

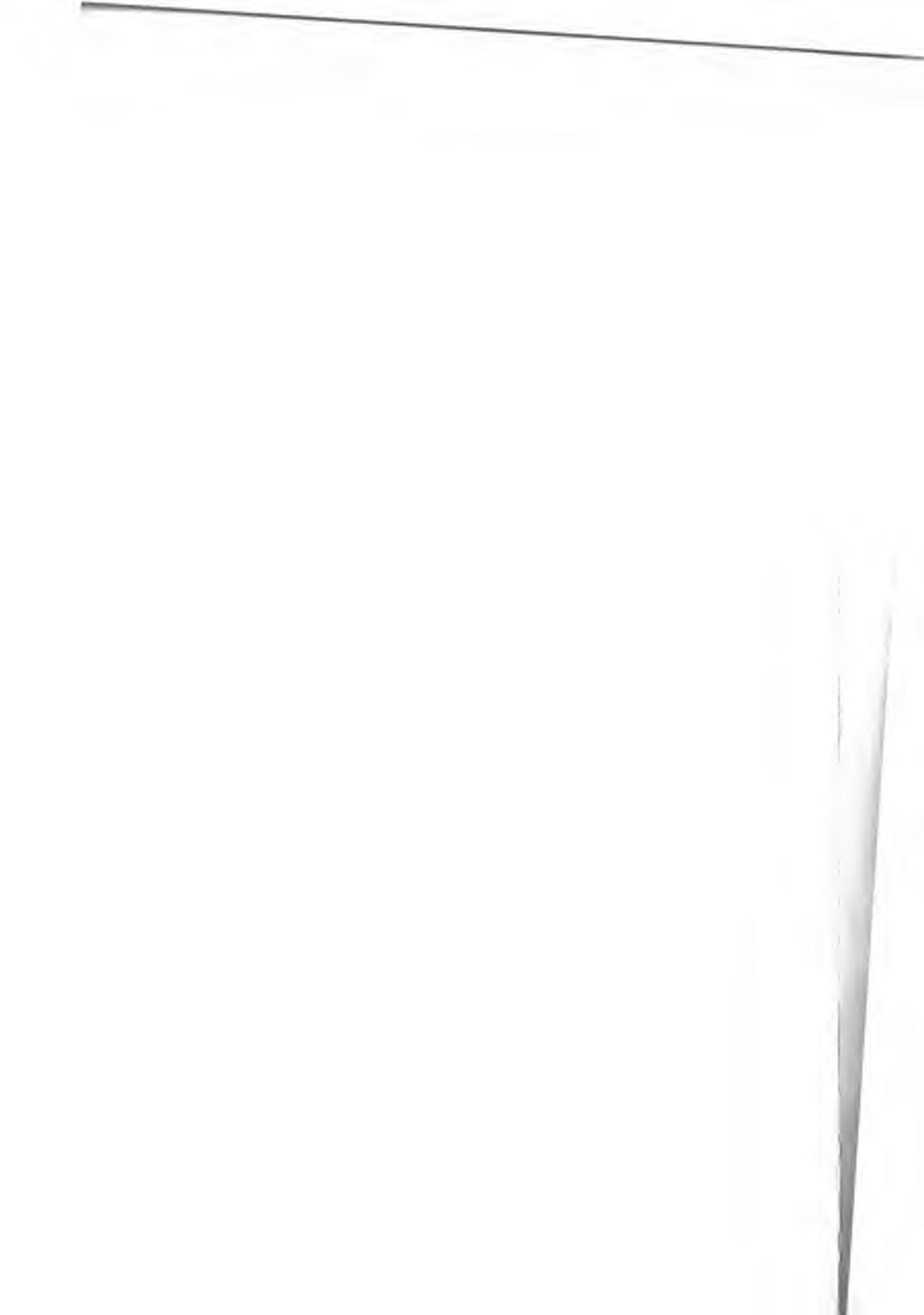
**ГАЗОХИМИЯ НА
СОВРЕМЕННОМ ЭТАПЕ
РАЗВИТИЯ**

**ТРУДЫ МОСКОВСКОГО
СЕМИНАРА ПО ГАЗОХИМИИ
2014-2015 г.г.**

**под редакцией
А. И. Владимирова
А. Л. Лapidуса**



Москва 2016



Министерство образования и науки Российской Федерации
РОССИЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ НЕФТИ И ГАЗА
(НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ)
ИМЕНИ И. М. ГУБКИНА

Труды Московского семинара
по газохимии 2014–2015 гг.
Выпуск 8

ПЕРСПЕКТИВНЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ РАЗВИТИЯ ГАЗОХИМИИ

Под редакцией проф. *А. И. Владимирова*
и чл.- корр. РАН *А. Л. Ланидуса*

Москва 2016

Перспективные направления развития газохимии:

Труды Московского семинара по газохимии 2014–2015 гг. / Под ред. А. И. Владимирова и А. Л. Лapidуса. – М.: Издательский центр РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина, 2016. – 173 с.

Настоящий сборник является восьмым выпуском, посвященным работе московского научного семинара по газохимии, по традиции отражающий итоги очередных двух лет работы 2014 и 2015 гг. и содержащий доклады ведущих ученых в области газохимии за этот период.

Научный семинар организован кафедрой газохимии РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина в 2000 году (руководитель – заведующий кафедрой газохимии чл.-корр. РАН А. Л. Лapidус).

Сборник рассчитан на научных и инженерно-технических работников предприятий нефтегазового комплекса и научно-исследовательских институтов, а также преподавателей, аспирантов и студентов нефтегазовых и химико-технологических вузов.

Ответственная за выпуск – профессор *И. А. Голубева*.

Содержание

Предисловие	4
<i>А.И. Владимиров, А.Л. Липидус, РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина</i>	
РОССИЙСКАЯ СТРАТЕГИЯ РАЗВИТИЯ СЕГМЕНТА СПГ	6
<i>И.В. Мецерин, Национальное объединение проектировщиков</i>	
ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОЙ ПЛОЩАДКИ ДЛЯ РАЗМЕЩЕНИЯ ЗАВОДА СПГ	30
<i>И.В. Мецерин, Национальное объединение проектировщиков</i>	
ЦЕНООБРАЗОВАНИЕ НА ГЛОБАЛЬНОМ РЫНКЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА	41
<i>Вячеслав Миценко, Argus Media Ltd.</i>	
ПЕРЕРАБОТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА В ВОСТОЧНОЙ СИБИРИ	69
<i>А.Ю. Климентьев, Министерство природных ресурсов и промышленной политики Забайкальского края</i>	
СОВРЕМЕННЫЕ РЕАКТОРЫ СИНТЕЗА ФИШЕРА-ТРОПША	72
<i>В.А. Махлин, НИФХИ имени Л.Я. Карпова</i>	
МИКРОКАНАЛЬНАЯ ТЕХНОЛОГИЯ СИНТЕЗА ФИШЕРА-ТРОПША И ЕЕ ПРИМЕНЕНИЕ В ПРОМЫШЛЕННОСТИ	92
<i>Майкл Прашни, Velocys, США, А.Ю. Крылова, А.П. Пименов, ООО «Энергия синтеза»</i>	
ПРОБЛЕМЫ И ПЕРСПЕКТИВЫ ПРОИЗВОДСТВА СЖИЖЕННОГО ПРИРОДНОГО ГАЗА В РОССИИ	99
<i>Е.Б. Федорова, РГУ нефти и газа имени И. М. Губкина</i>	
КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАЛОТОННАЖНЫХ УСТАНОВОК ФИШЕРА-ТРОПША	114
<i>С.А. Филиппенко, А.А. Григорчук, А.С. Митюгин, А.В. Кристалович, ЗАО «РЕНФОРС-НТ»</i>	
РЕАЛИЗАЦИЯ GTL-ТЕХНОЛОГИИ В РОССИИ	125
<i>А.П. Савостьянов, Южно-Российский государственный политехнический университет (НПИ) имени М.И. Платова, А.Л. Липидус, Институт органической химии имени Н.Д. Зелинского РАН</i>	
СИНТЕЗ ВЫСШИХ УГЛЕВОДОРОДОВ C₃₅₊ (ЦЕРЕЗИН) ИЗ СО И N₂ НА КОБАЛЬТОВОМ КАТАЛИЗАТОРЕ	144
<i>Р.Е. Яковенко, А.П. Савостьянов, Г.Б. Нарочный, В.Г. Бакун, Н.Д. Земляков, В.Б. Ильин, А.В. Астахов, Южно-Российский государственный политехнический университет (НПИ) имени М.И. Платова</i>	
РЕАЛИЗАЦИЯ ПРОЕКТА СОЗДАНИЯ УСТАНОВКИ СЖИЖЕНИЯ ГЕЛИЯ НА ОРЕНБУРГСКОМ ГЕЛИЕВОМ ЗАВОДЕ	162
<i>Н.Н. Геско, Управленис газификации и переработки газа, отдел переработки газа ООО «Газпром газэнергосеть»</i>	

Предисловие

В настоящий сборник включены доклады, прочитанные в 2014–2015 гг. на Московском научном семинаре по газохимии, действующем в Российском государственном университете нефти и газа (национальном исследовательском университете) имени И.М. Губкина более 16 лет.

Из 12 докладов половина посвящена проблемам и перспективам развития процессов «газ в жидкость» (GTL), предусматривающих получение из природного газа через синтез-газ жидких моторных топлив (бензинов, дизельных и реактивных топлив), в том числе на малотоннажных установках.

Это закономерно. Начиная с 90-х годов прошлого века, процессы получения синтетических жидких углеводородов на основе природных газов разрабатываются с возрастающей активностью. Они основаны на использовании синтез-газа, получаемого конверсией природного газа почти со 100%-ной селективностью. Не удивительно поэтому, что многие участники семинара посвятили свою научную деятельность этому перспективному направлению, дающему возможность на основе метана получать синтетические жидкие топлива, в которых практически отсутствуют экологически вредные примеси. Не удивителен и интерес аудитории к этой тематике: на заседаниях всегда было много заинтересованных слушателей, доклады вызвали много вопросов и интересные дискуссии.

Четыре доклада посвящены получению сжиженных природных газов. Эта тема в последние годы вызывает огромный интерес у ученых, занимающихся переработкой углеводородных газов, и тесно связана с предыдущим направлением переработки природных газов. Проблема в том, что реализованные GTL-проекты оказались чрезвычайно капиталоемкими, и несмотря на то что GTL-производство рассматривалось ранее как альтернатива производству СПГ, многие компании стараются в настоящее время объединить эти виды производства. Практика показала, что совмещение производств GTL и СПГ экономит до 20% затрат при эксплуатации крупнейших газовых месторождений. Очевидно, что СПГ необходим и для маневрирования

при торговле природным газом. Поэтому эта важнейшая проблема переработки природных газов привлекла внимание ученых и производственников.

На семинаре с докладом о состоянии и перспективах переработки природного газа в Восточной Сибири выступил заместитель министра природных ресурсов и промышленной политики Забайкальского края А.Ю. Климентьев.

Известно, что в газах Восточной Сибири высокое содержание уникального элемента – гелия, что делает разработку этих месторождений еще более значимой. С этой точки зрения, большой интерес вызвал доклад заместителя начальника Управления газификации и переработки газа, начальника отдела переработки газа ООО «Газпром газэнергосеть» Н.Н. Геско, который рассказал и показал короткие фильмы о реализации проекта установки сжижения гелия на Оренбургском гелиевом заводе, о перспективах строительства Амурского газоперерабатывающего завода. Доклад вызвал огромный интерес.

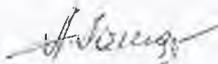
Этот сборник научных трудов – восьмой за 16-летний период работы семинара. Как и предыдущие, он содержит доклады, заслушанные на семинаре в течение очередных двух лет его работы. Авторы докладов – ведущие ученые, работающие в области газохимии в академических, отраслевых и учебных институтах страны, руководители и сотрудники производственных и научно-производственных объединений. Надеемся, что читатели смогут почерпнуть немало новых интересных сведений в области газохимии из нашего очередного сборника.

Президент РГУ нефти и газа
(НИУ) имени И.М. Губкина



проф. А.И. Владимиров

Зав. кафедрой газохимии



чл.-корр. РАН А.Л. Лapidус

РОССИЙСКАЯ СТРАТЕГИЯ РАЗВИТИЯ СЕГМЕНТА СПГ

И.В. Мещерин, Национальное объединение проектировщиков

История повторяется

Карл Клаузевиц определял стратегию как высшую тактику, а высшую стратегию – как политику, предметом которой является место наций в международном разделении труда, и долю в совокупном мировом продукте. Благополучие стран опирается на имеющиеся товары, доступ к рынкам при наличии средств и путей доставки своих товаров потребителям. Россия, обладающая богатейшим спектром товаров, востребованных рынками, столетиями решает проблему коммуникаций, важнейшей из которых является выход к морю.

Вторая половина XX века продемонстрировала важность энергоресурсов для поддержания стабильного роста развитых экономик мира. Кризис 70-х фактически был преодолен за счет появления на рынке нового игрока – России – с поставками нефти и газа в Европу, позволившими перенаправить часть сложившихся к тому времени потоков на рынки США и Дальнего Востока.

В начале XXI в. мировая экономика пережила короткий период головокружительно высоких цен на энергоносители. Определила его конкурентная борьба за ресурсы между развитыми странами и молодыми гигантами – Китаем и Индией. Потребление Европы, США и Японии велико, но растет медленно, в отличие от развивающихся стран, где увеличение энергопотребления составляет десятки процентов в год. Не будем забывать и о странах бывшего СССР, которые постепенно возвращаются к прежнему уровню энергопотребления. Суммарная численность населения Индии, Китая и бывшего СССР почти в 3 раза превышает численность населения Евросоюза, США и Японии. Связь роста га-

зопотребления с ростом уровня жизни отчетливо прослеживается, а когда вступают в действие законы больших чисел, влияние экономической ситуации на спрос очень велико [1].

И вдруг – обвал цен. До сих пор нет толковых объяснений причин, характера, сроков и глубины изменений. Предложу юмористическую версию.

После терактов 11 сентября 2001 г. Соединенные Штаты решили жестко контролировать финансовые потоки потенциальных террористов. Несладко пришлось всему теневому рынку, в том числе не только торговцам всякой нелегальной дрянью или отмывателям денег, но и всем, кто пытался скрыть свои доходы, например, от жены перед разводом. За семь лет из оборота мировой экономики изъяли такой объем денег, что кризис ликвидности стал неизбежным следствием.

Но вернемся к газу, рынок которого пострадал, возможно, даже больше рынков остальных энергоносителей, ведь газ – топливо богатых. Проблема выхода России к морю относится к газу даже в большей степени, чем к другим товарам. Трубопровод, проложенный по землям строптивного соседа, ставит поставщика газа в зависимое положение, и наиболее эффективным средством борьбы с такой ситуацией является СПГ.

СПГ и рынок

Несмотря ни на что, газ становится вторым по значимости источником энергии, и уступает только нефти. Новые технологии обеспечивают высокий КПД (65–70%) его использования, а сроки строительства газовых электростанций составляют всего 18 месяцев. Согласно расчетам Международного энергетического агентства, производство электроэнергии за счет сжигания газа увеличится на 240%. Около 30% мировой энергетической по-

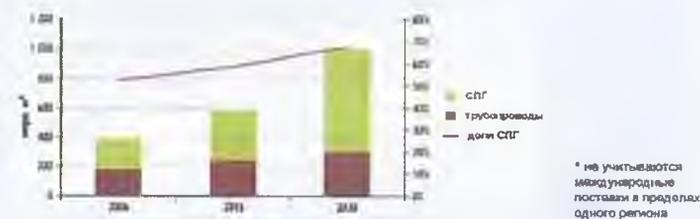
требности к 2030 году будут покрываться за счет использования природного газа.

Формирование глобального газового рынка вызвано дефицитом энергоресурсов при одновременном повышении эффективности производства сжиженного газа. СПГ стал альтернативой там, где большие расстояния, сложность природных условий и политическая нестабильность не позволяют применять трубопроводный транспорт. В настоящее время объем торговли сжиженным природным газом, распределенный между 19 странами-экспортерами и почти 30 странами-импортерами, составляет более 40% от мировой экспортной торговли природным газом, или почти 10% от общей добычи газа.

Поставщик СПГ практически не ограничен географическими факторами и за счет гибкости технологии имеет возможность получить дополнительную прибыль. Большинство крупных компаний наращивают объемы торговли газом в основном за счет производства и поставок СПГ, поэтому уже много лет емкость сегмента СПГ мирового газового рынка растет быстрее, чем трубопроводного (рисунок 1).

В перспективе до 2030 г. на лидирующие позиции по экспорту СПГ в мире в какой-то момент может выйти Австралия с поставками 200 млрд. м³/год. Велик потенциал стран Африки, которые при определенных обстоятельствах смогут поставлять на рынок около 250 млрд. м³/год. Примерно до такой же величины могут нарастить поставки экспортеры СПГ из Азии. Ожидается, что этот газ главным образом будет потребляться на региональном рынке. Третьим крупнейшим регионом поставок станет сегодняшний лидер – Ближний Восток, из которого ежегодно будет экспортироваться объемы, сопоставимые с австралийскими. Латинская Америка в состоянии экспортировать около 45 млрд. м³ с

аналогичными объемами импорта [2]. Загадкой для аналитиков остается экспорт СПГ из США: в зависимости от ряда факторов разброс мнений составляет от 0 до 265 млрд. м³/год.



Различные прогнозы объемов мировой торговли СПГ, млн т

	2005	2010	2015	2020	2030
Cedigaz	138,5	176-220	-	322-382	-
Gas Strategies	138,5	-	-	396	-
IEA 2008	138,5	-	260	-	525
Shell	138,5	-	290	-	-
Exxon Mobil 2007	138,5	-	-	-	537
CERA 2009	138,5	216-250	248-342	305-427	413-609
Argus	138,5	-	-	360	-

Рис. 1. Международная торговля природным газом по типам поставок, млрд м³

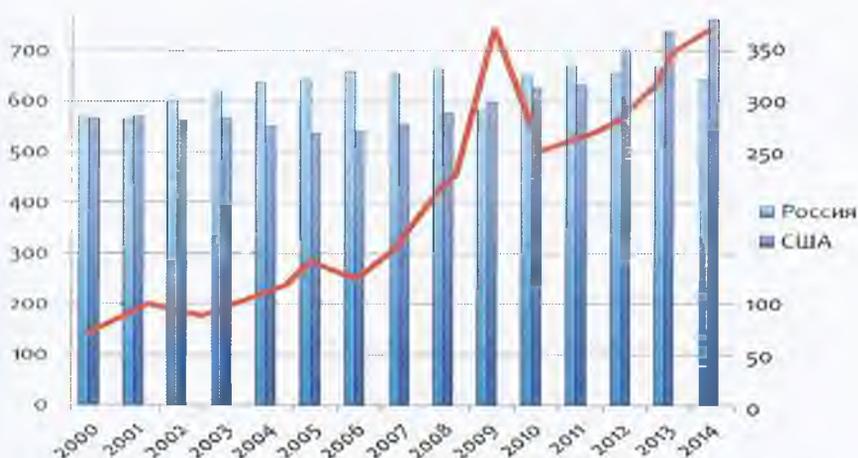


Рис. 2. Добыча газа в США и России (млрд м³) и экспортная цена на российский газ (US\$/1000 м³)

В любом случае на газовом рынке в сегменте СПГ прогнозируется усиление конкуренции как с действующими, так и с перспективными поставщиками (рис. 2).



Рис. 3. Конкуренция на глобальном газовом рынке в досрочном периоде

«Газпром» – флагман российской газовой отрасли, объединяющий разведку, добычу, транспортировку, хранение, переработку, сбыт и распределение углеводородов. Но, несмотря на то, что это одна из крупнейших энергетических компаний, как значительный игрок она присутствует пока только на рынке Европы. Трубопроводные технологии, где бесспорно отечественное лидерство, позволят в ближайшие 10 лет работать на значительной части азиатского рынка. Тем не менее, СПГ продолжает оставаться решающим фактором, определяющим тенденции мирового газового рынка, поэтому актуален вопрос: возможно ли становление ПАО «Газпром», как глобальной энергетической компании, без развития этой индустрии?

В 2003 году по результатам рассмотрения «Концепции мор-

ской транспортировки российского природного газа на зарубежные рынки» правление ПАО «Газпром» признало производство и морскую транспортировку сжиженного природного газа одним из перспективных направлений своей деятельности. Результатом почти 4-летней работы стала «Стратегия ПАО «Газпром» в области производства и поставок СПГ», одобренная правлением в апреле 2007 года [3].

Покупка «Газпромом» контрольного пакета компании «Сахалинская Энергия» дала стратегический толчок развитию в стране сегмента СПГ, а начало поставок газа проекта «Сахалин-2» в апреле 2009 г., казалось бы, открывало новый период российской газовой промышленности – период сжиженного газа.

Вспомним 2009 год, когда ситуация на рынке Европы стремительно изменилась вследствие временного прекращения транзита газа через Украину. В то время как цены долгосрочных контрактов снижались из-за стандартного сезонного падения в предыдущие месяцы, спотовые цены лишь за один день 6 января выросли более чем на 20%. Рынок довольно скоро понял, что эпоха высоких цен пришла «всерьез и надолго», и это сделало возможным реализацию ряда проектов, не имевших ранее шансов из-за отсутствия рентабельности. Парадоксально, что параллельно шел процесс снижения расчетной рентабельности Штокмановского проекта, который ожидался как «новый Катар» и служил основой принятой «Газпромом» стратегии.

Формирование стратегии

Клаузевиц был упомянут не случайно: прослеживаются параллели между ведением бизнеса и военными действиями. По счастью не Бородино и Прохоровка, а рынки являются основными полями современных сражений. Политики определяют страте-

гические направления движения экономических сил, поэтому в нашем случае стратегия – план развития СПГ-бизнеса в целом, включающий формулировку целей в контексте общей стратегии развития отечественной газовой промышленности и увязку с геополитическими интересами России, определение задач для её выполнения.

Основные составляющие стратегии:

- ✓ анализ ситуации на рынке;
- ✓ анализ сильных и слабых сторон своих и конкурентов;
- ✓ оценка имеющихся ресурсов;
- ✓ постановка задач по подготовке и распределению ресурсов по направлениям и срокам;
- ✓ поиск союзников (партнеров).

Эти задачи должны быть сформулированы по основным стратегическим аспектам:

- ✓ создание организационных и технологических возможностей;
- ✓ разработка схем финансирования и бизнес-моделей;
- ✓ определение возможных показателей в соответствии с выбранными критериями;
- ✓ создание конкурентных преимуществ;
- ✓ использование новых методов, технологий, передового опыта для постоянного улучшения качества данного бизнеса;
- ✓ осуществление эффекта синергизма.

✓ Стратегия устанавливает общие направления, которые обеспечат рост и укрепление позиций в рассматриваемом сегменте. При этом необходимо, во-первых, сосредоточить внимание на определенных приоритетных целях с оценкой возможностей их реализации, во-вторых, определить вспомогательные и второстепенные цели и отбросить остальные как несовместимые со стратегией.

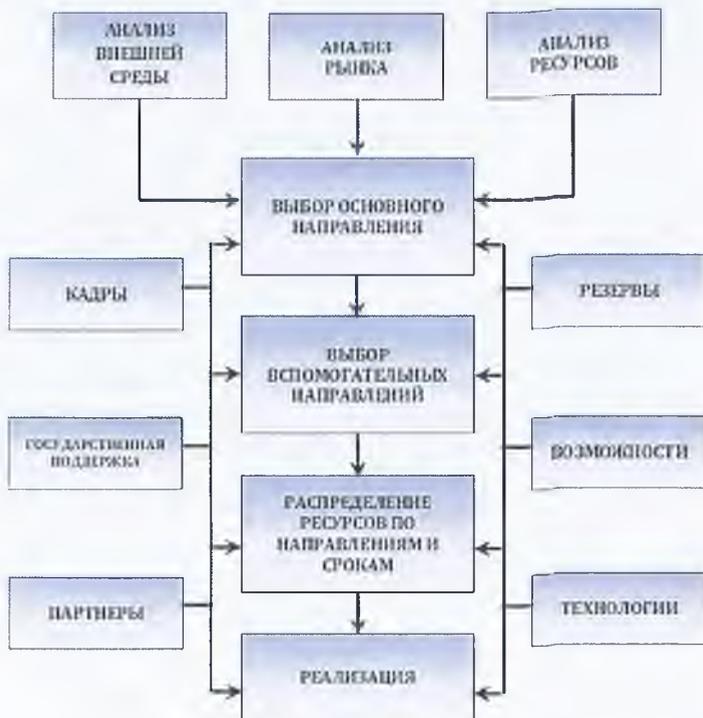


Рис. 4. Схема формирования стратегии

Основные положения

Умышленно или нет, но стратегическую цель российской газовой промышленности обозначил в ходе выездного заседания комитета СФ по экономической политике замминистра энергетики РФ Кирилл Молодцов. Он заявил, что «Россия должна создать условия, чтобы к 2025 г. контролировать 10–13% мирового рынка сжиженного природного газа против сегодняшних 4%» [4]. Как отмечается в ежегодном обзоре компании «BP Statistical Review of World Energy», в 2012 году объём поставок упал до 239 млн. т с 242 в 2011 году [5]. Однако ожидается продолжение роста до 340–350 млн. т к 2030 году. Следовательно, России в 2025 году

предстоит производить, по крайней мере, 24–45 млн. т, а к 2030 – 64 млн. т [6], а значит СПГ должен рассматриваться как основной этап общей стратегии российской газовой промышленности на глобальном энергетическом рынке.

Учитывая наличные газовые ресурсы, кратчайший путь к этой цели лежит через развитие крупномасштабного производства СПГ в ПАО «Газпром». Это означало бы достижение его собственной стратегической цели и завершение процесса позиционирования ПАО «Газпром» в качестве лидирующей глобальной вертикально-интегрированной международной энергетической компании.

«Газпром» видит свою миссию в надежном, эффективном и сбалансированном обеспечении потребителей природным газом, другими видами энергоресурсов и продуктами их переработки [7]. Исходя из этого, стратегическая цель общества в области развития производства и поставок СПГ может быть определена как совокупность действий:

- ✓ организация эффективной системы производства и поставок СПГ с использованием современных технико-технологических решений;
- ✓ диверсификация поставок и расширение рынка сбыта газа путем варьирования направлений, объемов и способов поставок;
- ✓ получение в перспективе доли мирового рынка СПГ, эквивалентной доле ПАО «Газпром» на мировом рынке экспорта газа.

Стратегия глобализации бизнеса любой энергетической компании базируется на:

- ✓ ресурсной базе;
- ✓ средствах и технологиях доставки сырья и продуктов переработки на рынки;
- ✓ доступе к рынкам, в том числе удаленным.

Ресурсная база в обществе имеется, доступ к рынкам в условиях дефицита может быть обеспечен инициативой потребителя, а для диверсификации рынков сбыта необходимы новые эффективные средства доставки на удалённые высокодоходные рынки. Таким средством и является СПГ.

Не следует забывать, что важнейшими инструментами реализации стратегий развития такого масштаба представляются интеграция и получение синергетического эффекта от взаимодействия нового бизнеса с имеющимся, использование доходности всех элементов цепочки добыча – потребитель.

Рынок

Спрос на СПГ в 90-е увеличивался в среднем на 2,5% в год. Начиная с 2003 года, почти десять лет этот показатель составлял в среднем 7,3% при темпах роста спроса на природный газ 2% в год. Несмотря на временный спад, по прогнозам аналитиков тенденция сохранится как минимум до 2020 года, в особенности для растущих экономик Азии, где собственная добыча несопоставима с потребностями. Увеличение расстояний между рынками и сырьевыми базами повышает конкурентоспособность СПГ по сравнению с трубопроводным газом. Этот фактор долгое время являлся определяющим для роста спроса на СПГ в Китае, Индии, Японии, Корее и ряде других стран.

В мире уже сейчас насчитывается более 100 приемных терминалов, а скоростные танкеры могут эффективно доставить СПГ практически на любой рынок из любого добывающего региона. На базе взаимозависимости, суммарной емкости и дефицитности региональных рынков следует рассматривать три основных сегмента-бассейна глобального газового рынка и анализировать возможности, которые позволят определить приоритеты и найти

оптимальные направления работы, чтобы утвердиться в каждом из них:

- ✓ Атлантический бассейн;
- ✓ Тихоокеанский бассейн;
- ✓ Бассейн Индийского океана.



Источник: The LNG Industry In 2014, International Group of Liquefied Natural Gas Importers, GIIGNL (GIIGNL), 2014

Рис. 5. Динамика и прогноз спроса на СПГ по регионам мира, 2000–2030 гг.

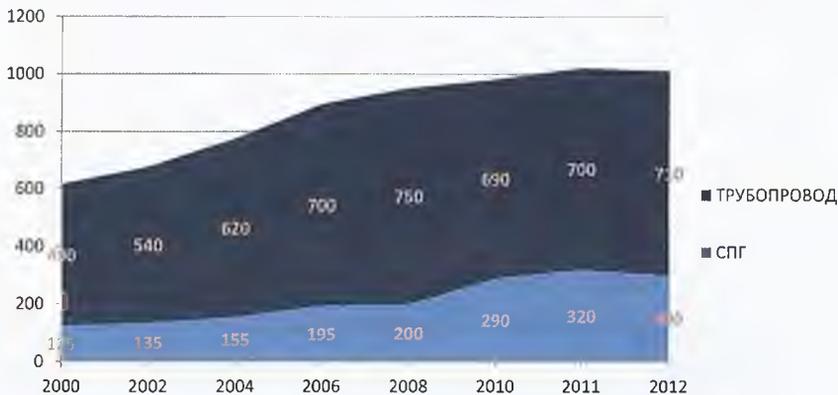


Рис. 6. Динамика экспортной торговли газом

Наиболее важными, особенно для первого периода поставок ПАО «Газпром», следует признать рынки Атлантического и Тихоокеанского бассейнов. Атлантический является самым емким, ликвидным, с наибольшим уровнем конкуренции. Здесь «Газпром» обладает наиболее мощной сырьевой базой и возможностью влияния на конкурентную среду за счет имеющегося бизнеса.

Такая сегментация рынка – следствие его особенностей, вызванных новыми возможностями игроков за счет СПГ-технологий.

Анализируя современный глобальный газовый рынок, непременно приходишь к выводу, что никакого отдельного рынка СПГ болсе не существует. Есть средство доставки природного газа удаленным потребителям – более мощное чем трубопроводы, использующее их для извлечения дополнительной прибыли на арбитражных сделках.

Сырьевая база

Исходя из принятой сегментации глобального рынка, следует систематизировать сырьевую базу для развития производства СПГ (рис. 7):

- ✓ шельф арктических морей и в первую очередь незамерзающей части Баренцева моря (группа 1);
- ✓ месторождения шельфа о. Сахалин и Охотского моря и в первую очередь Сахалин-2 (группа 2);
- ✓ шельф Карибского моря, Экваториальной Африки и месторождения Северной Африки (группа 3);
- ✓ месторождения Персидского залива, шельф Индии, Австралии (группа 4).



Рис. 7. Сырьевая база

Группа 1

Российский шельф Баренцева моря является самым крупным по площади среди шельфов других морей России. В результате геолого-геофизических исследований здесь выявлено более 70 перспективных структур. Извлекаемые начальные суммарные ресурсы углеводородов (НСР) здесь составляют 21,7 % от ресурсов континентального шельфа РФ. Основная их часть приходится на долю газа – 95 %. Степень разведанности ресурсов газа достаточно высокая – 20,6 % от НСР газа недр моря. Основные разведанные запасы газа и практически все запасы конденсата сосредоточены в Штокмановском районе – 20,0 % от НСР, в том числе, только на Штокмановском месторождении – 17%.

Большие перспективы газоносности недр связываются с крупными структурами вблизи Штокмановского района: поднятия Ферсмановское, Демидовское, Медвежье, Шатского, Вернадского – на севере, Федынского – на юго-западе, вал Адмиралтейства – на востоке.

Группа 2

Основная доля ресурсов дальневосточных морей приходится на свободный газ. Его составляющая в балансе ресурсов углеводородов варьируется в пределах 67,2–72,3 %.

Шельф Охотского моря является второй по значимости ресурсной базой после шельфа Западной Арктики. Извлекаемые НСР УВ российского шельфа Охотского моря составляют около 17,1% от НСР УВ континентального шельфа. Примерно две трети ресурсов УВ приходится на свободный газ и одна треть – на нефть.

На шельфе о. Сахалин сосредоточена почти половина ресурсов Охотского моря. В настоящее время на северо-восточном шельфе о. Сахалин открыто 9 месторождений, в том числе: крупные – нефтегазоконденсатные Лунское, Одопту-море, Чайво, Пильтун-Астохское, Аркутун-Даги; газоконденсатное Кириновское; небольшие – газовое Вениновское и нефтегазовые Пела Лейч и Удачное.

Группы 3 и 4

Примерно половина разведанных запасов газа в мире находится в странах, которые в настоящее время экспортируют СПГ или являются потенциальными экспортерами. Следует отметить, что не прослеживается четкой связи между размером газовых запасов у какой-либо страны и ее участием в экспорте СПГ. Например, Индия и Китай имеют большие запасы газа, по сравнению с Тринидадом и Тобаго, но их газ расположен вдали от центров потребления, вследствие чего они предпочитают импорт. Тринидад и Тобаго, являясь небольшой страной, быстро выходит на лидирующие позиции в экспорте СПГ, отчасти из-за того, что правительство этой страны нацелено на развитие своих ресурсов.

Роль политической мотивации на локальном, национальном и интернациональном уровне является весьма важным фактором в продвижении или торможении любых энергетических инвестиционных проектов, включая СПГ.

