«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»
https://makston-engineering.ru/

MASTER

Discipline: PROCESS: GTL, MTG, synthetic gas, syngas to DME

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv Sign.
Date: 02.03.2014
Обновлено Date: 28.01.2022

Концептуальный проект на выбор оптимальной технологии по переработке природного газа (до 300 млн. м^3 в год) с выпуском синтетических моторных топлив

Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
https://makston-engineering.ru/

СОДЕРЖАНИЕ

Список принятых сокращений *4*

1. Общий перечень лицензиаров процессов GTL *5*

2. Сравнительная таблица технологий *7*

3. Сравнение капитальных затрат по процессам и лицензиарам *9*

4. Получение синтез газа. Балансы. Параметры. Описание процессов. *10*

5. Переработка СГ. Варианты. Балансы. Схемы переработки. Описания процессов. *19*

6. Вариант 1. Переработка СГ в бензин через метанол или диметиловый эфир. *19*

7. Вариант 2. Переработка СГ в бензин/дизель через синтетическую нефть по реакции Фишера – Тропша. *28*

8. Качество выпускаемой продукции *32*

9. Расходы энергоресурсов по вариантам. Конфигурация ОЗХ *35*

10. Количество и состав сточных вод. *38*

11. Парки и объемы хранения полуфабрикатов и готовой продукции *40*

12. Генеральный план SMR-MTG и SMR-FT LT Co с ОЗХ и парками хранения *41*

13. Выводы *41*

13.1 Оптимальные и практичные решения при выборе конфигурации технологии и общезаводского хозяйства **41**

13.2. Рекомендации по способам и методам реализации проекта **43**

14. Приложения, см. Книга 2. ..... *45*

Приложение 1 – Состав природного газа, переданного Заказчиком

Приложение 2 – Техническое задание, переданное Заказчиком

Приложение 3 - Поточные схемы процессов

Приложении 3.1 PFD схема парового риформинга метана SMR

Приложении 3.2 PFD схема автотермического риформинга метана ATR

Приложении 3. 3 PFD схема парциального окисления метана POX

Приложении 3. 4 PFD схема процесса MTG

Приложении 3. 5 PFD схема процесса получения метанола

Приложении 3. 6 PFD схема процесса TIGAS (через ДМЭ)

Приложении 3. 7 PFD схема процесса получения ДМЭ

Приложении 3. 8 PFD схема процесса LT FT в реакторе с кипящим слоем катализатора.

Приложении 3. 9 PFD схема процесса LT FT в реакторе с неподвижным слоем катализатора.

Приложение 4 – Генеральные планы установок SMR-MTG и SMR-FT LT Co

Приложение 5 – Капитальные затраты по вариантам в границах установок без ОЗХ. Новое оборудование

Приложение 6 – Капитальные затраты по вариантам в границах установок без ОЗХ. Оборудование вторичного рынка

Приложение 7 – Капитальные затраты по вариантам на ОЗХ. Новое оборудование

Приложение 8 – Водно – конденсатный баланс для процесса SMR - MTG, с выделением количества стоков

Приложение 9 – Водно - конденсатный баланс для процесса SMR - FT LT Co, с выделением количества стоков

Приложение 10 – Расчет экономической эффективности по вариантам

Список принятых сокращений

ТЭО - Технико-экономическое обоснование

GTL – Gas to Liquid, процесс «газ - жидкость»

FT – Fischer and Tropsch, процесс Фишера – Тропша

MTG – Metanol to Gasoline, процесс получения бензина из метанола

LTFT / FT LT – Низкотемпературный процесс Фишера – Тропша 220 – 240°C

HTFT / FT HT – высокотемпературный процесс Фишера – Тропша 350°C и выше

ПГ – природный газ

СГ – синтез газ

ОЗХ – общезаводское хозяйство

SMR – Steam Methane Reforming, паровой риформинг метана

ATR – Autothermal Reforming, адиабатический риформинг

POX – Noncatalytic Partial Oxidation, некаталитическое парциальное окисление

ДМЭ – диметиловый эфир

PFR – реактор с пробковым поршневым потоком (plug flow reactor)

CSTR - проточный химический реактор с мешалкой (continuous stirred-tank reactor)

TIGAS – Процесс синтеза бензина компании Topsøe (Topsøe Integrated Gasoline Synthesis)

STD – процесс синтеза диметилового эфира из синтез-газа (syngas to DME)

STF - процесс синтеза топливо из синтез-газа (syngas to fuel)

DTG - процесс синтеза, бензина из диметилового эфира (DME to gasoline)

АВО – аппарат воздушного охлаждения

CAPEX - капитальные вложения (capital expenditures)

OPEX - эксплуатационные затраты (operational expenditure)

H2 - водород

CO – окись углерода

CO2 – углекислый газ

Fe - железо

Co - кобальт

LPG - сжиженный углеводородный газ

ЦЧ – цетановое число

Основной целью данной работы являлся сбор компетентной информации для определения оптимального варианта реализации проекта GTL (до 300 млн м^3 по природному газу). Выбор направления - FT или MTG/TIGAS.

1. Общий перечень лицензиаров процессов GTL

Лицензирование GTL неоднозначно, так как сам процесс остался в авторстве Фишера и Тропша, но «ноу-хау» на оборудование безусловно существует и всеми признается. В **Таблице 1** показаны принципиальные различия продуктовых линеек в зависимости от процессов.

Таблица 1

Получаемые продукты, % масс	Вариант 1	Вариант 2	
	MTG/TIGAS	FT, Catalyst Co@340C	FT, Catalyst Fe@340C
Метан	0,7	5,0	8,0
Этилен	-	0	4,0
Этан	0,4	1,0	3,0
Пропилен	0,2	2,0	11,0
Пропан	4,3	1,0	2,0
Бутилены	1,1	2,0	9,0
Бутаны	10,9	1,0	1,0
Фракция С5-160 °С	82,3	19,0	36,0
Дизельная фракция до 360 °С	-	22,0	16,0
Фракция 360+, С22+	-	46,0	5,0
Оксигенаты	0,1	1,0	5,0
Итого	100	100	100

В **Таблицах 2 и 3** приведен перечень поставщиков технологий и оборудования.

