

УДК 661.721.4:662.76:665.772
DOI: 10.18799/24131830/2025/3/4706
Шифр специальности ВАК: 2.6.13

Малотоннажная установка производства метанола с получением синтез-газа парциальным окислением природного газа кислородом с коррекцией состава для оптимального синтеза метанола

Ю.В. Загашвили¹✉, А.М. Кузьмин^{1,2}, В.Н. Ефремов¹

¹ ООО «ВТР», Россия, г. Санкт-Петербург

² Национальный исследовательский Томский политехнический университет, Россия, г. Томск

✉ y.zagashvili@yandex.ru

Аннотация. Актуальность. Предложена концепция создания малотоннажных установок получения метанола. В них входят два основных узла: комплекс получения синтез-газа путем некаталитического парциального окисления природного газа кислородом и комплекс синтеза метанола с использованием прямоточного многореакторного каскада с выделением конденсированного метанола после каждого реактора. Установка может входить в химический кластер и перерабатывать метанол в полезные продукты. **Цель.** Описание технологии и конструкции установки, определение ее основных показателей. **Методы.** Проектирование установки, математическое и численное моделирование химико-технологических процессов. **Результаты и выводы.** Изложен новый технологический процесс малотоннажного производства метанола. Основным аппаратом установки является оригинальный малогабаритный газогенератор синтез-газа, который обеспечивает: высокую безопасность, надежность и ремонтпригодность; отсутствие необходимости применения катализатора при некаталитическом парциальном окислении и возможность проведения процесса при высоких давлениях до 8,0 МПа, не требующих компримирования газа при последующем каталитическом синтезе метанола; транспортабельность и модульность установки. Приведены результаты численного моделирования некаталитического парциального окисления природного газа кислородом, определены рациональные режимы процесса в газогенераторе синтез-газа. Основные задаваемые параметры некаталитического парциального окисления: коэффициент избытка окислителя, который должен находиться в диапазоне 0,34–0,36, и давление подачи компонентов в диапазоне 6,0–7,0 МПа. Проведено численное моделирование процесса синтеза метанола без коррекции и с предварительной коррекцией состава синтез-газа. Полученные данные позволили: рассчитать степень превращения углерода из оксидов углерода в метанол; при использовании трехреакторного каскада с оптимальным составом газовой смеси степень превращения достигает 95 %; оценить максимальную удельную производительность установки до 1250 кг/час метанола на 1000 м³/ч природного газа и максимальную мощность установки до 20000 т метанола в год.

Ключевые слова: синтез метанола, малотоннажная установка, синтез-газ, газогенератор синтез-газа, численное моделирование, парциальное окисление природного газа

Для цитирования: Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М., Ефремов В.Н. Малотоннажная установка производства метанола с получением синтез-газа парциальным окислением природного газа кислородом с коррекцией состава газа для оптимального синтеза метанола // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2025. – Т. 336. – № 3. – С. 63–73. DOI: 10.18799/24131830/2025/3/4706

UDC 661.721.4:662.76:665.772
DOI: 10.18799/24131830/2025/3/4706

Low-tonnage methanol production plant with obtaining syngas by partial oxidation of natural gas with oxygen when correcting gas composition for optimal methanol synthesis

Yu.V. Zagashvili¹✉, A.M. Kuzmin^{1,2}, V.N. Efremov¹

¹ LLC «HTR», St Petersburg, Russian Federation

² National Research Tomsk Polytechnic University, Tomsk, Russian Federation

✉ y.zagashvili@yandex.ru

Abstract. Relevance. The concept of creating low-tonnage methanol production plants is proposed. They include two main nodes: a synthesis gas production complex by non-catalytic partial oxidation of natural gas with oxygen and a methanol synthesis complex using a direct-flow multi-reactor cascade with the release of condensed methanol after each reactor. The plant can enter a chemical cluster and process methanol into useful products. **Aim.** Describe the technology and design the installation, determine its main indicators. **Methods.** Design of the plant, mathematical and numerical modeling of chemical and technological processes. **Results and conclusions.** The paper describes a new technological process of low-tonnage production for methanols. The main apparatus of the installation is an original small-sized syngas gas generator, which provides: high safety, reliability and maintainability; no need to use a catalyst for partial oxidation and the possibility of carrying out the process at high pressures up to 8.0 MPa, which do not require gas compression during subsequent catalytic synthesis of methanol; transportability and modularity of the installation. The paper introduces the results of numerical simulation of natural gas partial oxidation by oxygen. The authors have determined the rational modes of the process in syngas gas generator. The main parameters of the partial oxidation are: the coefficient of excess oxidizer, which should be in the range of 0.34–0.36, and the supply pressure of the components in the range of 6.0–7.0 MPa. The authors carried out the numerical simulation of the methanol synthesis without correction and with preliminary correction of the syngas composition. The data obtained allowed: calculating the degree of conversion of carbon from carbon oxides to methanol; when using a three-reactor cascade with an optimal composition of the gas mixture, the degree of conversion reaches 95%; estimating the maximum specific capacity of the installation up to 1250 kg/hour of methanol per 1000 m³/hour of natural gas and the maximum capacity of the installation up to 20000 tons of methanol per year.

Keywords: methanol synthesis, low-tonnage installation, syngas, syngas gas generator, numerical simulation, partial oxidation of natural gas

For citation: Zagashvili Yu.V., Kuzmin A.M., Efremov V.N. Low-tonnage methanol production plant with obtaining syngas by partial oxidation of natural gas with oxygen when correcting gas composition for optimal methanol synthesis. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University. Geo Assets Engineering*, 2025, vol. 336, no. 3, pp. 63–73. DOI: 10.18799/24131830/2025/3/4706

Введение

Метанол широко применяется в транспорте, энергетике, нефтехимической промышленности для производства формальдегида, пластмасс, смол, лаков, синтетических волокон, растворителей, присадок топлива, в фармацевтике и т. д. [1–4]. В мире крупные предприятия производства метанола обычно входят в состав химических кластеров, или их располагают вблизи морских портов с удобной экспортной логистикой [1–3, 5]. Малотоннажные установки целесообразно размещать в удалении от центров производства метанола на небольших месторождениях углеводородного сырья или на морских платформах, где используют метанол в качестве ингибитора гидратообразования [2, 3, 6, 7]. Однако из-за дорогой транспортной логистики ма-

лотоннажные установки могут входить в состав кластера специализированных предприятий, перерабатывающих метанол в полезные продукты, при условии обустроенных промплощадок, имеющих газовые, электрические и тепловые сети, кислород, химочищенную воду, очистку газов и др.

В российских источниках приведена известная технология малотоннажного производства метанола путем парового риформинга природного газа (ПГ) с последующим каталитическим синтезом метанола с рециркуляцией непереработанного синтез-газа [2, 3]. Также в [8] детально описан новый способ технологии малотоннажного производства метанола в промышленных условиях с получением забалластированного азотом синтез-газа некаталитическим парциальным окислением (partial oxidation – POX) ПГ воз-

духом и затем каталитическим синтезом метанола в прямоточном трехреакторном каскаде.