Технологии

Потенциальным преимуществом российских СПГ-проектов перед конкурентами является наличие низких температур в регионах расположения основных запасов, что снижает суммарные энергозатраты в среднем на 10 %. Его прекрасно использует завод проекта «Сахалин-2», производящий 10,9 млн. т против 9,7 проектных.

Сравнение энергозатрат на основе графиков температур в Омане, Египте, Норвегии, России (Мурманск) показывает возможность годовой экономии в сравнении с Норвегией на 3 %, Египтом – на 8 %, Оманом – на 15 %. Это означает, что при одинаковой проектной мощности заводов в России зимой можно производить больше СПГ, который может быть реализован по привлекательным ценам «высокого» сезона.

Стоимость компрессорного оборудования составляет до 40 % общей стоимости завода СПГ. Возможность сокращения количества и мощности турбинного и компрессорного оборудования в российском СПГ-проекте существенно повлияет на его экономическую эффективность, что является дополнительным преимуществом. Наибольшие возможности предоставляют технологии сжижения на смешанных хладагентах, позволяющие регулировать их составы в зависимости от сезона.

В России выполняются важные, востребованные работы в области техники низких температур, и пока еще сохранился ряд научно-педагогических школ в вузах. Однако лидирующие пози-

нии отечественной криогенной науки периода выдающегося физика XX столетия, основателя и организатора отечественной криогеники и отрасли криогенной техники академика П.Л. Капины к началу XXI в. в существенной степени утрачены. В период перехода к рыночной экономике мы не только подрастеряли опытных специалистов (особенно на крупных предприятиях), были законсервированы или демонтированы производства сжиженного природного газа производительностью до 20 т/ч СПГ и система его хранения на 180 тыс. м³, разработанные в НПО «Криогенмаш», ЛенНИИхиммаш, ЮжНИИГИПРОгаз и ВНИИ-ГАЗ.

В значительной степени сокращены разработки высокотехнологичных производств – потребителей криогенных продуктов. До недавнего времени были практически прекращены работы по развитию гелиевой тематики. Потеряны важные зарубежные рынки, в то время как наш собственный рынок активно заполняют зарубежные фирмы. Проводником оборудования на рынок является инженерная мысль, оформленная в технологическую цепочку, поэтому чтобы Россия оставалась независимой в стратегическом смысле, нужна государственная поддержка, в первую очередь, научных программ и инжиниринговых компаний. Следовало бы рассмотреть возможность реализации национального проекта, в котором нашли бы отражение разработка и внедрение новых отечественных технологий получения, хранения и транспортировки сжиженного природного газа, разделения и переработки природного газа с целью получения новых продуктов.

По предварительным оценкам, в настоящее время имеется возможность изготавливать часть криогенного, турбинного и компрессорного оборудования силами российских производителей, что также снизит капитальные вложения в проект и внесет

существенный вклад в развитие отечественной промышленности. Имеется опыт работы научных и производственных компаний в области криогеники, таких как ОАО «Криогенмаш», ОАО «Ижорские заводы», РКК «Энергия» и др. Возможно для повышения их конкурентоспособности потребуются кооперация с зарубежными производителями и использование механизма передачи технологий.

Известно, что выбор технологии по сжижению газа применительно к отдельному проекту зависит от сроков реализации, поставщиков оборудования, мощности технологической линии, комплексной оценки экономической эффективности проекта. В нашем случае, учитывая масштаб производства СПГ, ожидаемый в результате реализации стратегических задач, представляется целесообразным рассмотреть возможность применения унифицированной отечественной технологии, позволяющей наиболее полно использовать потенциал российских производителей.

Танкерная транспортировка

По экспертной оценке, и без финансового кризиса, начиная с 2009 г., ожидалось падение цен на строительство танкеров СПГ, что связывалось с расширением производственных мощностей мировых судостроительных заводов для покрытия огромных потребностей проектов СПГ до 2010 г. и дальнейшим падением спроса. Это увеличивает шансы новых производителей СПГ. Спецификации современных судов-газовозов должны разрабатываться с учетом суровых климатических условий мореплавания в российских северных морях.

Преимуществом морской транспортировки российского СПГ, по сравнению с большинством конкурирующих проектов, является существенно меньшее расстояние до основных рынков в Ев-

ропе, Азии и Северной Америке. Недостатком же является необходимость так называемой «винтеризации» (winterization) судов, связанной с суровыми условиями мореплавания в высоких широтах, где расположены наши месторождения.

В Тихоокеанском бассейне Россия имеет явное преимущество в расстоянии транспортировки от Сахалина до основных потребителей (Япония, Южная Корея, Китай), которое в 17 раз меньше чем из Северной Африки, в 20 раз меньше, чем из Центральной Африки, в 11 раз меньше чем с Ближнего Востока, и в 5 раз меньше чем из АТР (Австралия, Индонезия, Малайзия). Более короткое транспортное плечо позволяет не только существенно снизить затраты на доставку, но и более оперативно реагировать на потребности рынка.



Рис. 8. Отгрузка СПГ на плавучем терминале регазификации «FSRU JAWA BARAT»

В Атлантическом бассейне у СПГ российского производства не будет такого явного преимущества в транспортном плече. В частности, расстояние от Штокмана до рынка Северо-Западной Европы сравнимо с расстоянием от Северной Африки; в 2 раза меньше чем от Центральной Африки и Латинской Америки до Европы; в 2,5 раза меньше чем от Ближнего Востока до Европы, и в 4,5 раза меньше чем от производителей АТР до Европы.

Расстояние от Штокмана до средиземноморской части Европы в 14 раз больше чем у конкурентов из Северной Африки. С поставками из Латинской Америки, Центральной Африки и Ближнего Востока в этом случае дистанция становится соизмеримой.

Расстояние транспортировки от Штокмана до Атлантического побережья США сравнимо с расстоянием от Центральной и Северной Африки; в 2,5 раза больше чем от Латинской Америки, и в 1,9 раза меньше чем с Ближнего Востока.

Кадры решают все

Для управления производством, транспортировкой, отгрузкой и маркетингом СПГ необходимо создать систему подбора и подготовки высококвалифицированного персонала.

Принимая во внимание растущий кадровый «голод» в российской экономике, связанный с разрывом преемственности поколений, оттоком мозгов в 1990-х годах и структурными изменениями, происходящими сейчас, серьезной может оказаться проблема с наймом и подготовкой высококвалифицированных кадров, учитывая высокую потребность уже в начальный период (табл. 1).

Интересна стажировка российских специалистов в зарубежных компаниях, кооперация с транспортными и торговыми компаниями, создание совместных предприятий.

**Оценка потребности в квалифицированных кадрах
в начальный период**

Основные направления кадровой политики	Ожидаемая потребность в дополнительных квалифицированных кадрах, чел.
Управление проектами	200–300
Специальное строительство заводов и терминалов	2000–3000
Эксплуатация заводов и терминалов	800–1000
Торговля СПГ	200–300
Судостроение (при условии использования российских верфей)	2000–3000
Команды для танкерного флота	400–800

Экстремальные природно-климатические условия определяют повышенные требования как к установкам, оборудованию и технологиям, так и к персоналу. Конечно, целесообразным представляется использование местных квалифицированных кадров, но есть ли они в требуемом количестве?

Государственная поддержка

В ресурсе «Государственная поддержка» выделены следующие основные направления:

- ✓ законодательная база,
- ✓ гармонизация норм и стандартов,
- ✓ поддержка отечественного производителя,
- ✓ развитие поргово-транспортной инфраструктуры,
- ✓ координация деятельности правительства и компаний на международном уровне.

Российские проекты СПГ при нулевой ставке таможенной пошлины и действующем налоговом режиме не требуют каких-то специальных льгот за исключением четкой регламентации процедурных вопросов, связанных с согласованиями и землеотводом. Важным является принятие закона о портах.

В льготах и другой поддержке нуждаются отечественные производители. Для обеспечения конкурентоспособности следует на государственном уровне развивать их кооперацию с зарубежными компаниями при условии передачи технологий.

В качестве меры государственной поддержки возможно рассмотреть отказ от взимания импортной пошлины на комплектующие, материалы, оборудование, составляющие операционных издержек для заводов СПГ, аналоги которых не производятся на российских предприятиях.

Важной задачей государственной поддержки является обеспечение гарантий стабильности действующих таможенного и налогового режимов с использованием механизма межправительственных соглашений.

Сценарии

Основными факторами представляются спрос на газ в Азии и добычные возможности в США. Спрос в Европе и США останется большим, но его рост и влияние на ситуацию не будет значительным. Следует рассматривать следующие сценарии развития рынка:

- Спрос в Китае и Индии продолжит расти высокими темпами, при этом добыча в США будет увеличиваться. С учетом поставок трубопроводного газа из России азиатские цены снизятся, а значит, мировые поставки СПГ будут тяготеть к Европе. С учетом возможного экспорта СПГ из США, следует обеспечивать конкурентоспособность российского СПГ новых проектов.

- Спрос в Китае и Индии продолжит расти высокими темпами, при этом добыча в США увеличиваться не будет. С учетом поставок трубопроводного газа из России азиатские цены снизятся, а значит мировые поставки СПГ будут тяготеть к Европе.

Импорту СПГ из США не будет, поэтому может складываться благоприятная ситуация для российского СПГ новых проектов.

- Спрос в Китае и Индии не будет расти высокими темпами, при этом добыча в США будет увеличиваться. С учетом поставок трубопроводного газа из России азиатские цены значительно снизятся, а значит, мировые поставки СПГ будут в основном тяготеть к Европе. С учетом возможного экспорта СПГ из США, может стать проблематичным обеспечение конкурентоспособности российского СПГ новых проектов.

- Спрос в Китае и Индии не будет расти высокими темпами, при этом добыча в США увеличиваться не будет. С учетом поставок трубопроводного газа из России азиатские цены значительно снизятся, а значит, мировые поставки СПГ будут, в основном, тяготеть к Европе. Экспорта СПГ из США не будет, но на фоне обострения конкуренции в Европе, следует обеспечивать конкурентоспособность российского СПГ новых проектов.

При любом сценарии важным является получение доступа к сырьевой базе за пределами РФ, но выбор проектов следует осуществлять на базе стратегических критериев. Стандартные бизнес-подходы говорят, что собственные средства не стоит вкладывать в бизнес основных конкурентов, поэтому следует обратить внимание на месторождения группы 3, расположенной в Экваториальной и Северной Африке и на шельфе Карибского бассейна.

В перспективе наращивание объемов СПГ следует обеспечивать за счет использования собственной сырьевой базы месторождений Арктического шельфа (группа 1), шельфа о. Сахалин и Охотского моря (группа 2).

Альтернативы нет

Мы видим как потребительские рынки, на которых традиционно работает ПАО «Газпром», в последние годы атакуются но-

выми поставщиками с более низким уровнем цен. Если полномасштабное развитие российского сегмента СПГ задержится, атака конкурентов на европейском рынке продолжится, и перспективные потребительские ниши будут прочно заняты.

Несмотря на преимущества конкурентов в технологиях и наметившийся в России кадровый дефицит, при наличии государственной поддержки потенциал успешного развития СПГ-индустрии в нашей стране выглядит достаточным для решения поставленных стратегических задач.

Россия позиционирует себя в качестве гаранта мировой энергобезопасности и должна учитывать изменения, происходящие на глобализующемся мировом энергетическом рынке. Газ – один из важнейших инструментов России. Многие годы благосостояние страны базировалось на получении синергетического эффекта от использования всех элементов цепочки доставки энергии потребителю. Сегодня один из наиболее эффективных элементов СПГ и его развитие диспропорционально. Продолжая аналогии с военным делом, сравним СПГ со средством наступления, а трубопровод – обороны. Признавая *наступление в качестве основного способа ведения вооруженной борьбы*, великий русский полководец А.В. Суворов не отрицал и **оборону**. Оборона, по взглядам Суворова, была связана с недостатком сил для наступления. При этом полководец *оборону отличал меньшими возможностями и оценивал, в сравнении с наступлением, как слабую форму борьбы*. [8]

Если российский газ хочет занять ключевые позиции в основных составляющих глобального энергетического рынка, необходим его «выход к морю», а значит, альтернативы СПГ в долгосрочном периоде не просматривается.

Список использованных источников

1. *Латидус А.Л., Голубева И.А., Жагфаров Ф.Г.* Газохимия. – М.: ИЦ ИУ нефти и газа имени И.М. Губкина, 2013. – 402 с.
2. «Rigzone.com», США - 23 ноября 2012 г. "Australia to Overtake Qatar as Global LNG Leader" GBI Research <http://www.warandpeace.ru/news/view/75275/>
3. Мещерин И.В., Ким И.А. и др. Морская транспортировка природного газа. – М.: ООО «ВНИИГАЗ», 2009.
4. Россия должна занять до 13% мирового рынка СПГ к 2025 г. – Минэнерго <http://www.oilcapital.ru/export/239802.html>
5. «BP Statistical Review of World Energy»
6. Поделили среди своих // Российская газета <http://www.rg.ru/2013/12/04/gaz.html>
7. <http://www.gazprom.ru/about/>
8. *Лопатин В.* Суворов. Серия: Жизнь замечательных людей. – М.: Молодая гвардия, 2012.

ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОЙ ПЛОЩАДКИ ДЛЯ РАЗМЕЩЕНИЯ ЗАВОДА СПГ

И.В. Мецгерин, Национальное объединение проектировщиков

Одной из главных проблем, решаемых командой любого СПГ проекта, является выбор оптимальной концепции производства и транспорта сжиженного природного газа.

На практике первой возникает задача, которая будет в дальнейшем иметь критически важное влияние на все стадии жизненного цикла проекта и его ключевые параметры, определяющие экономическую эффективность – капитальные вложения, эксплуатационные затраты, сроки реализации. Эта задача состоит в исследовании вариантов и выборе оптимальной площадки для строительства завода по сжижению газа и отгрузочного терминала с учетом природно-климатических, географических, социально-экономических, экологических и других факторов.

В последние десятилетия заметно повысились масштабы и сложность управляемых технических и социально-экономических систем. Это дало импульс к широкому развертыванию теоретических и прикладных системных исследований, разработке методологии системного подхода к изучению сложных систем, принципов системного анализа их функционирования и развития.

Под *системой* предлагается понимать совокупность людей и объектов (машин, механизмов, процессов), объединенных для достижения определенных целей. Характерными особенностями *системы* являются:

- *Цели функционирования*, которые определяют ее основное назначение и характер. Они достигаются выполнением ряда задач, стоящих перед элементами и подсистемами рассматриваемой системы.



Рис. 1. Расположение заводов СПГ

- *Управление*, сущность которого состоит в том, чтобы в процессе функционирования системы были достигнуты цели, ради которых она создана. Процесс управления системой заключается в таком воздействии на ее управляемые параметры, в результате чего система придет в такое состояние, при котором будут достигнуты цели ее функционирования.

- *Наличие оптимального варианта управления*. Оптимальным будем называть такое управление, когда цели системы достигаются при минимальных затратах ресурсов.

- *Иерархическое построение*. Каждая система может быть разложена на ряд подсистем, а подсистемы – на элементы.

Решая вопросы выбора экономически эффективного варианта реализации инвестиционного проекта, целесообразно рассматривать его в качестве сложной технической и социально-экономической системы. Аналогичный подход позволяет достигнуть хороших результатов и при выборе между двумя или несколькими взаимоисключающими инвестиционными проектами.

Применительно к транспорту природного газа это означает, что в ходе системного анализа изучаются основные количественные и качественные изменения, происходящие в целостной транспортной системе, вскрываются внутренние противоречия между отдельными её составными частями, а также между ними и окружающей средой.

Следует подчеркнуть необычность методологии системного анализа: наряду со специально созданными для него достаточно детализированными, а часто и строго формализованными процедурами, в его рамках используются и совсем нестрогие методы, основанные на интуиции, практическом опыте и др. При этом предполагается, что сами проблемы (объекты) системного анализа в силу своей сложности не допускают однозначного адекватного количественного описания, и для их изучения необходимо прибегать к неформализованным качественным методам анализа.



Рис. 2. Энергоэффективность процессов производства СПГ

В систему «завод СПГ» входят не только технологические и вспомогательные сооружения по подготовке и сжижению газа, но и резервуарные парки, причалы и другие элементы портовой инфраструктуры, танкеры и вспомогательный портофлот. Не будем забывать трубопроводы от месторождения, энергетические объекты, жилье, аэродромы и вертолетные площадки, дороги, системы безопасности, полигоны хранения отходов и многое-многое другое. Завод СПГ фактически является портовым транспортно-технологическим комплексом, и рассматривать его следует на этапах проектирования, строительства и эксплуатации, где каждый этап имеет значительные различия по количеству вовлеченных людей и организаций.

Нефтяная и газовая промышленность как система, в отличие от других отраслей материального производства, обладает рядом специфических особенностей. Наиболее существенными из них, с точки зрения анализа эффективности инвестиционных проектов и оценки рисков, являются:

- ✓ большая зависимость показателей и критериев эффективности затрат от природных условий, уровня использования разведанных и извлекаемых ресурсов углеводородов;
- ✓ динамический характер (изменчивость во времени) природных факторов;
- ✓ вероятностный характер большинства технико-экономических показателей разработки нефтяных и газовых месторождений;
- ✓ изменение воспроизводственной структуры капиталовложений в масштабе отрасли в сторону увеличения их доли, направляемой на компенсацию падения добычи на старых месторождениях;
- ✓ большая продолжительность реализации нефтяных и газовых проектов;

✓ высокая капиталоемкость нефтегазодобычи, необходимость в крупных начальных инвестициях, длительный период возмещения начального капитала и др.

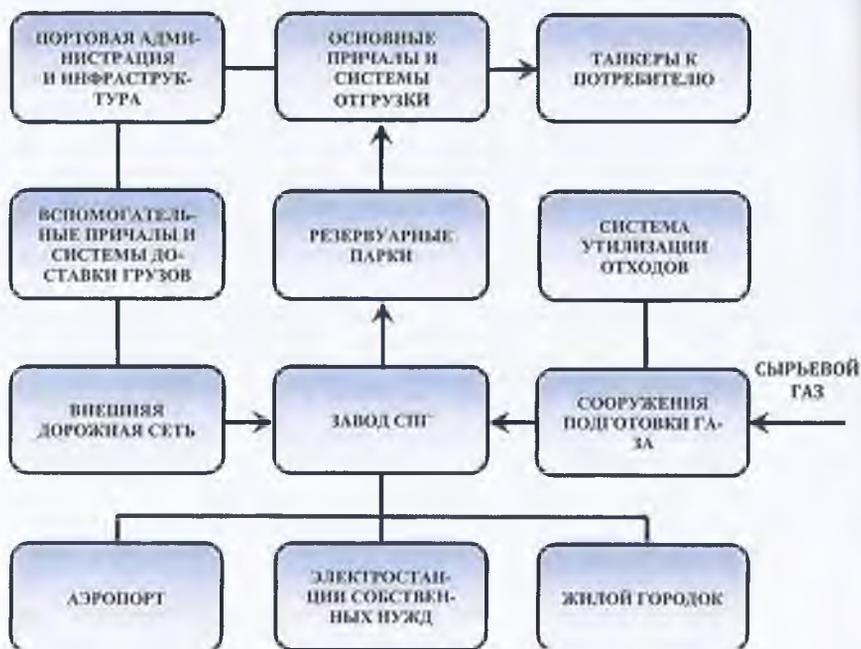


Рис. 3. Система «завод СПГ» – портовый транспортно-технологический комплекс

Исследование возможных мест строительства заводов СПГ и разработку рекомендаций по их размещению предлагается проводить на основе анализа наиболее значимых факторов, определяющих реализуемость и стоимость проекта. Можно выделить 17 критериев, сгруппированных в три группы.

Навигационно-гидрографическая обстановка:

- ✓ наличие укрытой акватории для швартовки танкеров;
- ✓ высота волны на акватории;

- ✓ глубины, достаточные для швартовки танкеров с осадкой 10 м ;
- ✓ интенсивность судоходства;
- ✓ возможность замерзания в суровые зимы;
- ✓ продолжительность периодов времени года с низкими температурами воздуха, сильными ветрами и снежными заносами;
- ✓ удаленность площадки от места швартовки.

Инженерно-геологическая обстановка:

- ✓ протяженность морского подводящего трубопровода;
- ✓ удобный выход морского участка газопровода на сушу, способ производства работ и затраты на строительство берегового участка подводящего газопровода;
- ✓ наличие площадки для завода площадью более 100 га с минимизацией земляных (взрывных) работ;
- ✓ объемы работ по вертикальной планировке территории строительства, в том числе по разработке скальных грунтов;
- ✓ наличие карьеров грунта, песка, щебня для отсыпки территории площадки, строительства дорог, подготовки оснований и мягкой обсыпки подземных трубопроводов;
- ✓ возможность расширения производства.

Местная инфраструктура:

- ✓ отсутствие ограничений от сторонних организаций;
- ✓ удаленность от ближайших крупных городов;
- ✓ транспортная схема доставки материально-технических ресурсов с расположением ж/д станций, причалов, промежуточных складов, временных подъездных дорог.

Для окончательного выбора предпочтительного места размещения завода СПГ проводится поликритериальный анализ вариантов.

Для определения степени влияния каждой функции, называемой относительной важностью, предварительно проводится экс-

пертная оценка значимости всех функций и выявляется степень влияния каждой из них на функцию высшего уровня, т.е. входящую в менее детализированную матрицу взаимосвязи или находящуюся на более высоком уровне функциональной схемы. Возможны различные варианты проведения экспертной оценки значимости функций. К числу наиболее широко распространенных и опробованных относится метод попарных сравнений. Результаты поликритериального анализа дают возможность существенно сократить число рассматриваемых вариантов и взять для дальнейшего анализа наиболее предпочтительные.

Анализ мирового опыта сооружения газотранспортных систем показывает, что применение современных информационных технологий для управления потоками технической информации на всех стадиях проектирования, строительства и эксплуатации газопроводов обеспечивает преемственность решений, принимаемых на различных стадиях реализации инвестиционного проекта, позволяет существенно снизить технические риски и избежать серьезных эксплуатационных издержек, которые часто непосредственно зависят от своевременности получения и правильности интерпретации исходной информации.

В управление проектами в настоящее время включают целый комплекс методов и приемов, позволяющих решать вопросы, далеко выходящие за рамки общего планирования и составления расписаний. Существует много причин, по которым необходимо расширить подход к проблеме и добиться структуризации всей сферы управления проектами, что, в конечном итоге, приведет к лучшему пониманию знаний о системе менеджмента проектов. Обобщенно говоря, декомпозиция некоторого сложного объекта (системы) на его части является основным способом, позволяющим проникнуть в существо объекта и познать его свойства.

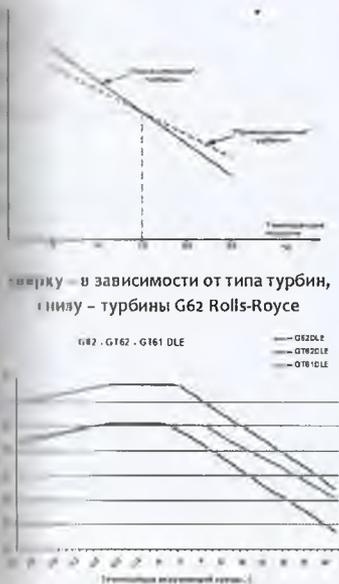


Рис. 4. Влияние холодного климата на мощность турбин завода СПГ

НА УСТАНОВКАХ ПО СЖИЖЕНИЮ ГАЗА, ВЫРАБОТКА СПГ ТЕСНО СВЯЗАНА С ТЕМПЕРАТУРОЙ ВОЗДУХА ИЗ-ЗА ИЗМЕНЕНИЯ УСТАНОВЛЕННОЙ МОЩНОСТИ В ПРИВОДАХ КОМПРЕССОРОВ ОХЛАЖДЕНИЯ, КОТОРАЯ СООТВЕТСТВУЕТ:

1. УМЕНЬШЕНИЮ МОЩНОСТИ НА ~0,7% ПРИ ПОВЫШЕНИИ ТЕМПЕРАТУРЫ ВОЗДУХА НА 1°С ПРИМЕНЕНИЕМ ТУРБИНЫ "ПРОМЫШЛЕННОГО ТИПА";
2. ИЗМЕНЕНИЮ МОЩНОСТИ ДО 1% ПРИ КАЖДОМ ИЗМЕНЕНИИ ТЕМПЕРАТУРЫ НА 1°С ПРИМЕНЕНИЕМ ТУРБИН "АВИАЦИОННОГО ТИПА";

ЭФФЕКТ ОТ ПОНИЖЕННОЙ ТЕМПЕРАТУРЫ ЦЕЛЕСООБРАЗНО РАССМАТРИВАТЬ В ОГРАНИЧЕННОМ ИНТЕРВАЛЕ ТЕМПЕРАТУР (ОБЫЧНО НЕ НИЖЕ 0 – МИНУС 5°С), КОТОРЫЙ БУДЕТ ОДНОЗНАЧНО ОПРЕДЕЛЯТЬСЯ ПРИМЕНЯЕМОЙ ТУРБИНОЙ С КОНКРЕТНЫМИ ПОКАЗАТЕЛЯМИ.

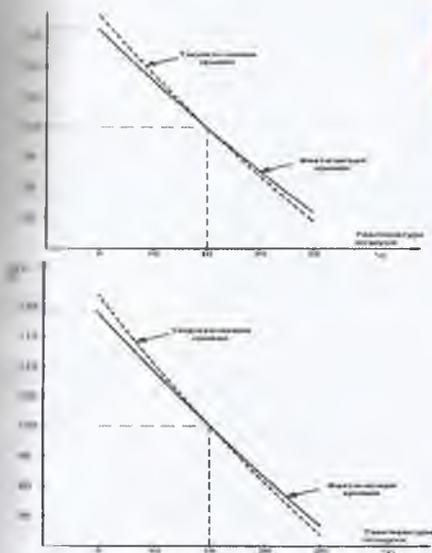


Рис. 5. Влияние холодного климата на производительность завода СПГ

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ВЫРАБОТКА СПГ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ С ДВУМЯ СМЕШАННЫМИ ХЛАДАГЕНТАМИ ЗНАЧИТЕЛЬНО ИЗМЕНЯЕТСЯ В ЗАВИСИМОСТИ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ВОЗДУХА (СУММАРНЫЙ ПРИРОСТ/ПАДЕНИЕ ЗА СЧЕТ ТУРБИН + АВО):

- ПРИБЛИЗИТЕЛЬНО, 1,5% СПГ НА КАЖДЫЙ ГРАДУС ЦЕЛЬСИЯ ПРИ ПРИМЕНЕНИИ ТУРБИН "ПРОМЫШЛЕННОГО ТИПА";
- ПРИБЛИЗИТЕЛЬНО, ДО 1,8% ПРИ ПРИМЕНЕНИИ ОТДЕЛЬНЫХ ТУРБИН "АВИАЦИОННОГО ТИПА".

ФАКТИЧЕСКИ БУДЕТ НАБЛЮДАТЬСЯ СЛЕДУЮЩЕЕ: ТАК КАК ПОВЕРХНОСТЬ ТЕПЛООБМЕНА ЯВЛЯЕТСЯ "КОНЕЧНОЙ" ВЕЛИЧИНОЙ ДЛЯ ФАКТИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА И, КАК ПРАВИЛО, ИМЕЕТ НЕКОТОРЫЙ ЗАПАС, ПОЭТОМУ НЕ ПРОИСХОДИТ НИ РЕЗКОГО УМЕНЬШЕНИЯ, НИ РЕЗКОГО УВЕЛИЧЕНИЯ ВЫРАБОТКИ СПГ КАК МОЖЕТ ПОКАЗЫВАТЬ ТЕОРИЯ.

Расположение проекта	Название проекта	Год запуска	Тип технологического процесса	Расположение проекта	Название проекта	Год запуска	Тип технологического процесса
Кеней		1969	Каскадный процесс	Австралия		1989-1993	C ₁ MR
Тринидад и Тобаго	Atlantic LNG	1999 2002 2003 2005	Оптимизированный каскадный процесс (ОСП)	Бруней		1972	C ₁ MR
Египет	Egyptian LNG	2005	Оптимизированный каскадный процесс (ОСП)	Египет		2004	C ₁ MR/SpiltMRTM
Австралия	Darwing LNG	2005	Оптимизированный каскадный процесс (ОСП)	Индонезия	Бонтанг	1977-1997	C ₁ MR
Экваториальная Гвинея	Equatorial Guinea LNG	2007	Оптимизированный каскадный процесс (ОСП)		Арун	1978-1986	C ₁ MR
Ангола	Angola LNG	2012	Оптимизированный каскадный процесс (ОСП)		Таугух	2007	C ₁ MR/SpiltMRTM
Норвегия	Snohvit	2007	Каскадный процесс с использованием смешанного хладагента (MFC)	Малайзия	Сату	1982	C ₁ MR
Ливия	Marsa el Brega	1970	Одноконтурное охлаждение на смешанном хладагенте (SMR)		Дуа	1995	C ₁ MR
Абу-Даби		1977 1994	C ₁ MR* C ₁ MR		Тига	2002	C ₁ MR
Алжир	GLIZ GL2Z Skikda	1977 1981 2009	C ₁ MR C ₁ MR C ₁ MR/SpiltMRTM	Нигерия		1999-2002 2005-2007	C ₁ MR C ₁ MR
				Оман		2000-2005	C ₁ MR
				Перу		2009	C ₁ MR/SpiltMRTM
				Катар	Катаргаз	1996-1998	C ₁ MR
					РасГа2	1999	C ₁ MR
					РасГа2	2003-2007	C ₁ MR/SpiltMRTM
				Иемен		2009	C ₁ MR/SpiltMRTM
				Россия	Сахалин-2	2008	Технология двухконтурного охлаждения смешанным хладагентом (DMR)
				Катар	Qatargas 2		AP-X*

Рис. 6. Заводы СПГ – ситуация в мире

Однако, осуществляя декомпозицию, мы должны учитывать взаимозависимости между объектами. Действительно, структуризация – главный инструмент при сложной работе на рациональной основе. Она является предпосылкой, позволяющей сделать сложность обозримой, понятной, а также инструментом для постепенного уменьшения проблем. Изучение общей картины и исследование внутренних связей и содержания системы в присущей ей внешней среде является обязательным для понимания любой системы.

В качестве примера можно рассмотреть проект «Сахалин-2»: экономичным оказалось строительство 800 км газопровода для подачи сырьевого газа в укрытую бухту Де Кастри, где ледовые условия в самую суровую зиму не оказывают влияния на эволюции танкеров, а в относительной близости расположен аэропорт и Южно-Сахалинск, демпфирующий кадровую проблему.



Рис. 7. Влияние Арктического климата на потребность в энергии сжигания и производительность завода СПГ

Последствия ошибки при выборе площадки строительства тем выше, чем масштабнее инвестиции. СПГ-проекты являются, возможно, наиболее капиталоемкими в современной индустрии, так как включают весь комплекс элементов газовой цепочки от геологоразведки и добычи до отгрузки потребителю. Причем такая отгрузка в ряде случаев подразумевает регазификацию и трубопроводный транспорт по территории страны-импортера. Ставить под сомнение многолетней интенсивной работы целой армии специалистов различных предметных областей в зависимости от небрежности, поверхностных или не имеющих отношения к инженерии подходов при выборе площадки строительства завода СПГ недопустимо.

Список использованных источников

1. *Мещерин И.В., Ким И.А., Башкин В.Н., Казак А.С.* Анализ и система управления рисками при реализации крупных морских газотранспортных проектов. Безопасность морских объектов. – М.: ВНИИГАЗ, 2007. – С. 5–6.
2. *Мещерин И.В., Ким И.А.* Организация технических исследований на прединвестиционной стадии проектов с производством сжиженного природного газа // Нефтяное хозяйство. – 2008. – Апрель. – С.18–21.
3. *Мещерин И.В.* Управления рисками при реализации крупных морских газотранспортных проектов // Проблемы анализа риска. – 2008. – № 4.
4. *Андреев А.Ф., Бурькина Е.В.* Методы учета и анализа рисков нефтегазовых проектов Труды РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина, 2010. – С. 130–137.

ЦЕНООБРАЗОВАНИЕ НА ЭНЕРГЕТИЧЕСКОМ И ТОВАРНОМ РЫНКЕ ГАЗА

Вячеслав Мищенко, Argus Media Ltd.



argus

Ценообразование на энергетическом и товарном рынках и аналитика
Лондон, Хьюстон, Вашингтон, Нью-Йорк, Портленд, Калгари, Сантьяго, Богота, Рио-де-Жанейро,
Манила, Пекин, Токио, Сидней, Дубай, Москва, Астана, Киев, Порту и Йоханнесбург

Мы освещаем рынки.

Аналитика
Исследования
Конференции

Ценообразование на глобальном рынке природного газа: Поиск новых ценовых индикаторов

Вячеслав Мищенко, Вице-президент по странам СНГ
16 мая 2014, Москва



Глобальный рынок газа

Глобальный рынок газа сегодня



Concentration of demand around local supply sources and transportation systems. Commencement of active utilization of liquefied natural gas technology.