Перечень лицензиаров и инжиниринговых компаний по Варианту 1, процессы MTG, получение бензинов через метанол и диметиловый эфир

Таблица 2

Компания	Процесс	Цель процесса	Координаты и контактные данные
Haldor Topsoe, Air Products, JFE Holdings	TIGAS	Synthesis Gasoline	Haldor Topsoe A/S , Moscow Representative Office, Bryusov per 11, 4th floor 125009 Moscow, Russia Phone: +7 (495) 956 3274 Fax: +7 (495) 956 3275 E-mail: info@topsoe.ru
	STD	Syngas-to-Dimethyl ether	
CAC Chemieanlagenbau Chemnitz GmbH	STF	Syngas-to-Fuel	Dr. Mario Kuschel (Head of Process Engineering, Chemieanlagenbau Chemnitz GmbH, Augustusburger Str. 34, 09111 Chemnitz, GERMANY) Contact Information: mario.kuschel@cac-chem.de +49 371 6899 569

Karlsruhe Institute of Technology (KIT)	DTG	Dimethyl ether-to-Gasoline	Dr. Jens Fahrenberg, Head of the Innovation Department phone: +49 721 608-25580 fax: +49 721 608-24814 jens.fahrenberg@kit.edu http://www.innovation.kit.edu/ima.php
ExxonMobil	MTG	Methanol-to-Gasoline	http://www.exxonmobil.com/Apps/RefiningTechnologies/default.aspx

Перечень лицензиаров и инжиниринговых компаний по Варианту 2,

процессы FT, получение бензинов и дизелей через синтетическую нефть

Таблица 3

Компании	**Катализатор Co/Fe Температура L/H**	**Тип реактора**	**Координаты и контактные данные**
Shell (middle distillate synthesis - SMDS)	Co LTFT	Fixed bed (multitubular)	Telephone +31 20 6309111 (available 24 hours a day) E-mail Communications STCA@shell.com Contact details in emergencies Telephone +3120 630 3300 (available 24 hours a day) E-mail SecurityControlRoomAmsterdam@shell.com
Sasol (Co SSBP)	Co LTFT	Slurry bubble column	Karin Kleynhans Manager: corporate affairs sasoltechnology.communicationinfo@sasol.com
Sasol Synthol	Fe HTFT	Circulating fluidized bed	
Sasol Advanced Synthol (SAS)	Fe HTFT	Fluidized bed	
Iron Sasol slurry bed process (Fe-SSBP)	Fe LTFT	Slurry bubble column	
Syntroleum (worldwide license under ExxonMobil's	Co LTFT	Fixed or fluid bed	Contact: Jeff Bigger bd@syntroleum.com or call at 918-592-7900
GTL.F1 Partners: Lurgi and PetroSA (and Statoil)	Co LTFT	Slurry bubble column	GTL.F1 AG Witikonerstrasse 618032 Zurich Denis Cieutat Managing Director Phone: +49 (0) 69 5808-2333 • Fax: +49 (0) 69 5808-2766 E-mail: denis.cieutat@gtlfl
ExxonMobil	Co LTFT	Slurry bubble column	http://www.exxonmobilchemical.com/Chem-English/files/forms/contactus.aspx
ConocoPhillips	Co LTFT	Slurry bubble column	Technology licensing http://www.conocophillips.com/Pages/contact-us.aspx
Eni - IFP/ Axens	Co LTFT	Slurry bubble column	Technology licensing http://www.axens.net/contact.html

BP-Davy	Co LTFT	Fixed bed (multitubular)	Davy Process Technology Ltd, 20 Eastbourne Terrace, London W2 6LE Tel:+44 (0)20 7957 4120 Fax: +44 (0)20 7957 3922 mail: dpt@davyprotech.com Web: www.davyprotech.com
Velocys	Co LTFT	Fixed bed	Steve LeViness Fischer-Tropsch Product Manager Phone: 614-733-3300 Email: info@velocys.com www.velocys.com
Rentech	Fe	Slurry phase	Mark Koenig, Director of Investor Relations, Rentech, Inc. at 303-298-8008, or by E-mail at mkir@rentk.com , www.rentechinc.com
IvanhoeEnergy	Co	Fixed	info@ivanhoeenergy.com http://www.ivanhoeenergy.com/

Среди российских компаний, которые позиционируют себя на рынке GTL процессов с выпуском топлив и анонсировавшие свои разработки и (или) пилотные установки следует выделить:

- «Энергосинтоп-Инжиниринг» http://www.energosyntop.com/about/
- «Газохим Техно» http://www.gazohim.ru/index.php/about/history
- «Инфра Технологии» http://www.infratechnology.ru/company/

2. Сравнительная таблица технологий

2.1 Сравнительные характеристики процессов риформинга ПГ

Таблица 4

Технология	Преимущества	Недостатки
Паровой риформинг (SMR)	Обширный промышленный опыт	Соотношение H2/CO более высокое, чем необходимо для производство СГ
	Кислород не требуется	Высокие уровни Эмиссий
	Самая низкая температура работы	
	Выгодно для переработки до 350 тыс.т. год ПГ; От 350 до 1500 тыс.т. год ПГ предпочитается использовать двухступенчатый риформинг (SMR + O2)	
Автотермический риформинг (ATR)	Соотношение H2/CO очень близкое для получения СГ	Требуется кислород, процесс с воздухом затруднителен
	Температура процесса ниже чем для POX	
	Низкие потери метана	
	Содержание остаточного метана в СГ можно регулировать температурой	

	Выгодно для объемов переработки от 1000 тыс.т. год ПГ.	
Не каталитическое парциальное окисление (POX)	Обессеривание сырья проводится только по требованиям GTL	Соотношение H2/CO несколько ниже, чем требуется для производства СГ
	Низкие потери метана	Очень высокие температуры процесса. Возможно повышенное коксообразование, что требует расхода водяного пара
	Пониженное соотношение H2/CO подходит для процессов с необходимости соотношений <2, например TIGAS	Требуется кислород, процесс с воздухом затруднителен
	Выгодно для объемов переработки от 1500 тыс.т. год ПГ.	Высокие температуры рекуперации тепла, образование сажи, комплексное обслуживание
		Низкое содержание метана в СГ и трудность в его изменения по требованиям процесса
Компактный SMR риформинг	Ректор пластинчатого типа на 90% меньше обычного SMR риформинга	Новое технологическое решение требует доработок при масштабировании