В развитие статьи [8] представлена малотоннажная установка производства метанола с применением синтез-газа путем парциального окисления ПГ кислородом и с последующей коррекцией состава газа для получения оптимальной газовой смеси при синтезе метанола в прямоточном многореакторном каскаде. Проведенные исследования позволяют определить степень превращения углерода из оксидов углерода в метанол и оценить удельную производительность установки.

Технология производства метанола

Технологический промышленный процесс производства метанола включает две важнейшие стадии: переработку углеводородного сырья в синтез-газ (водород H_2 и монооксид углерода CO) и затем его конверсию в метанол (CH_3OH). В [1–7] описано большое количество способов и устройств производства синтез-газа, но в предлагаемой малотоннажной установке основным аппаратом является оригинальный газогенератор синтез-газа (ГСГ) компании ООО «ВТР» [8, 9].

Конструкция ГСГ представляет охлаждаемую блочно-модульную конструкцию на фланцевых прочно-плотных соединениях, состоящую из следующих основных элементов [8, 9]: узлов ввода компонентов (ПГ, окислитель – кислород, химочищенная вода), запальное устройство, смесительная головка (СМГ), камера сгорания (КС), испарительная камера (ИК). Камеры ГСГ имеют унифицированную конструкцию и различаются диаметрами и длинами вследствие различных физико-химических процессов: в КС – парциальное окисление ПГ кислородом, а в ИК – закалка синтез-газа с испарением химочищенной воды и перемешиванием парогазовой смеси для получения гомогенной парогазовой смеси (ПГС) на выходе ИК. В состав комплекса синтез-газа входят ГСГ с обвязкой, блоки конверсии синтез-газа и система управления.

Основным узлом комплекса синтеза метанола является прямоточный трехреакторный каскад с осуществлением каталитических экзотермических реакций превращения синтез-газа в метанол с выделением метанола-сырца после каждого реактора [8]. Изотермические реакторы стабилизируют температуру слоев катализаторов для их максимальной активности, уменьшения селективности побочных реакций, увеличенной степени конверсии синтез-газа и повышенной удельной производительности метанола [3, 8, 10, 11].

Работа установки поясняется на рисунках. На рис. 1 изображена упрощенная блок-схема комплекса синтез-газа.

На рис. 1 обозначены: 1 – компрессор ПГ, 2 – расходомер-регулятор массового расхода (РХМ) природного газа, 3 – теплообменник, 4 – смеситель, 5 – компрессор кислорода, 6 – РХМ кислорода, 7 – смесительная головка ГСГ, 8 – камера сгорания ГСГ, 9 – камера испарения ГСГ, 10 – теплообменник, 11 – насос, 12–15 – РХМ воды, 16 – котел-утилизатор, 17 – управляемый дроссель, 18 – реактор, 19 – смеситель, 20 – теплообменник-холодильник, 21 – сепаратор, 22 – управляемый дроссель, 23 – адсорбер, 24 – смеситель, 25 – теплообменник, 26 – регулятор давления.

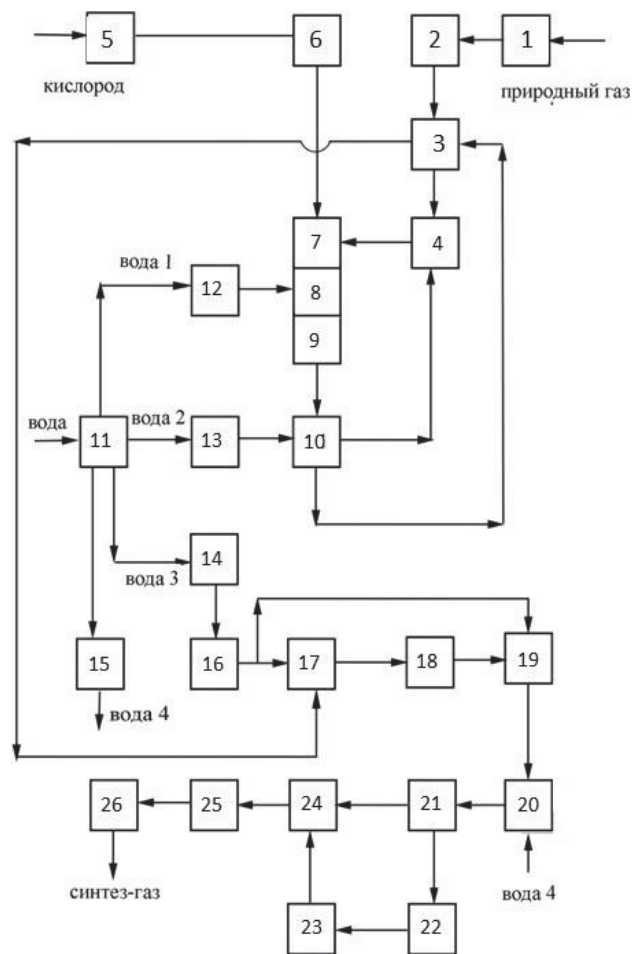


Рис. 1. Блок-схема комплекса синтез-газа
 Fig. 1. Block diagram of the syngas complex

С выхода компрессора – 1 ПГ подают с требуемым массовым расходом и давлением 6,5–7,5 МПа через РХМ – 2 по трубопроводу в теплообменник – 3, в котором ПГ нагревают до расчетной температуры порядка 500–550 °С парогазовой смесью с температурой примерно 850 °С, поступающей в – 3 с первого выхода теплообменника – 10. Нагретый ПГ подают в смеситель – 4, где его смешивают с водяным паром, поступающим в – 4 из второго вы-

хода теплообменника – 10, а из выхода – 4 ПГС подают в смесительную головку ГСГ – 7. Кислород с выхода компрессора – 5 с температурой порядка 150–170 °С подают с требуемым массовым расходом через РХМ – 6 с одинаковым давлением 6,5–7,5 МПа в смесительную головку ГСГ – 7. Кислород и ПГС раздельно поступают в смесительную головку – 7, откуда компоненты подают в проточную камеру сгорания – 8, где в турбулентном режиме течения газов происходит смешивание потоков и РОХ увлажненного ПГ кислородом с образованием синтез-газа на выходе КС. Процесс РОХ проводят при квазиоптимальном коэффициенте избытка окислителя в диапазоне от 0,34 до 0,36 и давлении в камере сгорания 6,0–7,0 МПа. В результате на выходе КС образуется ПГС, содержащая преимущественно синтез-газ, а также диоксид углерода CO_2 , пары воды H_2O , азот N_2 , остаточное количество метана CH_4 и конденсированную фазу C^* (сажа, смолы). Из 8 подают ПГС в проточную испарительную камеру – 9, соосно соединенную с 8, и одновременно в ИС подают химочищенную воду (вода 1) через РХМ – 12 от насоса – 11. В ИК происходит распыление, смешение и испарение воды в потоке поступающего из КС газа. Регулируя массовый расход воды путем РХМ – 12, снижают температуру газа до заданного номинального значения $T_{\text{н}}=900$ °С и при этом увеличивается доля пара в ПГС. В камерах ГСГ протекают некаталитические реакции: основная реакция – РОХ ПГ с кислородом $\text{CH}_4+0,5\text{O}_2=\text{CO}+2\text{H}_2$, побочные реакции – паровые конверсии метана $\text{CH}_4+\text{H}_2\text{O}=\text{CO}+3\text{H}_2$ и монооксида углерода $\text{CO}+\text{H}_2\text{O}=\text{CO}_2+\text{H}_2$, в результате чего в составе выходной ПГС увеличивается мольное отношение $\text{H}_2/\text{CO}>1,9$.