World Energy 2007



Глобальный рынок газа к 2020 году



Natural gas market «globalization» by widely used LNG and other new technologies

Global Energy

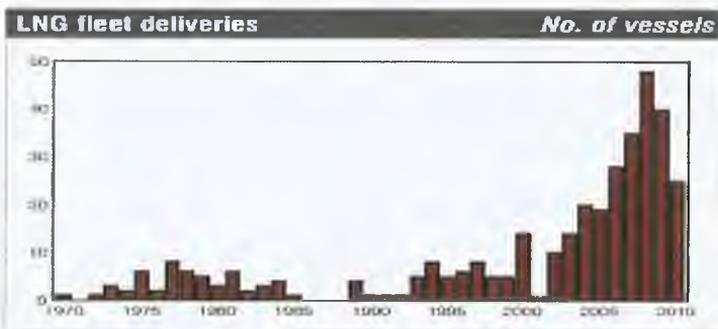


Мировая торговля СПГ в апреле 2014 г., тыс. тонн



Argus Global LNG

Увеличение транспортной мощности на рынке СПГ

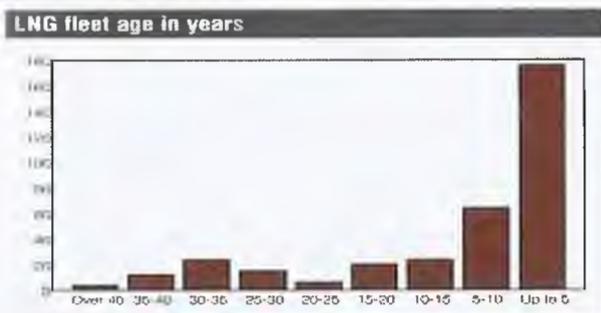


Illuminating the markets

Argus Global LNG



Танкерный флот СПГ



illuminating the markets

Argus Global LNG



Ценообразование на газ в Европе.
Развитие спотового рынка

Спрос на газ в Европе...

Выше, чем 1% в год 1993-2008



■ Gas ■ Renewable ■ Nuclear ■ Petroleum products ■ Solid Fuels

argus

Основные движущие факторы спроса на природный газ в Европе

- Экономические
 - Цены на газ, законодательство в области регулирования выбросов парниковых газов, межтопливная конкуренция
 - Уровень экономической активности в Европе и процентные ставки
- Экологические
 - Политика в области ВИЭ (возобновляемых источников энергии)
 - Стандарты электропотребляющего оборудования и теплоизолирующие свойства ограждающих конструкций зданий и сооружений
 - Использование газа в качестве топлива для транспорта

argus

Ограничения по увеличению поставок газа на европейский рынок

- Высокие цены на газ с точки зрения межтопливной конкуренции
- Проблемы в цепочке поставок, риск срыва поставок
- Законодательство Евросоюза, которое стимулирует (субсидирует) энергетику на возобновляемых источниках энергии
- Слабое контрактное законодательство и изменяющиеся условия контрактов на поставку газа



Европейский эпицентр ценообразования на газ

Эпицентр – это область, где сконцентрирован спрос на газ и где поставки газа со всех направлений конкурируют друг с другом



Европейские центры ценообразования на газ (хабы)

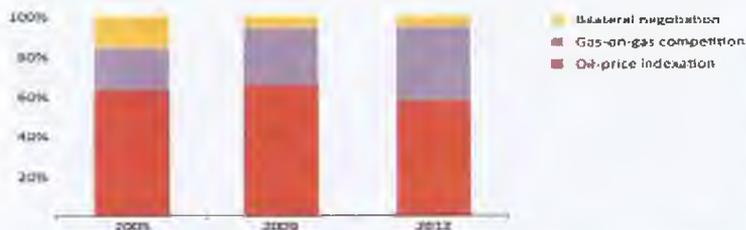


Нефтеиндексные и спотовые цены на европейской рынке

- Европейский газовый рынок продолжает активно использовать спотовые цены на газ и движется в сторону становления данного механизма ценообразования как основного.
- Тем не менее, в ближайшее время нет оснований для резкой замены механизма долгосрочных контрактов с нефтеиндексной формулой цены на привязку контрактов к спотовым ценам. Участники рынка будут занимать выжидательную позицию по этому вопросу.
- Возможны и другие сценарии развития альтернативных механизмов ценообразования [например, рынок электроэнергии может играть ключевую роль в ценообразовании на газ в новых контрактах].
- Конкуренция на спотовом рынке газа будет усиливаться и станет одним из основных «движущих факторов» в будущем на европейском рынке газа. А другим подобным фактором может стать межтопливная конкуренция среди производителей электроэнергии



Доля нефтеиндексных контрактов уменьшается на европейском рынке природного газа



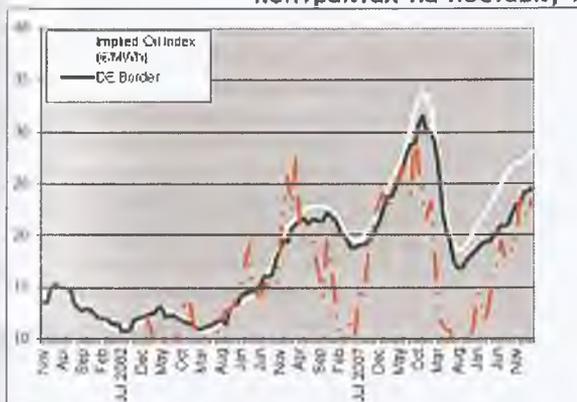
Source: International Gas Union (2013).

Мы освещаем рынки.

Мы анализируем рынок и прогнозируем его развитие.



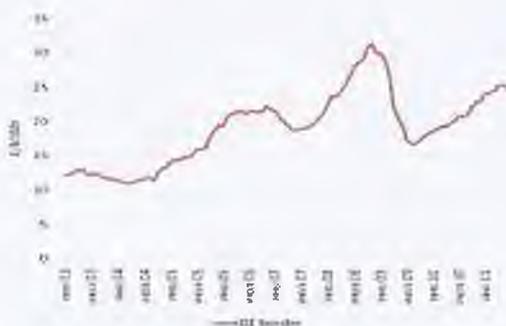
Увеличение доли спотового компонента в долгосрочных контрактах на поставку газа



- Крупные поставщики согласились на включение спотов цен в формулу долгосрочных контрактов
- До 40% спотового компонента в долгосрочных контрактах
- Расхождение зеленой линии (контрактная цена на границе Германии) с белой (классическая цена со 100% привязкой к нефтеиндексной корзине) с середины 2009 года иллюстрирует растущую долю спотового компонента в долгосрочных контрактах



Цена на границе с Германией



- Официальная импортная цена, которая публикуется правительством Германии
- Хорошо диверсифицированный портфель импортных контрактов немецких газовых компаний делает цену на границе с Германией этапом нефтендексной цены в Северо-Западной Европе



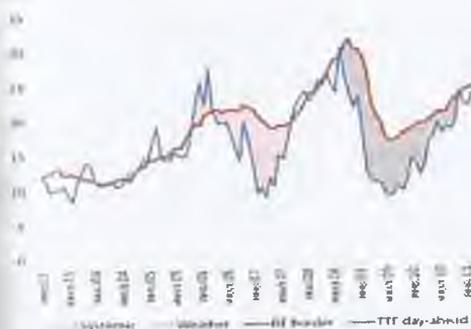
Цена на границе с Германией по отношению к спотовой цене



- Рыночные цены на газ в Европе подчиняются классической логике баланса спроса и предложения на физическом рынке, и не зависят напрямую от цены на нефть, создавая на рынке периоды дисфункции между газовыми и нефтендексными ценами
- Исторически подобные дисфункции были вызваны сезонными колебаниями спроса и предложения, а в то время как в последние годы, начиная с экономической рецессии в 2008, эти расхождения вызваны уже принципиально другой структурой рынка.



Изменения в нефteinдексной формуле

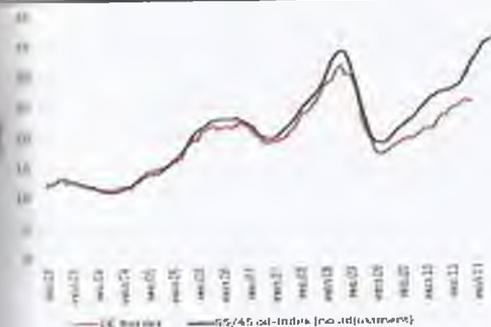


- Серая зона показывает существенный разрыв в позициях нефteinдексной и спотовой цен, что привело к появлению серьезного базового риска для крупных покупателей импортного газа, которые контрактуются по нефteinдексной цене, а реализовывать газ вынуждены по спотовым ценам.

- Поставщики пошли на серьезные уступки своим ключевым клиентам, либо путем привязки части формулы к споту, либо через уменьшение обязательств Берн или плати по объемам



Изменения в нефteinдексной формуле



- Цена на границе с Германией исторически корректно отражала индекс отложенных цен на газойль и мазут
- Но с введением спотового компонента в долгосрочную формулу, цена газа на границе с Германией больше коррелируется со спотовым рынком, чем с рынком нефтепродуктов

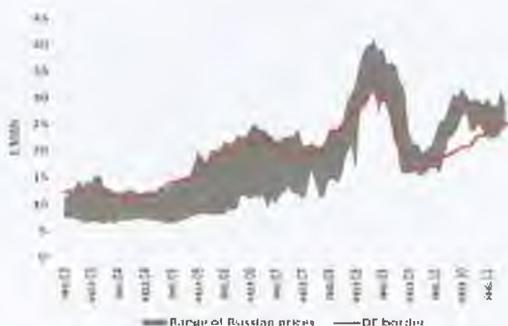


Eon - крупные газовые европейские компании под «прессом» нефтеиндексных цен

- March 2010
"At least part of the change appears to stem from the changes in the German gas market wrought by the consolidation of market areas and the large gap between oil-indexed and wholesale gas prices. "The spot market has become a more credible sourcing option." company chairman Wulf Bernotat said."
- August 2010
"Germany's Eon warned today that it would lose money on its gas business during the next gas year without further adjustment to its long-term supply contracts, despite second-quarter sales recovering from last year's slump."
- March 2011
"Eon said today that it is confident of successfully renegotiating its long-term gas supply contracts – through arbitration if necessary – but warned that oil-indexed contracts will have a significant effect on 2011 earnings."
- August 2011
"German energy firm Eon warned that arbitration remains a possibility as it seeks to renegotiate its gas contracts with suppliers."



Изменения в нефтеиндексной формуле



• После того, как с поставщиками была согласована новая формула со спотовым компонентом, цена на границе с Германией снизилась до минимального уровня (красная линия) в серой зоне, которая отображает разброс контрактных цен российского газа при поставках на различные европейские рынки



Изменения цен на российский газ в 2010-2011

Company	Year	Changes
Eon	2010	Linked 16pc of contracted volume to spot price and changed delivery point
WIER	2010	Linked 16pc of contracted volume to spot price
Wingas	2010	Linked 16pc of contracted volume to spot price and changed delivery point
GdF Suez	2010	Linked 31pc of contracted volume to spot price, changed minimum take-or-pay volumes
Eni	2010	Reduced basic price
EGE	2010	Reduced basic price
Sinergie Italiana	2010	Reduced basic price
Erg	2010	Reduced basic price
Ecogas	2010	Reduced basic price and take-or-pay volumes
GWI/ Gas Handel	2010	Reduced basic price
CentraX	2010	Reduced basic price
Borax	2010	Reduced basic price and take-or-pay volumes
Depra	2011	Reduced basic price and take-or-pay volumes
SPP	2010	Reduced take-or-pay volumes
GasTerra	2011	Spot price linkage, changed delivery point
Promigas (50:50 Gazprom and Enfi sells to Edeon)	2011	Basic price reduction
Premisargas (30:70 Gazprom and Italy's AZA)	2011	Basic price reduction



Изменения цен на российский газ в 2012

Company	Year	Changes
Eon	2012	Reduced basic price
Wingas	2012	Basic price reduction
GdF Suez	2012	Reduced basic price
Eni	2012	Reduced basic price
Sinergie Italiana	2012	Reduced basic price
Ecogas	2012	Reduced basic price
PQNG	2012	Reduced basic price
Bulgargas	2012	Reduced basic price

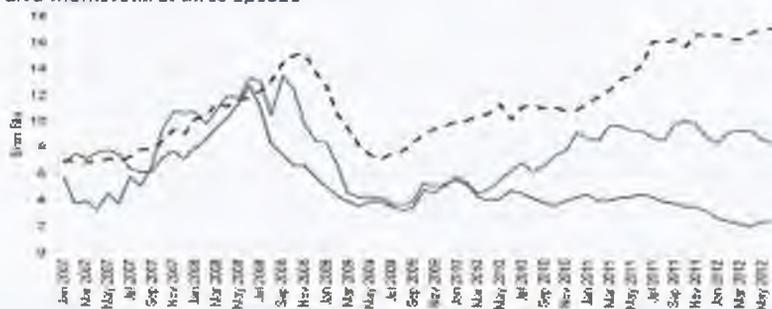
In 2012 the average price reduction to each contract was 10%



Динамика изменения цен на глобальном рынке СПГ

Цены на СПГ после Фукусимы

LNG market still at three speeds



Energy Global Oil

Котировки Argus на рынке СПГ



Мы освещаем рынки.

argus

Индекс ANEA™

Индекс ANEA (des), \$/млн БТЕ



Источник: Argus LNG Daily Service

Мы освещаем рынки.

argus

Argus индекс ANEA™

- Индекс ANEA™ является наиболее ликвидной котировкой Argus для рынка СПГ
- Индекс ANEA принимает в расчет сделки на физическом рынке с доставкой в следующие пункты:
 - Япония
 - Южная Корея
 - Тайвань
- Индекс рассчитывается для трех интервалов поставок, охватывающих период от 6 до 12 недель:
 - 6-8 недель
 - 8-10 недель
 - 10-12 недель
- Котировки своп-контрактов на СПГ приводятся для трехмесячного периода, следующего за самым отдаленным интервалом для физических **topros**

Мы освещаем рынки.



argus

Argus имеет доступ к рыночной информации во всех регионах

- В основу расчета котировок Argus для рынка СПГ легли две совокупности данных: результаты исследования рынка и средневзвешенные показатели по подтвержденным сделкам
- Argus является независимым ценовым агентством и всегда будет придерживаться сбалансированной позиции, сохраняя нейтралитет относительно продавцов и покупателей
- Офисы в Сингапуре, Лондоне и Токио обеспечивают нам связь с источниками на всех мировых рынках
- Мы не учитываем цены, которые не соответствуют рыночному консенсусу
- При расчете котировок мы принимаем во внимание мнения трейдеров и аналитиков

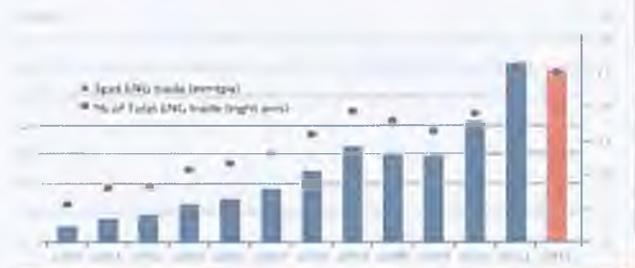
Мы освещаем рынки.



argus

На долю краткосрочных сделок приходится 25% рынка

Spot and Short-Term LNG Trade & Share of Total LNG Trade since 2000



Source: Energy Research Centre (ERC) 2012

McGraw-Hill Construction

Energy Research Centre (ERC)



Доля спотовых поставок на рынке будет расти

- Увеличение предложения СПГ в мире приведет к появлению дополнительных объемов на спотовом рынке
- К 2018 г. количество объемов для свободной продажи достигнет 58 млрд куб. м/год - Международное энергетическое агентство (МЭА)
- Ожидается увеличение пропускной способности терминалов
- Снижение количества пунктов доставки на базе FOB США.
- Взаимное участие покупателей в проектах по добыче сырья и продавцов в предприятиях перерабатывающего сектора увеличит гибкость рынка

Мы освещаем рынок.



Цены на реэкспортный СПГ из Испании достигают \$16/млн БТЕ

- Рынок реэкспорта укрепляется на фоне роста спроса со стороны Азии и Южной Америки
- Экономика поставок из Европы в Азию на уровне \$4/млн позволяет поставщикам искать баланс цены в АТР на \$20/млн БТЕ (des)

Argus fob spot LNG					\$/mms Btu	
	Loading	Bid	Offer	Midpoint	±	
Iberian peninsula reload	24 Feb	15.50	16.50	16.000	+0.050	
	14 Mar	15.25	16.25	15.750	0.000	
West Africa (AWA) 71	24 Feb	15.50	16.50	16.000	+0.075	
	14 Mar	15.35	16.35	15.800	+0.025	
Trinidad and Tobago	24 Feb	15.10	16.15	15.875	+0.025	
	14 Mar	15.20	16.20	15.700	+0.025	

Источник: Argus LNG Daily Service

Мы освещаем рынки.

www.argusmedia.com



Реэкспорт оказывает поддержку ликвидности спотового рынка

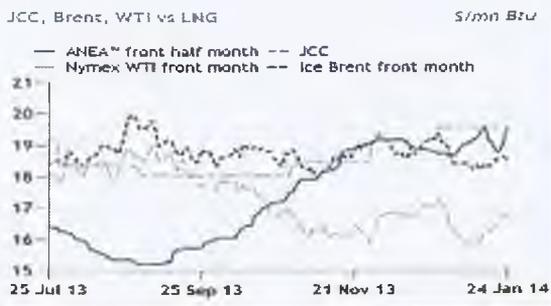
- Статистика реэкспорта: 2011 — 44 партий; 2012 — 75 партий
- Данные Argus: 2013 — 96 партий — более 6 млн т, против мирового объема спотовой торговли — 25 млн т
- В августе—октябре Испания отгрузила в два раза больше СПГ, чем за аналогичный период 2012 г.: 1,6 млн куб. м против 843 тыс. куб. м
- Восстановление внутреннего спроса на газ в Испании в ближайшие 5 лет маловероятно ввиду неблагоприятной экономической конъюнктуры в стране и государственного субсидирования угольного сектора до 2018 г.
- Возможно ограничение реэкспорта в Азию в связи с ростом поставок в рамках тендеров в Аргентину
- Активность на рынке реэкспорта может снизиться, когда в продаже появятся дополнительные объемы австралийского продукта

Мы освещаем рынки.

www.argusmedia.com



В начале текущего года индекс ANEA™ превысил уровень нефтеиндексной цены

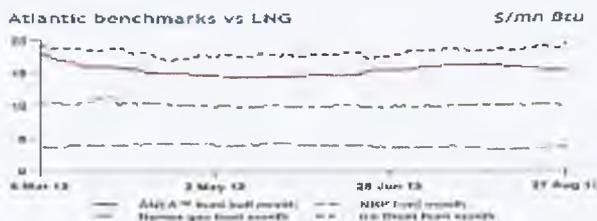


Источники: Argus LNG Daily Service, Argus Crude, Argus Asia Gas and Power

Мы освещаем рынки.



Глобальные ценовые эталоны в газовом сегменте стремятся к одному уровню



Увеличение поставок, краткосрочная торговля и гибкость производственных параметров привели к росту взаимосвязи между котировками и их сближению →

Экспорт из США скорее всего вызовет сокращение разницы между ценами на газ в ATP

Мы освещаем рынки.



Исчезают основания для использования нефтяных индексов (pro-gas-to-gas)

- Цены на нефть не учитывают уровень спроса и предложения на газовом рынке
- Отказ от привязки к индексам на нефть повысит конкурентоспособность газа по сравнению с другими видами топлива
- В Европе нефтяные индексы находятся под давлением
- Сделки с привязкой к узлу Henry Hub окажут давление на нефтяные индексы
- Однако переход на газовую индексацию не является гарантией удешевления СПГ

Мы освещаем рынки.

The logo for Argus, featuring the word "argus" in white lowercase letters on a dark blue background with a curved top edge.

Рынок стран АТР - основной драйвер изменений в ценообразовании на газ

Импорт спотовых объемов в Японию резко вырос



Источники: Оценки Argus на основании официальных статистических данных Японии и других источников

Мы освещаем рынки.



В структуре поставок доминирует реэкспорт из Испании



Источники: Оценки Argus основаны на данных слежения за судами

Мы освещаем рынки.



Австралия по-прежнему лидирует в мировой структуре поставок

Страна	Проект	Мощность, млн т/год	Сроки запуска
Австралия	Queensland Curtis LNG (QCLNG)	8,5	Q114
Папуа — Новая Гвинея	PNGLNG	6,9	2014
Индонезия	Donggi Senoro	2	2015
Алжир	Arzew	4,7	2015
Австралия	Gorgon	15,6	Q115
Австралия	Australia Pacific LNG (APLNG)	9	2015
Австралия	Wheatstone LNG (GLNG)	7,8	2015
Малайзия	Petronas FLNG 1	1,2	2015
США	Sabina Pass	16	2015
Австралия	Wheatstone	6,9	2016
Австралия	Prelude FLNG	3,6	2016
Австралия	Ichthys	6,4	2017
Россия	Yamal LNG	16,5	2017
Россия	Vladivostok LNG	5	2018
Всего в мире		114,1	
Всего в Австралии		61,8	

Источник: Argus Global LNG, архив argus.com

Мы освещаем рынок



Проекты Австралии: расходы, расходы и еще раз расходы...

- Перспективы развития новых проектов будут зависеть от изменения структуры затрат, внедрения новых технологий, таких как плавучие СПГ-терминалы, и конкуренции с поставщиками из других регионов (например, США)
- Наземный завод Browse признан экономически невыгодным; Woodside рассматривает вариант строительства трех плавучих СПГ-терминалов. Результаты финансового анализа будут получены во втором полугодии 2015 г.
- Затраты на внедрение проекта Gorgon в декабре 2013 г. увеличились с \$52 млрд до \$54 млрд (на 46% дороже первоначально заложенных в бюджет расходов). Запуск перенесен с конца 2014 г. на середину 2015 г. Gorgon завершен на 75%, Wheatstone — на 25%.
- Неопределенное будущее у скважин для добычи метана угольных пластов. Существует риск нехватки газа для проектов СПГ в Куинслэнде.

Мы освещаем рынок



Поставки природного газа из США могут составить около 60-70 млн т/год

- Департамент энергетики США дал разрешение на торговлю за пределами Зоны свободной торговли четырьмя проектами: Sabine Pass, Lake Charles, Freeport и Cove Point, суммарной мощностью 47,1 млн т экспорта в год
- Также ожидается разрешения для проектов Cameron и Elba Island, что увеличит совокупный экспортный потенциал до 67,2 млн т/год
- Окончательное решение об инвестициях в Sabine Pass было принято с четвертой попытки. Запуск производства на заводе ожидается в конце 2015 — начале 2016 г.
- В январе Kogas заключил сделку с Total, в рамках которой французский концерн будет получать 700 тыс. т газа с Sabine Pass ежегодно в течение 20 лет. Впервые американский продукт реализован по долгосрочному контракту
- Семь канадских проектов получили лицензии на экспортную деятельность. Суммарно квота составила 125 млн т/год
- Япония намерена в долгосрочной перспективе удовлетворять 30% потребности в СПГ за счет импорта из Северной Америки

Мы освещаем рынки.

www.argus.com



На мировом рынке — высокий уровень спроса

Global Demand Highlights				
Market	Delivery period	First reported	Last updated	Comments
Long-term contracts of various terms (Western)	2015-2016	21 Jan	21 Jan	
U.S. exports to Mexico (2015)	2015	22 Jan	22 Jan	North America exports reaching above 2014 levels
5 cargoes from LNG Argentina	2015 year	13 Jan	24 Jan	One cargo cancelled by Bahia Blanca, others in delivery
1 cargo by Petrochina	2015	21 Jan	24 Jan	
1 cargo by PTB	2015-16	17 Jan	17 Jan	Tender cancelled due to high price; PTB, due to bridge, 3 cargoes for Jan-Mar delivery
1 cargo from Brazil (2015-2016)	2015-16	7 Jan	16 Jan	Tender cancelled due to demand decline
1 cargo by USPC	2015-16	22 Jan	10 Jan	Tender cancelled due to high price; USPC, due to bridge, 1 cargo for Jan-Mar delivery
Western U.S. exports from Aqueduct (2015-2016)	2015	18 Jan	8 Jan	
1 cargo by Shell	2015	18 Jan	16 Jan	10 spot cargoes bought might need one more for Feb delivery
1 cargo by Shell	2015-2016	20 Jan	17 Jan	Shell requested tender since 5 cargo cancelled, 1 cargo bought
1 cargo by INOC	Late February 2015	22 Jan	17 Jan	INOC tender for Feb cargo cancelled, cancelled due to high price
1 cargo from Elba Island & 1 cargo	2015 and 2016	20 Jan	21 Jan	1 cargo cancelled by INOC, Elba Island, 1 cargo cancelled, 1 cargo bought

Источник: Argus LNG Daily Service

Мы освещаем рынки.

www.argus.com



Усилилась конкуренция между азиатскими и южноамериканскими потребителями

Итоги тендеров в Аргентине в 2014-15 гг.:

	Bahia Blanca	Escober
First Tender	BP 40, Gazprom 5, Statoil 5	Gas Natural 70% of tender - 2 cargoes/month
Second Tender	Gazprom 10	Gas Natural 3, Petrobras 2

Источник: Argus archives

- Бразильская Petrobras продолжит краткосрочные спотовые закупки. Это позволит оперативно реагировать на уровень спроса на СПГ в Бразилии, который зависит от количества атмосферных осадков.
- Третий приемный терминал должен вскоре начать работу.

Мы освещаем рынки.



Китай увеличивает регазификационные мощности

- Китай оценивает дефицит газа в период 13 ноября – 14 марта на уровне 10 млрд куб. м.
- Новый терминал PetroChina в г. Таншань с перевалочной мощностью 3,5 млн т/год.
- Новый терминал SINOOC в г. Чжухай с перевалочной мощностью 3,5 млн т/год.
- Терминал Тяньцзинь с перевалочной мощностью 2,2 млн т/год – запуск запланирован в 2014 г.
- Терминал Sinopac в г. Циндао с перевалочной мощностью 3 млн т/год – запуск назначен на сентябрь 2014 г.
- Новые мощности обеспечат поддержку спроса на спотовые объемы, но, судя по всему, будут очень зависимы от уровня цен.

Мы освещаем рынки.



Индия увеличивает объем импорта почти вдвое

- Работают 4 терминала: общая пропускная способность – 30 млн т/год.
- Планируется увеличить импортные мощности на 25 млн т/год.
- Увеличение спроса на внутреннем рынке: Новые газовые энергетические проекты общей мощностью 18 тыс. МВт запущены; в планах еще общая мощность 10 тыс. МВт.

Мы освещаем рынки.

www.argus.com



Таиланд вышел на на спотовый рынок

- РТТ приобрел 4 партии с поставкой в период с декабря 2013 г. по март 2014 г.
- Декабрьская партия – спотовая; партии с доставкой в январе–марте приобретены в рамках долгосрочного контракта
- Энергетические компании Таиланда имеют возможность переходить на более дешевое энергетическое топливо (мазут).
- В январе–октябре 2013 г. РТТ импортировал 17 спотовых партий – из Катара, Нигерии, Экваториальной Гвинеи и Франции.

Мы освещаем рынки.

www.argus.com



Кто выиграет в борьбе за статус регионального торгового хаба?

Сингапур будет влиять на ценообразование в Азии
Argus, Сингапур, 23 октября 2012 г. — Недостаточно эффективный рынок Азии станет причиной усиления роли Сингапура в формировании региональных цен на газ по мере превращения его в региональный торговый узел СПГ. Несмотря на большие объемы потребления и продаж в Азии, здесь отсутствуют торговые узлы, в которых ценообразование зависит от спроса и предложения, а не от цен на нефть, — отметила исполнительный директор МЭА, Мария ван дер Ховен.

Китай может стать газовым торговым узлом в Азиатско-Тихоокеанском регионе
Argus, Сингапур, 23 октября 2012 г. — У Китая есть все шансы стать газовым торговым узлом в Азиатско-Тихоокеанском регионе: у него есть развитая газотранспортная инфраструктура, глубоководные порты и значительные запасы газа. — заявил Алан Хенг, главный исполнительный директор GSPL.

Мы освещаем рынки.

Сингапур соответствует большинству критериев МЭА

Institutional/structural requirement	Japan	Korea	China	Singapore
Hands off government approach	+	-	-	+
Separation of financial and commercial activities	-	+	-	+
Wholesale price deregulation	+	-	+/	+
Sufficient network capacity and non-discriminatory access	+	-	+	+
Competitive number of market participants	+	-	+	+/
Involvement of financial institutions	+/	-	-	+

Note + = currently contributing towards a competitive natural gas market; - = currently not contributing towards a competitive natural gas market; +/ = currently unclear.

Источник:
МЭА

«Политика Сингапура по отношению к рынку природного газа предполагает предоставление наибольшей свободы действий во всем Азиатско-Тихоокеанском регионе», — МЭА

Мы освещаем рынки.



Сингапур имеет ряд ключевых преимуществ

Преимущества

- Политика невмешательства государства в развитие рынков газа и энергетики
- Возможность реэкспорта
- Географическое положение
- Опыт торговли нефтью
- Налоговое стимулирование

Недостатки:

- Ограниченный потенциал спроса
- Недостаточно развитая инфраструктура интерконнекторов в регионе
- Задержка реализации проекта газопровода Trans-ASEAN
- Несогласованность нормативно-правовой базы сингапурского регулятора энергетических рынков (EMA).

Мы освещаем рынки.

www.argusmedia.com



ПЕРЕРАБОТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА В ВОСТОЧНОЙ СИБИРИ

А.Ю. Климентьев, Министерство природных ресурсов
и промышленной политики Забайкальского края

Растущая экономика стран АТР и государственная политика опережающего развития востока страны определяют особое внимание к энергетической отрасли, поэтому развитие регионов Сибири и Дальнего Востока являются важнейшими элементами стратегии развития Российской Федерации.

Правительство Забайкальского края уделяет большое внимание этому вопросу, и мы выступаем инициатором проекта газификации Байкальского региона.

Газификация предлагается несколькими способами:

- ✓ магистральный и сетевой газ;
- ✓ поставки СПГ;
- ✓ газификация угля;
- ✓ добыча газа на территории Забайкальского края, в т.ч. и из нетрадиционных источников (сланцевый газ и угольный метан).

Несмотря на то, что правительство края рассматривает эти способы как взаимодополняющие, а не конкурирующие, каждый из рассматриваемых способов газификации создает условия для развития газохимических производств. Для СПГ формируются центры по глубокой переработке и фракционированию природного газа в местах их добычи. Так же обстоит дело и с развитием проектов добычи нетрадиционного газа в Забайкалье.

СПГ

Для ускорения работ по производству и использованию СПГ:

- ✓ заключены соглашения о сотрудничестве с ОАО «НК «Роснефть» и ООО «Иркутская нефтяная компания»;

- ✓ разработаны «Основные положения схемы СПГ-газификации Забайкальского края»;
- ✓ составлен расширенный список объектов для СПГ-газификации;
- ✓ ведется работа по включению Забайкальского края в перечень пилотных регионов по использованию газа в качестве газомоторного топлива.

Забайкальский край является и «сухопутными воротами» при торговле с Китаем. Железнодорожный переход в Забайкальске долгое время служил основным направлением поставок нефти в Китай. В современных условиях возможности Забайкальска могут быть использованы для поставок газохимической продукции и СПГ. Первым примером этого могут служить поставки СУГ ОАО «СИБУР» в Китай через Забайкальск.

Магистральный транспорт

Для развития магистрального транспорта газ заключено соглашение о сотрудничестве с ПАО «Газпром».

Магистральный газопровод создает предпосылки для организации крупномасштабного проекта переработки газа. По заказу Правительства Забайкальского края проведены маркетинговые исследования потенциала внутреннего потребления продуктов газохимии в машиностроении, строительной отрасли, сельском хозяйстве и лесоперерабатывающей промышленности для обоснования строительства газоперерабатывающего завода в Забайкальском крае мощностью 1.5 млрд. м³ газа в год.

19 сентября председатель правления ПАО «Газпром» дал поручение на разработку ТЭО строительства магистрального газопровода «Сила Сибири – Чита – Улан-Удэ».

Газификация угля

Данное направление развивается компанией ОАО «АРМЗ». 8–9 декабря проведено совещание с участием китайских компаний Synfuel China, Sinopec. Началась работа по разработке предТЭО производства синтетических моторных топлив из угля с предполагаемой производительностью 500 тыс. тонн синтетических продуктов.

Поиск и разведка углеводородного сырья

Заключены соглашения о сотрудничестве с ОАО «Росгеология», положения о проведении ГРП по УВС включены в состав соглашений с ПАО «Газпром» и ОАО «НК «Роснефть».

В 2014 году подсчитаны ресурсы:

- ✓ нефти – 7,5 млн. тонн (Ононская и Читино-Ингодинская впадины);
- ✓ битумов – 11,5 млн. тонн (Ононская впадина);
- ✓ угольного метана – 4,5 млрд. м³ (Апсатское месторождение).

СОВРЕМЕННЫЕ РЕАКТОРЫ СИНТЕЗА ФИШЕРА-ТРОПША

В.А. Махлин, НИФХИ имени Л.Я. Карпова

Как известно, синтез Фишера-Тропша был открыт в 1924 году и очень скоро оказался востребован промышленностью. Технологический процесс получения жидких топлив из газа и/или угля включает три стадии: получение синтез-газа (смесь H_2 , CO и CO_2), превращение его в алифатические углеводороды (непосредственно синтез Фишера-Тропша), переработка продуктов синтеза в моторные топлива и полупродукты нефтехимического синтеза.