2.2 Сравнительная таблица технологий MTG

Таблица 5

Параметры	**HALDOR, TIGAS**	**EXXON, MTG**	**CAC, STF**
Давление, бар	Реактор 1. 40-60 Реактор 2. 40-60	Реактор 1. 50-100 Реактор 2. 15-25 Реактор 3. 15-25	Реактор 1. 40-60 Реактор 2. 5-15
Температура, С	Реактор 1. 240-290 Реактор 2. 360-420	Реактор 1. 240-290 Реактор 2. 320-400 Реактор 3. 360-420	Реактор 1. 240-290 Реактор 2. 360-410
Количество циклов	1	2	2
ОЧ исследовательский	91	92-93	92-93
Время работы катализатора между регенерациями. Реактор3 и реактор 2, работают на цеолитах.	5 месяцев, на пилотном заводе	Реактор 1. Минимум 6 лет Реактор 2. Минимум 1 год Реактор 3. до 20 дней	Реактор 1. Минимум 6 лет Реактор 2. Минимум 30 дней
Тип катализатора	Бифункциональный и цеолит	Cu, ZnO, Cr2O3, Al2O3 и цеолит (первое поколение)	SMA-2 (Clariant) (второе поколение)
H2/CO на входе в Реактор 1	1	2	2
Стадия развития	Пилотный	Коммерческий	Пилотный

2.3 Сравнительная таблица технологий LTFT на кобальтовом катализаторе

Таблица 6

Параметры	**Неподвижный слой катализатора**		**Псевдоожиженный слой катализатора SBCR**
	Многотрубчатый	**Микроканальный**	
Тип реактора	PFR		CSTR
Реакционная фаза	газ или газ+жидкость		газ+жидкость
Ограничения массообмена	Высокие	Низкие	Средние
Ограничения теплообмена	Высокие	Низкие	Низкие
Катализатор:			
Размер, мм	Менее 2	Менее 0,1	Менее 0,1
Отделение от продукта	Легко		Трудно
Механическая прочность	Низкая		Средняя
Возможность отравления	Локальные зоны		Весь слой
Масштабирование:			
Возможность	Низкая		Средняя
Экономика	Средняя	Низкая	Высокая
Ограничения по изменению подачи сырья	Нет	Нет	Разделение катализатора
Стадия развития	промышленный	промышленный	промышленный

Параметры процессов: температура, давление, соотношение H2/CO приведенных в таблице 6 для процесса LTFT, Co, практически идентичны.

2.4 Сравнительная таблица процессов LTFT, Co

Таблица 7

	Компактная технология Фишера-Тропша	**Обычная технология Фишера-Тропша**
Тип реактора	Микроканальный	Многотрубчатый
Катализатор, тип слоя	Неподвижный слой	Неподвижный слой
Температура в реакторе, °C	210-240	210-230
Давление в реакторе, бар	25	~30
Перепад давлении, бар	2-3,5	3-7
Соотношение Водород / окись углерода	2.1	2.1
Окись углерода, конверсия за проход, %	>70	45-60
Производство катализатора, кг $_{прод.}$ / кг $_{кат.}$ / час	1.53	0.05-0.09
Селективность: %C5+	78-82	81-94
Селективность: %CH4	<10	Н/Д
Коэффициент Альфа (увеличения молекулярного веса)	0.89-0.92	>0.9
Время контакта, мс	<250	Н/Д
Срок службы катализатора, год	~ 2	<2

3. Сравнение капитальных затрат по процессам и лицензиарам

В **Таблице 8**, приведены затраты на строительство. При изучении таблицы необходимо учитывать:

- цены приведены в границах основной установки, т.е. без учета ОЗХ
- установка очистки газа не входит в стоимость строительства, см. **Главе 4**
- базовая цена строительства принимается для региона строительства: Европа, Китай, Страны Залива, Мексиканский залив. Различия в базовых ценах существенны, поэтому расхождения достигают в 1,5 и более раз
- все виды проектирования, которые выполняются лицензиаром или инжиниринговой компанией, поставляющей технологию, а также шефмонтаж и шеф-пуск входят в цену строительства
- транспортировка оборудования от места изготовления до места строительства входит в цену строительства
- обучение персонала, поставка запасных частей и реагентов на период пуска и первого года эксплуатации, так же является составной частью цены строительства
- получение разрешений, экспертиз, а также иных действий, которые предусматриваются законами страны строительства не входят в цену строительства.

Цены на строительство по Варианту 1, т.е по процессу MTG/TIGAS показаны как законченная конфигурация процессов с учётом всех ремарок, указанных выше. Цены на строительство по Варианту 2, т.е по процессу FT показаны как законченные процесс, т.е с комплексом гидрокрекинга остатков 360+С, а также для компактных установок без процесса гидрокрекинга.

Капитальные затраты на строительство установок GTL по вариантам 1 и 2

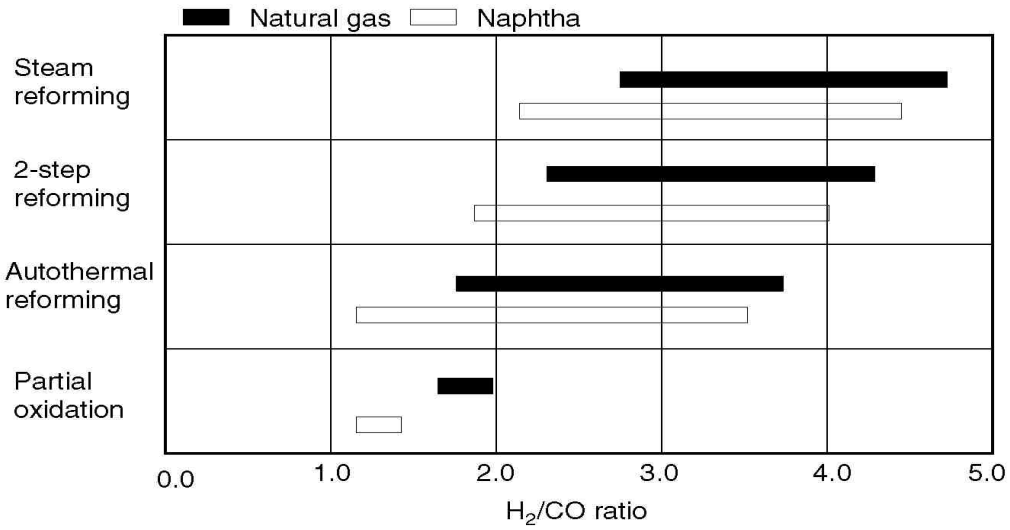
Таблица 8

Процесс	**Фишера – Тропша FT**			**MTG/TIGAS**
Плотность ПГ 0,687 кг/м3, при н.у	**Velocys**	**Compact GTL**	**Axens**	**Exxon/Haldor**
Мощность установки тыс. т/год, по ПГ	163	713	708	300
Мощность установки тыс. т/год, по всем получаемым продуктам	120	500	500	200
Очистка газа	Не входит в границы основной установки, определяется индивидуально разработчиком процесса			
Риформинг ПГ (SMR, ATR или POX)				
Фишера – Тропша, с разделением				
Получение метанола из синтез газа				
Получение бензина из метанола				
Гидрокрекинг				
Итого: долл. на тонну ПГ				