ПГС с выхода ГСГ направляют в блок циклонов (не указан на рис. 1) для очистки от сажи и очищенную горячую ПГС подают в теплообменник – 10. Поток химочищенной воды в диапазоне 10–20 мас. % от номинального массового расхода ПГ подают от насоса – 11 через РХМ – 13 на второй вход в теплообменник – 10 (вода 2), где происходит теплообмен, и из второго выхода – 10 подают водяной пар с температурой 450 °С в смеситель – 4.

С выхода – 3 ПГС с расчетной температурой порядка 750 °С поступает в котел-утилизатор – 16, на второй вход которого подают химочищенную воду от насоса – 11 через РХМ – 14 (вода 3). На выходе – 16 образуется охлажденная ПГС с регулируемой температурой 350 °С и водяной пар, используемый для технологических нужд установки, в том числе для возможности нагрева ПГС перед ее подачей в комплекс синтеза метанола. При достаточной производительности установки водяной пар может применяться в паровой турбине для выработки электроэнергии.

ПГС с выхода котла-утилизатора – 16 подают в блок коррекции отношения H_2/CO , состоящий из ветвителя с двумя магистралями (трубопроводами) и смесителя – 19. Первая газовая магистраль ветвителя содержит управляемый высокотемпературный дроссель – 17 и последовательно соединенный с ним реактор – 18 с высокотемпературным катализатором паровой конверсии монооксида углерода, а выход – 18 соединен со смесителем – 19. Вторая, байпасная, газовая магистраль ветвителя соединена со смесителем – 19 напрямую. В результате экзотермической каталитической реакции паровой конверсии монооксида углерода $\text{CO}+\text{H}_2\text{O}=\text{H}_2+\text{CO}_2$ содержание водорода в синтез-газе на выходе – 18 увеличивается. Потоки газа, проходящие через обе магистрали ветвителя, рассчитывают из условия получения в номинальном режиме парциального окисления соотношения H_2/CO на выходе смесителя – 19 [12]. Оптимальное отношение H_2/CO зависит от типа окислителя и при использовании кислорода составляет 2,1–2,3. Отношение H_2/CO автоматически контролируется следящей системой, в состав которой входят дроссель, газоанализатор и персональный компьютер (не указаны на рис. 1). Система позволяет стабилизировать H_2/CO в заданном диапазоне вне зависимости от концентрации других компонентов в составе ПГС.

После смесителя – 19 газ поступает в теплообменник-холодильник – 20, в котором его охлаждают до температуры 30 °С потоком химочищенной воды, подаваемым через РХМ – 15 от насоса – 11. Далее газожидкостную смесь подают из 20 в сепаратор – 21 для отделения сконденсированного пара, который используется в оборотном водоснабжении установки. С выхода сепаратора – 21 парогазовую смесь подают в блок коррекции диоксида углерода, который содержит ветвитель с двумя магистралями и смеситель – 24 [12]. Одна газовая магистраль связана со смесителем – 24 напрямую, а вторая газовая магистраль содержит последовательно включенные управляемый дроссель – 22 и адсорбер диоксида углерода – 23, выход которого соединяется со вторым входом смесителя – 24.

Адсорбер диоксида углерода состоит из параллельно соединенных адсорберов-поглотителей, загруженных цеолитом СаА. Каждый из адсорберов-поглотителей работает последовательно в одном из трех периодически переключаемых режимов: режим адсорбции CO_2 из синтез-газа при температуре 20–40 °С, режим регенерации адсорбента от CO_2 потоком осушенного воздуха при температуре 170–250 °С, режим охлаждения после регенерации до температуры 20–40 °С. Количество адсорберов-поглотителей зависит от объема утилизируемого CO_2 , а их массогабаритные характеристики зависят от плотности адсорбента и допустимой линейной

скорости адсорбции. При указанной температуре адсорбционная емкость CO_2 на цеолите СаА составляет 0,2 г/г [12].

Расходы газовых потоков в магистралях второго ветвления регулируют изменением проходного сечения управляемого дросселя – 22. Это позволяет уменьшать мольный состав диоксида углерода в газе на выходе смесителя – 24 и тем самым регулировать значение модуля в рекомендованном диапазоне $M=2,0\text{--}2,3$ [1–3, 10, 12]. Контроль состава газа и выработку управляющих воздействий для корректировки балансового состава ПГС, идущей на синтез метанола, осуществляют по данным анализа сухого охлажденного газа после смесителя – 24 с помощью газоанализатора (не указан на рис. 1), входящего в состав следящей системы контроля и управления установки [12]. Из смесителя – 24 газ подают в теплообменник – 25 для нагрева ПГС до требуемой температуры, после чего газ подают в регулятор давления – 26 для стабилизации рабочего давления в комплексе синтез-газа и подачи скорректированного газа в комплекс синтеза метанола на уровне 5,0–5,5 МПа.

На рис. 2 представлена упрощенная блок-схема комплекса синтеза метанола, где: 1–3 – изотермические реакторы, 4–10 – теплообменники, 11–13 – сепараторы, 14 – накопительная емкость метанола-сырца.

Газ с выхода комплекса синтез-газа подают в первый реактор – 1 комплекса синтеза метанола с требуемой температурой, зависящей от типа катализатора. Для поддержания изотермичности слоя катализатора осуществляют циркуляцию хладагента через размещенные в реакторе тепловые трубы (система циркуляции не показана).

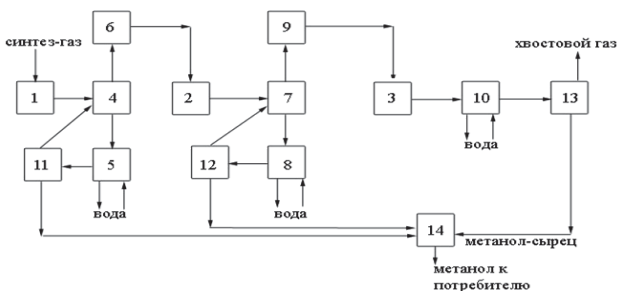


Рис. 2. Блок-схема комплекса синтеза метанола
Fig. 2. Block diagram of the methanol synthesis complex

Охлаждение ПГС с выхода реактора – 1, содержащей пары метанола и воду, оксиды углерода, водород и азот, происходит в теплообменниках – 4, 5. Сначала ПГС охлаждают в теплообменнике – 4 до 150 °С сухим газом, поступающим из сепаратора – 11. С выхода – 4 ПГС поступает в теплообмен-