В последние десятилетия по всем трем стадиям проведены обширные физико-химические и инженерные исследования, результаты которых позволили создать производства, соизмеримые по мощности с современными нефтеперерабатывающими заводами. К началу Второй мировой войны в Германии работали 9 заводов общей мощностью 600 тыс. т/год, в Японии в 1944 г. работали 3 завода общей мощностью 110 тыс. т/год. В США в 1950 г. был построен завод мощностью 360 тыс. т/год. В 1955 г. компанией Sasol в ЮАР был построен завод мощностью 700 тыс. т/год,

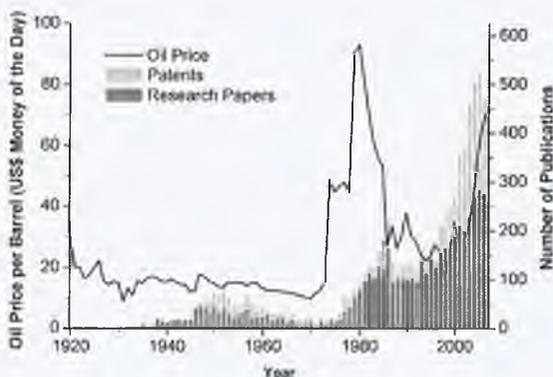


Рис. 1. Соотношение цены на нефть и количества рецензируемых научных работ и патентов по синтезу Фишера-Тропша в 1925–2007 гг. [4]

вслед за тем, в начале 80-х гг., введены в строй еще два завода суммарной мощностью 4,2 млн. т/год, а в 1992 году – завод мощностью 900 тыс. т/год. В 1996 году компанией Shell в Малайзии был введен в эксплуатацию завод мощностью 470 тыс. т/год [1]. В таблице 1 представлена хронология разработок промышленных технологий [2].

Таблица 1

Промышленные технологии Фишера-Тропша [2]

FT technology	FT metal	FT type	Reactor type	Year first commissioned	Still applied?
German normal-pressure synthesis	Co	LTFT	Fixed bed (tube cooled)	1936	No
German medium-pressure synthesis	Co	LTFT	Fixed bed (tube-in-tube)	1937	No
Hydrocol	Fe	HTFT	Fixed fluidized bed	1951	No
Arbeitsgemeinschaft Ruhrchemie-Lurgi (Arge)	Fe	LTFT	Fixed bed (multitubular)	1955	Yes
Kellogg Synthol	Fe	HTFT	Circulating fluidized bed	1955	No
Sasol Synthol	Fe	HTFT	Circulating fluidized bed	1980	Yes
Shell middle distillate synthesis (SMDS)	Co	LTFT	Fixed bed (multitubular)	1993	Yes
Sasol Advanced Synthol (SAS)	Fe	HTFT	Fixed fluidized bed	1993	Yes
Iron Sasol slurry bed process (Fe-SSBP)	Fe	LTFT	Slurry bubble column	1995 ^{a)}	Yes
Statoil cobalt slurry bubble column process	Co	LTFT	Slurry bubble column	2005 ^{a)}	Yes
Cobalt Sasol slurry bed process (Co-SSBP)	Co	LTFT	Slurry bubble column	2007	Yes
High-temperature slurry FT process (HTSFTP)	Fe	MTFT	Slurry bubble column	2008 ^{a)}	Yes

а) Эти технологии по масштабу мощностей, по сравнению с мощностями современных заводов, можно назвать демонстрационными. Однако мощность 1000–4000 bbl/day – это порядок величин, которыми до 1970-х годов характеризовались промышленные предприятия в Германии, Японии, Франции, Китае, США и ЮАР.

Тем не менее, интерес к разработкам процесса не ослабевает до сих пор, о чем свидетельствует непрекращающийся поток патентов и научных исследований. Из рисунка 1 видно, что динамика публикаций, патентов и научных статей коррелируется с динамикой цен на сырую нефть [3]. О неослабевающем интересе к разработкам технологий Фишера-Тропша свидетельствуют также сообщения о строительстве демонстрационных установок и проектировании промышленных предприятий. Так, в 2002–2003 гг. в США, Европе и Японии запущено 5 пилотных установок Фишера-Тропша [4].

И наконец, в 2012 году фирма Shell ввела в эксплуатацию завод Pearl GTL (Катар) мощностью 140 000 баррелей/день – около 7 млн. т/год. [<http://s04.static-shell.com/content/dam/shell-new/local/country/rus/downloads/pdf/wpc/new-gas/pearl-gtl-rus.pdf>]

Технологии и продукты синтеза Фишера-Тропша

В промышленной практике различают два технологических варианта процесса Фишера–Тропша – низкотемпературный (LTFT) и высокотемпературный (HTFT). Низкотемпературный процесс проводится при температуре 220–250 °С и давлении 2,5–4,5 МПа [5]; высокотемпературный – при 330–350 °С и давлении 2,5 МПа [6]. В таблице 2 приведены характеристики обоих вариантов по селективности использования углерода [7].

Как видно из таблицы 2, в низкотемпературном процессе образуются преимущественно тяжелые парафины, а при высокотемпературном синтезе первичными продуктами являются линейные парафины, альфа-олефины и оксигенаты (спирты, альдегиды, карбоновые кислоты). С повышением температуры усиливаются вторичные реакции – образование кетонов ароматических углеводородов, изомеризация по скелету и двойной связи. В вы-

сокотемпературном варианте образуется значительное количество олефинов и метана.

Таблица 2

Селективность в различных процессах фирмы Sasol (% мол)

Продукт	Высокотемпературный процесс, реактор с кипящим слоем	Низкотемпературный процесс	
		Реактор с неподвижным слоем	Суспензионный реактор
Метан	7.0	2.0	3.3
Этилен	4.0	0.2	1.9
Этан	3.0	0.6	1.2
Пропилен	10.7	0.9	3.2
Пропан	1.7	0.9	0.8
Бутилен	9.4	1.0	3.1
Бутан	1.1	1.4	1.9
C ₅ + C ₆	16.5	4.8	6.1
C ₇ – т.кип. 160 °С	20.0	6.2	7.6
т.кип. 160–350 °С	15.5	18.3	17.0
т.кип. > 350 °С	6.0	62.3	49.5
Оксигенаты	5.1	1.4	4.4

Линейное строение парафинов отрицательно сказывается на свойствах бензиновой фракции – ее октановое число не превышает 55-65. Поэтому на стадии апгрейдинга бензиновую фракцию подвергают изомеризации и ароматизации и повышают ее октановое число до 87-95. Напротив, дизельная фракция (температура кипения 180-320°С) имеет высокое цетановое число – 65–75 и почти не требует дополнительной переработки.

Для увеличения выхода топливных фракций используются процессы олигомеризации олефинов и крекинга тяжелых парафинов. Технологию вторичной переработки продуктов синтеза Фишера-Тропша выбирают с учетом потребностей рынка. Так,

потребности в дизельном топливе и бензине на топливном рынке ЮАР соотносятся как 1:1, а на топливном рынке США доминирует бензин. Таблица 3 иллюстрирует примерный состав продуктов вторичной переработки [7].

Таблица 3

Выход продуктов вторичной переработки (% масс.)

Продукт	Sasol:		Shell: Co – катализатор, низкотемпературный реактор с неподвижным слоем (оценка Sasol)
	Fe – катализатор, высокотемпературный реактор с кипящим слоем	Fe – катализатор, низкотемпературный суспензионный реактор	
Топливный газ	18	10	20
Бензиновая фракция	35	19	21
Дизельная фракция	47	70	58

Катализаторы и реакторы синтеза Фишера-Тропша

В настоящее время используют два типа катализаторов – на основе железа и на основе кобальта. В низкотемпературном процессе используют как железные катализаторы, получаемые методом соосаждения, так и кобальтовые, получаемые нанесением на различные носители. В высокотемпературном процессе используют только железные катализаторы с промотирующими добавками оксидов меди и калия.

Катализаторы низкотемпературного синтеза используются в трубчатых реакторах с неподвижным слоем (TFBR) и суспензионных реакторах (SBR). Технология приготовления железных катализаторов для реакторов с неподвижным слоем предусматривает соосаждение из горячих растворов нитрата железа и меди при определенном рН, температуре и скорости осаждения. Получен-

ный осадок промывают, ретиспергируют, после чего добавляют силикат калия, отфильтровывают, экструдировывают, сушат, прокаливают и т.п.

Катализаторы высокотемпературного синтеза используются в реакторах с циркулирующим слоем (CFR) и псевдоожиженным слоем (FFBR).

И наконец, в последние годы фирма Synfuels (Китай) разработала новый процесс – HTSFTP, в котором используется преимущественно железный катализатор в сларри-реакторе при 270⁰С, что делает процесс среднетемпературной технологией Фишера-Тропша.

Трубчатые реакторы

Исторически первыми реакторами низкотемпературного синтеза на заводах фирмы Sasol были трубчатые реакторы (TFTR), разработанные фирмой Arbeitsgemeinschaft Ruhrchemie-Lurgi (Arge) для завода Sasol 1 в Южной Африке (1955 год) и получившие название ARGE. По своей конструкции реактор представлял собой кожухотрубчатый теплообменник, в трубки которого загружался катализатор в форме экструдата диаметром около 2,0 мм. Реактор имел кожух диаметром 3 м и содержал пучок из 2050 трубок диаметром 50 мм и длиной 12 м. На раннем этапе эксплуатации процесс проводился при температуре 230 °С и давлении 27 атм, а мощность реактора составляла 500 bbl/сут (25 000 т/год). Позднее, в 1987 году, на одном из заводов была построена новая установка, в которой процесс проводился при более высоком давлении (45 атм) с более высокой объемной скоростью, и в этих условиях реактор имел мощность 700 bbl/сут (35 000 т/год) [9]. Типичный реактор Arge изображен на рис. 2.

Температуру в реакторе регулируют путем изменения давления пара. Синтез-газ подается в реактор с верха, проходит слой

катализатора в трубах, где протекает синтез Фишера–Тропша; непрореагировавший синтез-газ и синтетическая нефть выходят снизу в поддон реактора. Здесь тяжелые парафины отделяются и выводятся через нижний штуцер, а газообразная смесь – через боковой штуцер.

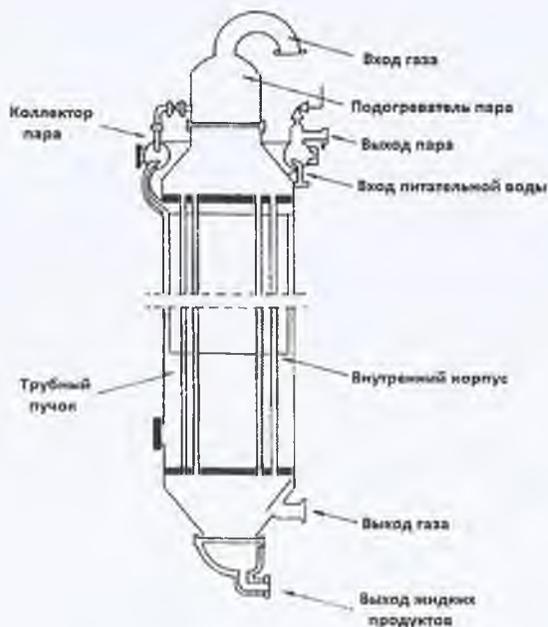


Рис. 2. Трубчатый реактор ARGE

Основной прогресс в технологии LTFT с использованием реакторов трубчатого типа был достигнут компанией Shell в рамках получения средних дистиллятов (SMDS), где применялись новые кобальтовые катализаторы повышенной активности и селективности. Для использования этих катализаторов были сконструированы новые трубчатые реакторы с трубками внутренним диаметром 20 мм, высотой 12 м и единичной мощностью около 125 тыс. т/год. Получение средних дистиллятов (SMDS) был реа-

лизовано в 1993 году на заводе г. Бинтулу (Малайзия). Общая мощность завода составила 500 000 т/год.

Позже, в 2012 году, фирма Shell ввела в эксплуатацию трубчатые реакторы существенно большей единичной мощности на заводе Pearl GTL (Катар) общей мощностью 140 000 барр/д – около 7 000 000 т/год. Процесс проводился двумя технологическими линиями по 12 реакторов в каждой. Реакторы имели: 29000 трубок с внутренним диаметром 20 мм, высотой 12000 мм, диаметр кожуха 7 м, общая высота 20 м, вес аппарата 1200 т. Загрузка катализатора 200 т. Мощность реактора 5800 барр/д – около 300 тыс.т/год. [<http://s04.static-shell.com/content/dam/shell-new/local/country/rus/downloads/pdf/wpc/new-gas/pearl-gtl-rus.pdf>]

Главным требованием к трубчатым реакторам, применяемым в низкотемпературном синтезе ФТ, является эффективность отвода тепла для обеспечения надежного контроля температуры в слое. В ранних конструкциях диаметр трубок ограничивался 50 мм. Для катализатора повышенной активности потребовались реакторы с более узкими трубками, диаметром 20 мм. Другим путем улучшения теплоотвода является возврат конденсата высококипящих продуктов синтеза на вход реактора для орошения слоя катализатора. В таком варианте в трубках реализуется трехфазный процесс – «трикл-бед реактор», в котором регулировать теплоотвод можно путем изменения плотности орошения слоя. Можно также повышать интенсивность теплоотвода увеличением скорости газа, однако такой путь приводит к росту перепада давления и сопряжен с дополнительными энергозатратами. С этим же обстоятельством связано ограничение нижнего предела размера зерен, обусловленное перепадом давления. Но существует ограничение и верхнего предела размера зерна, обусловленное повышением внутридиффузионного сопротивления. Фактор эффективности типичного зерна промышленного катализатора размером 3 мм,

согласно известным оценкам, составляет 0,1–0,3. Преодолеть эти ограничения можно изготовлением катализаторов «корочкового» типа, где активная масса наносится на внешнюю поверхность зерна. Однако катализаторы такой структуры легче дезактивируются под воздействием каталитических ядов типа H_2S , поскольку содержат существенно меньшее количество активной фазы и вся эта масса сосредоточена на внешней поверхности.

Кроме того, необходимо помнить, что загрузка и выгрузка катализатора трубчатых реакторов является трудоемким процессом (сопряженным с выводом из строя производственной мощности на длительный срок), поэтому для трубчатых реакторов необходимы катализаторы с большим сроком службы. В последней разработке катализатора Shell гарантийный срок его службы составляет 8 лет.

Суммируя, следует отметить, что трубчатым реакторам с неподвижным слоем катализатора присущи несколько недостатков, только часть из которых может быть устранена путем дизайна. К таким недостаткам относятся:

- ✓ Трудный контроль температуры по длине и радиусу трубки.
- ✓ Повышенная сложность и металлоемкость конструкции, повышающая стоимость их изготовления.
- ✓ Большой перепад давления по слою, сопряженный с повышенными энергозатратами на компримирование газа.
- ✓ Низкая эффективность использования активной массы, приводящая к повышенному расходу катализатора.
- ✓ Трудоемкость перегрузки катализатора, приводящая к длительному выводу из строя производственной мощности.

Несмотря на перечисленные недостатки, трубчатые реакторы с неподвижным слоем катализатора являются доминирующими в промышленной практике LTFT-процессов.

С другой стороны, трубчатые реакторы с неподвижным слоем имеют ряд преимуществ, которые в равной мере распространяются как на большие, так и на малые реакторы:

- ✓ Надежность в эксплуатации, подтвержденная на протяжении десятилетий.
- ✓ Стойкость к отравлению каталитическими ядами, обусловленная наличием защитного лобового слоя, сохраняющего работоспособность основного слоя.
- ✓ Удобство отделения тяжелых парафинов от катализатора.
- ✓ Отсутствие проблем, связанных с истиранием катализатора.
- ✓ Простота и надежность масштабирования на базе реакторов с единственной трубкой.

Сларри-реакторы

Крупномасштабные суспензионные барботажные реакторы колонного типа (SBCR) успешно используются компанией Sasol (ЮАР), начиная с 1993 года, и компанией Synfuels (Китай) – с 2008 года. Компания Statoil (Норвегия) также эксплуатирует суспензионный реактор на кобальтовом катализаторе. Впоследствии технология SSBP была адаптирована компанией Sasol для использования нанесенных кобальтовых катализаторов

К опытным работам по разработке процесса Фишера-Тропша в сларри-реакторе фирма Sasol приступила в конце 1980-х годов. Работы проводились на пилотном реакторе диаметром 1 м, который ранее использовался для разработки технологии процесса в псевдооживленном слое (SAS процесс). В этом этапе работ применялся железный осажденный катализатор, аналогичный тому, который используется в трубчатом реакторе Arge, но вместо экс-трудата были приготовлены тонко измельченные частицы. Затем технология была адаптирована для нанесенных кобальтовых ка-

тализаторов, и реактор был масштабирован до диаметра 10 м и высоты 60 м.

Процесс был внедрен на заводе Oryx GTL (Ras Laffan, Катар) общей мощностью 34000 барр/сут в двух реакторах, хотя первоначально на стадии освоения отмечались определенные трудности, связанные с выделением тонкодисперсных частиц из жидких продуктов синтеза [http://www.technip.com/sites/default/files/technip/fields/oryx_gtl.pdf].

Следует отметить, что ранние конструкции колонных сларри-реакторов были разработаны с недостаточным пониманием гидродинамики и массообмена в фазе суспензии. Суспензионные реакторы, в отличие от реакторов с кипящим слоем, масштабируются с большими трудностями [8]. В реакторе этого типа в зависимости от скорости газа, вязкости жидкой фазы, размера частиц и содержания катализатора в суспензии возможны различные гидродинамические режимы. Если фиктивная скорость газа менее 0,1 м/с, при которой работает большинство пилотных установок малого диаметра, то применяется гомогенный режим. В этом режиме размеры и скорости подъема пузырьков газа невелики, пропускная способность колонны ограничена. Концентрация катализатора в таких установках не более 0,1 г/л. В гетерогенном режиме в колоннах большего диаметра, при скорости газа более 0,4 м/с размер пузырей газа достигает 10 см и более. При этом для повышения производительности концентрацию катализатора в суспензии увеличивают до 30–40 % об. Переход в гетерогенный режим позволяет увеличить интенсивность теплоотвода до 1000 Вт/м² град. Однако при очень высокой концентрации катализатора возрастает вязкость среды и, как следствие, снижается скорость массообмена между газом и жидкостью. Исследования с помощью кино съемки обнаружили много общего в гидродинами-

ке суспензионных реакторов и реакторов кипящего слоя, однако особенностью суспензионных реакторов является сильное влияние поверхностного натяжения жидкости. Поверхностное натяжение суспензии зависит от условий процесса и состава продуктов и плохо поддается расчету.

Типичный колонный барботажный сларри-реактор показан на рисунке 3. Синтез-газ подают через газораспределительное устройство, расположенное в днище реактора. В верхней части, свободном пространстве реактора, находятся устройства для отделения мелких капель, которые в виде аэрозолей выносятся из суспензии потоком газа. Тепло реакции отводится с помощью теплообменных труб, погруженных в слой суспензии. Очищенный от аэрозолей газ, содержащий легкие фракции синтетической нефти, поступает на переработку в газовый контур технологической схемы процесса, а тяжелые воскообразные продукты выводятся через сепаратор и направляются на стадию облагораживания.

Конструкция сепаратора для разделения смеси жидкость/твердое вещество является одним из важнейших узлов реактора. Мелочь, образующаяся в начальных и переходных режимах на свежем катализаторе, а также потенциальные субмикронные частицы, получающиеся в результате механических и химических воздействий, могут привести к побочным эффектам, например, забивке сепаратора и проскоку пены, что может иметь серьезные последствия на стадии апгрейдинга синтетической нефти. Специальные исследования в этом направлении провела компания Eni IFPEN (IFP Energies Nouvelles) и установила, что наиболее эффективным является внешний блок фильтрации, где катализатор отделяется от воскообразного жидкого углеводородного продукта и возвращается в нижнюю часть реактора – ниже газораспределительного устройства.

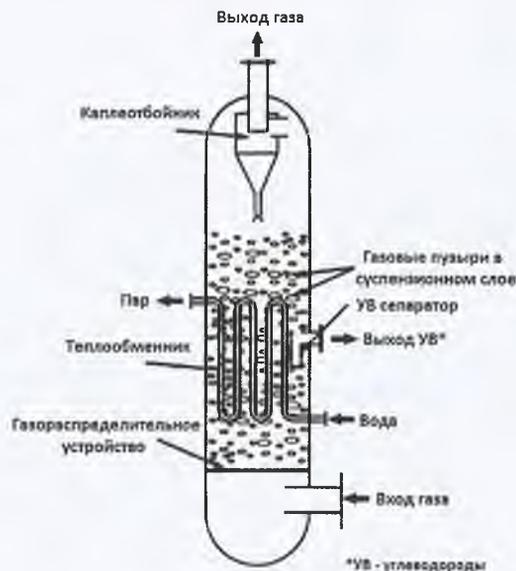


Рис. 3. Колонный барботажный сларри реактор (SBCR)

Компания Synfuels (Китай), начиная с 2000 года, проводит исследования по масштабированию сларри-фазного синтеза Фишера–Тропша. Опытный сларри-реактор мощностью 750–1000 т/год (15–20 барр/д) был запущен и эксплуатировался с 2001 по 2004 г. на опытном заводе в г. Тайюань. В этом процессе используется преимущественно железный катализатор при 270 °С, что является среднетемпературной технологией Фишера–Тропша. Повышенная температура синтеза облегчает отвод тепла реакции и позволяет повысить давление образующегося пара до 32 бар, при этом продукты подобны получаемым при низкотемпературном синтезе [9].

В 2005 году были запущены три проекта демонстрационных заводов мощностью в 200–225 тыс. т/год (4000–4500 барр/сут) с использованием сларри-реакторов внутренним диаметром 5.3–5.8 м и высотой 57 м. Эти заводы введены в эксплуатацию в течение 2008–2009 гг. и работают до сих пор. Эти разработки создают

основу новой технологии – HTSFTP, которая будет использоваться в будущих проектах заводов производительностью от 2 до 7,5 млн. т /год (40 000–150 000 барр/сут) как в Китае, так и за его пределами.

Преимуществами колонных сларри-реакторов перед многотрубными реакторами с неподвижным слоем являются:

- ✓ Существенно лучшая изотермичность во всем объеме слоя.
- ✓ Существенно меньший перепад давления.
- ✓ Возможность online замены катализатора и большая продолжительность пробега.

- ✓ Более высокая селективность по тяжелым продуктам.
- ✓ Меньшая стоимость аппарата.

К недостаткам колонных сларри-реакторов следует отнести:

- ✓ Распределение времени пребывания в сларри-реакторе приближается к распределению типа CSTR, которое менее эффективно, чем распределение в трубчатом реакторе, приближающееся к реактору типа PFR.

✓ Истирание и дробление частиц катализатора приводит к увеличению вязкости реакционной массы и создает трудности с последующим выделением катализатора.

✓ Вредные примеси в синтез-газе, такие как H_2S , немедленно распространяются в суспензии, что приводит к ускоренной дезактивации катализатора во всем объеме.

Реакторы с циркулирующим и стационарным псевдоожиженным слоем

Реакторы с циркулирующим (CFB) и стационарным псевдоожиженным слоем (FFB) используются только для высокотемпературного синтеза HTFT. Катализаторы получают спеканием оксидов железа с промотирующими добавками оксидов меди и ка-

лия и последующим измельчением до необходимых размеров. Чтобы предотвратить образование жидких продуктов катализатор в этих реакторах должен иметь $ASF = 0,7$ или ниже. Процесс проводят при температуре 320–350 °С и давлении 25 атм.

Технология реакторов CFB изначально была разработана компанией Kellogg (США) в 1950 году. К тому времени Kellogg имел успешный опыт разработки технологии каталитического крекинга (FCC) с реактором CFB. Использование такого же дизайна для синтеза FT на заводе Sasol 1 (ЮАР) стало эффективным путем к решению проблем, которые возникли в 1951 г. на заводе Hydrocol НТФТ (Браунсвилль, Техас) при разработке реакторов со стационарным псевдооживленным слоем (FFB).

Реакторы с циркулирующим псевдооживленным слоем (CFB) масштабировались на заводе Sasol 1, начиная с реактора внутренним диаметром 100 мм до реактора диаметром 2,3 м. Мощность каждого из первых двух реакторов Келлога составляла около 75 тыс. т/год (1500 bbl/сут). Позднее, когда некоторые проблемы технологии Kellogg CFB были устранены, мощность увеличилась до 125 тыс. т/год (2500 bbl/сут). Реакторы Synthol CFB, представляющие собой модифицированные версии реакторов Келлога CFB, работали на заводах Sasol 2 и 3 (Секунда, Южная Африка). Мощность реактора составляла 365 000–400 000 т/год (7300–8000 барр/сут), что в три раза выше, чем мощность реактора на Sasol 1. Три реактора Synthol CFB мощностью 400 000 т/год (8000 барр/сут) были использованы также в PetroSA Moss gas GTL завода Mossel Bay, Южная Африка).

Принципиальная конструкция реактора с циркулирующим слоем катализатора (CFB) представлена на рис. 4. Горячий синтез-газ смешивается с потоком катализатора, стекающим по стояку из бункера сепаратора. Расход катализатора регулируется за-

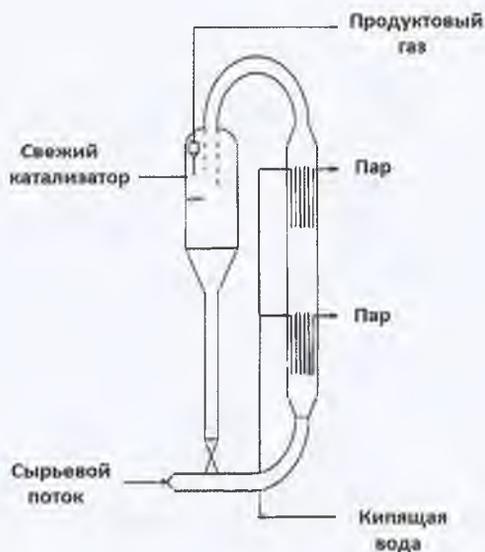


Рис. 4. Реактор с циркулирующим слоем катализатора (CFB)

движкой (шибером). Реакция начинается в момент смешения потоков газа и катализатора. Реактор CFB работает в режиме восходящего потока (entrained flow, riser bed, transport line reactor). Газокатализаторная смесь поднимается по вертикальной трубе в основную часть реактора, где и протекает реакция. Тепло реакции отводится с помощью теплообменника-парогенератора в виде пучка труб, в которых образуется пар с давлением выше 50 атм. Температура реакции в потоке газокатализаторной смеси контролируется регулированием давления пара. Реакционные газы отводятся с верха реактора, проходят циклоны, где катализатор отделяется от газового потока и собирается в бункере сепаратора. Режим работы CFB реактора предусматривает большой рецикл катализатора и высокую скорость газа, что вызывает истирание катализатора и эрозию оборудования. В дополнение к жестким условиям эксплуатации как катализатора, так и оборудования, для безопасной работы установки необходимо поддерживать баланс

между перепадом давления в реакторе и стояке с катализатором. И, наконец, следует учитывать, что реакторный агрегат содержит большой объем не участвующего в реакции катализатора, находящегося в бункере и стояке, что снижает общую объемную производительность реактора, а также эффективность использования катализатора.

В 1984 году компания Sasol в сотрудничестве с компанией Badger приступила к внедрению FFB реактора (fixed fluidized bed), первоначально разработанного фирмой Hydrocoal HTFT (Браунсвилль, Техас), и в 1989 году такой реактор был масштабирован до размера 5 м в диаметре и мощностью 175 000 т/год (3500 барр/сут). Дальнейшие работы по масштабированию FFB-реакторов, проведенные фирмой Sasol, позволили заменить в течение 1995–1999 гг., на заводах Sasol 2 и 3 все 16 реакторов Synthol-CFB диаметром 2.3 м и высотой 46 м на реакторы FFB, получившие название Sasol Advanced Synthol (SAS). Вместо всех ранее действующих 16 CFB-реакторов были установлены четыре FFB-реактора (диаметром 8 м, высотой 22 м) мощностью 550 000 т/год (11 000 барр/сут) каждый и четыре реактора (диаметром 10.7 м, высотой 22 м) мощностью 1 млн т /год (20 000 барр/сут) каждый [10].

Принципиальная конструкция FFB-реактора показана на рисунке 5. Синтез-газ вводится в нижнюю часть реактора и через газораспределительное устройство поступает в слой катализатора. Полученные газообразные продукты выводятся из слоя в верхней части через циклоны. Тепло реакции отводится с помощью пучка труб, погруженных в псевдоожиженный слой. В отличие от реактора с циркулирующим слоем (CFB), этот реактор работает в режиме плотного псевдоожиженного слоя, когда все количество катализатора находится в зоне реакции.

Основными преимуществами FFB-реакторов, по сравнению с CFB-реакторами являются:

- ✓ Более высокая единичная мощность.
- ✓ Существенно меньшая скорость замены катализатора и общий его расход.
- ✓ Существенно, на сорок процентов ниже стоимость изготовления.

Низкая стоимость эксплуатации и технического обслуживания.

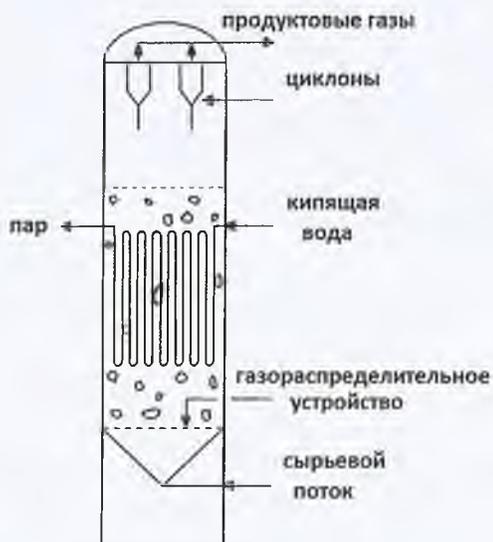


Рис. 5. Реактор с псевдооживленным слоем катализатора (FFB)

Заключение

Обзор и анализ публикаций, посвященных разработкам промышленных реакторов для технологий синтеза Фишера-Тропша, показывает, что созданные в последние два десятилетия промышленные реакторы всех трех типов (трубчатых, барботажных колонных сларри-реакторов и реакторов с псевдооживленным слоем) для обоих вариантов синтеза Фишера-Тропша (LTFT и HTFT) характеризуются существенно большей единичной мощностью.

Реакторы для низкотемпературного синтеза трубчатого типа, разработанные фирмой Shell, характеризуются мощностью около 300 тыс. т/год (5800 барр/сут).

Колонные сларри-реакторы (SBCR) для низкотемпературного синтеза, разработанные фирмой Sasol, характеризуются мощностью 750–850 тыс. т/год (15000–17000 барр/сут).

Реакторы с псевдооживленным слоем (SAS), разработанные фирмой **Sasol**, характеризуются мощностью 1 млн т/год (20 000 барр/сут).

Особый интерес представляет разработка нового процесса в сларри-реакторе фирмы Synfuels (Китай) в рамках новой технологии – HTSFTP. В этом реакторе используется преимущественно железный катализатор. Процесс проводится при 270 °С, что делает его среднетемпературной технологией Фишера-Тропша. Повышенная температура синтеза облегчает отвод тепла реакции и позволяет повысить давление получаемого пара до 32 бар. При этом получаемые продукты подобны тем, которые получают в низкотемпературном синтезе.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. M.E. Dry. The Fisher-Tropsch process: 1950-2000. *Catalysis Today*, 71, 2002, p.227
2. Arno de Klerk, Yong-Wang Li, and Roberto Zennaro. in *Greener Fischer Tropsch Processes*, edited by Peter M. Maitles, Arno de Klerk. 2013 Wiley-VCH Verlag GmbH&Co. KGaA, Germany
3. Emiel de Smit and Bert M. Weckhuysen. *Chem. Soc. Rev.*, 2008, 37, 2758–2781
4. Fischer-Tropsch rises yet again. *Chemical Engineering*, November 2005, pp.23–27
5. R.I. Espinoza, A.P. Steynberg, B. Jager, A.C. Vosloo. Low temperature Fisher – Tropsch synthesis from a Sasol perspective. *Applied Catalysis A General*, 1999, v. 186, p. 13.
6. A.P. Steynberg, R.I. Espinoza, B. Jager, A.C. Vosloo. High temperature Fisher – Tropsch synthesis in commercial practice. *Applied Catalysis A General*, 1999, v. 186, p. 41.
7. M.E. Dry. The Fisher-Tropsch process – commercial aspects. *Catalysis Today*, 1990, v.6, N 3, p.183
8. Sie S.T., Krishna R. Fundamentals and selection of advanced Fisher-Tropsch reactors. *Applied Catalysis A General*, 186 (1999), p. 55.
9. Hao, X., Dong, G, Yang, Y, Xu, YY, and Li, YW. (2007) *Chem. Eng. Technol*, 30, 1157–1165 <http://www.cet-journal.com>
10. Steynberg, A.P., Dry, M.E., Davis, B.H., and Breman, B.B. (2004) *Stud. Surf. Sci. Catal*, 152, 64–195.

МИКРОКАНАЛЬНАЯ ТЕХНОЛОГИЯ СИНТЕЗА ФИШЕРА-ТРОПША И ЕЕ ПРИМЕНЕНИЕ В ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Майкл Прайни, Velocys, США

А.Ю. Крылова, А.П. Пименов, ООО «Энергия синтеза»

Синтез Фишера-Тропша – каталитическое превращение смеси оксида углерода и водорода (синтез-газа) в жидкие углеводороды: $\text{CO} + \text{H}_2 \leftrightarrow [-\text{CH}_2-]_n + \text{H}_2\text{O}$. Процесс имеет преимущественно топливное назначение и используется в настоящее время для получения средних дистиллятов (дизельного топлива и реактивного керосина).

Реакция Фишера-Тропша протекает с большим выделением тепла ($\Delta H_{227^\circ\text{C}} -165$ кДж/моль), что зачастую приводит к существенному изменению селективности катализатора в сторону преимущественного образования метана. Вследствие этого для ее реализации в промышленности используют реакторы, позволяющие осуществлять эффективный отвод тепла. К таким аппаратам относятся кожухотрубчатые реакторы с неподвижным слоем катализатора, помещенного в трубное пространство, а также с катализатором, взвешенным в потоке газа (псевдоожиженный слой) или суспендированным в жидкости (сларри-реакторы) [1].

