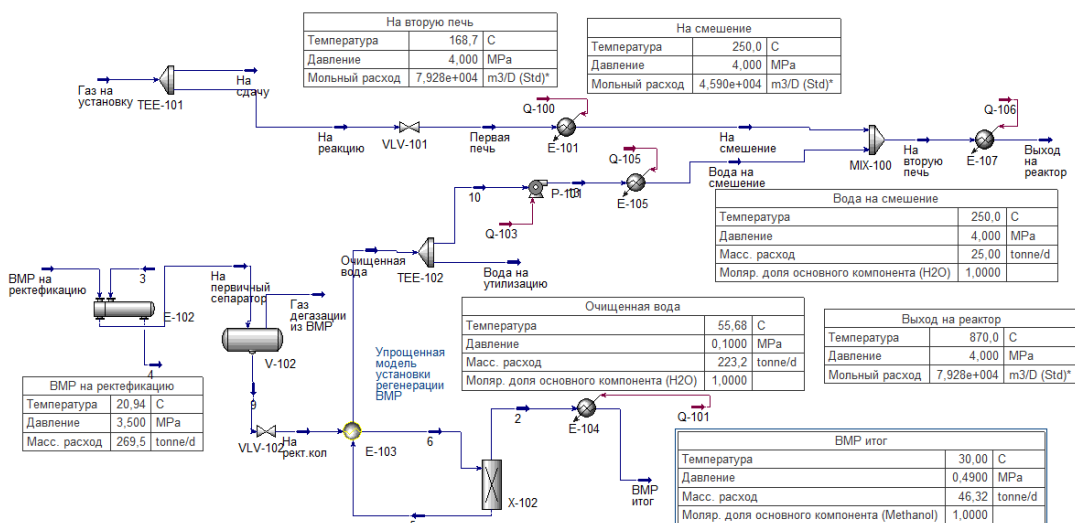


Рис. 4. Технологическая схема установки подготовки реагентов
Fig. 4. Technological scheme of reagent preparation installation

Установка регенерации водо-метального раствора представлена в виде теплообменника и разделителя компонентов. Настройка компонентного разделителя проводилась в диапазоне температур 440–850 °С, тип моделируемого сырья выбран как соотношение сырьевых фракций к продукту. Верхняя граница температуры в потоке для отделения метанола составляет 56 °С. Отделённая пластовая вода проходит через рекуперативный теплообменник, где нагревает входящий поток водо-метанольного раствора на ступень ректификационной колонны. После очищенная вода подается в насос низкого давления, где дожимается до 4 МПа, после подается в печь, где пластовая вода нагревается до 250 °С и смешивается с подготовленным природным газом. Далее газовая смесь подается в предреакторную печь, а после – в реактор первой ступени совместно с подготовленным кислородом.

Реактор синтез-газа

Для моделирования работы реакторов было выбрано уравнение состояния Пенга–Робинсона. Оно обеспечивает достаточную точность для высокотемпературных газовых смесей с водородом, углеводородами и кислородом, учитывая высокое давление (4 МПа). На каждом значимом этапе процесса проверено термодинамическое равновесие реакций и фаз: в реакторе (рис. 5) – равновесие реакций паровой конверсии и реакции водяного газа.

В программном продукте реактор синтеза был сначала проанализирован как равновесный (Equilibrium Reactor) для оценки предельных достижимых конверсий и состава продуктов при различных температурах. Для моделирования используются четыре химические реакции: паровой конверсии, парциального окисления и две промежуточные реакции, представленные в табл. 1. Предва-

рительные расчеты подтвердили, что повышенные давления увеличивают выход продукта, однако слишком низкие давления непрактичны из-за медленной кинетики. Так, при 4 МПа равновесная степень превращения СО существенно выше, чем при 1 МПа, что и обуславливает выбор работы под давлением. По результатам предварительных расчетов соотношение $H_2:CO$ по реактору равновесия составило 3,38. Итоговый показатель непрореагировавшего метана по предварительным расчетам в 7 % от общего молярного потока итогового газа является высоким. С учетом стандартной конверсии метана в 80 % природный газ берется с запасом с расходом в 35 т/сут., а подготовленная вода – 25 т/сут. по массовому расходу. В ПО Aspen Hysys отсутствует прямой модуль «реактор автотермического риформинга метана», поэтому процесс получения синтез-газа смоделирован комбинацией реакционных аппаратов и сепараторов. Для более точного моделирования работы реактора синтез-газа был использован проточный тип реактора с заданными кинетическими законами реакции. Паровая конверсия в трубчатой печи описана как процесс в реакторе, в котором при 865 °С конвертируется 70–80 % метана (в соответствии с типичным равновесием при высоком давлении). Имитация сажи отсутствует, так как избыток пара этому препятствует.

Далее для второй ступени парциального окисления используется тот же реактор с подводом кислорода с учетом реакции парциального окисления: в ПО это реализовано как поток предварительно подготовленного кислорода, который подается в реактор с заданным тепловым эффектом с помощью нескольких реакций горения метана/водорода до CO_2 и H_2O с последующим сдвигом равновесия обратно к СО.