ник-холодильник – 5, где охлаждается оборотной водой до 20 °С, после чего ПГС подают в сепаратор – 11. В 11 из газожидкостной смеси отделяют сжиженный метанол и водяной конденсат, и их направляют в сборник метанола-сырца – 14. Сухая смесь из 11 поступает в теплообменник – 4 и далее в теплообменник – 6, где ее нагревают до требуемой температуры и подают во второй реактор – 2. Аналогичным образом в теплообменниках – 7, 8 охлаждают ПГС с выхода реактора – 2. Охлажденную газожидкостную смесь из 8 подают в сепаратор – 12, где отделяют метанол-сырец и затем его направляют в сборник метанола – 14. Отходящую из 12 газовую сухую смесь нагревают в теплообменниках – 7, 9 до требуемой температуры, после чего подают в третий реактор – 3. ПГС с выхода реактора – 3 подают в теплообменник-холодильник – 10, в котором она охлаждается оборотной водой до 20 °С, после чего газожидкостную смесь с выхода – 10 подают в сепаратор – 13, в котором отделяют сжиженный метанол-сырец и его отправляют в сборник метанола – 14. Потоки хвостовых газов, отходящих из 13, 14 и содержащих преимущественно водород и оксиды углерода, а также азот и пары метанола-сырца, подают в систему очистки, дожигают и сбрасывают газ в атмосферу.

Моделирование технологического процесса

Для проведения расчетов установки разработан интегрированный программный комплекс Complex SG calculations с применением удобного интерфейса, включающий отечественные программы для ЭВМ: программу моделирования термодинамики TermoCom, программу «Газогенератор синтез-газа» и «Программное обеспечение для расчета длины испарительной камеры газогенератора синтез-газа» [13]. В результате итерационных расчетов идентифицируют: равновесные объемно-массовые составы и температуры газов в камерах ГСГ, после чего рассчитывают геометрические характеристики элементов ГСГ; мощность и производительность компрессоров и насосов; объемно-массовые характеристики катализаторов и габариты реакторов установки; рассчитывают и выбирают расходомеры-регуляторы – основные элементы системы управления. В итоге определяют необходимые расходы компонентов для требуемой производительности установки и массогабаритные характеристики основных аппаратов.

В дальнейшем будем рассматривать только моделирование процесса получения метанола. Начальный этап – численное моделирование РОХ ПГ кислородом. В источниках приведено большое количество теоретических и экспериментальных исследований, посвященных описанию разветвленно-

цепных реакций РОХ [4, 14–19]. Упрощенно прием, что при температурах выше 1200 °С длительность окислительных реакций гомогенной смеси ПГ не превышает миллисекунды, а длительность процесса образования сажи превышает 10 мс, что позволяет ограничиваться термодинамическим расчетом состава продуктов сгорания ПГ [9, 14, 15].

При расчетах применялась программа TermoCom [13] со следующими данными: состав ПГ (об. %) ($\text{CH}_4 - 97,57$, $\text{C}_2\text{H}_6 - 1$, $\text{C}_3\text{H}_8 - 0,37$, $\text{C}_4\text{H}_{10} - 0,15$, $\text{N}_2 - 0,84$, $\text{CO}_2 - 0,07$), степень увлажнения ПГ – 15 %, начальные температуры компонентов: кислород – 170 °С, ПГС – 450 °С, давление в КС – 6,0 МПа, номинальная температура газа на выходе ИК – 900 °С. Основным параметром режима РОХ является коэффициент избытка окислителя $\alpha = m_o / (m_c K_{m0})$, где m_c – массовый расход сырья (ПГ), m_o – массовый расход окислителя (воздух), K_{m0} – массовый стехиометрический коэффициент соотношения компонентов, определяемый по табличным данным (для пары кислород–метан $K_{m0} = 4,0$). На рис. 3, 4 приведены фрагменты расчетов.

Результаты численного моделирования, экспериментальных исследований и анализ, проведенный из указанных источников, позволили сформулировать рекомендации рациональных режимов РОХ ПГ кислородом в ГСГ [9, 14–20]:

- целесообразно проводить РОХ при $\alpha = 0,34 - 0,36$, поскольку низкие значения α приводят к сажеобразованию, а более высокие значения приводят к уменьшению концентрации водорода;
- необходимо увлажнять ПГ в диапазоне 10–20 % массового расхода химочищенной паровой воды по отношению к массовому расходу ПГ, что позволяет избежать сажеобразования, а также приводит к незначительному, на 3–5 %, увеличению отношения H_2/CO за счет побочной реакции паровой конверсии метана в КС;
- давление в КС целесообразно выбирать в диапазоне 6,0–7,0 МПа, чтобы процесс синтеза метанола проходил с давлением более 4,5 МПа;
- нагрев компонентов облегчает условия зажигания РОХ, способствует устойчивому горению и увеличению скорости кинетических реакций, поэтому начальную температуру компонентов выбирают из условий отсутствия самовозгорания смесей (кислород – до 200 °С, ПГ – до 550 °С) и без конденсации паров воды, которая зависит от парциального давления в ПГС, т. е. температура ПГС более 250 °С при давлении 6,0 МПа;
- увеличение отношения $m_v/m_{\text{КС}}$ массовых расходов впрыска воды в ИК к выходу газа КС пропорционально снижает температуру газа на выходе ИК, а в составе ПГС увеличивается содержание водяного пара и уменьшаются концентрации H_2 и CO , также наблюдается более вы-

сое отношение $\text{H}_2/\text{CO} > 1,9$ за счет некаталитического процесса паровой конверсии газа;

- для предотвращения сажеобразования рекомендуем снижать содержание гомологов метана в составе ПГ и использовать новые жаростойкие композитные сплавы с температурами до 1350 °С для уменьшения градиента температуры между ядром потока газа и внутренней стенкой камер, в том числе для оптимального охлаждения ГСГ.

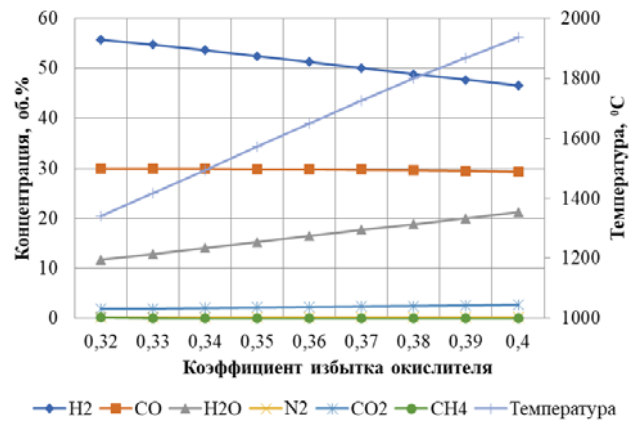


Рис. 3. Зависимость состава газа в камере сгорания и температуры от α

Fig. 3. Dependence of the gas composition in the combustion chamber and temperature on α