Реакторы с неподвижным слоем использовались в первых промышленных установках синтеза Фишера-Тропша и применяются до настоящего времени. Это пучок труб диаметром 25–50 мм в едином кожухе. Аппараты с неподвижным слоем катализатора используют компании Shell, Sasol, BP–Davy PT и Syntrolchem. Достоинством реакторов этого типа является относительная простота проточного режима и легкость отделения продуктов реакции от катализатора. К недостаткам можно отнести большую металлоемкость, не очень хороший отвод тепла, сложность за-

грузки и выгрузки катализатора (восстановленный катализатор пирофорен). Эти недостатки можно устранить, если проводить синтез в слое катализатора, взвешенного в газе или жидкости.

Использование взвешенного в газе порошкообразного катализатора (псевдооживленный слой) позволяет существенно улучшить теплообмен в системе и облегчить процесс загрузки-выгрузки катализатора. В качестве варианта процесса возможна одновременная циркуляция катализатора, для чего используют большие скорости синтез-газа. Срок службы катализатора в реакторах с псевдооживленным слоем небольшой и составляет 40–45 суток. К тому же реакторы сложны в управлении. Масштабирование таких аппаратов сопряжено с определенными трудностями реализации взвешенного слоя. В настоящее время реакторы с псевдооживленным слоем для синтеза Фишера–Тропша использует только компания Sasol.

Современным методом получения твердых парафинов является синтез углеводородов на порошкообразном катализаторе, суспендированном в жидкости. Формирование слоя катализатора осуществляется за счет подачи снизу реактора синтез-газа и/или инертного газа. При этом используется трехфазная система газ – жидкость – твердое вещество (сларри). Разработчики новых технологий синтеза Фишера–Тропша (Sasol, ExxonMobil, Axens, Copoco и ряд других) предлагают именно сларри-реакторы для реализации процесса GTL. Они обладают рядом достоинств: более высокой производительностью по сравнению с реакторами с фиксированным слоем катализатора, возможностью ввода и вывода катализатора вместе с жидкой фазой, что значительно облегчает процесс загрузки-выгрузки, хорошим теплоотводом. К недостаткам трехфазных процессов можно отнести большое время установления равновесия в системе.

В последние годы для реализации малотоннажных процессов GTL предлагается использовать микроканальные технологии, совмещающие простоту неподвижного слоя с достоинствами мелкозернистых катализаторов. Использование микроканальных реакторов позволяет интенсифицировать процессы и существенно уменьшить размеры химических реакторов. Такие технологии применяются, в частности, компаниями Velocys и Compact GTL.

Компания Velocys объединяет двух партнеров – английского Oxford Catalysts и американского Velocys. Компания Oxford Catalysts, расположенная недалеко от Окфорда, в городе Милтон Парк (Великобритания), специализируется в области катализаторных технологий для получения чистых топлив из газа, биомассы, угля и отходов через паровой реформинг, синтеза Фишера–Тропша и гидрооблагораживание. Компания Velocys, расположенная около города Колумбус (США, штат Огайо), работает в области создания микрореакторов для производства синтетического топлива, химических соединений, эмульсий и других материалов.

Микроканальный реактор, разработанный компанией Velocys, представляет собой совокупность параллельно расположенных плоскостей, разделенных внутри перегородками на расстоянии 0,1–5 мм друг от друга (рис. 1) [2]. В таких аппаратах процессы тепло- и массообмена ускоряются в 10–1000 раз.

Эффективный теплосъем позволяет использовать в микроканальном реакторе катализаторы с размером частиц 50–100 мкм (как в сларри-реакторах), что дает возможность существенно снизить диффузные ограничения при проведении синтеза Фишера–Тропша. В таком аппарате производительность катализатора может на порядок превышать производительность аналогичных ка-

тализаторов, работающих в традиционных реакторах с фиксированным слоем, и достигать $1500 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$ [2].

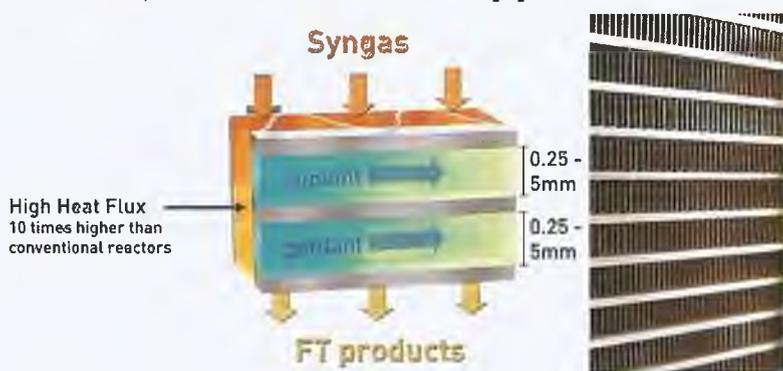


Рис. 1. Принципиальная схема и фото микроканального реактора компании Velocys

Для проведения синтеза Фишера-Тропша применяется катализатор, разработанный Oxford Catalysts. Для его приготовления используют метод сжигания органической матрицы, который позволяет получать катализаторы, отличающиеся гораздо более высокой активностью и селективностью, чем традиционные системы. Метод заключается в образовании стабильного комплекса из соли металла и органического соединения, последующее прокаливание которого приводит к формированию кристаллитов идеальной формы. Кристаллиты имеют размер в нанобласти, что обеспечивает их высокую активность и стабильность.

При синтезе Фишера-Тропша проявляются два вида дезактивации катализатора: кратковременная (из-за налипания воска и/или частичного окисления входящего в его состав кобальта) и долговременная (из-за спекания активного компонента, потери пористой структуры и/или отложения углерода). Кратковременная дезактивация катализатора – обратимый процесс, поскольку она может быть устранена путем мягкой гидрообработки, как, например, это организовано для катализатора компании Velocys

(рис. 2). Долговременная дезактивация необратима и требует перегрузки катализатора.

Компания Velocys предлагает использовать технологию GTL для получения товарных продуктов: дизельного топлива, реактивного керосина, базовых масел и смазок, высокоплавкого церезина и т.д.

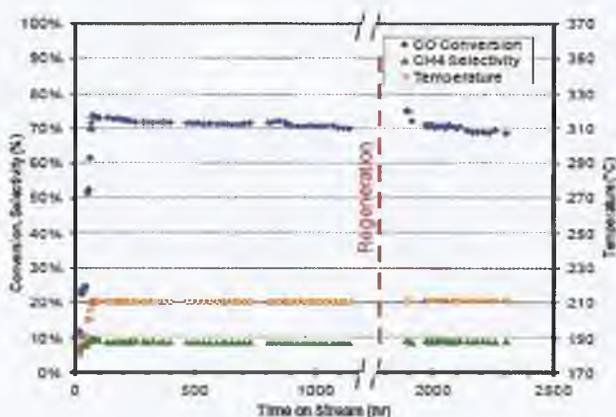


Рис. 2. Регенерация катализатора синтеза Фишера–Тропша в микроканальном реакторе

Компанией Velocys внедрены три демонстрационных проекта мощностью менее 1 MMscfd:

✓ Демонстрационная установка производительностью 0,5 барр/сут на площадке компании Velocys (Columbus, Ohio, USA)

✓ Установка производительностью 50 барр/сут на площадке компании Sierra Energy по переработке биомассы (в 2013 г)

✓ Установка GTL производительностью 1000 барр/день на площадке компании Calumet Penreco LLC (Karns City, PA, US) (2014 г.).

В таблице 1 приведены сравнительные характеристики различных типов реакторов синтеза Фишера–Тропша.

В 2010 г на заводе газификации биомассы компании SGC Energia (Güssing, Austria) прошли успешные испытания микроканального реактора Фишера–Тропша производительностью 0,5 барр/сут, а в 2012 г. на НПЗ компании Petrobras в Fortaleza, в северо-восточной Бразилии была испытана установка на 6 баррелей в день.

Роснефть приобрела установку компании мощностью 100 баррелей жидких продуктов в сутки (10 млн. м³ газа в год), которую планировалось установить на Ангарском НПЗ.

Таблица 1

Сравнительные характеристики различных типов реакторов синтеза Фишера–Тропша

Характеристика	Катализаторный слой			
	Фиксированный	Псевдо-ожиженный	Сларри	Микроканальный
Контроль температуры	Плохой	Хороший	Хороший	Хороший
Поверхность теплообменника на 1000 м ³ сырья	240 м ²	7–15 м ²	50 м ²	–
Максимальный диаметр реактора	<0,08 м (одна трубка)	Несколько метров	Несколько метров	–
Образование CH ₄	Низкое	Высокое	Низкое	Низкое
Маневренность	Средняя	Слабая	Высокая	Высокая
Продукт	Вся область	Низкомолекулярный	Вся область	Вся область
Производительность по C ₂₊ , кг/м ³ /сут	> 1000	4000–12000	10000	36000
Эффективность катализатора	Низкая	Высокая	Средняя	Высокая
Требуемое количество сырья	Мало	Много	Мало	Мало
Конструкция реактора	Сложная	Сложная	Простая	Сложная

Список использованных источников

1. *Dry M.E.* Practical and theoretical aspects of the catalytic Fischer-Tropsch process // *Appl.Catal.A:General*. 138 (1996) 319-344
2. *LeViness S., Tonkovich A.L., Jarosch K., Fitzgerald S., Yang B., McDaniel J.* Improved Fischer-Tropsch economics enabled by microchannel technology http://www.oxfordcatalysts.com/press/wp/wp110224_microchannel_FT_white_paper_24Feb11.pdf

ПРОБЛЕМЫ И ПЕРСПЕКТИВЫ ПРОИЗВОДСТВА СЖИЖЕННОГО ПРИРОДНОГО ГАЗА В РОССИИ

Е.Б. Федорова, РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина

Сжиженный природный газ получают на заводах, производительность которых варьируется от нескольких тысяч до нескольких десятков миллионов тонн в год. В зависимости от производительности и назначения все заводы СПГ можно условно разделить на крупнотоннажные, среднетоннажные и малотоннажные (табл. 1).

Таблица 1

Категории заводов СПГ по производительности

Категории заводов	Производительность	
	тыс. т/год	т/ч
Крупнотоннажные заводы «based load plants»	свыше 3 000	свыше 375
Среднетоннажные заводы «mid-scale plants»	1 000–3 000	125–375
Заводы для покрытия пиковых нагрузок газопотребления «peak-shaving plants»	30–150	3,75–18,75
Малотоннажные заводы «small-scale plants»	менее 1 000	менее 125

Основное мировое производство СПГ сосредоточено на крупнотоннажных заводах, назначение которых – поставки СПГ на мировые рынки. Средне- и малотоннажное производство СПГ нацелено на межрегиональную торговлю и удовлетворение спроса на внутреннем рынке.

Технологии сжижения природного газа также различаются по производительности. Крупнотоннажные заводы СПГ используют крупнотоннажные технологии сжижения природного газа, средне- и малотоннажные заводы – соответственно средне- и ма-

лотоннажные технологии. Все технологические процессы сжижения лицензируются компанией-разработчиком. За все время существования мировой индустрии сжиженного природного газа было разработано несколько десятков технологий промышленного сжижения природного газа. Ряд процессов нашли в разной степени свое применение, некоторые из них до сих пор существуют только в проекте.

В основе любой технологии охлаждения и сжижения лежат пароконденсационные холодильные циклы. В каждом холодильном цикле используется один из известных способов производства холода хладагентом – изохорный (дросселирование), изэнтропийный (расширение в детандере) или расширение газа в адиабатной вихревой трубе. Рабочее тело цикла – хладагент – циркулирует по замкнутому контуру, проходя последовательно стадии сжатия в компрессоре, охлаждения, конденсации, расширения и испарения. Затем цикл повторяется. Каждый раз для испарения хладагента используется тепло, отбираемое от потока сжижаемого газа. Проходя последовательно несколько испарителей холодильных циклов (ХЦ), природный газ охлаждается и конденсируется, превращаясь в СПГ.

Все технологии сжижения природного газа можно условно разделить на процессы с одним, двумя и тремя холодильными циклами. В крупнотоннажных технологиях, как правило, используются два и три холодильных цикла. Малотоннажные технологии сжижения базируются на одинарных холодильных циклах или разомкнутых циклах с расширительными устройствами (турбодетандер, дроссель, вихревая труба и др.).

Большое количество сложных и эффективных технологий сжижения было разработано путем добавления дополнительных ступеней охлаждения в рамках одного или нескольких холодильных

ных циклов. Некоторые из этих технологий основаны на чистых хладагентах, некоторые на смесевых хладагентах, другие – на их комбинации. Каждая технология обладает своей эффективностью и сложностью. В таблице 2 приведены некоторые из зарубежных технологий сжижения природного газа.

Таблица 2

Промышленные процессы сжижения природного газа

	Число ХЦ	Компания-разработчик	Процесс	Холодильный агент
Малотоннажные	1	Black & Veatch	PRICO	СХА*
		Shell	SMR	СХА
		Linde	BHP/Linde	Азот
			SMR	СХА
		General Electric	EXP	Азот
			SMR	СХА
		Kryopak	Kryopak's EXP	Азот
PCMR/SCMR	СХА/СХА			
Technip	TEALARC	СХА		
Крупнотоннажные	2	APCI	C3/MCR	Пропан/СХА
			DMR	СХА/СХА
		Shell	C3/MR (PMR)	Пропан /СХА
			DMR	СХА/СХА
	IFP/Axens	Liquefin	СХА/СХА	
	3	APCI	AP-X	Пропан /СХА/Азот
		Phillips	Cascade	Пропан /Этилен/Метан
			Optimised Cascade	Пропан /Этилен/Метан
	Statoil / Linde	MFC	СХА/СХА/СХА	

Принятые сокращения:
 ХЦ – холодильный цикл;
 СХА – смесевой хладагент

Все крупнотоннажные технологические процессы различаются по следующим признакам:

- ✓ рабочее давление: большинство установок сжижения работают при давлении в пределах 3,5–7,0 МПа, кроме *Liquefin* (*Axens*), предусматривающего давление около 10,0 МПа;
- ✓ число холодильных циклов: два или три;
- ✓ тип хладагента: смесевой или чистое вещество (пропан, этан или этилен, метан, азот и др.);
- ✓ тип основного криогенного теплообменника (испарителя): спиральновитой или ребристо-пластинчатый;
- ✓ тип расширительного устройства: турбодетандер или дроссель;
- ✓ тип внешнего охлаждения: водяное или воздушное;
- ✓ приводы компрессоров: паровые турбины, газовые турбины или электродвигатели.

Среди разработчиков крупнотоннажных технологий сжижения – компании ConocoPhillips (США), Air Products and Chemical Inc. (США), Shell (Великобритания-Нидерланды), Linde (Германия), Statoil (Норвегия), Axens (Франция). Подробное описание крупнотоннажных технологий сжижения дано в работе [1].

К сожалению, производство СПГ в России находится еще на начальном этапе развития. Все крупнотоннажные проекты в России – Сахалин, Владивосток, Балтийский (все – ПАО «Газпром»), Ямал (ОАО «Новатэк»), Дальневосточный (ОАО «НК «Роснефть»-Еххон Mobil), Печора (Группа АЛЛТЕК и ОАО «НК «Роснефть») – осуществляются с участием иностранных компаний, в руках которых остаются ключевые элементы проектов – технологии. Отсутствие в России собственных крупнотоннажных технологий сжижения, методик расчета основного криогенного оборудования ставит российские проекты в зависимость от зару-

бежных поставщиков технологий, оборудования и сервисных услуг.

Но все вышеперечисленные производства СПГ – это экспортные проекты, газ от которых не попадает на территорию Российской Федерации. Отечественному потребителю газ поставляют, в основном, по газопроводам, разветвленная сеть которых расположена преимущественно в европейской части страны.

Значительная часть территории России находится вне газотранспортной системы, и прокладка газопроводов в эти регионы зачастую экономически нецелесообразна, особенно при необходимости поставки газа в удаленные и труднодоступные регионы. Причиной этого являются естественные преграды в виде рек, озер, гор или болот, удаленность и малочисленность населенных пунктов от основных газовых магистралей, малонаселенность территорий. Здесь может прийти на помощь альтернативная газификация промышленных и социальных объектов сжиженным природным газом, произведенным на малотоннажных установках.

Газификация является одним из важнейших направлений социально-экономического развития регионов России, средством повышения эффективности различных отраслей промышленности и жизненного уровня населения. Замена угля и мазута на более чистый источник энергии, каким является природный газ, позволяет улучшить экологическую обстановку в регионах, снизить заболеваемость населения, причиной которой являются вредные выбросы в атмосферу.

Наряду с газификацией регионов, удаленных от магистральных газопроводов, малотоннажное производство СПГ в России может сыграть заметную роль в диверсификации энергоресурсов и, в частности, путем:

✓ создания резервов газа (наряду с ПХГ) для компенсации пиковых нагрузок газопотребления;

- ✓ вовлечения в разработку малодобитных, малых и средних месторождений природного газа;
- ✓ обеспечения бесперебойного газоснабжения потребителей во время проведения ремонтных работ на газопроводах и других строительных работ;
- ✓ реализации проектов плавучих заводов СПГ с целью монетизации шельфовых месторождений природного газа;
- ✓ сжижения метана угольных пластов, попутного нефтяного газа, сланцевого и биогаза с целью их рационального использования и транспортировки;
- ✓ производства экологически чистого моторного топлива для автомобильного, железнодорожного, речного, морского и воздушного транспорта, ракетно-космической техники.

Если в крупнотоннажном производстве СПГ Россия значительно отстает от зарубежных стран, то в области малотоннажного производства СПГ уже накоплен некоторый опыт, и есть достаточные научные, инженерно-технические и производственные ресурсы для успешного практического развития данного направления.

Базовыми объектами для производства СПГ могут выступать как непосредственно объекты Единой системы газоснабжения (ЕСГ) – газораспределительные станции (ГРС), автогазонаполнительные компрессорные станции (АГНКС), газовые сети низкого и среднего давления, – так и крупные промышленные предприятия – газоперерабатывающие заводы, газохимические комбинаты, а также объекты далеко за пределами ЕСГ: средне- и малодобитные месторождения природного газа, строительство магистрального газопровода для которых экономически нецелесообразно.

В малотоннажных технологических процессах сжижение природного газа осуществляется двумя способами. В первом случае,

как и в крупнотоннажных процессах, используется внешний источник охлаждения в виде замкнутых холодильных циклов с использованием хладагентов. В качестве последних могут выступать как чистые вещества, так и смеси углеводородов с азотом.

Во втором случае рабочим телом холодильного цикла является непосредственно поток или часть потока природного газа, которые подвергаются последовательному сжатию, охлаждению и расширению в одну или несколько ступеней. Холодильный цикл в этом случае является открытым.

Открытые циклы, где хладагентом является часть потока сырьевого газа, базируются на расширении природного газа в турбодетандерах. Эффективность и число турбодетандеров оказывает прямое влияние на общую эффективность процесса сжижения.

На практике также встречаются комбинированные технологические процессы, где, к примеру, используется внешний источник для предварительного охлаждения потока газа, а для дальнейшего снижения и конденсации – открытый холодильный цикл с детандером.

Как и при выборе крупнотоннажного технологического процесса, при выборе малотоннажной технологии руководствуются теми же принципами: термодинамическая эффективность, безопасность и минимальные эксплуатационные затраты. В качестве теплообменного аппарата в малотоннажных процессах используются как спиральновитые, так и, в большей степени, ребристо-пластинчатые теплообменники.

Классификация технологических процессов малотоннажного производства СПГ представлена на рис. 1.

К технологическим процессам сжижения природного газа внешним хладагентом относятся две основные группы циклов: азотные и на смешанных хладагентах – смесях легких углеводо-

родов и азота. Эти технологии доминируют в диапазоне производительности от 3,5 до 35 т СПГ в час [2].

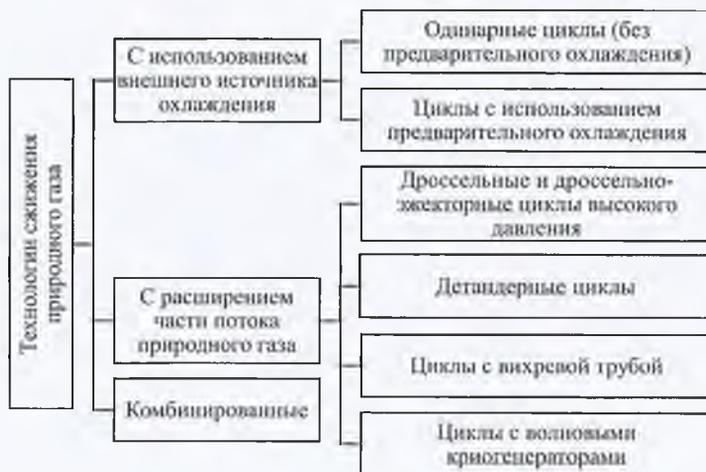


Рис. 1. Классификация технологических процессов малотоннажного производства СПГ

В первую очередь, это азотный холодильный цикл с детандерами, получивший широкое распространение благодаря простоте, безопасности и доступности азота в качестве холодильного агента. За рубежом он известен как закрытый цикл Брайтона/Клода. Азот получают на воздухоразделительных установках и перевозят в газовых баллонах или цистернах. В процессе циркуляции в замкнутом холодильном цикле азот не меняет своего агрегатного состояния и остается газообразным. Так как в процессе не используется преимущество скрытой теплоты парообразования-конденсации, теплообменники работают с относительно большой разностью температур, цикл обладает низкой эффективностью и, как следствие, процесс отличается высоким потреблением энергии.

Упрощенная вариация процесса включает один компрессор,

одну пару детандер-компрессор и два ребристо-пластинчатых теплообменника в едином блоке. Установки производства СПГ на такой основе встречаются по всему миру, хотя их производительность не превышает 0,1 млн. т СПГ в год. В частности, в Норвегии по этой технологии работает малотоннажный завод Kollsnes с двумя технологическими линиями 0,04 и 0,08 млн. т в год [1].

Для увеличения производительности используют две пары детандер-компрессор, в этом случае максимальная производительность ограничивается размером детандера и не превышает 0,5 млн. т СПГ в год (62,5 т в час).

Увеличение эффективности азотного цикла за счет увеличения числа ступеней охлаждения ведет к росту числа компрессоров в процессе. Однако применение в качестве расширительных устройств турбодетандеров позволяет вернуть в цикл часть затраченной энергии. Встречаются разновидности азотного холодильного цикла с одним, двумя и тремя детандерами. Эффективность и число турбодетандеров оказывает прямое влияние на общую эффективность процесса сжижения (рис. 2).

Азот не горюч, поэтому является наиболее безопасным хладагентом. Основными преимуществами азотных циклов являются

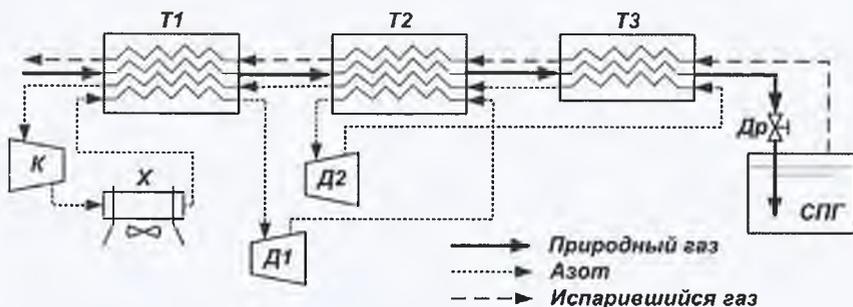


Рис. 2. Азотный холодильный цикл с двумя детандерами: Т1, Т2, Т3 – теплообменники; Д1, Д2 – турбодетандеры; К1, К2, К3 – компрессоры; Х – холодильник; Др – дроссель

простота запуска и остановки технологической линии и легкость адаптации к изменениям в составе сырьевого газа.

Сравнительно низкая эффективность азотного холодильного цикла заставляет разработчиков искать новые инженерные решения для ее увеличения. Азотный холодильный цикл лег в основу нескольких лицензионных технологических процессов, предлагаемых к коммерческому использованию разными компаниями.

Компания *APCI* обладает лицензией на *N₂ expander LNG process*, который включает три детандера, спиральновитой теплообменник для сжижения природного газа и пластинчатый теплообменник для предварительного охлаждения азота. По утверждению разработчиков, процесс обладает высокой эффективностью, сравнимой с эффективностью цикла на смешанном хладагенте, и способен обеспечить производительность 0,5–1,0 млн. тонн СПГ в год.

Азотный холодильный цикл лидирует в выборе технологии сжижения природного газа для плавучих заводов СПГ, так как в оффшорной зоне критерий безопасности превалирует над критерием эффективности.

Технологические процессы с использованием смесевых хладагентов (СХА) в одинарном цикле широко используются в малотоннажном производстве СПГ за рубежом. Исходя из многолетнего опыта производства и эксплуатации малотоннажных установок СПГ, были разработаны двух- и трехступенчатый циклы со СХА и разделением потока хладагента на жидкую и паровую фазу. Максимальная производительность процесса не превышает 1 млн. т СПГ в год (62,5 т/ч). Принципиальная схема трехступенчатого цикла представлена на рисунке 3.

Увеличение числа ступеней цикла приводит к росту числа единиц оборудования, к усложнению технологической схемы. Но

природного газа не требует высокого давления самого потока природного газа. Это позволяет применять технологии с внешним охлаждением на месторождениях природного газа.

Сравнение азотного цикла с двумя детандерами и одинарного цикла на СХА, проведенное в работе [2], позволило сделать вывод о том, что при незначительной разности в капитальных вложениях и выборе технологии сжижения необходимо опираться на расчет эксплуатационных затрат и удобство и простоту эксплуатации.

При работе установки в течение года с постоянной нагрузкой, близкой к проектной, циклы на СХА обладают очевидными преимуществами благодаря более низким эксплуатационным затратам. Недостатки данной технологии – увеличенное время запуска и снижение производительности при неполной загрузке – в этом случае не так важны.

При частых пусках и остановках технологической линии несомненным преимуществом обладает азотный цикл, т.к. у него короткий период запуска и стабильная эффективность при полной и частичной загрузке. Здесь более высокие эксплуатационные затраты компенсируются укороченным периодом работы в течение года.

Технологические процессы сжижения с расширением части потока природного газа базируются на применении различных расширительных устройств, в роли которых могут выступать дроссели, эжекторы, вихревые трубы, турбодетандеры и волновые криогенераторы. Поскольку часть потока природного газа выступает в роли хладагента, коэффициент ожижения у этих процессов гораздо ниже, чем с использованием внешнего хладагента.

Наибольшей энергоэффективностью обладают процессы с

применением расширительных устройств, использующие перепад давления на газораспределительной станции (ГРС), а также высокое давление газа на автомобильных газонаполнительных компрессорных станциях (АГПКС). Преимуществом подобных установок является относительно низкая себестоимость СПГ, так как нет необходимости затрачивать энергию на сжатие в компрессорах, а стоимость основного оборудования в последнее время становится достаточно низким.

В силу того, что Россия обладает сетью магистральных газопроводов, именно эти технологии вызывают наибольший интерес.

На рисунке 4 представлена типовая схема установки получения СПГ на ГРС. Здесь не показаны подготовка, осушка газа и удаление из него тяжелых компонентов, но эти процессы являются частью установки.

Коэффициент ожижения при использовании данной технологии не превышает 20%, но она обладает самыми низкими удельными энергозатратами. Основная энергия расходуется на процессы подготовки газа – очистку и осушку.

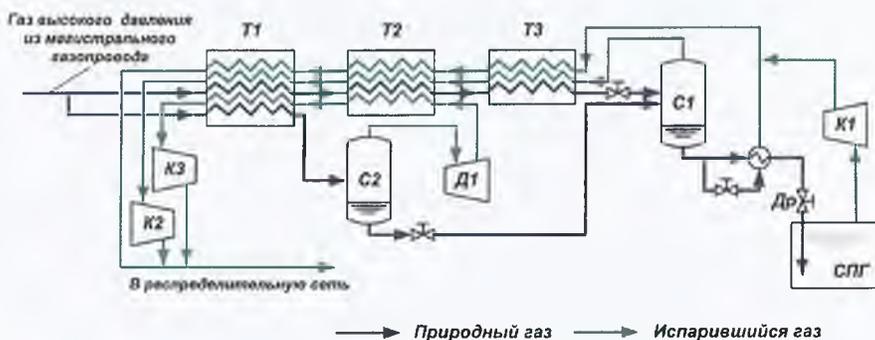


Рис. 4. Технология производства СПГ на ГРС:

T1, T2, T3 – теплообменники; Д1 – турбодетандер; К1, К2, К3 – компрессоры; С1, С2 – сепараторы; Др – дроссель

На рисунке 5 представлена технология производства СПГ на АГНКС. Это дроссельно-эжекторный цикл высокого давления с фреоновой холодильной машиной. Особенность данной технологии – высокое начальное давление газа – 220 – 250 атм. Данная технология хорошо известна и успела зарекомендовать себя в России. Она обладает более высоким коэффициентом ожижения, чем ГРС, – до 50%, и сравнительно низкими удельными энергозатратами.

Расширение малотоннажного производства СПГ в России позволит диверсифицировать источники энергоресурсов, повысить эффективность и надежность обеспечения потребителей энергоресурсами, оздоровить экологию.

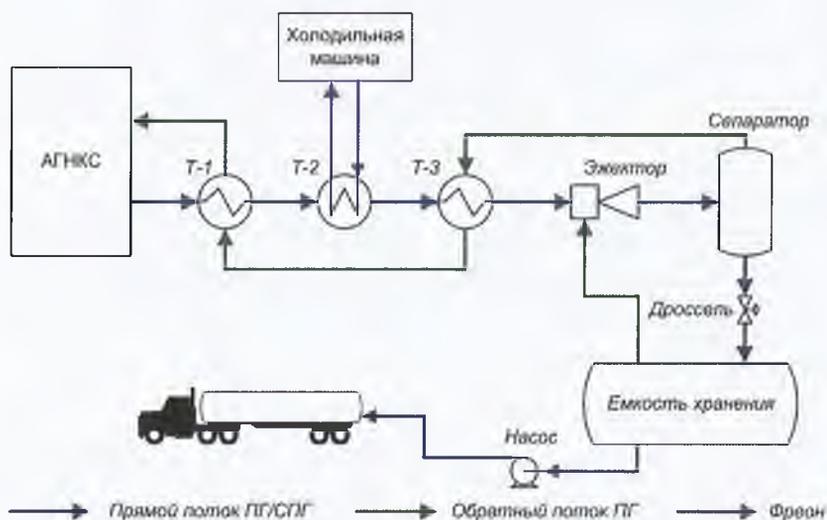


Рис. 5. Технология производства СПГ на АГНКС:
T1, T2, T3 – теплообменники

Список использованных источников

1. Федорова Е.Б. Современное состояние и развитие мировой индустрии сжиженного газа: технологии и оборудование. – М.: РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина, 2011. – 159 с.

2. Kohler T., Bruentrup M. Choose the best refrigeration technology for small-scale LNG production. – Hydrocarbon Processing, 2014. – №1. – р. 45–52.

3. Федорова Е.Б., Мельников В.Б. Основные проблемы малотоннажного производства и потребления сжиженного природного газа // Труды РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина, 2014. – №4. – С. 112–123.

4. Федорова Е.Б., Мельников В.Б. Роль и значение малотоннажного производства сжиженного природного газа для Российской Федерации // Газовая промышленность. – 2015. – №8.

5. Федорова Е.Б., Мельников В.Б. Перспективы развития малотоннажного производства сжиженного природного газа в России // НефтеГазоХимия. – 2015. – №3. – С.11–18.

КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАЛОТОННАЖНЫХ УСТАНОВОК ФИШЕРА-ТРОПША

*С.А. Филипченко, А.А. Григорчук, А.С. Митюгин,
А.В. Кришталович ЗАО «РЕНФОРС-НТ»*

Технологический процесс – сложная динамическая система, в рамках которой взаимодействуют: оборудование, средства контроля и управления, вспомогательные и транспортные устройства, обрабатывающий инструмент или среды, находящиеся в постоянном движении и изменении, объекты производства и люди, управляющие им. Работа не с самим процессом, а с его моделью позволяет относительно быстро и без существенных материальных затрат исследовать его свойства и поведение в любых ситуациях.

Одной из основных целей моделирования технологических систем является прогнозирование на этапе проектирования их основных характеристик и особенностей функционирования в реальных условиях производства.

Процесс компьютерного моделирования включает и конструирование модели, и её применение для решения поставленной задачи: анализа, исследования, оптимизации технологических процессов. Вычислительные эксперименты с моделями объектов нередко позволяют изучить объекты в полноте, недоступной для чисто теоретических подходов.

К основным средствам компьютерного моделирования установок химико-технологических производств относятся:

- ✓ САD-пакеты 3D-моделирования (AutoCad, Kompas, Solid-Works и др.);
- ✓ пакеты моделирования процессов химико-технологических производств, оптимизации и бизнес-планирования (Aspen Hysys, PRO/II);

- ✓ пакеты концептуального дизайна физико-химических процессов (ChemKin, Chemical Workbench);
- ✓ CAE-пакеты (ANSYS, StarCCM).

САD-пакеты 3D-моделирования

Модули САD (Computer Aided Design) – системы автоматизированного проектирования для разработки объектов производства или строительства, а также оформления конструкторской и/или технологической документации.