4. Получение синтез газа. Балансы. Параметры. Описание процессов.

Получение синтез газа (СГ) является общим процессом для всех GTL процессов, см. **Приложение 3.1**, не принципиально получен ли СГ из угля, биомассы, пластиковых отходов или иных органических отходов. Синтез газ для GTL процесса характеризуется соотношение H2/CO = 0,6-2,1 в зависимости от условий и типов процессов.

Схема 4.1. Зависимость соотношения H2/CO в зависимости от типа риформинга



Steam Methane Reforming (SMR) – паровой риформинг метана не удовлетворяют этим условиям, так как сам химизм процесса $CH_4+H_2O = CO+3H_2$ и $CO+H_2O = CO_2+H_2$ направлен на получение максимального выхода водорода. Наиболее типичное соотношение H_2/CO для этого процесса 3-5/1, соотношение водяного пара к молярной доле углерода 2,5-3,5/1 и при максимальном смещении равновесия процесса влево (см. Схему 4.1) затраты на разбавление паром и необходимость поддержания высокого давления и температуры процесса делают его не пригодным как источник сырья для процессов GTL. Но, если установка будет модернизирована под полную рекуперацию CO_2 и/или излишки водорода будут разделены из потока синтез-газа и отправлены на печи риформинга, то при малых мощностях GTL использование процесса SMR не редкость. В **Таблице 9** показано сопоставление затрат на строительство для всех трех процессов.

Autothermal Reforming (ATR) – распространенный процесс при производстве синтетического газа для GTL. Химизм процесса четко отражает снижение доли водорода и увеличение доли моноксида углерода $CH_4+1/2O_2 = CO+2H_2$; $CO+H_2O = CO_2+H_2$

Соотношение H2/CO несколько превышает соотношение 2/1, но является приемлемым, соотношение водяного пара к молярной доле углерода 0.6/1, что улучшает экономику процесса, не смотря на затраты на криогенное выделение кислорода и его компримирование.

Noncatalytic Partial Oxidation (POX) – некаталитическое парциальное окисление. Соотношение H_2/CO чуть менее двух или очень близко к этой цифре, что является иде-

альным соотношением для СГ в процессе GTL. Кроме того, соотношение водяного пара к молярной доле углерода еще меньше чем в процессе ATR, а также отсутствует потребность в подводе тепла извне. Все эти факторы делают экономику процесса POX очень привлекательной.

В **Таблице 9** приведены параметры процессов производства синтез газа для процессов SMR, ATR и POX. Параметры процессов и сопоставление капитальных затрат производства синтез газа

Таблица 9

Показатели процесса	Steam Methane Reforming (SMR)	Noncatalytic Partial Oxidation (POX)	Autothermal Reforming (ATR)	
Молярное отношение O2:C	0	0.55-0.65	0.55-0.6	0.6
Молярное отношение H2O:C	2.5-5.0	0.01-0.15	1.5	2.5
Температура, град С	820-900	1300-1400	950-1050	1020-1065
Давление, бар	15-25	25-40	25	25-30
Остаточное содержание CH4,%	3-5	0.1	0.5-1	0.5-1.2
Молярное отношение H2:CO	3.0-7.0	1.6-1.9	2.5-3.5	2.2-2.3
Молярное отношение CO2:CO	0.5-1	0.05-0.1	0.2-0.3	0.2
Относительная стоимость	100	95	85-95	
Расход катализатора	н/д	Без катализатора	н/д	

В **Таблице 10** приведены материальные балансы для производства СГ в процессах SMR, ATR и POX на основе сырьевых составляющих технического задания Заказчика.

Материальные балансы для производства СГ в процессах SMR, ATR и POX

Таблица 10

Процесс Steam Methane Reforming (SMR) с рециркуляцией CO2		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	35,01	206 100
Водяной пар	64,99	382 640
Итого:	**100**	**588 740**
Получено:		
- в том числе синтетический газ	68,20	401 494
- водород на изомеризацию	0,049	288
- вода	24,73	145 625
- газы в топливную сеть, включая инерты	7,02	41 333
Итого:	**100**	**588 740**
Процесс Autothermal Reforming (ATR)		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	35.01	206 100
Кислород	41.60	244 889
Водяной пар	23.40	137 750
Итого:	**100**	**588 740**
Получено:		
- в том числе синтетический газ	69,01	406 312
- водород на изомеризацию	0,05	295

- вода	5,00	29 437
- газы в топливную сеть, включая инерты	25,94	152 696
Итого:	**100**	**588 740**
Процесс Noncatalytic Partial Oxidation (POX)		
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	47.87	206 100
Кислород	52.13	224 482
Итого:	**100**	**430 582**
Получено:		
- в том числе синтетический газ	99,93	430 273
- водород на изомеризацию	0,072	309
Итого:	**100**	**430 582**

Очистка природного газа от примесей и в первую очередь от серы используется не столько для защиты катализаторов риформинга при получении СГ, сколько для защиты катализаторов FT и MTG/TIGAS.

В качестве очищающих агентов используются: МЭА – моноэтаноламин и ДЭА – диэтаноламин в процессе химической сорбции, а для физической сорбции широкое распространение получили два процесса: Rectisol и Selexol. Процесс Rectisol по лицензиям Lurgi/Linde, в качестве агента используется метанол. Процесс Selexol по лицензии UOP, в качестве агента используется диметиловый эфир полиэтиленгликоля (DMPEG).