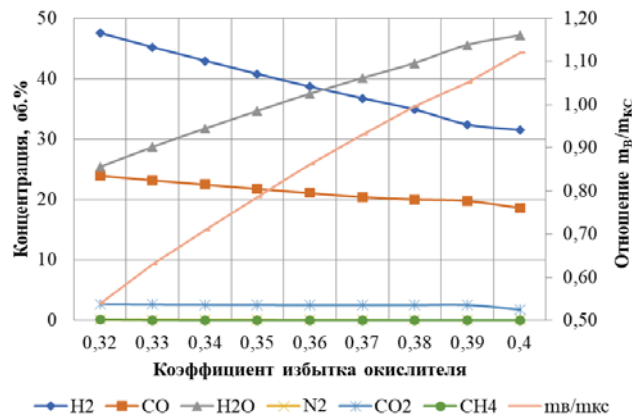
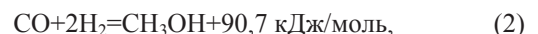
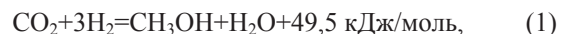


Рис. 4. Зависимость состава газа в испарительной камере и температуры от α

Fig. 4. Dependence of the gas composition in the evaporation chamber and temperature on α

Следующим этапом расчета является численное моделирование процесса синтеза метанола на основе макроскопических реакций [1–5, 8, 10]:



Все указанные экзотермические реакции являются обратимыми. Они зависят от многих взаимосвязанных факторов [1–5, 10]: температуры в слоях катализатора, активности катализатора, равновесного выхода метанола, степени превращения оксидов углерода в метанол, парциального давления компонентов газа, стехиометрического соотношения компонентов (модуля или факториала) синтез-газа $M=(H_2-CO_2)/(CO+CO_2)$, отношений мольных компонентов H_2/CO и CO/CO_2 , содержания двуокси углерода и водяного пара в газе, инертных компонентов. Инертные компоненты – азот и остаточный метан – не оказывают прямого влияния на равновесие реакций образования метанола. На скорость синтеза метанола определяющее влияние оказывает концентрация воды в реакционной зоне. Она должна быть минимальной, поскольку пар сильно тормозит реакцию (1), причем интенсивность торможения зависит от концентрации CO_2 и не зависит от концентрации водорода. Оптимальная концентрация CO_2 в газе при использовании медьсодержащих катализаторов должна находиться в диапазоне 0,3–5 об. %. Избыточная концентрация CO_2 в реакционной зоне уменьшает скорость протекания реакции (1), что способствует увеличению содержания водяного пара в продуктах синтеза, поэтому для увеличения эффективности синтеза метанола рекомендуют увеличивать отношение $CO/CO_2 > 3$. Рекомендуют применять промышленные катализаторы для повышения производительности синтеза метанола – Katalco-51-9 Johnson Matthey (ICI), Великобритания, МК-121 Haldor Topsøe, Дания, и ряд современных катализаторов MegaMax компании Clariant International, Швейцария [1, 3, 11].

Для малотоннажных установок целесообразно применять проточную каскадную схему реакторов синтеза метанола без рецикла синтез-газа с конденсацией метанола-сырца после каждого реактора [8, 10, 21]. Такое техническое решение позволяет существенно удешевить и упростить установку, снять термодинамическое ограничение, связанное с приближением концентрации метанола к равновесному пределу, повысить скорость синтеза. Вследствие экзотермичности реакций (1)–(3) одной из основных проблем конструирования реакторов синтеза метанола является надежный контроль температуры и эффективный отвод тепла от катализаторов. В работах приведены результаты исследований различных типов реакторов, где рекомендовано применять трубчатые изотермические реакторы, обеспечивающие высокий теплоотвод [3, 10, 21].

Разработаны алгоритмы программного управления показателями синтез-газа для оптимального синтеза метанола: алгоритм управления системой регулирования отношения компонентов H_2/CO и

алгоритм управления системой регулирования стехиометрического отношения компонентов газовой смеси (модуля) [12]. В табл. 1 приведены результаты расчетов РОХ природного газа кислородом без и с коррекцией состава газа [20], откуда следует: скорректированный состав газа обеспечивает оптимальные показатели $M=2,04$ и $H_2/CO=2,3$ и еще более высокое отношение $CO/CO_2 > 11,6$.

Таблица 1. Показатели газовой смеси на выходе комплекса синтез-газа

Table 1. Indicators of the gas mixture at the outlet of the syngas complex

Варианты/Variants	Показатели/Indicators		
	CO/CO ₂	H ₂ /CO	M
ПГ с кислородом без коррекции NG with oxygen without correction	8,7	1,91	1,61
ПГ с кислородом с коррекцией NG with oxygen with correction	11,6	2,3	2,04

NG – natural gas.

С применением программного комплекса [13] проведено численное моделирование объемно-массовых расходов газожидкостных смесей, протекающих в аппаратах установки при условии следующих исходных данных: на вход в ГСГ подавали ПГ с указанным составом и объемным расходом 1000 м³/ч, квазиоптимальный коэффициент $\alpha=0,35$, объемный расход кислорода – 693 м³/ч, температура ПГС на выходе ИК – 900 °С; в реакторах каскада применяли бывший катализатор С79-7GL фирмы «Zud-Chemie», Германия, со следующими данными: в первом реакторе каскада входная температура газа – 215 °С, объемная скорость – 8000 ч⁻¹, во втором реакторе – 220 °С и 5000 ч⁻¹, в третьем реакторе – 230 °С и 3000 ч⁻¹, давление газа в реакторах – 5,0 МПа. В табл. 2, 3 приведены итоговые данные балансов трехреакторного каскада комплекса синтеза метанола.

Для расчета степени превращения углерода из оксидов углерода в метанол в проточном каскаде применяем разработанную формулу:

$$\eta_k = K_{Me}^c \cdot m_{Me} / (K_{CO}^c \cdot m_{CO} + K_{CO_2}^c \cdot m_{CO_2}), \quad (4)$$

где η_k – степень превращения углерода в процессе каталитического синтеза в реакторном каскаде, k – нижний индекс, обозначающий количество реакторов в каскаде; m_{Me} – общий массовый расход выделенного конденсированного метанола из реакторов каскада, находящегося в сборнике-комплексе; m_{CO} , m_{CO_2} – массовые расходы монооксида и диоксида углерода, входящие в состав газовой смеси в первый реактор каскада; $K_{Me}^c=0,375$, $K_{CO}^c=0,429$, $K_{CO_2}^c=0,273$ – коэффициенты молярных масс углерода в метаноле и в оксидах углерода.