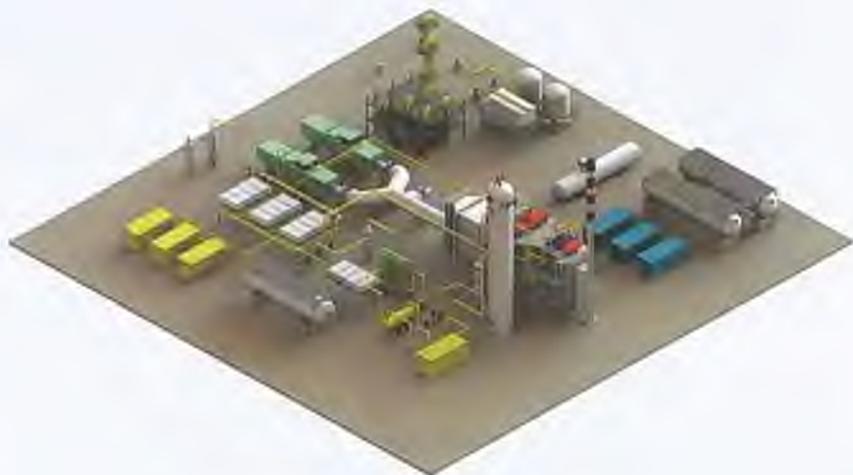


Рис. 1. Пример использования САD-пакета SolidWorks при проектировании малотоннажной установки GTL

Пакеты моделирования процессов химико-технологических производств, оптимизации и бизнес-планирования

Лидером среди программного обеспечения для моделирования технологических процессов в нефтегазовой и химической отрасли является Aspen HYSYS. Данный продукт обладает обширным набором операторов специализированных рабочих сред и надёжным решателем. Aspen HYSYS позволяет:

- ✓ улучшить конструкцию и производительность оборудования;
- ✓ контролировать вопросы безопасности и технологии на предприятии;
- ✓ оптимизировать производительность процесса и производственные условия;
- ✓ определить возможности энергосбережения и сокращения выбросов парниковых газов;
- ✓ рассчитать экономический потенциал для получения прибыли на стадии проектирования.

Для описания взаимосвязей между параметрами состояния многокомпонентных смесей при моделировании установок Фишера-Тропша применяется уравнение состояния Пенга-Робинсона, что объясняется достаточно хорошей сходимостью с экспериментом.

Типовые задачи, решаемые с помощью программного комплекса Aspen Hysys:

- ✓ термодинамические (тепловые балансы аппаратуры – теплообменников, реакторов, рис. 2а);
- ✓ кинетические (химические реакторы, рис. 2б);
- ✓ гидрогазодинамические (симуляции массообменных процессов, рис. 2в).

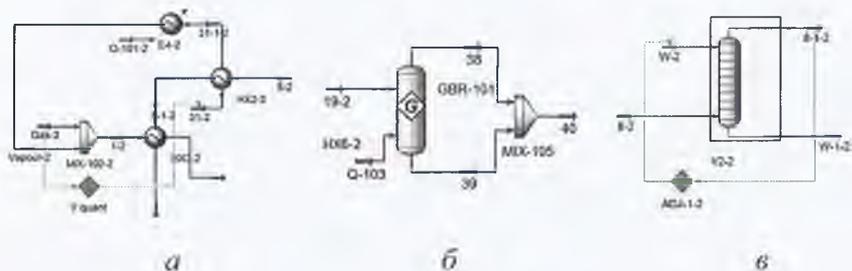


Рис. 2. Примеры решения типовых задач химико технологических производств, решаемых в Aspen Hysys

Моделирование работы опытно-промышленной установки GTL ЗАО «РНТ»

Установка использует в качестве исходного сырья пропан-бутановую смесь различного состава.

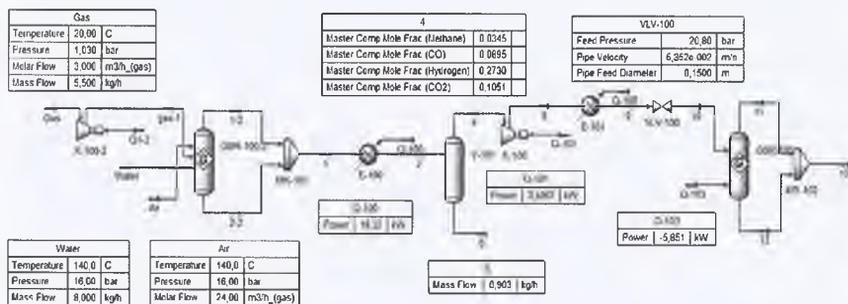


Рис. 3. Простейшая схема процесса Фишера-Тропша в Aspen HYSYS

Пакеты концептуального дизайна физико-химических процессов

Яркими представителями интегрированных программных комплексов для построения кинетических механизмов и концептуального дизайна физико-химических процессов, а также анализа химических механизмов являются Chemkin и Chemical Workbench. Основными пользователями данных пакетов являются исследователи и инженеры, разрабатывающие технологии, в основе которых лежат физико-химические превращения, для энергетики, химической технологии, металлургии, микроэлектроники и экологии.

Программные продукты Chemkin и Chemical Workbench используют последовательную пространственно-временную организацию физико-химических процессов для построения концептуальной схемы рабочего процесса. Концептуальная схема процесса представляет собой последовательно соединенные базовые

модели каждой из стадий процесса. Упрощённое описание гидродинамики (0D или 1D) каждой стадии процесса делает возможным моделирование сложных систем и позволяет сконцентрироваться на изучении влияния химических эффектов на течение процесса. Важным преимуществом использования данных программных продуктов является связь с результатами фундаментальных исследований при проектировании изделия.

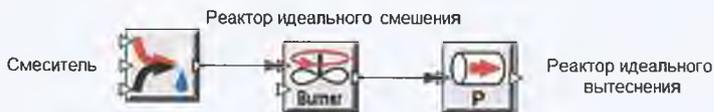


Рис. 4. Пример эквивалентной реакторной схемы горелки в Chemical Workbench

Типовые модели реакторов:

- ✓ термодинамические (набор моделей для расчёта термодинамических свойств многокомпонентной многофазной смеси);
- ✓ газофазные кинетические (реакторы проточного и периодического действия, реакторы вытеснения и смешения);
- ✓ пламени (реактор ламинарного пламени предварительно перемешанной смеси – для расчёта структуры и скорости фронта пламени; модель ламинарного горения встречных потоков – для расчёта структуры ламинарного диффузионного пламени);
- ✓ гетерогенные кинетические (набор моделей для моделирования поверхностной химии в реакторах разного типа);
- ✓ неравновесной плазмы (наряду с термическими процессами (имеющими константу скорости) – учитывают распределение электронов по энергиям в разряде, которое рассчитывается при решении уравнения Больцмана);
- ✓ детонационные (оценка параметров детонационных волн);
- ✓ разделители потока и смесители (инструменты для контроля потоков, мембранного разделения) [1–3].

Основа метода заключается в том, что расчётная область с помощью сетки разбивается на совокупность конечных объёмов. Узлы, в которых ищется решение, находятся в центрах этих объёмов. Для каждого объёма должны выполняться законы сохранения массы, количества движения и энергии. Например, изменение во времени массы среды в контрольном объёме может происходить только за счёт внешнего потока массы, входящего в объём, или за счёт потока массы из данного объёма выходящего. Метод конечных объёмов применяется во многих вычислительных гидродинамических (CFD) пакетах, таких как Ansys CFX, Ansys Fluent, Star CD, Star CCM+, FlowVision, Flow3d, PHOENICS и ряде других.

✓ Метод конечных элементов (Finite Elements Method (FEM)).

Суть метода следует из его названия. Область, в которой ищется решение дифференциальных уравнений, разбивается на конечное количество подобластей (элементов). В каждом из элементов произвольно выбирается вид аппроксимирующей функции. Вне своего элемента аппроксимирующая функция равна нулю. Значения функций на границах элементов (узлах) является решением задачи и заранее неизвестно. В настоящее время метод конечных элементов нашёл широкое применение при решении задач теплопроводности в твёрдых телах и при расчётах на прочность. Он применяется в отдельных пакетах вычислительного комплекса Ansys (Ansys Structural, Ansys Thermal и т. д.), вычислительном комплексе Abaqus, вычислительном пакете Nastran и ряде других.

Задачи, решаемые с помощью программного комплекса ANSYS:

✓ конструкционные (модули: ANSYS Multiphysics, ANSYS

Mechanical, ANSYS Structural, ANSYS Professional, ANSYS DesignSpace);

✓ тепловые (модули: ANSYS Multiphysics, ANSYS Mechanical, ANSYS Professional, ANSYS DesignSpace, ANSYS CFX, ANSYS FLUENT);

✓ гидрогазодинамические (модули: ANSYS Multiphysics, ANSYS CFD, ANSYS CFX, ANSYS FLUENT);

✓ электростатические, электромагнитные (модули: ANSYS Multiphysics, ANSYS Emag, программный комплекс ANSOFT);

✓ междисциплинарные;

✓ нестационарный нелинейный динамический анализ (модули: ANSYS LS-DYNA, ANSYS AUTODYN, ANSYS Explicit STR).

Ниже приведены примеры решённых задач в Ansys.



Рис. 6. Прочностные расчёты основного узла подвеса теплообменных труб реактора Фишера-Тропша

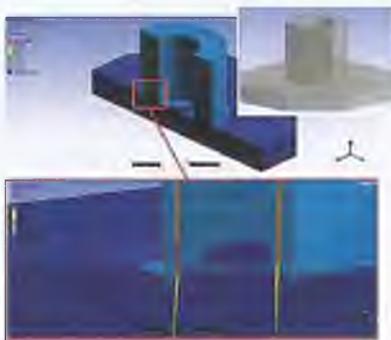


Рис. 7. Прочностной расчёт фундамента реактора Фишера-Тропша



Рис. 8. Расчёт массообменных тарелок для ректификационных колонн

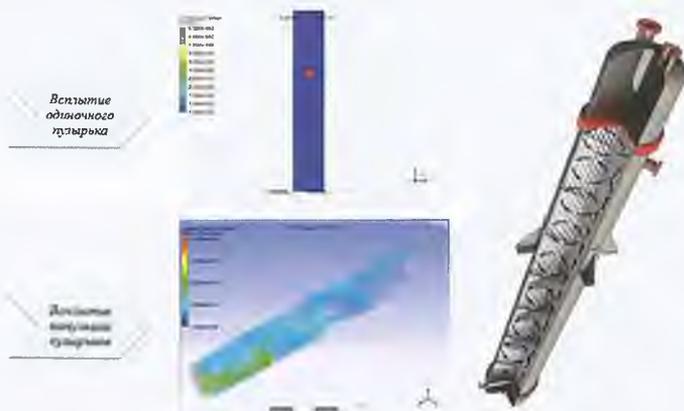


Рис. 9. Расчёт барботажных процессов в реакторе Фишера-Тропша

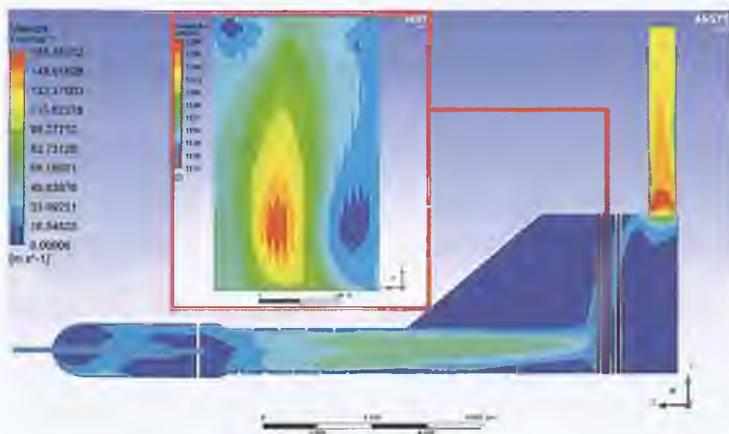


Рис. 10. Расчёт газофазного горения для установки пароуглекислотной конверсии

Современное компьютерное моделирование позволяет успешно решать любые технологические задачи, в частности, такие сложные, как малотоннажные процессы GTL. Расширение прогрессивной технологической базы промышленности должно происходить за счет наукоемких ресурсосберегающих технологий, обеспечивающих создание безотходных производств с минимальными затратами энергии.

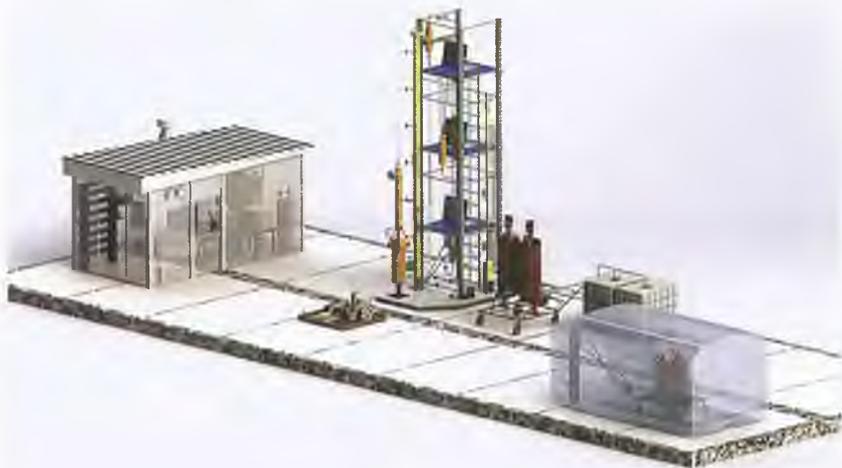


Рис. 11. 3D-модель опытной установки синтеза Фишера-Тропша



Рис. 12. Опытно-промышленная установка GTL (gas-to-liquids)

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

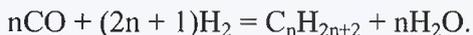
1. *M. Deminsky, V. Chorkov, G. Belov, I. Cheshigin, A. Knizhnik, E. Shulakova, M. Shulakov, I. Iskandarova, V. Alexandrov, A. Petrushev, I. Kirillov, M. Strelkova, S. Umanski, B. Potapkin.* Chemical Workbench—integrated environment for materials science. *Computational Materials Science*, vol. 28, Issue 2, October 2003, pp. 169–178.
2. *G.V. Belov, M.A. Deminsky, P.R. Levashov, Potapkin B.V.* Expertize of creation informational-inquiry system of Software Package «Chemical Workbench» // Proc. of the XIV International conference on computational mechanics and modern applied software packages, Alushta, Crimea, 25–31 May 2005 – Moscow: Vuzovskaya kniga, 2005 – p. 81-82. (in Russian).
3. *G.V. Belov,* Thermodynamic reactors in Software Package «Chemical Workbench» // Handout of the XV International conference on chemical thermodynamics in Russia, V. 1, Moscow, 27 June – 2 July 2005, p. 60 (in Russian).
4. Ashok Kumar Verma, *Process Modelling and Simulation in Chemical, Biochemical and Environmental Engineering.* Taylor & Francis Group, LLC, 6000 Broken Sound Parkway NW, Suite 300, 2015, p. 89–104.
5. H.G. Gilani, K.G. Samper, R.K. Haghi, *Advanced Process Control and Simulation for Chemical Engineers.* Apple Academic Press, Inc., 2013, 113–130.

РЕАЛИЗАЦИЯ GTL-ТЕХНОЛОГИИ В РОССИИ

А.П. Савостьянов, Южно-Российский государственный
политехнический университет (НПИ) имени М.И. Платова;
А.Л. Латидус, Институт органической химии имени
Н.Д. Зелинского РАН

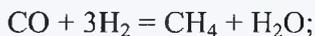
Одним из процессов получения синтетических углеводородов, в том числе искусственных жидких топлив, является синтез углеводородов Фишера – Тропша (ФТС) из нефтяного сырья – природного газа, угля, биомассы. Впервые в промышленном масштабе процесс был выполнен перед Второй мировой войной в Германии [1].

Образование углеводородов из оксида углерода и водорода (синтез-газа) является сложным каталитическим процессом с большим количеством последовательных и параллельных превращений. Процесс осуществляется при нормальном и повышенном давлениях в присутствии катализаторов на основе Fe, Co, Ru. Конечными продуктами являются алканы, алкены и кислородсодержащие соединения. При этом образуется сложная смесь продуктов разной молекулярной массы. Наиболее перспективными катализаторами синтеза углеводородов из оксида углерода и водорода считаются кобальтовые системы [2], которые при давлениях 0,1–3,0 МПа и температурах 160–220 °С позволяют получать преимущественно линейные алканы



Побочными реакциями синтеза углеводородов из CO и H₂ являются:

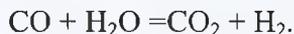
а) гидрирование оксида углерода до метана



б) диспропорционирование CO (реакция Белла – Будуара)



в) конверсия СО водяным паром



Реальный состав продуктов синтеза углеводородов из СО и Н₂ отличается от равновесного. Синтез является кинетически контролируемым процессом, на молекулярно-массовое распределение (ММР) продуктов оказывает влияние природа катализатора и условия синтеза.

12 апреля 1945 было принято Постановление Государственного Комитета Обороны (ГКО) № 8089 «О демонтаже оборудования и строительстве в СССР вывозимых из г. Одерталя завода синтетического бензина и из г. Блехгаммер завода гидрирования угля» (РГАНИР, Фонд ГКО, д. 391, лл. 117 (11012)) [<http://uchebana5.ru/cont/2605374-pall.html>]. В октябре 1952 года на заводе синтетических продуктов (НЗСП) в г. Новочеркасске Ростовской области начато производство синтетических углеводородов по методу Фишера – Тропша мощностью 19 тыс. т/год. Для монтажа установок использовано оборудование, вывезенное из Германии. Производство углеводородов эксплуатировали на НЗСП вплоть до 1992 года (проектная мощность установки была 50 тыс. тонн жидких углеводородов/год, реальная мощность была близка к проектной).

Описание производства и основного оборудования

Синтез-газ для производства углеводородов в первый период получали путём газификации углей Восточного Донбасса. Газогенераторы, условия их эксплуатации практически полностью повторяли немецкую технологию. Газификацию угля осуществляли путём периодической подачи в газогенератор воздуха и водяного пара; генераторные газы накапливали в газгольдерах [3]. В середине 60-х годов в качестве исходного сырья начали использовать

природный газ Ставропольского, а затем Оренбургского месторождений. Фактически на НЗСП одна из первых в мире была реализована технология получения синтетических углеводородов «газ-жидкость» (GTL) в производственном масштабе.

Получение синтез-газа из природного газа для производства углеводородов и метанола осуществляли путем пароуглекислотной конверсии на никелевом катализаторе (рис. 1).

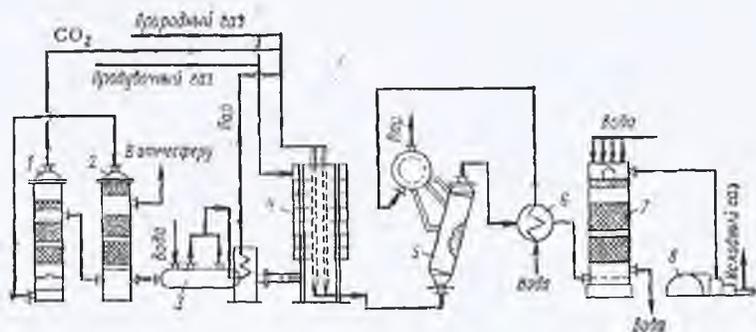


Рис. 1. Схема пароуглекислотной конверсии природного газа [4]

Технологический поток природного газа предварительно очищали от соединений серы абсорбцией раствором N-метилпирролидона, которая была менее энергоёмкой по сравнению с хемосорбцией общепринятыми поглотителями. Конверсию проводили в трубчатых печах, оснащённых реакционными трубами типа «труба в трубе» (рис. 2) с диаметром внешней трубы 162 мм, толщиной стенки 8 мм, длиной 12000 мм. Внутренняя труба (45×3 мм) в верхней части соединена со встроенным трубчатым теплообменником высотой 2500 мм.

Катализатор помещали в межтрубное пространство. Такая конструкция позволяла эффективно использовать тепло конвертированного газа для подогрева исходной парогазовой смеси, направляемой для конверсии. В крупнотоннажных производствах

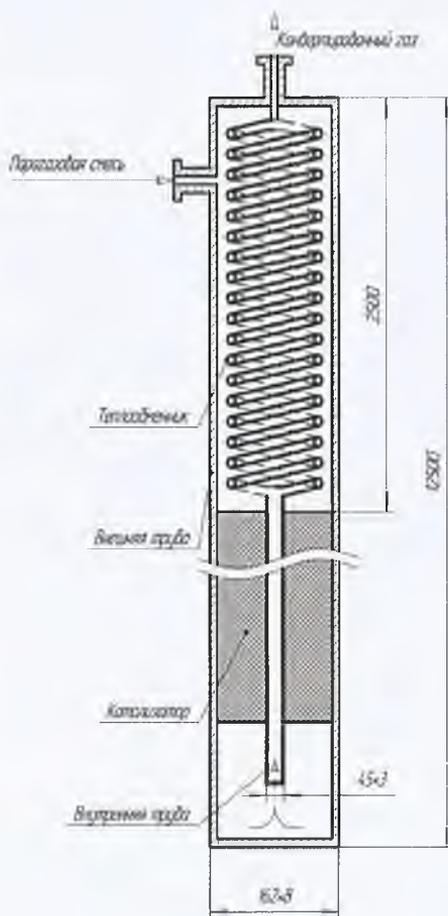


Рис. 2. Схема реакционной трубы

метанола и аммиака впоследствии перешли на установку специального блока теплоиспользующей аппаратуры с большим числом теплообменников. Процесс проводили при температурах 800–850 °С, давлении близком к атмосферному, нагрузке по газу 1000 ч⁻¹. Соотношение компонентов в исходной парогазовой смеси CH₄: H₂O : CO₂ = 1 : 0,6 : 0,3.

Конвертированный газ с давлением 400–600 мм рт. ст. и охлаждённый до температуры не выше 40 °С, направляли на дополнительную очистку от сернистых соединений (в

основном, от сероводорода) в башни сухой сероочистки. Образование сероводорода в конвертированном газе происходило в процессе его охлаждения оборотной водой в скрубберах-охладителях с деревянной хордовой насадкой, в которой присутствовали бактерии, генерирующие серу. Очистку осуществляли с использованием так называемой «болотной руды» (оксидами марганца). Предварительное охлаждение продуктов конверсии в холодильнике приводило к конденсации избыточной влаги. Состав газа, направляемого на первую ступень синтеза (%): CO₂ – 7,3;

Рис. 3. Отделение компрессии цеха синтеза метанола

CO – 28,3; H₂ – 60,6; CH₄ – 2,1; N₂ – остальное. Соотношение H₂:CO поддерживали на уровне 2,10–2,20.

Часть конвертированного газа турбокомпрессором дожимали до 1,0 МПа и направляли на установку синтеза углеводородов, а остальной газ – в отделение компрессии цеха синтеза метанола (рис. 3), который вели под давлением 30 МПа на цинк-хромовом катализаторе.

Синтез углеводородов осуществляли в трёх ступенях (батареях) реакторов с промежуточным выводом жидкофазных продуктов (схема аппаратов в одной ступени синтеза представлена на рисунке 4). Синтез-газ поступал в блок газоподогревателей, состоящих из теплообменников с плавающей головкой. В качестве теплоносителя в межтрубном пространстве использовали водяной пар давлением 1,3 МПа. Синтез-газ подогревали до 140 °С и направляли на дополнительную очистку от сернистых со-

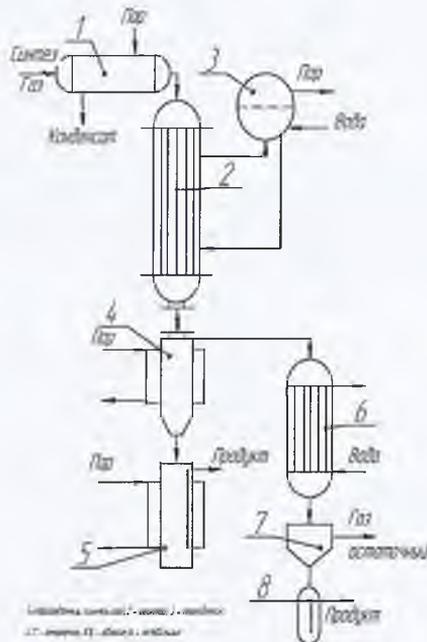


Рис. 4. Схема одной ступени синтеза углеводородов

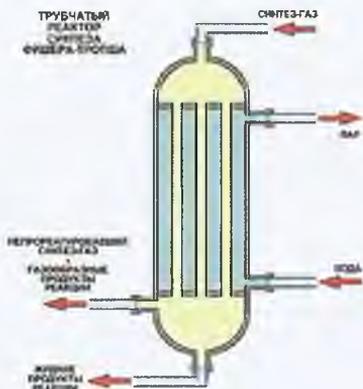


Рис. 5. Схема реактора синтеза углеводородов первой ступени

единений на отработанном уже неактивном кобальтовом катализаторе ФТС, загруженном в четыре реактора-фильтра (обыкновенные реакторы синтеза углеводородов из CO и H_2).

Реактор ФТС это вертикальный кожухотрубчатый теплообменник (рис. 5). Диаметр труб – 22 мм, длина – 4,5 м, число труб – 6288. Катализатор объемом 8–10 м³ загружали в трубное пространство; в межтрубном пространстве циркулировал теплоноситель – пароводяная смесь. Всего в цехе синтеза углеводородов было установлено 64 реактора.

Синтез-газ после реакторов-фильтров поступал в коллектор входа первой ступени, а затем в верхнюю часть реакторов синтеза углеводородов первой ступени.

Температуру синтеза в реакторах первой ступени поддерживали в пределах 170–190 °С (в зависимости от активности катализатора), давление – 0,98 МПа, нагрузку по синтез-газу – 100 ч⁻¹. Контракцию (степень уменьшения объема газа) поддерживали на уровне 4–50 %.

Непрореагировавший синтез-газ вместе с продуктами синтеза направляли в коллектор выхода первой ступени, затем в парафиноотделитель первой ступени, где происходило отделение жидкой (тяжелая широкая фракция углеводородов и реакционная вода) от газовой фазы.

Межтрубное пространство реактора синтеза заполняли питательной водой, температуру в реакторе повышали путем подогре-

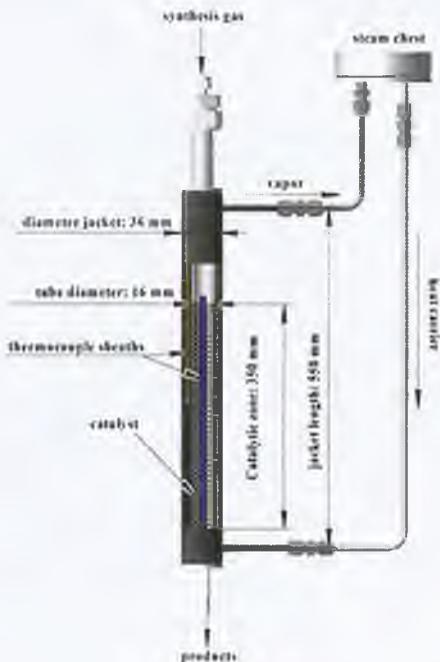
Рис. 6. Схема потоков пароводяной смеси (теплоноситель) и синтез – газа в реакторе

ва воды паром с давлением 2,0 МПа до выхода реактора на «собственный пар» (рис. 6).

Пароводяной контур состоял из реактора и паросборника. Питательную воду в паросборник подавали через регулирующий клапан; уровень воды поддерживали автоматически. При выходе реактора на «собственный пар» давление в пароводяном контуре поддерживалось автоматически. Для сохранения заданной температуры в зоне реакции избыток пара через регулирующий клапан сбрасывали в общезаводской коллектор пара с давлением 0,9 МПа.

После парафиноотделителя остаточный газ вместе с легкими углеводородами и остаточной реакционной водой направляли на установку улавливания так называемой легкой широкой фракции (ЛШФ). Пройдя сепаратор ЛШФ, нейтрализатор и колонну улавливания остаточный газ, обедненный водородом и оксидом углерода, поступал на вторую ступень установки синтеза углеводородов.

Тяжелая широкая фракция (ТШФ) вместе с реакционной водой попадала в емкость ТШФ, в которую встроен змеевик для подогрева (подогрев осуществлялся паром с давлением 0,25 МПа). Если уровень продукта становился выше среднего, срабатывал регулировочный клапан и продукт переливали за счёт давления



газа первой ступени в отстойник ТШФ №1, где происходило разделение фаз и реакционной воды. После разделения ТШФ из верхней части отстойника №1 по переливной трубе направляли в отстойник №2, где собирали чистый продукт. Для предотвращения застывания отстойник №2 имел змеевик для подогрева паром с давлением 0,25 МПа. Реакционную воду из отстойника №1 через ресивер – гидрозатвор сливали в нефтеловушку, а затем в промышленную «грязную» канализацию и далее в цех биологической очистки. В отстойниках №1 и №2 поддерживали избыточное давление газа – не выше 0,03 МПа. Оба отстойника связаны с трубопроводом отопительного газа, поступающего на сжигание в заводскую парокотельную.

После улавливания ЛШФ остаточный газ направляли в сепаратор-отделитель второй ступени, где происходило его отделение от влаги, унесенной с установки улавливания, а затем поступал в подогреватель газа второй ступени. Вторая и третья ступени переработки аналогичны первой по составу оборудования и технологии. В последующих реакторах находился катализатор более активный, чем в реакторах первой ступени. Это связано с тем, что реакторы со свежим катализатором эксплуатировали по схеме «3 – 2 – 1» ступени синтеза. Остаточный газ после третьей ступени направляли в установку конверсии природного газа (энергетический поток) или в парокотельную на сжигание.

На первой ступени синтеза, исходя из нагрузки по газу, работало 20–25 реакторов, на второй ступени 16–18 и на третьей ступени 4–6. Остальные реакторы находились в ремонте или в режиме разгрузки и загрузки катализатора. Материальные потоки по ступеням синтеза представлены в таблице 1. Производительность установки по конвертированному газу составляла 470000 м³/сут (258500 кг/сут).

**Материальные потоки производства углеводородов
по ступеням синтеза**

Компоненты	На выходе из I ступени			На выходе из II ступени			На выходе из III ступени			На выхо- де с ус- тановки
	м ³ /сут	%	кг/сут	м ³ /сут	%	кг/сут	м ³ /сут	%	кг/сут	кг/сут
Конвертиро- ванный газ, в	298450	100	191684	147434	100	130497	122223	100	120578	120578
т.ч.:										
CO ₂	34322	11,5	63221	34322	23,3	63276	34345	28,1	63263	63263
CO	76105	25,5	88662	26538	18,0	30917	18333	15,0	21358	21358
H ₂	155492	52,1	13061	43557	30,9	3827	27134	22,2	2279	2279
CH ₄	23279	7,8	15550	31551	21,4	21076	33000	27,0	22044	22044
N ₂	8954	3,0	10440	9141	6,2	10658	8922	7,3	10403	10403
C _n H _{2n}	298	0,1	760	295	0,2	743	489	0,4	1231	1231
УВ продукты:			66816			61187			9919	137922
C ₃ -C ₄ ;			2486			2278			371	5135
Фр. с t _{кип} 20-200 °C;			2642			2421			394	5457
ЛШФ			7511			6883			1121	15515
ТШФ			13260			12152			1980	27392
Спирты			409			375			61	845
Вода реакци- онная			39997			37078			5992	83067
Всего			258500			191684			130497	258500

Из углеводородных продуктов синтеза, используя колонну точной ректификации, получали индивидуальные углеводороды (в основном, *n*-алканы) высокой чистоты, а также α -олефины. Выпускали более 200 наименований продукции: эталонные топлива, жирные кислоты, индивидуальные углеводороды, парафины, церезин. Преобладали химические реактивы квалификации ХЧ, ЧДА. Из α -олефинов получали (путём сульфирования) синтетическое моющее средство «Прогресс». Продукцию практически не использовали для получения бензинов. Дизельную фракцию использовали как моторное топливо в период кризисных ситуаций. Производство углеводородов в основном работало устойчиво.

На стадии конверсии природного газа при проскаке сернистых соединений происходило снижение активности катализатора с накоплением сажи (углерода). Вначале его регенерацию осуществляли путём подачи в реакционные трубы воздуха. Однако при этом увеличивалась вероятность местных перегревов в слое катализатора. Поэтому в последующем стали использовать водяной пар с давлением 2 МПа. При недостатке водяного пара наблюдалось зауглероживание катализатора, которое устраняли обработкой его избытком пара при 800–850 °С. Продукты регенерации сбрасывали в атмосферу. Срок службы катализатора достигал 3–4 лет.

В первый период использования природного газа Оренбургского месторождения с повышенным содержанием сернистых соединений наблюдалось резкое сокращение срока службы катализатора и реакционных труб. После запуска абсорбционной установки очистки газа с использованием в качестве абсорбента *N*-метилпирролидона степень очистки газа от серы увеличилась и срок службы реакционного узла восстановился. При данном ме-

тоде очистки газа в основном удаляли сероводород и меркаптаны. Однако другие соединения оказывали вредное воздействие кумулятивного характера. Заметно снижалась активность катализатора конверсии.

Конструкция реактора конверсии типа «труба в трубе» не позволяла подогревать исходную парогазовую смесь до оптимальных температур. Для снижения температурных перепадов на входе в слой катализатора конверсии установили дополнительный подогреватель парогазовой смеси. В его отсутствии наблюдалось разрушение катализатора в верхнем слое реакционной трубы.

На предприятии совместно с сотрудниками ГИАП на основе эксергетического анализа были обоснованно использованы остаточные газы производств метанола и синтетических углеводов вместе с технологическим потоком природного газа. Это позволило сократить расходный коэффициент по природному газу на 2–4 %. Ограничения по количеству возвращаемого газа определялись по концентрации азота в синтез-газе.