В **Таблице 11** приведены сравнительные характеристики вышеперечисленных агентов.

Сравнительные характеристики агентов для очистки ПГ

Таблица 11

Показатели процесса	**МДЭА**	**Rectisol**	**Selexol**
Очищающий агент	МДЭА	Метанол	DMPEG
Температура, град С	43	-40 до -60	-20 до +50
Селективность к смеси H_2S-CO_2	Хорошая	Отличная	Отличная
Сероводород удаляется до:	4 ppm	0,1 ppm	4 ppm
Адсорбция углеводородов	Хорошая	Отличная	Отличная
Главные преимущества	Удаление CO2, если требуется	Высокая степень удаления H2S и серы в любых формах	
Главные недостатки	Ограниченная селективность	Высокая цена строительства. Высокое потребление эл. энергии	

75% установок, которые работают на очистку СГ, работают по технологии Rectisol, что конечно же связано с более низкими ценами на метанол, чем на МДЭА или DMPEG.

Адсорбирование 2000 ppm серы кобальтовым катализатором в процессе FT полностью выводит его из строя, примерно такой же порядок цифр по сере и даже еще меньше выводит из строя катализатор Cu/ZnO/Al2O3 в процессе MTG/TIGAS, для железного катализатора эта величина составляет 20 000 ppm.

В **Таблице 12** приведены лимитирующие показатели качества на СГ в процессах FT для кобальтового и железного катализаторов и процесса MTG/TIGAS.

Таблица 12

Показатели качества СГ	FT, Кобальт	FT, Железо	MTG, Cu/ZnO/Al2O3
Сера	Менее 1 ppb	Менее 1 ppm	Менее 0.1 ppmv
Галогены	Менее 10 ppb		0,001 ppmv
Сумма N_2, NH_3, HCN, $(NO)_x$	Менее 1 ppm		0,05 ppmv (Fe и Co)
Смолы	Концентрация не выше точки конденсации, при температуре и давлении процессов		
Пыль	Не допускается		

В идеале содержание серы в синтез-газ должен быть равно нулю, но так как очистка газа является очень дорогой, как по инвестициям, так и по текущим затратам, поэтому просчитывают компромиссный вариант между расходом катализатора и инвестициями на стоимость очистки газа. До того момента, пока компромиссный вариант не найден блок очистки газа предпочитают оставлять вне границ установки и не учитывают его в капитальных затратах. Расчет компромиссного варианта выполняет лицензиар технологии или инжиниринговая компания, которая представляет тут или иную технологию.

Описание процессов получения синтетического газа SMR, ATR, POX.

А) Steam Methane Reforming (SMR) – установка парового риформинга. В **Приложении 3.1** показана PFD схема парового риформинга метана SMR. Типичная установка SMR состоит из:

- Секция нагрева сырья, обессеривания и удаление тяжелых углеводородов
- Секция риформинга
- Секция рекуперации тепла
- Секция выделения СГ

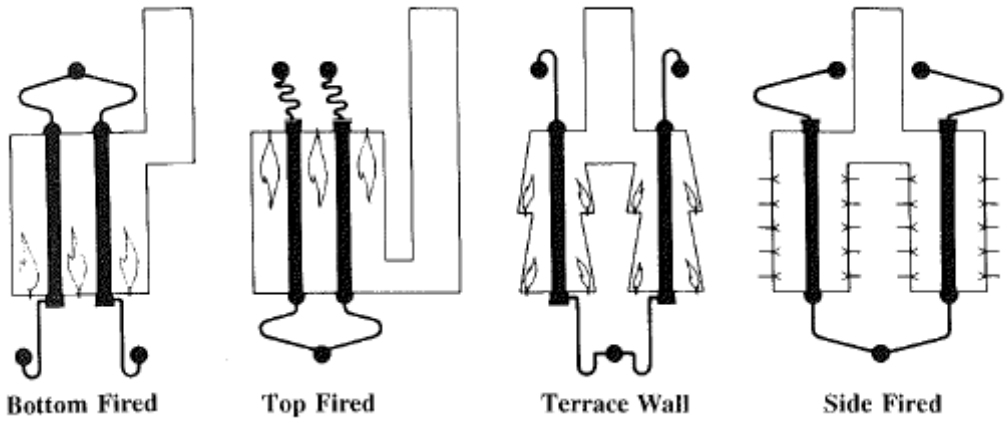
Работа секции нагрева сырья, обессеривания и удаление тяжелых углеводородов, полностью идентична для всех трех процессов (для POX, ПГ может не проходить обессеривание, в этом случае обессеривание необходимо проходить после получения синтез-газа) и ее описание приведено в разделе Б).

Паровой риформинг (SMR) процесс эндотермический в присутствии никелевого катализатора, параметры процесса приведены в **Таблице 9**. Для процесса SMR добавка CO_2 со стороны, является положительным моментом в экономике GTL, в особенности это относится к установкам больших и очень больших мощностей. В нашем случае, в импорте CO_2 со стороны, конечно нет необходимости, так как количества перерабатываемого ПГ не значительны и тем не менее, если появится возможность импорта CO_2 ею надо воспользоваться, это увеличит мощность установки по СГ, уменьшит соотношение H2/CO,

уменьшит потребление водяного пара и улучшит экономику процесса в целом. Повышенные концентрации CO2 в природном газе, который используется как сырье риформинга положительно влияет на экономику в целом, и не только из за снижения соотношения H2/CO, но и из-за снижения энергопотребления на этой стадии процесса.

Использование рециркуляции CO2 после риформинга, является обязательным условием, так как философия процесса SMR это получение водорода, и адаптация его к процессам GTL возможна только с полной или парциальной рециркуляцией CO2 и дальнейшим его превращением в CO одновременно с выделением избыточного водорода.

Реактор SMR состоит из двух секций – конвекции и с радиации. В секции конвекции метан и водяной пар нагревается до 500°C путем теплообмена с горячими дымовыми газами. В секции радиации процесс синтеза проходит при температуре 800-900°C в трубном пучке, каждая из трубок заполнена катализатором. Не смотря на почти уже столетний опыт использования SMR, внутренняя конструкция реакторов и в особенности секции радиации является элементом «ноу-хау», что и не удивительно, так как тепловая эффективность процесса SMR может приближаться к 95% или снижаться до 85%. Существуют четыре типа конфигураций горелки, используемые в SMR.