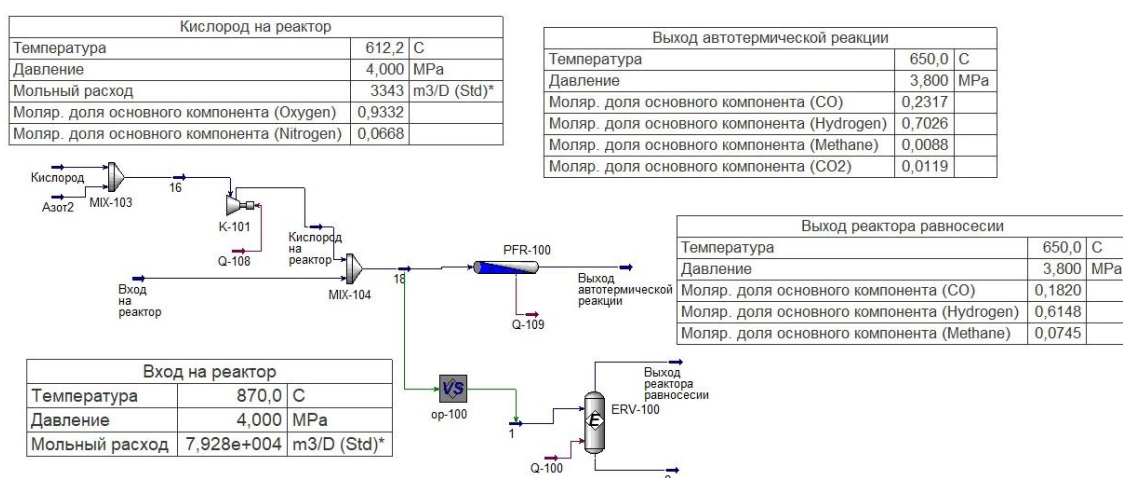


Рис. 5. Общая схема реактора синтез-газа
 Fig. 5. General scheme of the synthesis gas reactor

Реакции задаются через кинетику, основой уравнения моделирования является уравнение Аррениуса. В ПО Aspen Hysys для задачи кинетики используются предэкспоненциальные множители и энергия активации [21] в модуле химических реакций и в подмодуле кинетики. Полный набор химических реакций с кинетикой представлен в табл. 1.

Таблица 1. Параметры кинетических реакций для автотермического реактора

Table 1. Kinetic reaction parameters for an autothermal reactor

Набор химических реакций Reaction equation	Предэкспоненциальный множитель Pre-exponential factor	Энергия активации, кДж/кмоль Activation energy, kJ/mol
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	$2,2 * 10^6$	$0,59 * 10^5$
$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	$4,27 * 10^{15}$	$1,9 * 10^5$
$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	$5,6 * 10^{17}$	$1,89 * 10^5$
$\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$	$7,9 * 10^{14}$	$2,69 * 10^5$

После автотермической конверсии равновесный состав синтез-газа скорректирован до соотношения $(\text{H}_2 - \text{CO}_2)/(\text{CO} + \text{CO}_2) = 3,04$, что близко к идеальному. Перепад давления в реакторе составляет 200 КПа, температура выхода из реактора 650 °С. Количество моделируемых сегментов реактора составляет 40 с автоматическим шагом по длине относительно длинны реактора. Количество трубок реактора 180, общий объем реакторной части 14,25 м³. Катализатором процесса является классический никелевый катализатор с диаметром 15 мм и плотностью в твердой фазе 3100 кг/м³. Параметры реактора представлены в табл. 2.

Параметры настройки интегратора модели следующие: количество сегментов 40, минимальная доля шага настройки 10⁻⁶.

Таблица 2. Параметры реактора синтез-газа

Table 2. Parameters of the synthesis gas reactor

Наименование параметра Parameter name	Показатели Value	Размерность Unit
Общий объем реактора Total reactor volume	14,25	м ³ /м ³
Длина реактора/Reactor length	7	м/м
Диаметр реактора Reactor diameter	0,12	
Количество труб/Number of tubes	180	-
Толщина стенки/Wall thickness	0,015	м/м
Поровый объем/Pore volume	5	м ³ /м ³
Диаметр частиц/Particle diameter	0,015	м/м
Объемная плотность/Bulk density	2015	кг/м ³ /kg/m ³
Плотность в твердой фазе Density in solid phase	3100	

Таким образом, модель реактора воспроизводит ключевые параметры: поддерживает высокое давление в 4 МПа, 97 % конверсию метана, требуемое соотношение $\text{H}_2:\text{CO}$ и наличие небольшого количества CO_2 в смеси. Параметры конверсии реакции представлены в табл. 3.

Таблица 3. Степень конверсии исходных реагентов в автотермическом реакторе

Table 3. Degree of conversion of the initial reagents in an autothermal reactor

Набор химических реакций Reaction equation	Фактический % преобразования Actual conversion, %	Базовый компонент Base component	Предреакционный множитель Pre-exponential factor
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	0,855	H_2O	285
$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	92,52	CH_4	$3,6 * 10^4$
$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	3,98	CH_4	1560
$\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$	$1,1 * 10^{-5}$	H_2O	$1,8 * 10^{-3}$

Полученный газ охлаждается в последовательности теплообменников. Энергия, выделяющаяся при охлаждении синтез-газа с 650 до 475 °С, в теплообменниках используется для нагрева водометанольного раствора, который частично покрывает потребность в технологическом метане, который уходит на нагрев печей [22].