Так как восстановление катализатора синтеза углеводов производили в цехе приготовления катализатора, то его загружали в реакторы синтеза в среде углекислоты. Время загрузки – 6 часов.

В процессе эксплуатации реакторного парка синтеза углеводов были установлены некоторые особенности останковки и запуска реакторов. Поскольку на отдельных реакторах в процессе эксплуатации на трубной решетке, в местах сварки её с трубками появлялись микротрещины, образовывался переток между трубным и межтрубным пространством. При останковке реакторов и сбросе давления газа из трубного пространства в катализатор попадала вода из межтрубного пространства, что приводило к окислению катализатора, и при повторном пуске реакторов удлиняло время выхода последних на режим и получения продукта. Поэто-

му было решено при остановке реактора вначале сливать питательную воду из межтрубного пространства, а затем сбрасывать давление газа из трубного пространства.

При пуске реактора было предложено вначале заполнить его питательной водой, затем поставить под давление газа. Подогрев питательной воды производили до температуры ниже кипения, после чего подавали синтез-газ с постепенным подъемом температуры до рабочей и давления до 1,0 МПа.

В процессе подготовки к выгрузке катализатора из реактора вначале трубное пространство последнего ставили под давление природного газа, затем заполняли межтрубное пространство и паросборник питательной водой и начинали разогрев реактора до рабочей температуры отмывки катализатора от парафинов с одновременной подачей легкого дизельного топлива. Это способствовало лучшей отмывки катализатора от парафинов.

При разрушении реакционных труб реактора синтеза углеводородов и попадании пара в слой катализатора и его окислении наблюдалось ускоренное образование сажи (углерода). На окисленной форме катализатора не происходил синтез углеводородов, а углерод образовывался при разложении СО (реакция Будуара) или метана.

В отмытом дизельной фракцией катализаторе остаточное содержание парафинов достигало 1 % от массы катализатора в реакторах, работающих в нормальном режиме. В случае перетока водяного пара в трубное (катализаторное) пространство содержание парафинов достигало 10 %.

При повышенном остаточном содержании парафина в катализаторе на стадии регенерации кобальта происходили аварийные выбросы оксидов азота. Причина заключалась в образовании плёнки парафина на поверхности раствора азотной кислоты, ис-

пользуемой для извлечения кобальта из отработанного катализатора. Нарушения скорости подачи азотной кислоты в реактор-регенератор также приводили к аварийным выбросам оксидов азота. Наличие парафинов также ухудшало работу нугч-фильтров при регенерации катализатора.

Катализатор синтеза углеводов

В начале эксплуатации катализатор изготавливали в цехе №3 на носителе – кизельгуре, привезенном из Германии [1]. Содержание кобальта в катализаторе составляло ~ 30 %. Обычно состав катализатора указывался в виде соотношения $\text{Co} : \text{носитель} = 100 : 200$ весовых частей. Способ приготовления заключался в соосаждении раствором карбоната натрия гидрокарбонатов и карбонатов кобальта, магния, тория из их азотнокислых солей. Соосаждение солей металлов проводили при температуре $98\text{ }^{\circ}\text{C}$ в присутствии предварительно прокалённого при $600\text{ }^{\circ}\text{C}$ и измельчённого до фракции менее $0,16\text{ мм}$ диатомитового носителя. В работах Я.Т. Эйдуса, Т.Ф. Булановой [5,6] и А.Л. Лapidуса [6–8] была обоснована возможность замены радиоактивного тория в составе катализатора на цирконий. Состав катализатора был определён как $\text{Co-MgO-ZrO}_2\text{-носитель} = 100 : 6 : 8 : 200$. Содержание кобальта в катализаторе практически не изменилось. Замена немецкого кизельгура на отечественный диатомит стал возможен благодаря совместным работам сотрудников ИОХ РАН и НЗСП. Отечественная технология промышленного производства катализатора применялась в цехе №3.

Создание более производительного кобальтового катализатора синтеза углеводов связано с использованием синтетических алюмосиликатов в качестве носителей. Усилиями научной школы ИОХ РАН, сотрудников лаборатории Х.М. Миначёва и А.Л. Лапи-

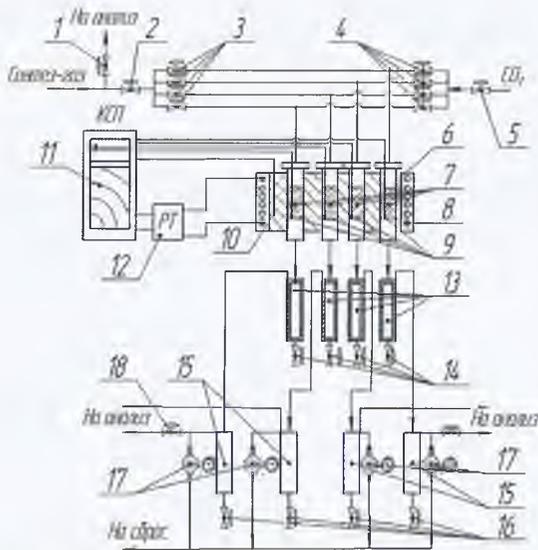
дуса доказана возможность использования аморфного алюмосиликата АС-37 и цеолитсодержащих композиций типа АШНЦ в качестве компонентов Со-систем [9,10]. Благодаря новым катализаторам удалось увеличить выход углеводородов C_{5+} до 120 грамм C_{5+} на 1 м^3 переработанного синтез-газа. Одновременно отмечено увеличение селективности по тяжёлым углеводородам, в частности по церезину. Однако обнаружилась нестабильность катализаторов, прежде всего их прочности. При наличии в высушенном, но не прокалённом катализаторе, содержащем гидрокарбонаты и карбонаты металлов («зелёном зерне»), пыли размером менее $0,16 \text{ мм}$ более 10 % срок эксплуатации реакторов с катализатором резко сокращался. Вместо 6000–7000 часов работы реактора без перегрузки катализатора время пробега уменьшалось до 2000–5000 час.

Для исследования свойств катализаторов в зависимости от свойств носителей была привлечена группа исследователей Новочеркасского политехнического института (в настоящее время Южно-Российский государственный политехнический университет (НПИ) имени М.И. Платова) под руководством доцента В.А. Таранушича [9,10]. Значительную методическую и научную поддержку молодым учёным оказывал профессор А.Л. Лapidус [11,12].

Сотрудниками НПУ проводились работы по определению влияния содержания кобальта в катализаторе, прекурсора, промоторов, типа носителя, характеристик его пористой структуры, а также исследования технологии приготовления катализатора путём пропитки сформированного носителя адаптированной к условиям НЗСП [12,13]. Технология соосаждённого катализатора с использованием носителя – бентонита месторождения в Ростовской области была разработана и внедрена при активной

работе сотрудника НЗСП В.С. Будцова [14]. Определение области протекания процесса на промышленном катализаторе [15] позволило обосновать выбор оптимальной пористой его структуры, которая в значительной мере определялась параметрами пористой структуры носителей [16].

На НЗСП имелась значительная материальная база по разработке и исследованию в лабораторных, опытно-промышленных и промышленных условиях технологии приготовления катализатора синтеза углеводородов, получаемых различными методами. В центральной заводской лаборатории (ЦЗЛ) были установлены четыре модельных блока реакторов, в каждом из которых были четыре реакционных трубки диаметром 22 мм, с объёмом загрузки катализатора 150 см^3 в каждую. Для выравнивания температуры по высоте реакционной трубки их помещали в цилиндрический блок, залитый алюминием (рис. 7).



1-58 88 Алюминий, оксиды железа и оксиды никеля. Катализаторы синтеза углеводородов. Выходы: 120, 140, 160, 180, 200, 220, 240, 260, 280, 300, 320, 340, 360, 380, 400, 420, 440, 460, 480, 500, 520, 540, 560, 580, 600, 620, 640, 660, 680, 700, 720, 740, 760, 780, 800, 820, 840, 860, 880, 900, 920, 940, 960, 980, 1000.

Рис. 7. Схема модельного блока синтеза углеводородов

Регулирование температуры производили одновременно в четырёх реакционных трубах; регулирование расхода синтез-газа можно было осуществлять раздельно по трубам. Синтез-газ использовали из цеха синтеза углеводов.

Испытания катализаторов проводили в непрерывном режиме (круглосуточно) с регулярным контролем всех технологических параметров. Обязательным этапом испытания катализатора являлась «разработка» – обработка катализаторов синтез-газом при атмосферном давлении с постепенным подъёмом температуры до получения 50 % контракции. После этого реакторы переводили на работу под давлением 0,9–1,0 МПа.

Стандартные испытания предусматривали отбор продуктов реакции в течение 10 суток при постоянных технологических параметрах. Только после получения данных по «балансовому» опыту судили о возможности проведения дальнейших испытаний или их прекращению.

В составе ЦЗЛ были подразделения хроматографии, термогравиметрии, спектральных методов анализа, технологии катализаторов, технологических методов контроля сырья и готовой продукции. Сотрудники ЦЗЛ регулярно проводили обследование промышленного производства углеводов, формируя уникальную базу данных.

В цехе №1 были выделены два промышленных реактора синтеза углеводов со вспомогательной аппаратурой, работающих в режиме опытно-промышленной установки, т.е. практически независимо от цеха. Это позволяло проводить испытания опытно-промышленных партий катализаторов объёмом не менее 8–10 м³.

Производство катализатора было реализовано в цехе №3, куда входили отделения: подготовки носителя (прокалка при 400 °С,

размол, рассев), получения полупродукта – «зелёное зерно» (осаждение карбонатов и гидрокарбонатов кобальта и промоторов из их азотнокислых солей, фильтрация, промывка, формовка, сушка, рассев); восстановления катализатора при 400 °С до степени восстановления кобальта 50–55 %, загрузки в кубели – транспортные ёмкости под атмосферой диоксида углерода. В цехе также проводилась регенерация кобальта из отработанных партий катализатора.

В цехе № 16 имелась фабрика, где готовился катализатор путём пропитки сформированного носителя растворами солей металлов, которые впоследствии термически разлагались до оксидов. Основными продуктами фабрики являлись катализаторы синтеза (Cu, V на носителе каолии) и гидрирования 1,4 бутиндиола (Ni, Cr на носителе силикагель). На фабрике были установлены электрические сушильные шкафы, печи прокаливания дымовыми газами и подогретым воздухом, шнековый экструдер для формования каолинового носителя, пропиточные ванны, реакторы для растворения металлов в азотной кислоте, автоклав для гидротермальной обработки носителей (силикагели, алюмосиликаты), абсорбционная колонна для поглощения оксидов азота. Оборудование позволяло производить опытные партии катализатора для синтеза Фишера-Тропша.

Для выполнения НИР и ОКТР привлекались, кроме инженеров центральной заводской лаборатории, специалисты: цеха №1 – технорук В.С. Будцов (впоследствии защитил кандидатскую и докторскую диссертации); цеха № 3 – А.С. Геймал, С.В. Балабанов, С.Ф. Бабенкова; цеха № 16 – А.Ф. Подобед. Главные специалисты завода Л.Б. Кандыба, А.П. Селицкий (к.т.н.), И.И. Вакуленко. активно поддерживали исследования в области катализа. При их непосредственном участии разработаны и внедрены в производство многие новые технические решения.

Список использованных источников

1. Хаджиев С.Н., Вытнова Л.А. Первые промышленные процессы Фишера–Тропша в Германии // Нефтехимия. – 2008. – Т. 48. – № 2. – С. 133–148.
2. Крылова А.Ю., Куликова М.В., Липидус А.Л. Катализаторы синтеза ФишераТропша для процессов получения жидких топлив из различного сырья // ХТТ. – 2014. – №4. – С. 18–22.
3. Малышев В.А., Мацота С.В. Высокая отдача. - Ростов-на-Дону: Ростовское книжное издательство, 1973. – 96 с.
4. Караваев М.М., Мастеров А.П., Леонов В.Е. Промышленный синтез метанола. – М.: Химия, 1974. – 144 с.
5. Эйдус Я.Т., Буланова Т.Ф. Кобальтциркониевый и кобальтитановый катализаторы синтеза высших углеводородов из окиси углерода и водорода. В кн. Научные основы подбора и производства катализаторов. – Новосибирск: СО АН СССР, 1964. – С.155–160.
6. Буланова Т.Ф., Липидус А.Л., Соколов К.Н. и др. Кобальтциркониевый катализатор синтеза углеводородов из СО и H₂ // Журнал Прикладная химия. –1972. – Т. 45. – №10. – С. 2030–2034.
7. Lapidus F.L., Guseva I.V., Mashinskii V.I., Eidus Ya.T. Catalytic hydrocondensation of carbon monoxide with olefins and their hydropolymerization on exposure to carbon monoxide and hydrogen. Hydropolymerization of lower olefins in the presence of Co-ZrO₂ and Co-TiO₂ catalysts // Russian Chemical Bulletin. – 1977. – Т. 26. – № 4. – С. 750–753.
8. Lapidus A.L., Isakov Ya.I., Guseva I.V., Minachev Kh.M., Eidus Ya.T. / Co-zeolite catalysts for synthesis of hydrocarbons from CO and H₂ // Russian Chemical Bulletin. – 1974. – Т. 23. – № 6. – С. 1369.
9. Lapidus A.L., Yem H.C., Krylova A.Yu. Synthesis of hydrocarbons from carbon monoxide and hydrogen in the presence of co catalysts containing high-silicon zeolites // Russian Chemical Bulletin. 1983. – Т. 32. – № 1. – С. 124–128.
10. Липидус А.Л., Савостьянов А.П., Крылова А.Ю., Каган Е.Ш., Таранушич В.А. Механизм синтеза углеводородов из окиси углерода и водорода. // Изв. Сев. – Кавк. науч. центра высш. шк. естеств. науки. – 1987. – №7. – С. 78–86.
11. Липидус А.Л., Савостьянов А.П., Таранушич В.А., Бакуи В.Г. Получение смесей углеводородов из СО и H₂ в присутствии катализаторов Со-SiO₂, полученных методом пропитки // Химия твёрдого топлива. – 1986. – №3. – С. 111–114.
12. Липидус А.Л., Крылова А.Ю., Савостьянов А.П., Кондратьева Л.Т., Абрамова Т.В., Бакуи В.Г. Активность Со-нитратных катализаторов в синтезе углеводородов // Журнал Прикладная химия. – 1984. – Т. 57. – №9. – С. 2113–2115.

13. Латидус А.Л., Будцов В.С., Савостьянов А.П., Крылова А.Ю. Использование природных носителей для катализаторов синтеза углеводородов // Нефтехимия. – 1991. – №10. – С. 87–91.

14. Савостьянов А.П., Бакун В.Г., Будцов В.С., Таранушич В.А. Влияние диффузии на протекание процесса синтеза углеводородов из СО и Н₂ // ХТТ. – 2001. – №3. – С. 78–84.

15. Савостьянов А.П., Таранушич В.А. Катализаторы синтеза углеводородов с управляемой производительностью по жидким и твёрдым углеводородам // Материалы научно-технической конференции по технологии неорганических веществ. – Казань, 2001 – С. 218–219.

**СИНТЕЗ ВЫСШИХ УГЛЕВОДОРОДОВ C₃₅₊
(ЦЕРЕЗИН) ИЗ СО
И H₂ НА КОБАЛЬТОВОМ КАТАЛИЗАТОРЕ**

*Р.Е. Яковенко, А.П. Савостьянов, Г.Б. Нарочный, В.Г. Бакун
Н.Д. Земляков, В.Б. Ильин, А.В. Астахов*

Южно-Российский государственный политехнический университет (НПИ) имени М.И. Платова

Введение

Синтез Фишера-Тропша (СФТ) – получение углеводородов из синтез-газа представляет собой привлекательный путь превращения углеродсодержащего сырья (уголь, природный, попутный, сланцевый газ, биомасса и т.д.) в жидкие и твердые углеводороды; он является центральной частью GTL-технологий (газ-в-жидкость), дающих высококачественные жидкие топлива, практически не содержащие серу, азот и ароматические углеводороды [1]. Процесс освоен в промышленном масштабе в 30-х годах прошлого века [2]. В последние годы технология производства синтетических углеводородов по этому методу нашла применение на заводах Sasol (Сасолбург, Секунда, ЮАР), Shell (Бинтулу, Малайзия, Pearl GTL, Катар), Sasol/QP (Рос-Лаффан, Катар), PetroSA (Mossel Bay, ЮАР) [3–6]; построен и готовится к пуску завод SASOL в Нигерии (Escravos), планируется строительство заводов компаниями Exxon Mobil, Copoco, Syntroleum [7]. Введены в эксплуатацию новые заводы большой производительности, в частности, заводы Oryx (34 000 баррелей дизельного топлива, синтетической нефти и газового конденсата в сутки) и Pearl в Катаре (140 000 баррелей в сутки).

В России данная технология просуществовала с 1950-х до начала 2000-х годов на Новочеркасском заводе синтетических продуктов (НЗСП) и на сегодняшний день, увы, утрачена [8]. В то

же время синтетические углеводороды, получаемые этим методом, востребованы на Российском рынке. Особый интерес представляет синтетический церезин – фракция нормальных парафиновых углеводородов C_{35+} с температурой каплепадения не ниже 100 °С. Разработка технологии получения церезина методом Фишера-Тропша и внедрение ее в промышленность позволит удовлетворить потребности рынка в этом продукте, восстановить утраченные технологии и получить данные, необходимые для дальнейшего развития отрасли синтетических углеводородов в Российской Федерации.

При разработке технологии до стадии внедрения в промышленность необходимо было выполнить комплекс работ, включающий научно-исследовательскую, опытно-конструкторскую и проектную части. В ходе научно-исследовательских работ были решены следующие задачи: синтезирован кобальтовый катализатор с повышенной селективностью по церезину 100, определена область протекания процесса, уточнены закономерности теплообмена в реакционной зоне, создана математическая модель процесса в трубчатом реакторе, определены оптимальные условия СФТ.

Синтез катализатора и определение оптимальных условий СФТ

Для исследований использовали кобальтовый катализатор на силикагелевом носителе марки КСКГ. Состав и параметры пористой структуры носителя соответствовали ГОСТ 3956-76. В качестве прекурсора оксидной формы кобальта использовали нитратные соли металла, нанесенные на частицы силикагеля размером 3–6 мм. После термообработки и восстановления получали каталитическую систему с содержанием кобальта 15–20 % и удельной

поверхностью $200 \text{ м}^2/\text{г}$. Катализатор эффективен для получения углеводов C_{5+} и обладает значительной селективностью по высокомолекулярным углеводородам.

Методика исследования свойств катализатора в процессе синтеза высших углеводов предусматривала непрерывный режим работы в течение 1800–2000 ч с балансовыми опытами продолжительностью 90–120 ч. В ходе опыта анализировали состав газа на входе и выходе из установки, фиксировали количество полученных углеводов и реакционной воды, определяли состав углеводов и рассчитывали основные показатели процесса: конверсию (K – степень уменьшения реакционного объема), селективность и производительность по фракциям углеводов. Погрешность расчетов не превышала 2,5 %.

Исследования проводили в интервале давлений 0,1–2,0 МПа, температур 160–220 °С, объёмных скоростей газа 60–300 ч⁻¹. Для испытаний использовали разбавленный азотом и концентрированный синтез-газ, (об.%): состав 1 – СО-20, Н₂-40, N₂-40; состав 2 – СО-33, Н₂-67. Катализатор объемом 70 см³ загружали в трубчатый реактор диаметром 27 мм, помещали в изотермическую печь и восстанавливали водородом при 400 °С и ОСГ 1000 ч⁻¹ в течение 1 ч. Степень восстановления кобальта определяли волюметрически и поддерживали на уровне 50–55 %. Затем при давлении 0,1 МПа и ОСГ 100 ч⁻¹ катализатор активировали синтез-газом, поднимая температуру от 150 °С со скоростью 2,5 °С/ч до достижения контракции синтез-газа 45–50 %. Далее температуру снижали до 150 °С, устанавливали заданные параметры давления, расхода синтез-газа и вновь поднимали температуру до значений контракции 45–50 %. Продолжительность достижения стационарного состояния системы «катализатор – реакционная среда» составляла не менее 90 ч.

Анализ состава синтез-газа и газообразных продуктов осуществляли методами газоадсорбционной и газожидкостной хроматографии на хроматографе марки Кристалл 5000 с детектором по теплопроводности и колонками, заполненными фазами Hayser R и NaX. Состав углеводородов определяли: C_{5+} – методом капиллярной газожидкостной хромато-масс-спектрометрии на газовом хроматографе Agilent GC 7890 с масс-селективным детектором MSD 5975C и капиллярной колонкой HP-5MS; высокомолекулярных – методом фракционирования, выделяя фракции углеводородов в зависимости от температуры кипения, в том числе с температурой кипения выше $450\text{ }^{\circ}\text{C}$ (церезин).

Экспериментальные исследования

Программа экспериментальных исследований состояла из нескольких этапов. На первом этапе при заданном давлении и объемной скорости газа оценивали влияние температуры, определяли степень переработки синтез-газа (состав 1), оптимальную для получения высших углеводородов C_{35+} . Результаты исследований представлены в таблицах 1 и 2.

Процесс синтеза при ОСГ 60 ч^{-1} , давлении $1,5\text{ МПа}$ и температуре $166\text{ }^{\circ}\text{C}$, характеризуется высокой селективностью по углеводородам C_{5+} , в том числе по C_{35+} (церезин). Селективность по метану не превышает $2,1\%$, производительность катализатора по церезину составляет $1,1\text{ кг/м}^3_{\text{кат}}\cdot\text{ч}$. Повышение температуры процесса до $183\text{ }^{\circ}\text{C}$ приводит к росту контракции, и за счёт большего объёма переработанного синтез-газа, производительность по углеводородам C_{5+} несколько возрастает, а селективность снижается, в том числе на 18% по высшим алканам C_{35+} (церезин).

При увеличении объемной скорости газа до 100 ч^{-1} влияние температуры на селективность и производительность процесса по

Таблица 1

**Влияние температуры на селективность процесса по углеводородам
при давлении 1,5 МПа**

$t, ^\circ\text{C}$	ОСГ, ч^{-1}	К, %	Селективность, %		
			CH_4	C_{5+}	C_{35+} (церезин)
166	60	59,2	2,1	94,0	14,3
183	60	71,8	4,1	88,5	10,9
170	100	45,0	4,7	89,0	14,9
187	100	73,8	6,1	82,9	4,6

высшим углеводородам C_{35+} (церезин) становится более существенной: повышение температуры снижает эти показатели в 3 и 2 раза, сопровождается ростом производительности по СО и углеводородам C_{5+} .

Таблица 2

**Влияние температуры на производительность процесса
по углеводородам при давлении 1,5 МПа**

$t, ^\circ\text{C}$	ОСГ, ч^{-1}	К, %	Производительность, $\text{кг}/\text{м}^3_{\text{кат}} \cdot \text{ч}$		
			СО	C_{5+}	C_{35+} (церезин)
166	60	59,2	15,5	7,3	1,1
183	60	71,8	18,4	8,5	0,9
170	100	45,0	19,3	8,9	1,3
187	100	73,8	28,4	12,1	0,6

При изучении влияния состава синтез-газа и объемной скорости на процесс получения углеводородов C_{35+} (церезин) контракцию газа поддерживали постоянной на уровне 50%. Результаты исследований, проведенных при давлении 1,5 МПа в интервале ОСГ 60-300 ч^{-1} , для составов газа 1 и 2 обобщены на рис. 1а, б.

Независимо от состава газа, с увеличением объемной скорости

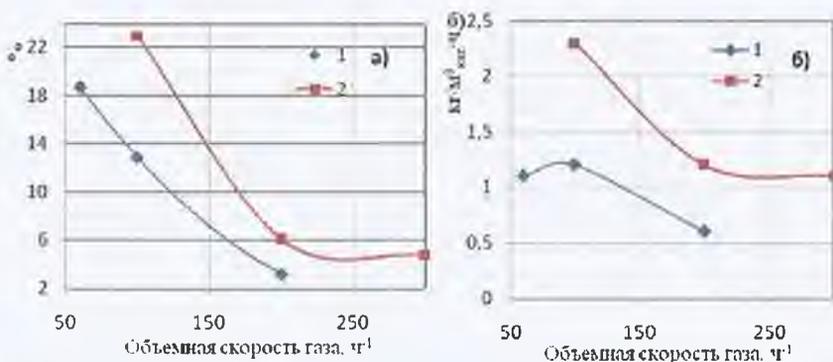


Рис. 1. Зависимость селективности (а) и производительности (б) по углеводородам C_{35+} (церезин) от объемной скорости газа для составов синтез-газа 1 и 2 при 1,5 МПа

селективность и производительность по высшим углеводородам C_{35+} снижаются. Заметное изменение этих показателей наблюдается в интервале объемной скорости газа (ОСГ) $60\text{--}200\text{ ч}^{-1}$, менее существенное - в интервале $200\text{--}300\text{ ч}^{-1}$. Разбавление синтез-газа азотом во всем исследованном диапазоне ОСГ привело к уменьшению селективности и производительности по высшим углеводородам C_{35+} . Следовательно, при разработке технологии получения высших углеводородов C_{35+} в качестве сырья целесообразно использовать синтез-газ с минимальным количеством инертных примесей.

Для определения влияния давления на технологические показатели процесса были проведены исследования в интервале давлений $0,1\text{--}2,0$ МПа и ОСГ $100\text{--}300\text{ ч}^{-1}$ на газе состава 2 (рис. 2а, б).

При увеличении давления с $0,1$ до $2,0$ МПа, независимо от величины ОСГ, селективность и производительность по церезину возрастают при всех исследованных давлениях. Однако динамика роста этих показателей различна. При ОСГ 100 ч^{-1} отмечается

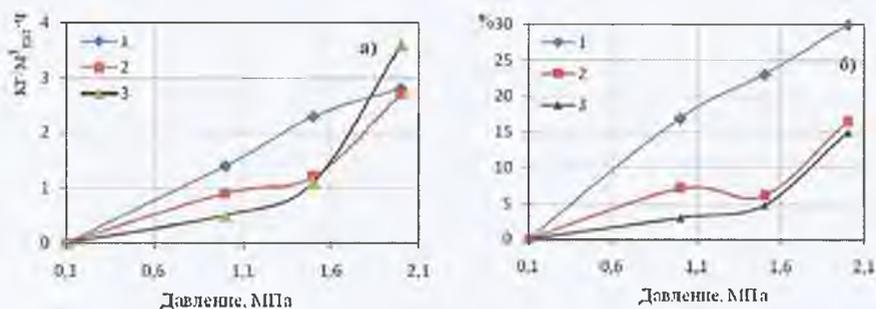


Рис. 2. Зависимость производительности (а) и селективности (б) по углеводородам C_{35+} от давления при ОСГ:
 1 – 100 $ч^{-1}$; 2 – 200 $ч^{-1}$; 3 – 300 $ч^{-1}$

практически линейная зависимость селективности и производительности процесса по углеводородам C_{35+} от давления. В то же время, изменения этих показателей при ОСГ 200 и 300 $ч^{-1}$ имеют иной характер: наблюдается падение селективности в 2–3 раза при ОСГ 200 $ч^{-1}$, при увеличении ОСГ до 300 $ч^{-1}$ это падение замедляется. При 2,0 МПа и 300 $ч^{-1}$ производительность начинает превышать аналогичные показатели, полученные для 100 и 200 $ч^{-1}$. По-видимому, это обусловлено диффузионными ограничениями, связанными с переходом процесса от внешнедиффузионной к внутридиффузионной области.

Конкретные значения технологических параметров, в конечном счете, будут определяться экономическими факторами. Например, максимальное рабочее давление может меняться с учетом соотношения между ростом производительности процесса и расходом энергии на сжатие газовой смеси, а также увеличения затрат на изготовление оборудования.

Приготовление катализатора в промышленных условиях

При внедрении технологии кобальтсиликагелевого катализатора в промышленность потребовалось решить ряд задач: выбрать катализаторное производство, оборудование которого позволяет реализовать разработанную технологию; подготовить регламент производства в привязке к конкретному оборудованию и технические условия на катализатор; отработать технологический режим на малых партиях контактной массы.

Анализ технологических возможностей российских предприятий, производящих катализаторы, показал, что целесообразно ориентироваться на производства катализаторов для нефтехимии и нефтепереработки, имеющиеся в Приволжском федеральном округе [10]. По экономическим критериям было выбрано ЗАО «Самарский завод катализаторов», располагающее оборудованием для отработки технологии и приготовления опытно-промышленных партий катализатора небольшого объёма, что позволяет значительно снизить расходные коэффициенты по сырью и энергии.

Принципиальная технологическая схема производства нанесенного кобальтсиликагелевого катализатора, использованная на этом заводе, представлена на рис. 3.

Основным аппаратом схемы является реактор пропитки носителя 1 объемом $0,6 \text{ м}^3$, позволяющий вакуумировать носитель перед подачей раствора активного компонента, снабженный тепловой рубашкой для поддержания требуемой температуры пропитки. В схему включены: ёмкость для приготовления пропиточного раствора 2, туннельная печь для сушки и прокалики носителя и катализатора 3, классификатор для отсева готового катализатора по фракциям 4.

По данным лабораторных исследований и в соответствии с

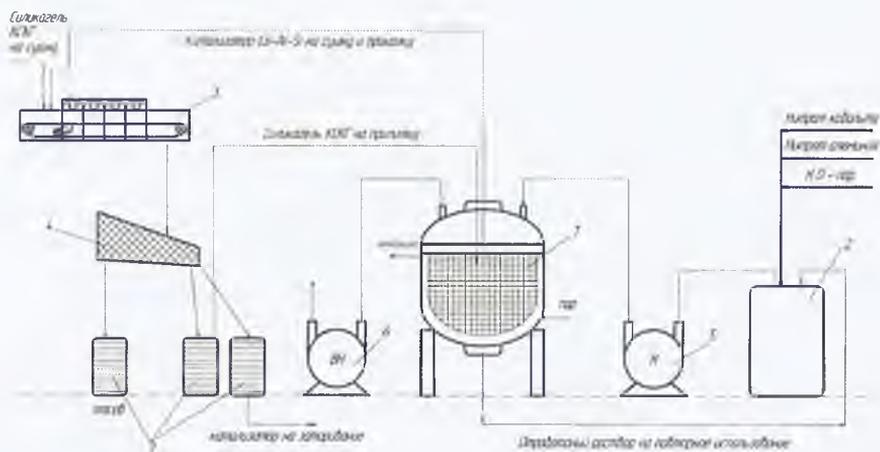


Рис. 3. Принципиальная технологическая схема производства катализатора:

1 – реактор пропитки носителя; 2 – емкость для приготовления пропиточного раствора; 3 – туннельная печь; 4 – классификатор; 5, 6 – насосы, для перелива пропиточного раствора и создания вакуума в реакторе пропитки; 7 – сборники носителя и катализатора

выбранной технологической схемой были подготовлены нормативные документы: технологический регламент на производство опытно-промышленной партии кобальтсиликагелевого катализатора на ЗАО «Самарский завод катализаторов» и технические условия на катализатор – ТУ 2174-001-02069125-2013.

Режимы отдельных технологических стадий обрабатывали на небольшом объеме катализатора ($0,1 \text{ м}^3$), на котором были апробированы все технологические операции и уточнены: остаточное давление после вакуумирования носителя, продолжительность пропитки, скорость сушки и прокаливания. Затем проведена корректировка технологических параметров для опытно-промышленной партии катализатора объемом 1 м^3 , что позволило гарантированно получить характеристики, соответствующие нормативным документам.

Операции по приготовлению катализатора выполняли по следующему алгоритму. Носитель в специальной корзине помещали в реактор пропитки (1), вакуумировали до остаточного давления 0,08 МПа и нагревали в течение 0,5 ч до температуры 70–80 °С. Одновременно в ёмкость 2 помещали расчётное количество компонентов пропиточного раствора и дистиллированной воды. Раствор активного компонента нагревали до 70–80 °С и самотеком, за счет эффекта разряжения, подавали в реактор пропитки 1. По окончании пропитки продолжительностью 0,5 ч корзину вынимали из реактора. Остаток пропиточного раствора использовали для последующей пропитки.

Катализаторную массу грузили на поддоны, предназначенные для термообработки катализатора в туннельной печи ПКЭ-323 З. Печь выводили на заданный температурный режим к моменту загрузки катализаторной массы. Схема подачи поддонов в печь была организована таким образом, чтобы поддоны устанавливались в зону нагрева, имеющую температуру не менее 40–50 °С, с временным интервалом 0,5 ч.

Разработка технологической схемы процесса, основного и вспомогательного оборудования

Технологическая схема процесса включает три стадии: получение синтез-газа, синтез широкой фракции углеводородов из CO и H₂, выделение и очистку церезина. Изготовление оборудования, его гидравлические и пневматические испытания проведены на отечественных машиностроительных предприятиях.

Стадия получение синтез-газа

Синтез-газ получали методом парциального окисления метана кислородом воздуха. Основными элементами при этом являлись узел компримирования и два каталитических реактора: серо-

очистки и парциального окисления. Реакторы работают по схеме, в которой происходит противоточное движение исходных реагентов и продуктов конверсии, обеспечивающее эффективный теплообмен между ними. При температурах 900 – 1000 °С и давлении 1,5 МПа возможно достижение практически равновесных значений степени конверсии природного газа.