Таблица 2. Материальный баланс аппаратов комплекса синтеза метанола без коррекции состава синтез-газа
Table 2. Material balance of the methanol synthesis complex devices without correction of the syngas composition

Наименования Names	T, °C	Объемно-массовые расходы газожидкостной смеси Volume and mass flow rates of a gas-liquid mixture											
		CO		CO ₂		H ₂		H ₂ O		N ₂		MeOH	
		кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %
Газ в реактор 1 Gas to reactor 1	215	1134,1	32,9	204,3	3,8	155,8	62,8	4,0	0,2	10,5	0,3	0	0
В сборник из 11 To a collector from 11	20	2,0	0,3	21,9	1,9	0,1	0,2	31,3	6,6	0,1	0,0	770,4	91,0
Газ в реактор 2 Gas to reactor 2	220	497,0	36,9	115,7	5,4	55,0	56,7	0,0	0,0	10,4	0,8	4,7	0,0
В сборник из 12 To a collector from 12	20	0,9	0,4	12,5	3,4	0,0	0,2	7,8	4,2	0,1	0,0	274,4	91,8
Газ в реактор 3 Gas to reactor 2	230	245,0	44,1	81,3	8,7	16,3	45,0	0,0	0,0	10,3	1,7	2,1	0,0
В сборник из 13 To a collector from 13	20	0,4	0,4	7,1	4,5	0,0	0,1	3,6	5,6	0,1	0,1	102,8	89,3
Хвостовой газ Tail gas	20	186,6	55,6	68,3	13,0	6,7	27,6	0,0	0,0	10,3	3,1	1,3	0,3

Таблица 3. Материальный баланс аппаратов комплекса синтеза метанола с коррекцией состава синтез-газа
Table 3. Material balance of the methanol synthesis complex devices with the correction of the syngas composition

Наименования Names	T, °C	Объемно-массовые расходы газожидкостной смеси Volume and mass flow rates of a gas-liquid mixture											
		CO		CO ₂		H ₂		H ₂ O		N ₂		MeOH	
		кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %	кг/ч/kg/h	об. %/vol. %
Газ в реактор 1 Gas to reactor 1	215	998,1	29,3	135,1	2,5	165,5	67,6	4,1	0,2	10,5	0,3	0	0
В сборник из 11 To a collector from 11	20	1,6	0,2	12,1	1,1	0,2	0,3	35,5	5,9	0,1	0,0	854,8	92,5
Газ в реактор 2 Gas to reactor 2	220	294,9	27,1	46,4	2,7	53,8	68,8	0,0	0,0	10,4	1,0	3,6	0,3
В сборник из 12 To a collector from 12	20	0,4	0,1	5,3	2,3	0,1	0,4	6,6	2,6	0,1	0,1	254,1	92,0
Газ в реактор 3 Gas to reactor 2	230	84,5	20,6	25,1	3,9	21,4	72,4	0,0	0,0	10,2	2,5	1,4	0,3
В сборник из 13 To a collector from 13	20	0,1	0,1	1,9	1,7	0,0	0,3	3,0	6,6	0,1	0,1	73,0	91,1
Хвостовой газ Tail gas	20	26,0	12,2	16,0	4,8	11,9	77,5	0,0	0,0	10,2	4,8	0,7	0,3

Удельную производительность каскада \bar{P}_k определяем как отношение массового расхода метанола-сырца в сборнике (емкости) комплекса в кг/ч на 1000 м³/ч входящего ПГ в ГСГ. Также из табл. 2, 3 рассчитываем массовые расходы конденсированного метанола-сырца на выходе каждого i -го реактора каскада (без хвостовых газов) по формуле

$$P(i) = m_{Me}(i) + m_{H_2O}(i), \quad (5)$$

где $i = \overline{1,3}$ – последовательная нумерация реакторов каскада.

В табл. 4, 5 приведены показатели установки, которые рассчитывали по формулам (4), (5) с использованием данных из табл. 2, 3.

Из табл. 2–5 следует, что в проточном каскаде показатели газа ухудшаются последовательно после каждого реактора, но показатели скорректированного газа значительно лучше по сравнению с показателями газа без коррекции его состава.

Таблица 4. Показатели установки без коррекции состава газовой смеси

Table 4. Installation parameters without correction of the composition of the gas mixture

Показатели Indicators	Прямоточный каскад Direct-flow cascade		
	один реактор one reactor	два реактора two reactors	три реактора three reactors
Степень превращения углерода из оксидов углерода в метанол Degree of conversion of carbon from carbon oxides to methanol	0,53	0,72	0,79
Производительность метанола-сырца кг/ч на 1000 м ³ /ч ПГ Raw methanol capacity kg/h per 1000 m ³ /h of NG	801	1084	1190

Таблица 5. Показатели установки с коррекцией состава газовой смеси

Table 5. Installation parameters with correction of the composition of the gas mixture

Показатели Indicators	Прямоточный каскад Direct-flow cascade		
	один реактор one reactor	два реактора two reactors	три реактора three reactors
Степень превращения углерода из оксидов углерода в метанол Degree of conversion of carbon from carbon oxides to methanol	0,69	0,89	0,95
Производительность метанола-сырца кг/ч на 1000 м ³ /ч ПГ Raw methanol capacity kg/h per 1000 m ³ /h of NG	890	1151	1227

Например, из табл. 2 видно, что после первого реактора модуль уменьшается до $M=1,2$ и падает отношение $H_2/CO \approx 1,5$, а в хвостовом газе уже практически отсутствует водород, но зато много переработанных оксидов углерода. Напротив, из данных табл. 3 вытекает, что интегрированный показатель повышается последовательно в реакторах каскада: $M=2,04$ – перед первым реактором, $M=2,21$ – перед вторым реактором и $M=2,79$ – перед третьим реактором, а водорода хватает для реакций синтеза метанола. Отметим, что перед синтезом метанола в комплексе синтез-газа частично удаляют CO_2 из газовой смеси, а из сравнительных данных табл. 2, 3 видно, что в процессе коррекции состава газовой смеси удалили углекислый газ с массовым расходом 280 кг/ч.

Анализ полученных результатов подтверждает целесообразность синтеза метанола с применением скорректированного состава газовой смеси. Это позволяет значительно увеличить степень перера-

ботки сырья, и в трехреакторном каскаде степень превращения достигает $\eta_3=0,95$. Кроме того, отношение массовых расходов оксидов углерода между хвостовым газом и входящим газом в первый реактор каскада падает до 3,7 %, из-за этого резко сокращаются выбросы парниковых газов в атмосферу. Максимальная удельная производительность метанола в прямоточном трехреакторном каскаде с применением скорректированной газовой смеси составляет $\bar{P}_3 \approx 1230$ кг/ч метанола-сырца на 1000 м³/ч природного газа, что примерно на 40–50 % больше по сравнению с удельной производительностью установки, работающей на газовой смеси, забалластированной азотом [8].

При использовании современных катализаторов можно применять прямоточный двухреакторный каскад с показателями $\bar{P}_2 \approx 1250$ кг/ч и $\eta_2 > 0,95$ (в [21] показано, что в двухреакторном прямоточном каскаде с отечественным медьсодержащим катализатором при отношении $CO/CO_2 > 10$ можно достигать $\eta_2 \approx 0,90 \div 0,95$). В качестве примера новый промышленный катализатор MegaMax-900 в сравнении с катализатором C79-7GL имеет: на 15–20 % больший выход метанола, на 20–30 % более высокую активность, более пологую температурную характеристику в диапазоне 230–270 °С, высокую объемную скорость до 22000 ч⁻¹, более высокую селективность и низкие побочные продукты [11].