Реактор метанола

Перед подачей в реактор метанола необходимо повысить давление газа с 3,7 до 12 МПа (степень сжатия компрессора 3,25), что соответствует реакции получения газа при среднем давлении. Далее газ подается в установку воздушного охлаждения, где после компрессии охлаждается до 270 °С и попадает в реактор синтеза метанола. В реакторе синтеза метанола при давлении 12 МПа на медьсодержащем катализаторе происходят основные реакции – гидрирование CO и CO_2 . Уравнения этих реакций приведены в табл. 4. В исходном сырье CO_2 отсутствует, однако в синтез-газе небольшое его количество присутствует (образуется на стадии риформинга из-за побочной реакции водяного газа). Оба пути протекают параллельно; первый не образует побочных продуктов, второй сопровождается выделением воды. На малогабаритных установках применяют либо многоступенчатый адиабатический реактор с промежуточным охлаждением, либо компактный изотермический реактор. В данной модели выбран вариант компактного изотермического реактора [23]. Это позволяет поддерживать температуру 265 °С и избежать перегрева катализа-

тора при высокой степени превращения. Расчет модели показал, что суммарная степень превращения CO в слое катализатора достигает 83 %, а количество CO₂ пренебрежимо мало.

Таблица 4. Степень конверсии исходных реагентов в реакторе метанола

Table 4. Degree of conversion of the initial reagents in the methanol reactor

Набор химических реакций Reaction equation	Фактический % преобразования Actual conversion, %	Базовый компонент Base component	Предэкспоненциальный множитель Pre-exponential factor
$\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}$	83,73	CO	$3 \cdot 10^4$
$\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$	5,09	CO ₂	93,78
$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	0,01	CO ₂	$1 \cdot 10^{-6}$

Газообразные продукты реактора выходят при температуре порядка 265 °С и направляются в систему охлаждения и конденсации. Далее газ подается на вторую ступень воздушного охлаждения, где охлаждается до 50 °С, при этом метанол с содержанием воды конденсируется в жидкую фазу (сырой метанол), а непрореагировавшие H₂, CO, CH₄ и инертные компоненты остаются в газовой фазе (рис. 6). Жидкость дросселируется до низкого давления (0,5 МПа) и поступает на очистку, а газовая фаза возвращается компрессором на рециркуляцию. Небольшая часть рециркуляционного газа отводится из контура перед компрессором, чтобы предотвратить накопление балластных

компонентов (например, N₂, CH₄) [24]. После синтеза обычно сырой метанол направляется на узел очистки, который включает ректификационную колонну (или две колонны) для удаления воды и примесей и доведения чистоты метанола до товарного вида (>99,85 мас. %). На практике вводят одну дистилляционную колонну, работающую при атмосферном давлении, где из верхней части отбираются легколетучие примеси (растворенные газы), а из нижней – кубовый остаток (вода, следы тяжелых побочных веществ). Целевой продукт – метанол высокой чистоты – выводится сбоку или сверху колонны (в зависимости от схемы) и охлаждается. Потери метанола с побочными потоками минимальны – паровой поток может конденсироваться и возвращаться как рефлюкс-жидкость или подаваться на повторную очистку. Готовый метанол накапливается в емкостях и охлаждается до температуры окружающей среды для хранения. Однако в условиях газового промысла полученная чистота метанола по модели в 92 % соответствует нормам водо-метанольного раствора и может быть направлена сразу в узел учета ингибитора гидратообразования или на установку комплексной подготовки газа, или на скважину. Для более точного моделирования работы реактора синтеза метанола был использован проточный реактор с заданными кинетическими реакциями. Приняты кинетические зависимости на основе механизма Ленгмюра–Хиншельвуда для медно-алюминиевого [25]. В частности, скорость образования метанола учитывает конверсию реагентов (H₂, CO, CO₂) и продуктов (H₂O, CH₃OH) на поверхности катализатора.