Bottom fired – горелки снизу

Top fired – горелки сверху

Terrace Wall и Side Fired – горелки находятся на стенах

Не имея возможности раскрывать элементы «ноу-хау», сообщаем, что Side Fired это лучший вариант при выборе SMR процесса для использования в GTL установке, причем, не имеет значения, будет ли это новая SMR установка или купленная на вторичном рынке. Side Fired обеспечивает не только наиболее оптимальную тепловую эффективность процесса, но и имеет очень низкие выбросы NOx в дымовых газах.

Одна из основных проблем SMR риформинга это сбалансировать подвод тепла к трубкам реактора с расходом тепла на эндотермических реакции и одновременно ограни-

чить тепловые напряжения на трубках. Side Fired идеально подходит для решения этой сложной взаимосвязи.

Повышенный расход водяного пара, также является проблемой SMR, так как уменьшение этой соотношении приводит к закоксовыванию трубок и их деформации или разрыву, а повышение соотношении хотя и повышает конверсию метана и исключают образование кокса, но значительно ухудшают экономику процесса из-за цены пара. Тем не менее, и эту проблему удается решить с помощью новых высокоактивных катализаторов и использование адиабатических предреакторов для удаления тяжелых C_2+, сделали возможным снизить соотношениях водяной пар/углерод до 1,0-1,5. Использование новых катализаторов применительно и к установкам SMR вторичного рынка.

Для регулирования соотношении H_2/CO путем снижения доли H2 используются мембраны разделения водорода и избыточный водород направляется на гидрирование или гидроочистки, если они предусмотрены в процессе.

Б) Autothermal Reforming (ATR) – установка автотермического риформинга. В **Приложении 3.2** показана PFD схема автотермического риформинга метана.

Типичная установка ATR включает в себя:

- Секция нагрева сырья, обессеривания и удаление тяжелых углеводородов
- Секция риформинга
- Секция рекуперации тепла
- Секция выделения СГ

Удаление серы, а также иных примесей производится до стадии синтеза, качество очистки определяется разработчиком процесса риформинга или процесса GTL. Наиболее простой способ очистки это:

- использование фор-реактора в котором совмещены два процесса: гидродесульфуризация органических серосодержащих соединений, в том числе и меркаптанов, на Co-Mo катализаторе (носитель Al2O3) до сероводорода и его реакция с оксидом цинка, которая происходит в следующем слое реактора. По мере того как, доля оксида цинка снижается, а сульфида цинка увеличивается, проводится замена носителя из окиси цинка и регенерация Co-Mo катализатора. Температура процесса 350-400°C. Для гидродесульфуризация вполне достаточно очень малой части водорода из получаемого синтетического газа

- при повышенных содержаниях серы в газовом сырье. Подобная проблема возникала при разработке пакета GTL по: Астраханским газовым месторождениям, при получении газов из углей и антрацитов, при получении газов из тяжелых нефтей Алберты, Ухты, Татарстана. В этом случае лицензиар или разработчик технологии предполагает исполь-

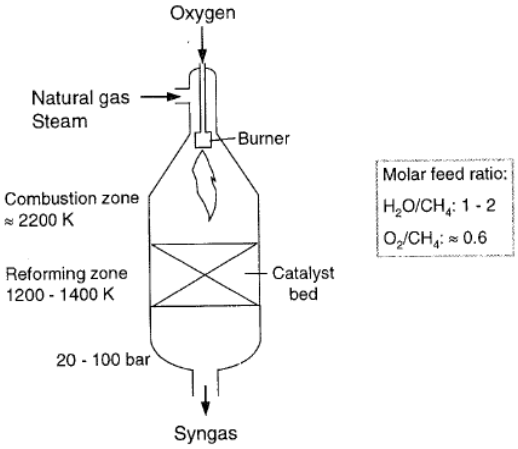
зовать очистку с помощью аминов, метанола или эфиров полигликолей. Характеристики данных методов очистки приведены в **Таблице 11**.

Использование любого из вышеприведенных методов очистки позволяет достигать снижение содержания общей серы до уровня менее 0,1 ppm.

Следующий этап подготовки сырья включает разложение тяжелых углеводородов C_2+ до метана. Граница удаление тяжелых C_2+ определяется разработчиком процесса, обычно эта величина не должна превышать 3 % масс. Для снижения коксообразования в змеевиках печи, подается водяной пар, как правило, подача пара на снижение коксообразования совмещается с подачей пара на насыщение (после насыщения водой), что требуется в процессе ATR. Еще одной функцией, возлагаемой на реактор по разложению тяжелых C_2+, является тонкая очистка от серы, что полностью исключает отравление катализатора, как в получении СГ, так и в процессах MTG/TIGAS и FT.

После прохождения всех ступеней очистки и насыщения водой и водяным паром газ направляется на секцию риформинга. Рецикловые потоки от процессов FT или MTG/TIGAS, также направляются на насыщение водяным паром до подачи на риформинг, использование рецикловых потоков позволяет в значительной мере снижать и регулировать H2/CO. Параметры процесса приведены в **Таблице 9.**

Секция риформинга состоит из футерованного сосуда, работающего при более высоких давлениях и температурах, чем паровой риформинг, горелки, камеры сгорания и каталитического слоя. Обычно реактор разделен на три зоны в каждой из которых протекает свой тип реакции.



Горелка является ключевым элементом для ATR процесса, а одна из основных функций – это смешение сырьевых компонентов в турбулентный поток Ядро пламени имеет температуру выше 2000°C, поэтому защита горелки от обратного действия теплового потока, как правило является «ноу-хау» процесса наряду с элементами эффективного перемешивания.

Зона турбулентного горения определяет всю эффективность процесса. Соотношение кислород углеводородам варьирует от 0,55 до 0,6, кислород полностью расходуется в зоне горения, а не прореагировавший метан перемещается в термическую зону.

В термической зоне две основные реакции: риформинг метана и конверсия водяного газа (WGS – water gas shift), обе реакции идут в отсутствии привнесенного кислорода, так как он уже был весь израсходован в зоне турбулентного горения, но ему на смену приходит кислород, образовавшийся из водяного пара.