Стадия синтеза широкой фракции углеводородов

Синтез широкой фракции углеводородов (ШФУ) – сложный гетерогенно каталитический процесс, протекающий с выделением большого количества тепла. Эффективный отвод тепла в ходе синтеза представляет собой трудную задачу и требует ее решения как на стадии проектирования, так и в процессе эксплуатации реакторов. Для синтеза ФТ предложены реакторы полочного типа (аксиальные и радиальные), с псевдооживленным слоем катализатора, трехфазные суспензионные (slurry reactor) и трубчатые реакторы. Каждый тип реактора имеет свои достоинства и недостатки, однако для синтеза церезина при ОСГ 100-300 ч⁻¹ целесообразно использовать трубчатые реакторы [9,10]. В таком реакторе катализатор распределен в трубном пространстве, отвод тепла осуществляется теплоносителем в межтрубном пространстве при фазовом переходе воды в пар. При этом температура синтеза определяется температурой кипения воды при заданном давлении в пароводяном контуре.

Размеры реактора напрямую зависят от выбранной производительности процесса, соотношения скоростей тепловыделения и отвода тепла реакции. На условия теплообмена в реакторе влияет тип выбранного хладагента, гидродинамический режим в слое катализатора, а также диаметр, длина и количество реакционных труб. Малый диаметр труб создаёт наилучшие условия для теплообмена, однако при этом растёт металлоемкость контактного

аппарата, его гидравлическое сопротивление. Использование труб большого диаметра снижает массу аппарата, поверхность теплообмена и ухудшает теплоотвод, что, в свою очередь, приводит к увеличению температурного градиента в продольном и поперечном сечении каталитического слоя. Для расчета трубчатого реактора синтеза углеводородов использовали математическую модель процесса - FT-Model [11]. Расчеты показали, что для опытно-промышленной установки требуется реактор с длиной реакционных труб 2 м и диаметром 21 мм. При этом поверхность теплообмена составляет 62 м^2 .

При получении тяжелой фракции углеводородов важно обеспечить режим работы катализатора, близкий к изотермическому по всей длине реакционных труб, то есть минимизировать градиент температуры по длине реакционной зоны. Предварительные расчеты показали, что реактор может находиться в стационарном устойчивом состоянии при реализации и квазиизотермического, и политермического режимов (рис. 4).

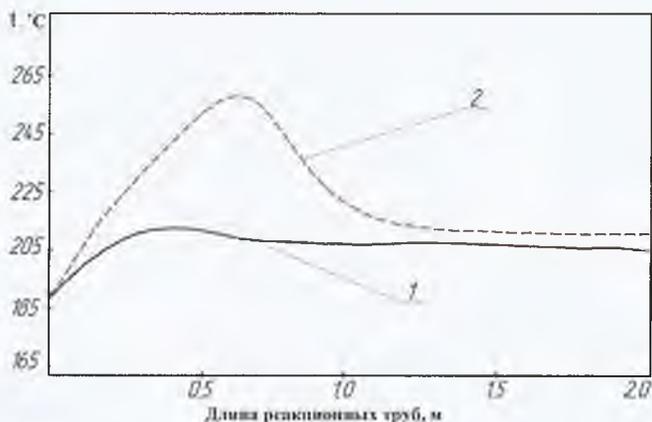


Рис. 4. Распределение температуры по длине реакционных труб, заполненных катализатором:

1 – квазиизотермический режим работы катализатора; 2 – политермический режим работы катализатора

Важно определить области технологических параметров процесса, в которых реактор синтеза ШФУ работает в устойчивом квазиизотермическом режиме. Политермический режим снижает селективность и производительность процесса по тяжелой фракции углеводородов, может приводить к закоксовыванию катализатора, а при большой разнице температур – к разрыву реакционных труб и аварийной ситуации.

Расчеты выполнены в диапазоне технологических параметров: ОСГ 100-1500 ч⁻¹, давление 1,0–2,0 МПа, температура 180–230 °С, конверсия газа (К) 10–85 % (степень переработки синтез-газа). Результаты расчетов приведены на рисунке 5 (заштрихованная область соответствует устойчивой работе реактора в квазиизотермическом режиме).

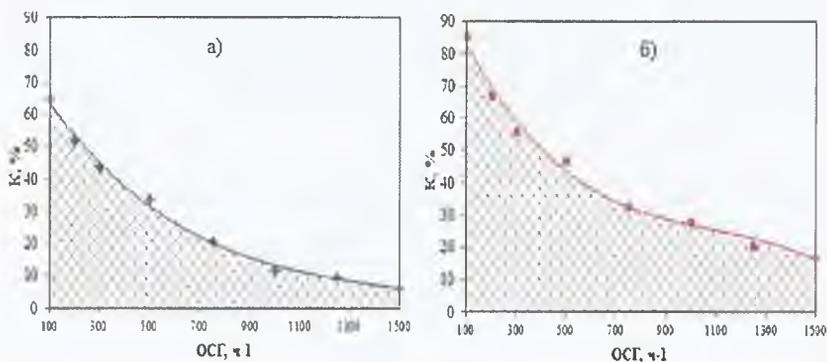


Рис. 5. Области работы реактора в зависимости от конверсии и объемной скорости газа при разном давлении:
a – 1,0 МПа; *б* – 2,0 МПа

Для обеспечения изотермической работы реактора при повышенных значениях ОСГ степень переработки синтез-газа необходимо снижать. С увеличением давления возрастает плотность реакционной газовой смеси, улучшаются условия теплообмена. При увеличении давления от 1,0 до 2,0 МПа контракцию синтез-газа

можно повысить на 15–20 % без изменения профиля температур по высоте каталитического слоя. Необходимость обеспечения изотермического режима работы катализатора налагает ограничение на количество перерабатываемого газа в одном реакторе. При ОСГ 300 ч^{-1} и давлении 1,5 МПа в реакторе можно переработать не более 50 % синтез-газа. Для повышения степени переработки синтез-газа на опытно-промышленной установке предусмотрено две ступени синтеза. При этом реакторы могут работать как последовательно, так и параллельно, обеспечивая более высокую контракцию синтез-газа и заданную производительность процесса. В целом это позволяет обрабатывать технологические режимы в широком диапазоне параметров, обеспечивать гибкость и надежность процесса. Трехмерная модель разработанного реактора СФТ и его фото представлены на рисунке 6, а технологическая схема стадии синтеза углеводородов – на рисунке 7.



Рис. 6. Трехмерная модель и фото опытно-промышленного реактора СФТ

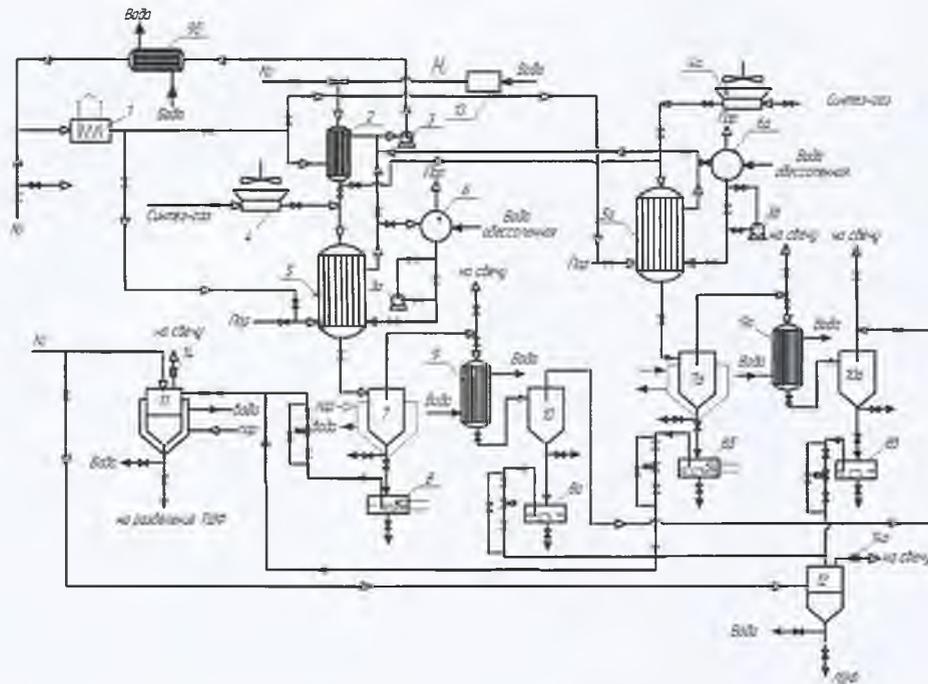


Рис. 7. Технологическая схема стадии синтеза широкой фракции углеводородов:

1 – подогреватель газа; 2, 9, 9а, 9б – теплообменники; 3, 3а, 3б – циркуляционные насосы; 4, 4а – воздушные теплообменники; 5, 5а – реактора синтеза; 6, 6а – паросборники; 7, 7а – сепараторы ТШФ; 8, 8а, 8б, 8в – сборники углеводородов; 10, 10а – сепараторы ЛШФ; 11 – отстойник ТФШ; 12 – отстойник ЛШФ; 13 – генератор водорода; 14, 14а – пламегасители

Отдельной задачей на стадии синтеза ШФУ является разделение продуктов на легкую и тяжелую фракции (ЛШФ и ТШФ) углеводородов. На выходе из реактора продукты синтеза содержат углеводороды (C_1-C_{60}), находящиеся в газо – и жидкофазном состоянии. Разделение фаз происходит под действием центробежной силы в аппаратах циклонного типа, для чего предусмотрено использование сепараторов, отделяющих ТШФ от ЛШФ углеводородов. Фракция тяжелых углеводородов направляется на стадию выделения и очистки церезина, а фракция легких углеводородов – на дальнейшую переработку. Для промышленной установки целесообразно более детально проработать процесс извлечения индивидуальных углеводородов из ЛШФ.

Для запуска опытно-промышленной установки необходимо активировать катализатор в токе водорода до числа восстановления (отношение содержания металлического кобальта к общему) 45–55 %. Обычно катализатор восстанавливают в отдельном аппарате, а перевозку и загрузку в реактор проводят в токе CO_2 . В ОПУ реализуется колонное восстановление катализатора в реакторе, в технологической схеме предусмотрен контур генерации и подогрева водорода.

При обработке водородом необходимо обеспечить равномерное восстановление катализатора по всей длине реакционных труб. Решение этой задачи состоит в подборе технологического режима восстановления. Отработка технологических режимов восстановления катализатора осуществлялась на лабораторной установке. В результатах были установлены оптимальные условия восстановления используемого катализатора: 350 °С, ОСГ 200 ч⁻¹, продолжительность 2–4 ч.

Стадия выделения и очистки церезина

Тяжелая широкая фракция (ТШФ), поступающая на стадию выделения церезина, представляет собой смесь углеводородов, основными компонентами которых являются алканы нормального строения с содержанием изоалканов до 10 % и непредельных углеводородов до 3 %. Для выделения церезина из ТШФ реализована двухстадийная перегонка: атмосферная до температуры не более 330–350 °С и вакуумная при 10 мм рт. ст. до температуры 260–300 °С.

В результате атмосферной перегонки получают жидкие и твердые углеводороды. Жидкие углеводороды могут быть использованы для получения моторных топлив или реактивов. Твердые углеводороды вакуумной перегонкой разделяют на парафин и церезин. Выделенный церезин из кубового остатка по данным газожидкостной хромато-масс-спектрометрии (ГХ–МС) содержит преимущественно фракцию углеводородов C_{35+} .

При проведении высокотемпературной перегонки углеводородов в церезиновой фракции происходят деструктивные процессы с образованием непредельных углеводородов и смолистых веществ, понижающих товарные качества церезина. В лабораторной установке эти процессы протекают в незначительной степени. Однако при переходе к опытно-промышленной установке, и тем более к промышленной, требуется дополнительная стадия очистки. Адсорбционная очистка отбеливающими глинами повышает температуру каплепадения церезина на 2–3 °С.

Заключение

На основе лабораторных результатов, инженерных расчетов и с учетом опыта эксплуатации аналогичного производства на ОАО «Новочеркасский завод синтетических продуктов» создана опыт-

но-промышленная установка синтеза углеводородов C₃₅₊. Предложенный вариант установки позволит отработать технологические режимы, накопить производственный опыт и получить исходные данные для проектирования полномасштабной промышленной установки синтеза жидких и твердых углеводородов, в том числе церезина.

Список использованных источников

1. *Khodakov A. Y., Wei Chu, Fongarland P.* Advances in the Development of Novel Cobalt Fischer-Tropsch Catalysts for Synthesis of Long-Chain Hydrocarbons and Clean Fuels. – Chem. Rev. – 2007, Vol. 107. – P. 1692–1744.
2. *Хаджиев С.Н., Вытнова Л.А.* Первые промышленные процессы синтеза Фишера-Тропша в германии // Нефтехимия. – 2008. – Т.48. №2. – С. 133–148.
3. *Ellepola J., Thijssen N., Grievink J., Baak G., Avhale A., Schijndel J.* / Development of a synthesis tool for Gas-To-Liquid complexes // *Computers and Chemical Engineering*. – 2012. – V. 42. – P. 2–1.
4. *Peter J. de Kok, Rob R.M.* / Shell GTL, from Bench scale to World scale // *Overtom Proceedings of the 3rd Gas Processing Symposium*. – 2012. – P. 157–164.
5. *Fleisch T. H., Sills R. A., Briscoe M. D.* / 2002 Emergence of the Gas-to-Liquids Industry: Review of Global GTL Developments // *Journal of Natural Gas Chemistry*. – 2002. – Vol. 11. – P. 1–14.
6. *Синева Л.В., Мордкович В.З., Ермолаев В.С., Ермолаев И.С., Мумберг Э.Б., Соломоник И.Г.* // Катализ в промышленности. – 2012. – № 6. – С. 13–22.
7. *Davis B.H.* / Fischer-Tropsch synthesis: Overview of reactor development and future potentialities // *Topics in Catalysis*. – 2005. – Vol. 32, No. 3–4. – P. 143–168.
8. *Крылова А.Ю., Козюков Е.А.* Состояние процессов получения синтетических жидких топлив на основе синтеза Фишера-Тропша // Химия твердого топлива. – 2007. – № 6. – С. 16–25.
9. *FOX J.M.* / Fischer-Tropsch reactor selection // *Catalysis Letters*. – 1990. – V. 7. – P. 281–292.
10. *Sie S.T. / Krishna R.* Fundamentals and selection of advanced Fischer-Tropsch reactors // *Applied Catalysis A: General*. – 1999. – V. 186. – P. 55–70.
11. *Латидус А.Л., Будцов В.С., Савостьянов А.П., Высочин Н.В.* Оценка адекватности математической модели синтеза Фишера-Тропша в трубчатом реакторе с неподвижным слоем кобальтового катализатора // Химия твердого топлива. – 2008. – Т. 4. – № 5. – С. 111–114.

РЕАЛИЗАЦИЯ ПРОЕКТА СОЗДАНИЯ УСТАНОВКИ СЖИЖЕНИЯ ГЕЛИЯ НА ОРЕНБУРГСКОМ ГЕЛИЕВОМ ЗАВОДЕ

Н.Н. Геско, Управление газификации и переработки газа,
отдел переработки газа ООО «Газпром газэнергосеть»

Гелий – второй по распространенности химический элемент во Вселенной. По современным подсчетам, 23% космической массы приходится на гелий.

Земной гелий – продукт радиоактивного α -распада элементов урано-ториевого ряда. Излучаемая α -частица представляет собой ядро атома гелия с двойным положительным зарядом. После присоединения двух электронов она становится нейтральным атомом гелия – его тяжелым изотопом ${}^4_2\text{He}$.

В ядре гелия-4 насыщены и протонная, и электронная оболочки. Электронный дуплет тоже насыщенный. Орбиты двух электронов одинаковы и проходят предельно близко от ядра. Чтобы оголить ядро гелия, нужно затратить рекордно большую энергию – 76,61 МэВ. Этим объясняется химическая инертность и рекордно малые размеры атома.

Молекулы гелия неполярны. Силы межмолекулярного взаимодействия невелики – меньше чем в любом другом веществе. Этим объясняются самые низкие значения критических величин, самая низкая температура кипения, наименьшие теплоты испарения и плавления. Гелий – самый лучший среди газов проводник электричества и второй после водорода проводник тепла.

Газообразный гелий находит применение в следующих областях:

- ✓ производство полупроводников и жидкокристаллических экранов;
- ✓ производство ТВЭЛ;

- ✓ теплоноситель в высокотемпературных ядерных реакторах;
- ✓ транспорт ракетного топлива;
- ✓ производство оптического волокна;
- ✓ заполнение дирижаблей и аэростатов;
- ✓ вакуумная техника и дефектоскопия;
- ✓ хроматография;
- ✓ резка, сварка и плавка металлов;
- ✓ дыхательные смеси для глубоководных исследований;
- ✓ научные и технологические исследования;
- ✓ рекламные и развлекательные цели.

При помещении проводника в ток жидкого гелия наблюдается явление сверхпроводимости. Этим обусловлены области применения жидкого гелия:

- ✓ энергетические установки, ТОКАМАКи, МГД-генераторы, криотурбогенераторы;
- ✓ электродвигатели на сверхпроводящих обмотках;
- ✓ магнитный подвес скоростного транспорта;
- ✓ сверхпроводящие магнитные системы в ускорителях;
- ✓ медицинские магнитно-резонансные томографы;
- ✓ магнитная сепарация материалов;
- ✓ научно-исследовательские работы при температурах жидкого гелия.

В ядерной и термоядерной энергетике, энергетических и других системах с использованием сверхпроводимости, медицине, создании дыхательных смесей гелий нельзя заменить другими веществами.

Природные газы – практически единственный источник сырья для промышленного получения гелия, в которых он присутствует как незначительная примесь.

Затраты на производство гелия обратно пропорциональны его концентрации в перерабатываемом природном газе. Себестои-

7

мость гелия зависит от комплексности переработки газа (извлечение этана, пропана, бутана, тяжелых углеводородов, серы), производительности установок, количества примесей в исходном газе, месторасположении завода, местных условий потребления и транспорта газа.

Таблица 1

Ориентировочные затраты энергии на выделение гелия

Содержание гелия в газе, % об.	Затраты энергии, кВт·ч/м ³
0,02	250
0,05	100
0,35	18

В России гелий извлекается из природных и попутных нефтяных газов с низким его содержанием (0,04–0,12 % об.). Производства гелия на Московском, Сосногорском, Миннибаевском, Отраденском ГПЗ из-за нехватки сырья, снижения концентрации гелия в исходном газе, износа оборудования остановлены и выведены из эксплуатации.

В настоящее время единственным производителем гелия в стране является гелиевый завод ООО «Газпром добыча Оренбург».

Сырьевой базой гелиевого завода является газ Оренбургского НГКМ с содержанием гелия 0,055% об. Для увеличения выработки этановой фракции в сырьевой поток завода подмешивается газ Карачаганакского ГКМ с содержанием гелия 0,01% об. В общем потоке сырья содержание гелия составляет 0,04% об. В настоящее время на заводе эксплуатируются 5 гелиевых блоков мощностью по 3 млрд. м³ газа в год каждый. Максимальная годовая выработка гелия составляет около 5 млн. м³.

Технология производства жидкого гелия состоит из трех стадий:

1-я - из природного газа извлекается гелиевый концентрат с содержанием гелия ~90 % об. Содержание гелия в концентрате зависит от наличия в природном газе азота и водорода.

2-я - осуществляется тонкая очистка гелиевого концентрата с получением гелия газообразного сжатого с содержанием гелия не менее 99,990 % об. (содержание примесей не более 100 ppm).

3-я - из гелия газообразного сжатого производится жидкий гелий.

До 2014 года в группе компаний «Газпром» отсутствовало собственное производство жидкого гелия.

Строительство установки сжижения гелия реализовано АО «Газпром газэнергосеть» 23 июня 2014 года согласно резолюции председателя правления ПАО «Газпром» А.Б. Миллера от 13.04.2012 № 01-1051. С момента получения резолюции до ввода объекта в эксплуатацию прошло 2 года 2 месяца 10 дней. За это время был разработан проект, закуплено и поставлено на строительную площадку оборудование, произведены строительно-монтажные и пусконаладочные работы, пуск и вывод на нормальный технологический режим установки сжижения гелия.

Для строительства установки сжижения гелия потребовался земельный участок 90×60 м. В связи с необходимостью подачи жидкого азота в качестве хладагента земельный участок под строительство выбран вблизи азотно-кислородной станции на неиспользуемой части территории базы производственно-технического обслуживания и комплектации гелиевого завода ООО «Газпром добыча Оренбург».

Для выбора поставщика оборудования были определены следующие критерии:

- ✓ минимальная стоимость;
- ✓ опыт изготовления и поставки;
- ✓ соответствие лучшим мировым образцам;
- ✓ блочно-модульное исполнение;
- ✓ высокая заводская готовность;
- ✓ проведение всех тестов и испытаний на заводах-изготовителях;
- ✓ высокое качество послепродажного обслуживания;
- ✓ положительные отзывы эксплуатирующего персонала.

По указанным критериям поставщиком оборудования выбран один из мировых лидеров в области криогенных технологий – компания Linde Kryotechnik.

Оренбургское нефтегазоконденсатное месторождение находится в стадии падающей добычи, производительность установки сжижения гелия ограничена объемом гелиевого природного газа на заводе. Величина производительности установки сжиже-

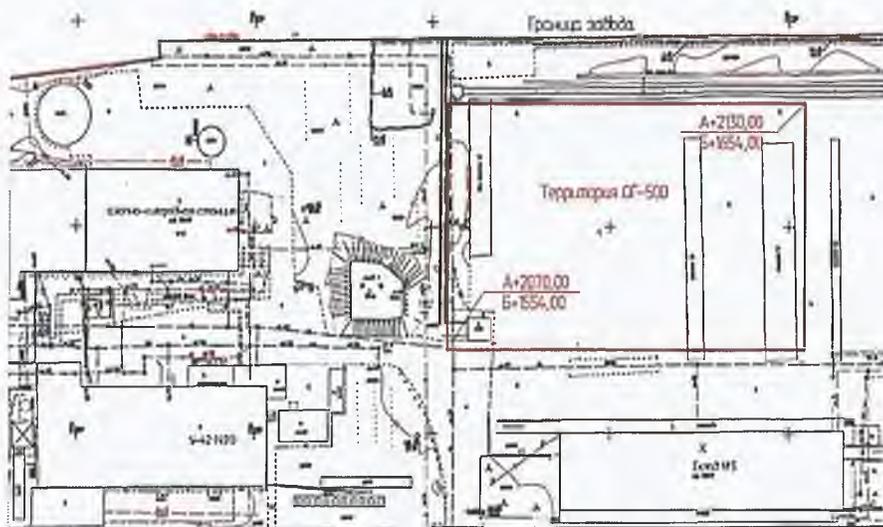


Рис. 1. Площадка для размещения установки

ния гелия – 500 л/ч выбрана, исходя из расчета на сжижение 70% всего вырабатываемого гелия. Регулирование производительности возможно в пределах 44–100%.

Сырьем установки является гелий газообразный сжатый марки «Б» по ТУ 0271-135-31323949-2005 производства гелиевого завода ООО «Газпром добыча Оренбург». Продукцией установки является гелий жидкий марки 6.0 по ТУ 0271-001-50197738-2014.



Рис. 2. Машинный зал и холодный блок оборудования. Характеристика установки

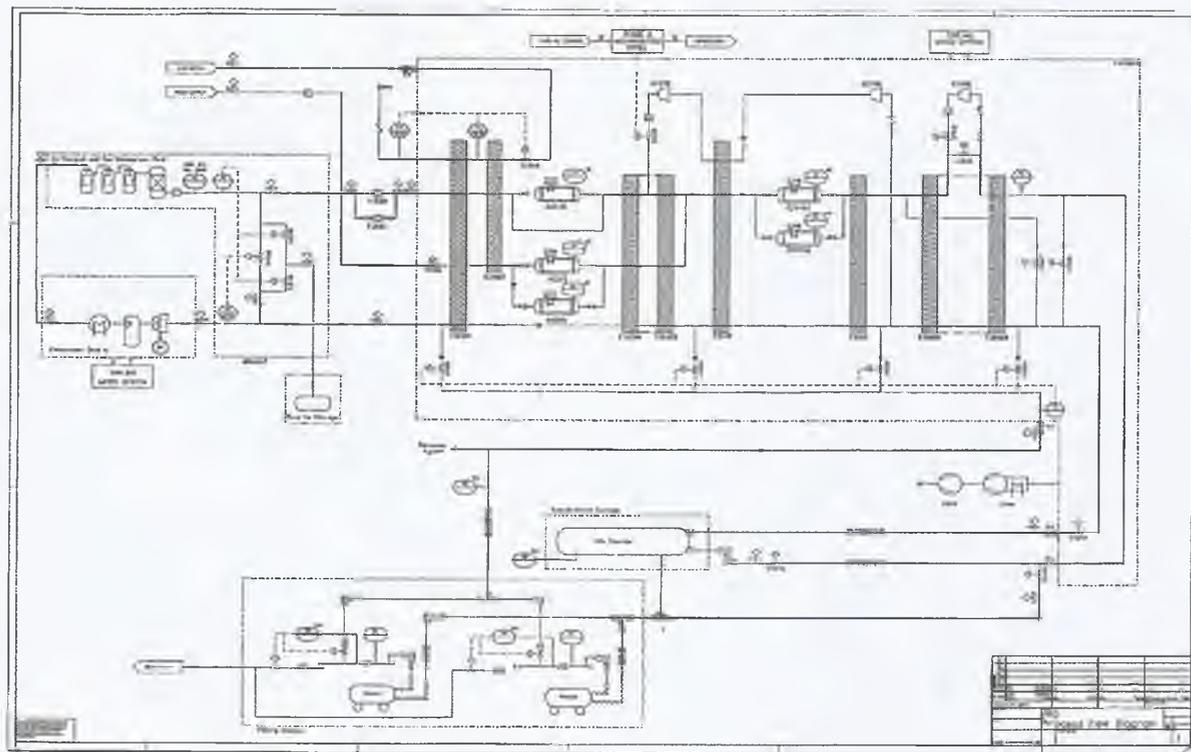


Рис. 3. Принципиальная технологическая схема установки сжижения гелия

Срок службы установки 20 лет. Время непрерывной эксплуатации установки 8500 часов. Срок межремонтного пробега – не менее 2 лет. Допускаются операции по обслуживанию оборудования продолжительностью не более 24 часов.

Объем накопительного танка жидкого гелия 120 м^3 , это означает 9,5 суток непрерывной работы установки. Такой значительный запас жидкого гелия позволяет исключить перебои в его поставках потребителям во время останова оборудования гелиевого завода на плановый ремонт.

На установке в качестве циркуляционных применены три винтовых компрессора с регулируемым частотным приводом. Каждый компрессор находится внутри шумоизолирующего кожуха для создания комфортных условий работы обслуживающего персонала. Энергопотребление установки составляет 551 кВт в час. Обратная вода для охлаждения не используется. Давление в цикле гелия составляет 1,3 МПа. Применена безгазгольдерная схема с автоматическим регулированием давления на всасе компрессоров.

В технологической схеме три турбодетандера на динамических газовых подшипниках со средним временем гарантированной работы около 250 000 операционных часов. Установка работает в полностью автоматизированном режиме управления. Потери гелия не превышают 0,2%.

Оборудование установки является очень компактным. Вся производственная площадь здания составляет всего 216 м^2 .

Проект первой установки сжижения гелия в группе компаний «Газпром» разработан ООО «Криогенные газовые технологии» Санкт-Петербург в тесном сотрудничестве с поставщиком оборудования – фирмой «Linde Kryotechnik» Пфунген, Швейцария. Разработанный проект ООО «Криогазтех» (Санкт-Петербург) по-

лучил положительное заключение Межрегиональной негосударственной экспертизы.

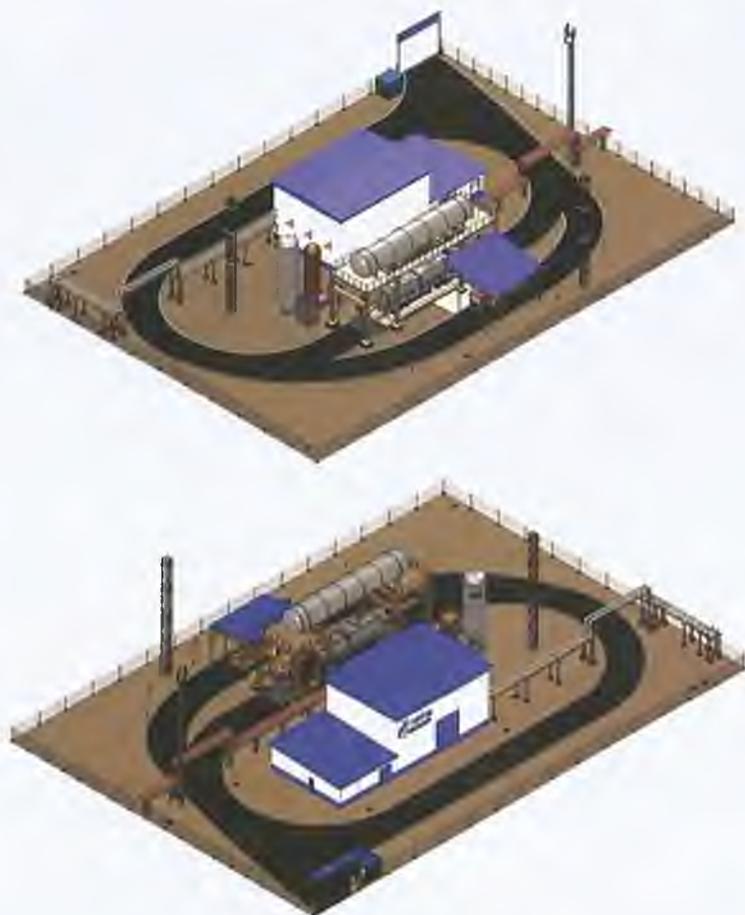


Рис. 4. 3D-модель комплекса

26–28 мая 2014 года в течение 72 часов успешно проведены комплексные пусконаладочные испытания оборудования установки под нагрузкой. Установка выведена на нормальный технологический режим с проектной производительностью. При эксплуатации установки достигнуты все проектные показатели. Ре-

шением рабочей комиссии установка сжижения гелия признана готовой к эксплуатации и выпуску продукции.

Согласно резолюции председателя правления ПАО «Газпром» А.Б. Миллера от 18.09.2013 № 01-2704 установка сжижения гелия ОГ-500 АО «Газпром газэнергосеть» передана в эксплуатацию гелиевому заводу ООО «Газпром добыча Оренбург» 23.06.2014.



Рис. 5. Подготовка к работе и заправка жидким гелием транспортного контейнера для российского рынка



Рис. 6. Установка сжижения гелия ОГ-500

Ввод в эксплуатацию установки сжижения гелия ОГ-500 в группе компаний «Газпром» позволил:

- ✓ осуществить единый технологический цикл от извлечения гелия из природного газа до получения товарных продуктов: гелия жидкого и гелия газообразного сжатого;

- ✓ отказаться от процессинговых услуг сторонних компаний;

- ✓ приступить к реализации нового продукта – жидкого гелия внутри страны и на экспорт;

- ✓ организовать поставку гелия в регионы наибольшего потребления – г. Москву и г. Санкт-Петербург более экономичным способом – в жидком виде. Это позволило прекратить дорогостоящие перевозки сжатого гелия в железнодорожных спецвагонах.

После ввода в эксплуатацию установки ежемесячно стабильно производится и реализуется 9 контейнеров жидкого гелия. Приоритет в реализации отдается внутреннему рынку. В 2014 г. в Российской Федерации было использовано 43% произведенного жидкого гелия, а 57% направлено на экспорт. В 2015 году уже 52% жидкого гелия реализовано на внутреннем рынке, а 48% отправлено на экспорт.

По прогнозам в 2015 году производство жидкого гелия на ОГ-500 позволит АО «Газпром газэнергосеть» не только полностью отказаться от процессинговых услуг по выработке жидкого гелия в 2012–2014 годах, но и превзойти максимальный уровень его выработки в 2012 году.

В настоящее время начато строительство Амурского газоперерабатывающего завода, где будет налажено производство по извлечению, очистке и сжижению гелия мощностью 60 млн. ст. м³/год в пересчете на газообразный гелий. Установка сжижения гелия ОГ-500 в Оренбурге рассматривается в качестве будущего центра подготовки персонала для работы на гелиевом производ-

стве Амурского ГПЗ и Логистического центра обслуживания гелиевых контейнеров (ХАБ).

В Российской Федерации в 2014 году было произведено 4,05 млн. м³ гелия, т.е. 2,2% мирового производства. Потребление гелия на внутреннем рынке России в 2014 году составило 1,9 млн. м³, причем 51% из них использовано в целях рекламы и развлечений.

Маркетинговый анализ внутреннего рынка гелия показывает, что поставка жидкого гелия транспортными контейнерами объемом 40 м³ востребована только в регионах г. Москвы и г. Санкт-Петербурга. Для увеличения реализации жидкого гелия внутри страны крайне необходимо развитие высокотехнологичных гелиепотребляющих производств.

Надеемся, что экономическая политика импортозамещения и развития наукоемких производств приведет к увеличению потребления гелия на внутреннем рынке Российской Федерации.

НАУЧНОЕ ИЗДАНИЕ

ПЕРСПЕКТИВНЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ РАЗВИТИЯ ГАЗОХИМИИ

ТРУДЫ МОСКОВСКОГО СЕМИНАРА
ПО ГАЗОХИМИИ 2014–2015 гг.

ВЫПУСК 8

Редактор *Л. А. Суаридзе*
Компьютерная верстка: *И. В. Севалкина*

Подписано в печать 18.04.2016. Формат 60×84¹/₁₆.
Бумага офсетная. Печать офсетная. Гарнитура «Таймс».
Усл. п. л. 10,8. Тираж 100 экз. Заказ № 172

Издательский центр
РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина
119991, Москва, Ленинский проспект, дом 65
тел./факс: (499) 507 82 12