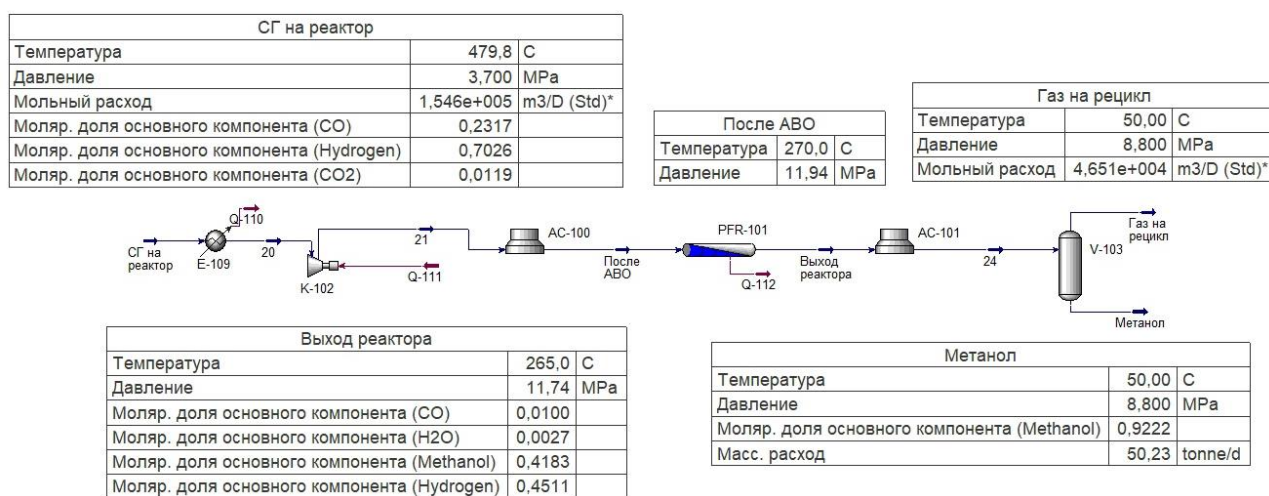


Рис. 6. Схема блока синтеза метанола и параметры эксплуатации

Fig. 6. Scheme of the methanol synthesis unit and the operating parameters

При моделировании использовано уравнение Аррениуса, предэкспоненциальные множители выбраны на основе типичных промышленных условий (270 °С, 5–15 МПа), расчетная степень превращения составляет 20 % за проход. Модель учитывает обе реакции (СО и СО₂), а также промежуточную реакцию и показывает, что вклад прямого гидрирования СО доминирует (в нашем случае ввиду низкого содержания СО₂ в синтез-газе). Кинетическая схема позволила определить требуемое количество катализатора (объем реактора) для достижения заданной производительности. По результатам расчета для выпуска 50 т/сут. метанола при выбранных условиях необходим суммарный объем катализатора порядка 3–4 м³ (в пересчете на объем активного слоя в модели использовано 3,75 м³). Плотность загрузки катализатора, линейная скорость газа и время контакта выбраны таким образом, чтобы обеспечить 50 % превращение СО в каждом слое реактора. Линейная скорость газа в реакторе относительно невысокая, что способствует более полной конверсии, но приводит к заметному тепловыделению на единицу объема (требует эффективного охлаждения).

За основу модели реактора (табл. 5) была выбрана конструкция трубчатого реактора с водяным охлаждением, распространенная в промышленных установках. В малогабаритном варианте это один вертикальный аппарат, внутри которого параллельно установлено несколько труб, заполненных катализатором Cu/ZnO/Al₂O₃. По трубному пространству движется реагирующий синтез-газ, а по межтрубному кипятится вода под давлением 12 МПа (образующийся пар отводит тепло). Такой дизайн позволяет поддерживать температуру, близкую к 265 °С, по всей длине труб. Однако для упрощения моделирования использовалась эквивалентная схема адиабатического реактора, процессы в котором происходят подобно изотермическому режиму. Диаметр и число труб реактора выбраны исходя из требуемой площади теплообмена и объема катализатора. Расчет показал, что для 50 т/сут. понадобится около 4800 трубок с диаметром 20 см каждая, загруженных катализатором, чтобы достигнуть нужной производительности (это эквивалентно 3,75 м³ катализатора, как упомянуто ранее). Общий объем реактора составил 7,5 м³. Давление в реакторе – 12 МПа на входе, падение давления не превышает 0,2 МПа (благодаря параллельному потокораспределению по множеству труб). Материал конструкции реактора – легированная сталь, рассчитанная на коррозионную среду с присутствием синтез-газа и воды, на давление 12,5 МПа при температуре до 300 °С.

Исходное заданное давление 12 МПа было проведено на оптимальность. Повышение давления до

15 МПа увеличивает равновесный выход метанола и позволяет чуть повысить степень превращения за проход, однако потребовало бы существенно более мощных компрессоров (как сырьевого, так и рециркуляционного) и утяжеления аппаратуры. При 12 МПа, согласно расчету, однопроходная конверсия СО составляет 30–35 %; при 15 МПа она выросла бы до 40–45 %. Но энергозатраты на дополнительное сжатие (+70–80 % к мощности) и утолщение стенок реактора делают этот путь неоптимальным для малой мощности. Наоборот, снижение давления (<10 МПа) привело бы к резкому падению выхода метанола за цикл (например, при 2 МПа – менее 10 % за проход) и необходимости прокачивать огромные объемы газа, что также неэффективно (рис. 7). Таким образом, давление 12 МПа близко к оптимальному компромиссному давлению для данной компактной установки и обеспечивает приемлемый выход при умеренных энергозатратах.

Таблица 5. Параметры реактора метанола

Table 5. Parameters of the methanol reactor

Наименование параметра Parameter name	Показатели Value	Размерность Unit
Общий объем реактора Total reactor volume	7,5	м ³ /м ³
Длина реактора/Reactor length	2	м/м
Диаметр реактора/Reactor diameter	0,03	
Количество труб/Number of tubes	4800	–
Толщина стенки/Wall thickness	0,005	м/м
Поровый объем/Pore volume	3,75	м ³ /м ³
Диаметр частиц/Particle diameter	0,006	м/м
Объемная плотность/Bulk density	550	кг/м ³ /кг/м ³
Плотность в твердой фазе Density in solid phase	1100	

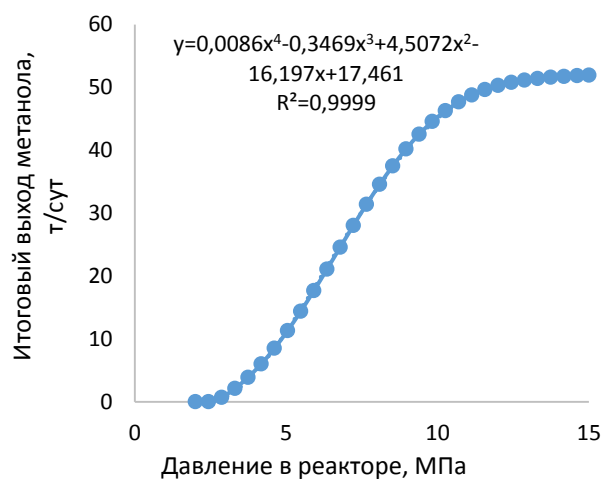


Рис. 7. Зависимость выхода метанола от давления в реакторе

Fig. 7. Methanol yield dependence on the pressure in the reactor

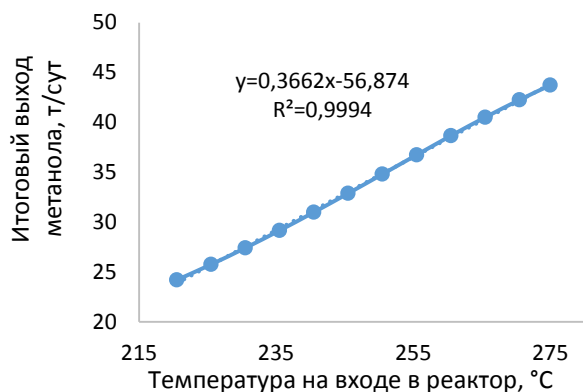


Рис. 8. Зависимость выхода метанола от температуры
Fig. 8. Methanol yield dependence on the temperature