Каталитическая зона ограничена слоем никелевого катализатора на носителях, состоящих из силикатов и оксидов магния и алюминия с характерной шпинельной структурой. Верхняя часть слоя катализатора под действием газов имеет температуру 1100-1400°С, соотношение водяной пар/углерод, близко к 0,6 и является оптимальным. Отсутствие сажи при эксплуатации – один из важнейших критериев качества процесса это достигается не только конструкции горелки, но и структурой катализатора (шпинельная), что позволяет исключать само образование центров роста сажи.

Полученный синтетический газ охлаждается в закалочно – испарительных аппаратах с образованием пара высокого давления, который, как правило, используется в приводах компрессоров воздухоразделения для получения кислорода. Использование кислорода в установке ATR считается лучшим вариантом для безопасного и экономичного производства СГ. Использование воздуха в процессе ATR менее эффективно, и в первую очередь, из-за увеличения размеров аппаратов. Рост потребления энергии при работе на воздухе, оценивается в 10% относительно работы на кислороде.

В) Noncatalytic Partial Oxidation (POX) – не каталитическое парциальное окисление. В **Приложении 3.3** показана поточная схема парциального окисления метана. Использование процесса POX решает три принципиальные проблемы:

- исключение эндотермических реакции, так как отсутствует водяной пар
- снижается коррозионность оборудования, так как отсутствует водяной пар
- исключаются затраты на переработку излишков воды, так как отсутствует водяной пар

Схема реактора риформинга POX или, как его ещё называют «сухого» окисления очень схожа с приведенной в пункте Б) схемой реактора ATR – «мокрого» окисления. Подача ПГ в реактор риформинга производится сверху, смешение его с кислородом производится непосредственно в горелке. Парциальное окисление и реакции реформирования осуществляются в зоне расположенной ниже горелки, температура газа на выходе из этой зоны достигает 1400°С. Параметры процесса приведены в **Таблице 9.** Нет необходимости в подробном описании аппаратурного оформления практически идентич-

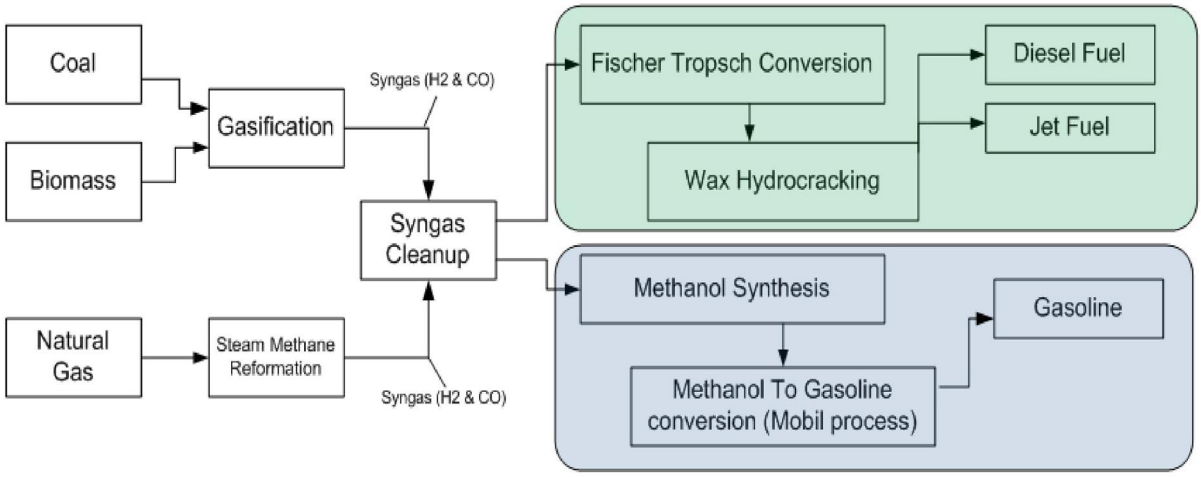
ного процесса, за исключением того, что в процессе POX внимание на регулирование соотношения H_2/CO уделяется гораздо больше, чем в двух предыдущих процессах, так как в отсутствии водяного пара это делать гораздо сложнее. Именно поэтому в процессе POX методы регулирования соотношения H_2/CO особенно распространены и сведены в единую таблицу.

Таблица 13

Методы регулирования H2/CO	Снижение соотношения	Повышение соотношения
Рецикл CO2	X	
Импорт CO2	X	
Использование мембран	X	
Удаление CO2		X
Повышение водяного пара		X
Добавление WGS		X
Использование „Cold Box”	X	

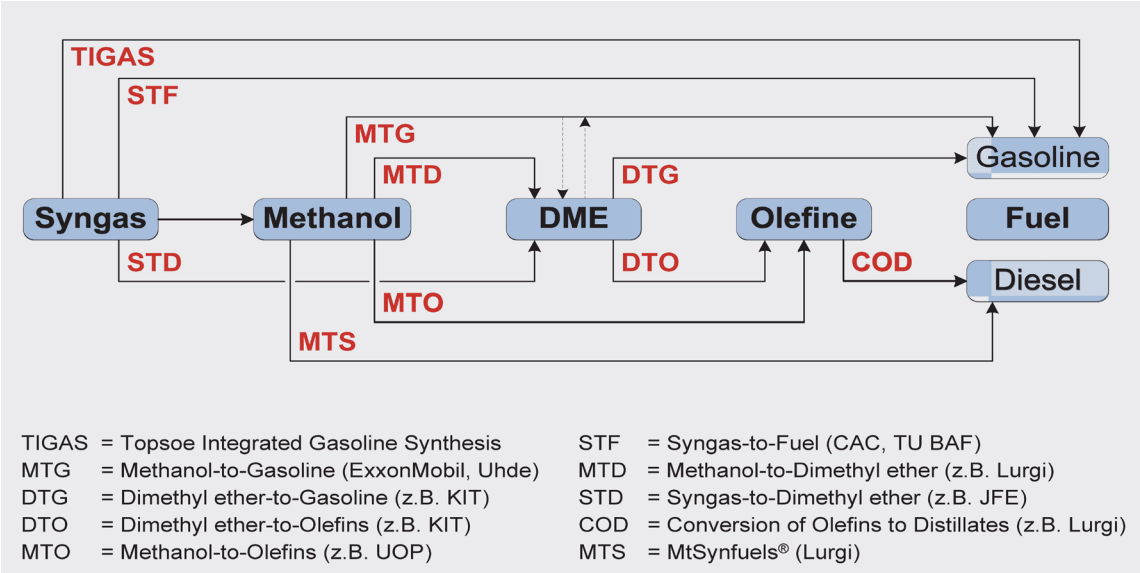
5. Переработка СГ. Варианты. Балансы. Схемы переработки. Описания процессов.