Заключение

Разработана новая технология малотоннажной установки производства метанола, в состав которой входят комплексы синтез-газа и синтеза метанола. В комплексе синтез-газа осуществляют некаталитическое ПОХ ПГ кислородом с последующей коррекцией состава газовой смеси, а частично удаленный углекислый газ может перерабатываться в полезные продукты (сухой лед, карбоаммонийная соль, удобрения и др.). В состав комплекса синтеза метанола входит прямоточный многореакторный каскад без рецикла газа с конденсацией метанола-сырца после каждого реактора. Основным аппаратом установки является отечественный газогенератор синтез-газа, обеспечивающий: малые массогабаритные характеристики при производительности до 5000 м³/ч синтез-газа, безопасность и ремонтпригодность в эксплуатации, автоматизированный технологический процесс с быстрым включением и отключением не более 10 с. При наличии развитой инфраструктуры малотоннажную установку можно включать в состав химического кластера.

В результате экспериментальных исследований, численного моделирования парциального окисления природного газа кислородом и макроскопических реакций синтеза метанола с последующей обработкой данных на основе формул (4), (5) следует:

установлена возможность почти полной переработки сырья в метанол при применении прямоточного не более трехреакторного каскада; при использовании оптимального состава газовой смеси степень превращения углерода из оксидов углерода в метанол в трехреакторном каскаде с катализатором

C79-7GL составляет $\eta_3=95\%$, а удельная производительность установки $\bar{P}_3 \approx 1230$ кг/ч метанола-сырца на $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ природного газа; допустимая максимальная мощность установки составляет до 20 000 т метанола в год.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Methanol. The basic chemical and energy feedstock of the future / M. Bertau, H. Offermanns, L. Plass, F. Schmidt, H.-J. Wernicke. – Berlin; Heidelberg: Springer-Verlag, 2014. – 661 p. DOI: 10.7868/S0028242118020077
2. Технология переработки углеводородных газов / В.С. Арутюнов, И.А. Голубева, О.Л. Елисеев, Ф.Г. Жагфаров. – М.: Юрайт, 2020. – 723 с.
3. Кемалов Р.А., Кемалов А.Ф. Технологии получения и применения метанола. – Казань: Казан. ун-т, 2016. – 167 с.
4. Non-catalytic partial oxidation of hydrocarbon gases to syngas and hydrogen: a systematic review / I.A. Makaryan, E.A. Salgansky, V.S. Arutyunov, I.V. Sedov // *Energies*. – 2023. – Vol. 16. – № 2916. DOI: <https://doi.org/10.3390/en16062916>
5. Autothermal reforming technology for modern large-scale methanol plants / P.J. Dahl, T.S. Christensen, S. Winter-Madsen, S.M. King. – Paris. Nitrogen+Syngas, 2014. – 12 p.
6. Prodan V.D., Klyushenkova M.I., Borodacheva E.I. Low-tonnage methanol production, Russia // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2013. – Vol. 49 (7–8). – P. 443–446. DOI: 10.1007/s10556-013-9771-z
7. New concept for small-scale GTL / V.S. Arutyunov, A.V. Nikitin, L.N. Strekova et al. // *Chemical Engineering Journal*. – 2015. – Vol. 282. – P. 206–212. DOI: 10.1016/j.cej.2015.02.082
8. Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М., Ефремов В.Н. Малотоннажная установка метанола в промышленных условиях // *Нефтегазовое дело*. – 2024. – № 1. – С. 195–237. DOI: <https://dx.doi.org/10.17122/ogbus-2024-1-195-237>.
9. Малотоннажные установки получения водорода с некаталитическим газогенератором парциального окисления природного газа / Ю.В. Загашвили, В.Н. Ефремов, А.М. Кузьмин, Е.З. Голосман // *Получение, хранение и применение водорода. Новые идеи и перспективные разработки*. – М.: РАН, 2023. – С. 43–62.
10. Розовский А.Я., Лин Г.И. Теоретические основы процесса синтеза метанола. – М.: Химия, 1990. – 272 с.
11. Синтез метанола – повышение эффективности установки и производительности в течение всего срока службы. URL: <https://www.clariant.com/en/Business-Units/Catalysts/Syngas-Catalysts/Methanol> (дата обращения 20.02.2024).
12. Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М. Управление составом синтез-газа для малотоннажного производства метанола // *Технологии нефти и газа*. – 2018. – № 3. – С. 54–59.
13. Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ №2023616495 РФ. Complex SG calculations / А.М.Кузьмин, А.А. Баранкевич, Ю.В. Загашвили и др. 2023610566, заявлено 11.01.2023, опублик. 28.03.2023.
14. Арутюнов В.С. Окислительная конверсия природного газа. – М.: Красанд, 2011. – 590 с.
15. Soot formation in the methane partial oxidation process under conditions of partial saturation with water vapor / D.S. Lugvishchuk, P.I. Kulchakovsky, E.B. Mitberg, V.Z. Mordkovich // *Petroleum Chemistry*. – 2018. – Vol. 58. – № 5. – P. 427–433. DOI: 10.1134/S0965544118050109
16. Numerical simulation of natural gas non-catalytic partial oxidation reformer / Y. Xu, Z. Dai, C. Li et al. // *Int. J. Hydrogen Energy*. – 2014. – Vol. 39. – № 6. – P. 9149–9157. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2014.03.204
17. Influence of temperature and pressure on the non-catalytic partial oxidation of natural gas / P. Brüggemann, P. Seifert, B. Meyer, M. Müller-Hagedorn // *Chemical Product and Process Modeling*. – 2010. – Vol. 5. – Iss. 1. – Article 1. – P. 1–24. DOI: 10.2202/1934-2659.1444
18. Ghoneim S.A., El-Salamony R.A., El-Temtamy S.A. Review on innovative catalytic reforming of natural gas to syngas // *World Journal of Engineering and Technology*. – 2016. – № 4. – P. 116–139. DOI: 10.4236/wjet.2016.41011
19. Simulation of non-catalytic partial oxidation and scale-up of natural gas reformer / W. Guo, Y. Wu, L. Dong, C. Chen, F. Wang // *Fuel Processing Technology*. – 2012. – Vol. 1. – № 6. – P. 45–50. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2012.01.019>
20. Загашвили Ю.В., Кузьмин А.М. Влияние состава водородсодержащего газа на выход метанола // *Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов*. – 2021. – Т. 331. – № 10. – С. 187–195. DOI: 10.18799/24131830/2020/10/2871
21. Синтез метанола в системе проточных реакторов / А.В. Черепнова, А.А. Лендер, А.Г. Краснянская, Н.А. Бондарева // *Катализ и нефтехимия*. – 2000. – № 5–6. – С. 69–74.