Было проанализировано влияние температуры входа в реактор (после подогревателя) и наличия межслойного охлаждения (рис. 8) на выход метанола. Низкая температура (220 °C) благоприятна для смещения реакции в сторону продуктов, но при ней наблюдается индукционный период – катализатор работает менее активно, и значительная часть зоны реактора тратится на разогрев реагентов до рабочей температуры. Высокая температура (>275 °C) ускоряет реакцию (по Аррениусу скорость растет), однако равновесный выход снижается, и к концу реактора остается значительное количество непрореагировавшего синтез-газа. Кроме того, перегрев выше 275 °C нежелателен из-за риска деградации катализатора и образования побочных продуктов (например, метан и азот). Поэтому требовалось определить оптимальное распределение температуры: например, повышая температуру входа до 250 °C, мы видим рост конверсии в первом слое; но слишком высокие входные температуры (выше 275 °C) приводят к тому, что равновесие достигается уже в середине слоя, и оставшаяся

часть катализатора не используется эффективно. Итоговый режим: температуры на входе и выходе 270 и 265 °C соответственно. Этот профиль обеспечивает максимальную суммарную конверсию.

Дополнительно рассмотрено, что небольшое переохлаждение перед слоем (до 210–220 °C) может увеличить общий выход на 5 %, но требует большей охлаждающей мощности и усложняет конструкцию. Мы остановились на компромиссном варианте с промежуточной температурой 270 °C как на технически более простом. Таким образом, оптимизация температурного режима сводилась к контролю горячей точки реакции в пределах 265–270 °C и обеспечению достаточно высокой средней температуры, чтобы скорости реакции были приемлемыми.

Отношение циркулирующего газа к свежему сильно влияет на полноту использования сырья. Чем выше рециркуляция (рис. 9), тем ближе процесс к множественному приближению к равновесию и тем больше общий выход метанола. Однако чрезмерная рециркуляция увеличивает нагрузку на компрессор и размеры оборудования, а также приводит к тому, что в контуре циркулирует много «балласта» (особенно если предварительно не отделять азот из воздушной смеси, а сразу подавать воздух в реактор автотермической конверсии). При отключенной рециркуляции (однопроходной процесс) выход едва достиг 15 %, что совершенно неприемлемо. При очень большом рецикле (например, 10:1 по молярному расходу относительно свежего газа) суммарный выход приближается к 99 %, но необходимо введение дополнительных компрессоров, а также потери давления возрастают. Выбран коэффициент рециркуляции 4:1, при котором общий расход через реактор разделен на 5 частей (4 части рециркулянта и 1 часть нового газа).

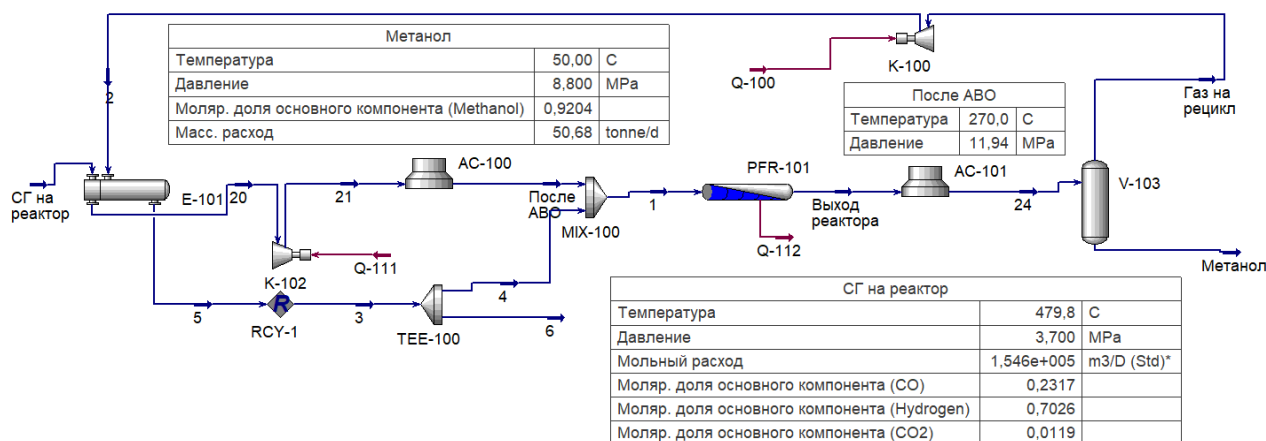


Рис. 9. Схема реактора метанола с учетом рециркулирующего газа
Fig. 9. Scheme of the methanol reactor, considering the recirculating gas

Это обеспечивает суммарное преобразование более 95 % при разумной мощности компрессора. Параметр доли отводимого газа оптимизирован исходя из баланса инертных компонентов. В нашем случае основными инертными компонентами являются метан, непрореагировавший в реакторе (менее 1 %), и азот (в природном газе 1 % по модели). Без отвода эти инертные компоненты накапливались бы в контуре, снижая парциальные давления реагентов и, следовательно, конверсию.

С другой стороны, чрезмерный отвод метана равноценен потере синтез-газа. Мы настроили отбор на уровне 1 % от циркуляционного газа, что стабилизирует концентрацию инертных газов (N_2 1 %, CH_4 2 % в контуре) и ведет к приемлемым потерям водорода (потери метанола менее 1 % от производства, т. к. основные компоненты – азот и метан). Оптимальный отвод инертных газов в малом контуре оказался сравнительно небольшим, потому что сам по себе природный газ достаточно чист, и большая часть метана полностью реагирует в реакторе.

Заключение

Разработанная модель в Aspen Hysys включает проработанную технологическую схему, детальное термодинамическое и кинетическое описание реакций, расчет оборудования и оптимизацию условий. Согласно расчетам, установка способна стабильно производить 51 т/сут. метанола из очищенного природного газа при давлении 12 МПа, обеспечивая высокий выход и эффективность процесса. Предложенные инженерные решения (автотермический реформинг, рециркуляционный синтез с межстадийным охлаждением, теплоутилизация) делают процесс оптимальным для полевых условий, позволяя повысить рентабельность месторождения природного газа малой продуктивности путем получения ценного жидкого продукта – метанола. Все принятые допущения и результаты подтверждаются литературными данными и промышленными аналогами малотоннажных метанольных установок.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Китаев С.В., Колотилов Ю.В., Плотников А.Ю. Исследование эффективности ингибиторов гидратообразования в процессе добычи и транспорта углеводородов в морских условиях. *Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов*, 2021, Т. 332, № 2, С. 190–199. DOI: 10.18799/24131830/2021/02/3055
2. Тройникова А.А. *Совершенствование методов предупреждения гидратообразования на газовых и газоконденсатных месторождениях*: дис. ... канд. техн. наук. М., 2021. 150 с.
3. Кемалов Р.А., Кемалов А.Ф. *Технологии получения и применения метанола*. Казань: Казанский университет, 2016. 167 с.
4. LeBlanc J.R., Wilcher S.R. *Methanol production technologies and processes*. Luxembourg: Springer, 2022. 270 p.
5. Haldor Topsoe A/S. *Low-pressure methanol synthesis: technical report*. Lyngby: Haldor Topsoe A/S, 2020. 68 p.
6. Methanol production and applications. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. 5th ed. New York: Wiley, 2019. 38 p.
7. Степанов А.А., Коробицына Л.Л., Восмериков А.В. Исследование неокислительной конверсии метана на гранулированных Mo/ZSM-5 катализаторах. *Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов*, 2017, Т. 328, № 10, С. 59–66.
8. Мо-содержащие гранулированные цеолиты ZSM-5 различных кислотностей с иерархической пористостью в неокислительной конверсии метана. А.А. Степанов, Л.Л. Коробицына, А.В. Восмериков, Р.З. Куватова, А.А. Восмериков, Б.И. Кутепов, А.Х. Ишкылдина, О.С. Травкина. *Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов*, 2022, Т. 333, № 10, С. 86–97. DOI: 10.18799/24131830/2022/10/3679
9. A specific defect type of Cu active site to suppress Water-Gas-Shift reaction in syngas conversion to methanol over Cu catalysts. L. Ma, B. Wang, M. Fan, L. Ling, R. Zhang. *Catalysis Science & Engineering*, 2023. DOI: 10.1016/j.ces.2023.118496
10. Methanol production from natural gas reforming and CO₂ capturing process, simulation, design, and technical-economic analysis. B.-P. Ren, Y.-P. Xu, Y.-W. Huang, C. She, B. Sun. *Energy*, 2023, Vol. 263, Part C, № 125879. DOI: 10.1016/j.energy.2022.125879
11. Seider W.D., Seader J.D., Lewin D.R. *Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation*. 4th ed. Hoboken, New Jersey: Wiley, 2017. 778 p.
12. Conversion of municipal waste into syngas and methanol via steam gasification using CaO as sorbent: An Aspen Plus modelling. A.M. Ali, M. Shahbaz, M. Inayat, K. Shahzad, A.A. Al-Zahrani, A.B. Mahpudiz. *Fuel*, 2023, Vol. 349, № 128640. DOI: 10.1016/j.fuel.2023.128640
13. Rezaei M., Meshkani F. Catalysts for methanol synthesis: a review. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2015, Vol. 21, P. 1015–1036.
14. Aasberg-Petersen K., Dybkjaer I. Natural gas conversion to methanol. *Journal of Natural Gas Chemistry*, 2019, Vol. 8, № 3, P. 125–137.
15. Investigation of methanol steam reforming reactors with different catalyst support structures on hydrogen production efficiency and methanol conversion. Y. Li, Z.-Y. Ma, Z.-Y. Qi, Z.-A. Xue, X.-L. Zhou, H. Guo. *Fuel*, 2025, Vol. 393, № 135079. DOI: 10.1016/j.fuel.2025.135079
16. Shu X., Chen H. Optimization of low-pressure methanol synthesis process in small-scale plants. *AIChE Journal*, 2018, Vol. 64, № 5, P. 1847–1859.
17. Internal carbon loop strategy for methanol production from natural gas: Multi-objective optimization and process evaluation. S.-J. Jo, T.-H. Kang, B.-J. Shin, J.-H. Mun, S. Devkota, J.-Y. Cha, S.A. Mazari, K.-M. Kim, U. Lee, C.-H. Shin, J.-H. Moon. *Journal of Cleaner Production*, 2023, Vol. 418, № 138140. DOI: 10.1016/j.jclepro.2023.138140.