Информация об авторах

Юрий Владимирович Загашвили, доктор технических наук, профессор, научный руководитель ООО «ВТР», Россия, 194358, г. Санкт-Петербург, ул. Заречная, 17/1. u.zagashvili@yandex.ru; <https://orcid.org/0000-0001-0303-8309>

Алексей Михайлович Кузьмин, кандидат технических наук, доцент, заместитель проректора по образовательной деятельности, Национальный исследовательский Томский политехнический университет, Россия, 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30; генеральный директор ООО «ВТР», Россия, 194358, г. Санкт-Петербург, ул. Заречная, 17/1. kuzmin.lex@gmail.com; <https://orcid.org/0000-0002-0153-5683>

Василий Николаевич Ефремов, кандидат технических наук, доцент, главный технолог ООО «ВТР», Россия, 194358, г. Санкт-Петербург, ул. Заречная, 17/1. vne45@yandex.ru

Поступила в редакцию: 07.05.2024

Поступила после рецензирования: 08.07.2024

Принята к публикации: 10.02.2025

REFERENCES

1. Bertau M., Offermanns H., Plass L., Schmidt F., Wernicke H.-J. *Methanol. The Basic Chemical and Energy Feedstock of the Future*. Berlin, Heidelberg, Springer-Verlag, 2014. 661 p. DOI: 10.7868/S0028242118020077
2. Arutyunov V.S., Golubeva I.A., Eliseev O.L., Zhagfarov F.G. *Hydrocarbon Gas Processing Technology*. Moscow, Yurait Publ., 2020. 723 p. (In Russ.)
3. Kemalov R.A., Kemalov A.F. *Technologies for the production and use of methanol*. Kazan, Kazan University Publ., 2016. 167 p. (In Russ.)
4. Makaryan I.A., Salgansky E.A., Arutyunov V.S., Sedov I.V. Non-catalytic partial oxidation of hydrocarbon gases to syngas and hydrogen: a systematic review. *Energies*, 2023, vol. 16, no. 2916. DOI: <https://doi.org/10.3390/en16062916>
5. Dahl P.J., Christensen T.S., Winter-Madsen S., KingProven S.M. *Autothermal reforming technology for modern large-scale methanol plants*. Paris, Nitrogen+Syngas, 2014. 12 p.
6. Prodan V.D., Klyushenkova M.I., Borodacheva E.I. Low-tonnage methanol production, Russia. *Chemical and Petroleum Engineering*, 2013, vol. 49 (7–8), pp. 443–446. DOI: 10.1007/s10556-013-9771-z.
7. Arutyunov V.S., Nikitin A.V., Strekova L.N. New concept for small-scale GTL. *Chemical Engineering Journal*, 2015, vol. 282, pp. 206–212. DOI: 10.1016/j.cej.2015.02.082.
8. Zagashvili Yu.V., Kuzmin A.M., Efremov V.N. Low-tonnage methanol production plant in field conditions. *Elektronnyi nauchnyi zhurnal Neftegazovoe delo*, 2024, no. 1, pp. 195–237. (In Russ.) DOI: <https://dx.doi.org/10.17122/ogbus-2024-1-195-237>.
9. Zagashvili Yu.V., Efremov V.N., Kuzmin A.M., Golosman E.Z. Low-tonnage hydrogen production plants with a non-catalytic gas generator for partial oxidation of natural gas. *Production, storage and use of hydrogen. New ideas and promising developments*. Moscow, RAN, 2023. pp. 43–62. (In Russ.)
10. Rozovskii A.Ya., Lin G.I. *Theoretical foundations of the methanol synthesis process*. Moscow, Khimiya Publ., 1990. 272 p. (In Russ.)
11. Methanol synthesis – increasing plant efficiency and lifetime productivity. (In Russ.) Available at: <https://www.clariant.com/en/Business-Units/Catalysts/Syngas-Catalysts/Methanol> (accessed 8 December 2023).
12. Zagashvili Yu.V., Kuzmin A.M. Operations of syngas composition for small methanol production plants. *Science and Technology of Hydrocarbons*, 2018, no. 3, pp. 54–59. (In Russ.)
13. Kuzmin A.M., Barankevich A.A., Zagashvili Yu.V. *Complex SG calculations*. Computer Program RF, no. 2023610566, 2023. (In Russ.)
14. Arutyunov V.S. *Oxidative conversion of natural gas*. Moscow, Krasand Publ., 2011. 590 p. (In Russ.)
15. Lugvishchuk D.S., Kulchakovskiy P.I., Mitberg E.B., Mordkovich V.Z. Soot formation in the methane partial oxidation process under conditions of partial saturation with water vapor. *Petroleum Chemistry*, 2018, vol. 58, no. 5, pp. 427–433. DOI: 10.1134/S0965544118050109
16. Xu Y., Dai Z., Li C. Numerical simulation of natural gas non-catalytic partial oxidation reformer. *Int. J. Hydrogen Energy*, 2014, vol. 39, no. 6, pp. 9149–9157. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2014.03.204
17. Brüggemann P., Seifert P., Meyer B., Müller-Hagedorn M. Influence of temperature and pressure on the non-catalytic partial oxidation of natural gas. *Chemical Product and Process Modeling*, 2010, vol. 5, Iss. 1, Article 1, pp. 1–24. DOI: 10.2202/1934-2659.1444
18. Ghoneim S.A., El-Salamony R.A., El-Temtamy S.A. Review on innovative catalytic reforming of natural gas to syngas. *World Journal of Engineering and Technology*, 2016, no. 4, pp. 116–139. DOI: 10.4236/wjet.2016.41011
19. Guo W., Wu Y., Dong L., Chen C., Wang F. Simulation of non-catalytic partial oxidation and scale-up of natural gas reformer. *Fuel Processing Technology*, 2012, vol. 1, no. 6, pp. 45–50. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2012.01.019>
20. Zagashvili Yu.V., Kuzmin A.M. Influence of hydrogen containing gas composition on methanol yield. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University. Geo Assets Engineering*, 2020, vol. 331, no. 10, pp. 187–195. (In Russ.) DOI: 10.18799/24131830/2020/10/2871.
21. Cherepnova A.V., Lender A.A., Krasnyanskaya A.G., Bondareva N.A. Methanol synthesis in a system of flow reactors. *Catalysis and petrochemistry*, 2000, no. 5–6, pp. 69–74. (In Russ.)

Information about the authors

Yuriy V. Zagashvili, Dr. Sc., Professor, Scientific Supervisor, LLC «HTR», 17/1, Zarechnaya street, St Petersburg, 194358, Russian Federation. y.zagashvili@yandex.ru; <https://orcid.org/0000-0001-0303-8309>

Aleksey M. Kuzmin, Cand. Sc., Associate Professor, Deputy Vice-Rector for Educational Activities, National Research Tomsk Polytechnic University, 30, Lenin avenue, Tomsk, 634050, Russian Federation; Chief Executive Officer, LLC «HTR», 17/1, Zarechnaya street, St Petersburg, 194358, Russian Federation; kuzmin.lex@gmail.com; <https://orcid.org/0000-0002-0153-5683>

Vasilii N. Efremov, Cand. Sc., Associate Professor, Chief Technologist, LLC «HTR», 17/1, Zarechnaya street, St Petersburg, 194358, Russian Federation vne45@yandex.ru

Received: 07.05.2024

Revised: 08.07.2024

Accepted: 10.02.2025