18. Малотоннажные установки по производству метанола в газодобывающих районах Крайнего Севера. Р.Р. Юнусов, С.Н. Шевкунов, С.А. Дедовец, С.Н. Ушаков, К.Г. Лятец, А.П. Самойлов. *Газовая промышленность*, 2016, № 12, С. 45–50.
19. Zhang H., Smith R. Heat integration in methanol production processes. *Chemical Engineering Transactions*, 2014, Vol. 39, P. 67–72.
20. Optimization of low-pressure methanol synthesis process in small-scale plants. V.S. Arutyunov, L.N. Strekova, V.I. Savchenko, I.V. Sedov, A.V. Nikitin, O.L. Eliseev, M.V. Kryuchkov, A.L. Lapidus. *Petroleum Chemistry*, 2019, Vol. 59, № 4, P. 370–379. DOI: 10.1134/S0965544119040029
21. Rowshanzamir S., Safdarnejad S.M., Eikani M.H. A CFD model for methane autothermal reforming on Ru/ γ -Al₂O₃ catalyst. *Procedia Engineering*, 2012, Vol. 42, P. 2–24.
22. Techno-economic evaluation of simultaneous methanol and hydrogen production via autothermal reforming of natural gas. U. Zahid, S.S. Khalafalla, H.A. Alibrahim, U. Ahmed, A.G.A. Jameel. *Energy Conversion and Management*, 2023, Vol. 296, № 117681. DOI: 10.1016/j.enconman.2023.117681
23. Gao F., Zhan H., Zeng Z.Y. A methanol autothermal reforming system for the enhanced hydrogen production: process simulation and thermodynamic optimization. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2023, Vol. 48, № 5, P. 1758–1772.
24. Tang H. Y., Greenwood J., Erickson P. Modeling of a fixed-bed copper-based catalyst for reforming methanol: steam and autothermal reformation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2015, Vol. 40, № 25, P. 8034–8050.
25. Nomoto K., Miura H., Shishido T. Inhibitory effect of trace impurities on methanol reforming by Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst: steam reforming and autothermal reforming of model bio-methanol. *Applied Catalysis B: Environmental*, 2023, Vol. 325, № 122374.

Информация об авторах

Александр Дмитриевич Чемезов, магистрант Школы естественных наук, Тюменский государственный университет, Российская Федерация, 625003, г. Тюмень, ул. Володарского, 6; <https://orcid.org/0009-0008-1827-7717>; stud0000297563@study.utmn.ru

Александр Янович Гильманов, кандидат физико-математических наук, доцент кафедры моделирования физических процессов и систем Школы естественных наук, Тюменский государственный университет, Российская Федерация, 625003, г. Тюмень, ул. Володарского, 6; a.y.gilmanov@utmn.ru; <https://orcid.org/0000-0002-7115-1629>

Александр Павлович Шевелёв, кандидат физико-математических наук, профессор кафедры моделирования физических процессов и систем Школы естественных наук, Тюменский государственный университет, Российская Федерация, 625003, г. Тюмень, ул. Володарского, 6; a.p.shevelev@utmn.ru; <https://orcid.org/0000-0003-0017-4871>

Поступила в редакцию: 30.04.2025

Поступила после рецензирования: 16.07.2025

Принята к публикации: 20.01.2026

REFERENCES

1. Kitaev S.V., Kolotilov Yu.V., Plotnikov A.Yu. Efficiency study of hydrate formation inhibitors during offshore hydrocarbon production and transport. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University. Geo Assets Engineering*, 2021, vol. 332, no. 2, pp. 190–199. (In Russ.) DOI: 10.18799/24131830/2021/02/3055
2. Troynikova A.A. *Improvement of methods for hydrate formation prevention at gas and gas condensate fields*. Cand. Diss. Moscow, 2021. 150 p. (In Russ.)
3. Kemalov R.A., Kemalov A.F. *Methanol production and application technologies*. Kazan, Kazan University Publ., 2016. 167 p. (In Russ.)
4. LeBlanc J.R., Wilcher S.R. *Methanol production technologies and processes*. Luxembourg, Springer, 2022. 270 p.
5. Haldor Topsoe A/S. *Low-pressure methanol synthesis: technical report*. Lyngby, Haldor Topsoe A/S, 2020. 68 p.
6. Methanol Production and Applications. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. 5th ed. New York, Wiley, 2019. 38 p.
7. Stepanov A.A., Korobitsyna L.L., Vosmerikov A.V. Investigation of methane non-oxidative conversion over granular Mo/ZSM-5 catalysts. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University. Geo Assets Engineering*, 2017, vol. 328, no. 10, pp. 59–66. (In Russ.)
8. Stepanov A.A., Korobitsyna L.L., Vosmerikov A.V., Kuvatova R.Z., Vosmerikov A.A., Kutepov, B.I., Ishkildina A.Kh., Travkina O.S. Mo-containing granular ZSM-5 zeolites with varying acidity and hierarchical porosity in non-oxidative methane conversion. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University. Geo Assets Engineering*, 2022, vol. 333, no. 10, pp. 86–97. (In Russ.) DOI: 10.18799/24131830/2022/10/3679
9. Ma L., Wang B., Fan M., Ling L., Zhang R. A specific defect type of Cu active site to suppress water-gas-shift reaction in syngas conversion to methanol over Cu catalysts. *Catalysis Science & Engineering*, 2023. DOI: 10.1016/j.ces.2023.118496.
10. Ren B.-P., Xu Y.-P., Huang Y.-W., She C., Sun B. Methanol production from natural gas reforming and CO₂ capturing process, simulation, design, and techno-economic analysis. *Energy*, 2023, vol. 263 (Part C), no. 125879. DOI: 10.1016/j.energy.2022.125879.
11. Seider W.D., Seader J.D., Lewin D.R. *Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation*. 4th ed. Hoboken, New Jersey, Wiley, 2017. 778 p.
12. Ali A.M., Shahbaz M., Inayat M., Shahzad K., Al-Zahrani A.A., Mahpudiz A.B. Conversion of municipal waste into syngas and methanol via steam gasification using CaO as sorbent: An Aspen Plus modeling. *Fuel*, 2023, vol. 349, no. 128640. DOI: 10.1016/j.fuel.2023.128640.
13. Rezaei M., Meshkani F. Catalysts for methanol synthesis: a review. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2015, vol. 21, pp. 1015–1036.
14. Aasberg-Petersen K., Dybkjaer I. Natural gas conversion to methanol. *Journal of Natural Gas Chemistry*, 2019, vol. 8, no. 3, pp. 125–137.

15. Li Y., Ma Z.-Y., Qi Z.-Y., Xue Z.-A., Zhou X.-L., Guo H. Investigation of methanol steam reforming reactors with different catalyst support structures on hydrogen production efficiency and methanol conversion. *Fuel*, 2025, vol. 393, no. 135079. DOI: 10.1016/j.fuel.2025.135079.
16. Shu X., Chen H. Optimization of low-pressure methanol synthesis process in small-scale plants. *AIChE Journal*, 2018, vol. 64, no. 5, pp. 1847–1859.
17. Jo S.-J., Kang T.-H., Shin B.-J., Mun J.-H., Devkota S., Cha J.-Y., Mazari S.A., Kim K.-M., Lee U., Shin C.-H., Moon J.-H. Internal carbon loop strategy for methanol production from natural gas: Multi-objective optimization and process evaluation. *Journal of Cleaner Production*, 2023, vol. 418, no. 138140. DOI: 10.1016/j.jclepro.2023.138140.
18. Yunusov R.R., Shevkunov S.N., Dedovets S.A., Ushakov S.N., Lyats K.G., Samoilov A.P. Small-scale methanol production plants in gas-producing regions of the Far North. *Gas Industry*, 2016, no. 12, pp. 45–50. (In Russ.)
19. Zhang H., Smith R. Heat integration in methanol production processes. *Chemical Engineering Transactions*, 2014, vol. 39, pp. 67–72.
20. Arutyunov V.S., Strekova L.N., Savchenko V.I., Sedov I.V., Nikitin A.V., Eliseev O.L., Kryuchkov M.V., Lapidus A.L. Optimization of low-pressure methanol synthesis process in small-scale plants. *Petroleum Chemistry*, 2019, vol. 59, no. 4, pp. 370–379. DOI: 10.1134/S0965544119040029
21. Rowshanzamir S., Safdarnejad S.M., Eikani M.H. A CFD model for methane autothermal reforming on Ru/ γ -Al₂O₃ catalyst. *Procedia Engineering*, 2012, vol. 42, pp. 2–24.
22. Zahid U., Khalafalla S.S., Alibrahim H.A., Ahmed U., Jameel A.G.A. Techno-economic evaluation of simultaneous methanol and hydrogen production via autothermal reforming of natural gas. *Energy Conversion and Management*, 2023, vol. 296, no. 117681. DOI: 10.1016/j.enconman.2023.117681
23. Gao F., Zhan H., Zeng Z.Y. Methanol autothermal reforming system for enhanced hydrogen production: Process simulation and thermodynamic optimization. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2023, vol. 48, no. 5, pp. 1758–1772.
24. Tang H.Y., Greenwood J., Erickson P. Modeling of fixed-bed copper-based catalyst for reforming methanol: steam and autothermal reformation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2015, vol. 40, no. 25, pp. 8034–8050.
25. Nomoto K., Miura H., Shishido T. Inhibitory effect of trace impurities on methanol reforming by Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst: steam reforming and autothermal reforming of model bio-methanol. *Applied Catalysis B: Environmental*, 2023, vol. 325, no. 122374.

Information about the authors

Alexander D. Chemezov, Master's Student, University of Tyumen, 6, Volodarsky street, Tyumen, 625003, Russian Federation; stud0000297563@study.utmn.ru; <https://orcid.org/0009-0008-1827-7717>

Alexander Ya. Gilmanov, Cand. Sci. (Phys.-Math.), Associate Professor, University of Tyumen, 6, Volodarsky street, Tyumen, 625003, Russian Federation; a.y.gilmanov@utmn.ru; <https://orcid.org/0000-0002-7115-1629>

Alexander P. Shevelev, Cand. Sci. (Phys.-Math.), Professor, University of Tyumen, 6, Volodarsky street, Tyumen, 625003, Russian Federation; a.p.shevelev@utmn.ru; <https://orcid.org/0000-0003-0017-4871>

Received: 30.04.2025

Revised: 16.07.2025

Accepted: 20.01.2026