На **Схеме 5.1** показаны принципиальные сходства и различия двух направлений GTL процесса. Получение только бензина через метанол или диметиловый эфир (Вариант 1) и получение бензина и дизеля, через синтетическую нефть (Вариант 2).



6. Вариант 1. Переработка СГ в бензин через метанол или диметиловый эфир.

Схема 6.1. Принципиальное положение лицензиаров в технологическом процессе



Из представленной схемы следует, что получение бензина возможно, как с выделением в качестве товарного продукта метанола (или диметилового эфира), характерный процесс MTG, так и без выделения, характерный процесс TIGAS.

В **Таблицах 14,15,16,17** представлены материальные балансы для Варианта 1.

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом SMR

Таблица 14

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом SMR (с рециркуляцией CO2)		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	35,01	206 100
Водяной пар	64,99	382 640
Итого:	**100**	**588 740**
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- водород на изомеризацию		
- вода		
- газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**588 740**
Материальный баланс получения метанола для процесса MTG		
Сырьевые компоненты для получения метанола		
Синтез газ от процесса SMR		
Получено:		
Метанол		
Вода		
Газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**401 494**
Материальный баланс получения бензина для процесса MTG		
Сырьевые компоненты для получения бензина		
Метанол с узла синтеза метанола		
Получено:		

Углеводороды С1,С2		
Углеводороды С3,С4		
Бензиновая фракция легкая		
Бензиновая фракция тяжелая		
Вода с углеводородами		
Итого:	**100**	**361 344**
Материальный баланс изомеризации тяжелого бензина для процесса MTG		
Бензиновая фракция тяжелая		
Водород		
Итого	**100**	**3721**
Получено:		
Углеводороды С1,С2,С3		
Бензин изомеризат		
Итого:	**100**	**3721**

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом ATR

Таблица 15

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом ATR		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	35.01	206 100
Кислород	41.60	244 889
Водяной пар	23.40	137 750
Итого:	**100**	**588 740**
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- водород на изомеризацию		
- вода		
- газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**588 740**
Материальный баланс получения метанола для процесса MTG		
Сырьевые компоненты для получения метанола		
Синтез газ от процесса ATR		
Получено:		
Сырой метанол		
Вода		
Газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**406 312**
Материальный баланс получения бензина для процесса MTG		
Сырьевые компоненты для получения бензина		
Метанол с узла синтеза метанола		
Получено:		
Углеводороды С1,С2		
Углеводороды С3,С4		
Бензиновая фракция легкая		
Бензиновая фракция тяжелая		
Вода с углеводородами		
Итого:	**100**	**369 375**
Материальный баланс изомеризации тяжелого бензина для процесса MTG		
Бензиновая фракция тяжелая		

Водород		
Итого	**100**	**3804**
Получено:		
Углеводороды C1,C2,C3		
Бензин изомеризат		
Итого	**100**	**3804**

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом POX

Таблица 16

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом POX		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	47,83	206 100
Кислород	52,13	224 482
Водяной пар	0,0	0,0
Итого:	**100**	**430 582**
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- водород на изомеризацию		
Итого:	**100**	**430 582**
Материальный баланс получения метанола для процесса MTG		
Сырьевые компоненты для получения метанола		
Синтез газ от процесса POX		
Получено:		
Метанол		
Вода		
Газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**430 273**
Материальный баланс получения бензина для процесса MTG		
Сырьевые компоненты для получения бензина		
Метанол с узла синтеза метанола		
Получено:		
Углеводороды C1,C2		
Углеводороды C3,C4		
Бензиновая фракция легкая		
Бензиновая фракция тяжелая		
Вода с углеводородами		
Итого:	**100**	**387 742**
Материальный баланс изомеризации тяжелого бензина для процесса MTG		
Бензиновая фракция тяжелая		
Водород		
Итого	**100**	**3993**
Получено:		
Углеводороды C1,C2,C3		
Бензин изомеризат		
Итого	**100**	**3993**

В Таблице 17 представлен материальный баланс получения бензина через ДМЭ для процесса TIGAS с риформингом ATR, полной рециркуляцией CO2 (H2/CO=1)

Таблица 17

Материальный баланс для процесса TIGAS с риформингом ATR (с рециркуляцией CO2)		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	37,57	206 100
Кислород	54,06	296 512
Водяной пар	8,37	45 917
Итого:	**100**	**548 528**
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- водород на изомеризацию		
- вода		
- газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**548 528**
Материальный баланс получения ДМЭ для процесса TIGAS		
Сырьевые компоненты для получения ДМЭ		
Синтез газ от процесса ATR с рециклом CO2		
Получено:		
ДМЭ		
Газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**406 312**
Материальный баланс получения бензина для процесса TIGAS		
Сырьевые компоненты для получения бензина		
ДМЭ с узла синтеза ДМЭ		
Получено:		
Углеводороды C1,C2		
Углеводороды C3,C4		
Бензиновая фракция легкая		
Бензиновая фракция тяжелая		
Вода с углеводородами		
Итого:	**100**	**290 668**
Материальный баланс изомеризации тяжелого бензина для процесса TIGAS		
Бензиновая фракция тяжелая		
Водород		
Итого	**100**	**3876**
Получено:		
Углеводороды C1,C2,C3		
Бензин изомеризат		
Итого	**100**	**3876**

Описание процесса MTG (Exxon Mobil) – получения бензина через метанол. В Приложениях 3.4 и 3.5 показана PFD схема процесса MTG (Exxon Mobil).

СГ с узла риформинга при подаче на границу установки синтеза метанола охлаждается и проходит секцию сепарации и осушки от влаги. Осушенный СГ поступает в смеситель где и смешивается с газами рециркуляции после синтеза метанола и с газами CO и H2 каталитической очистки сточных вод (если это предусмотрено вместо биологической очистки сточных вод). После смесителя реакционный газ подогревают до темпера-

туры реакции синтеза метанола. Катализаторы синтеза метанола выпускают многие производители, некоторые их них приведены в **Таблице 18**.

Таблица 18

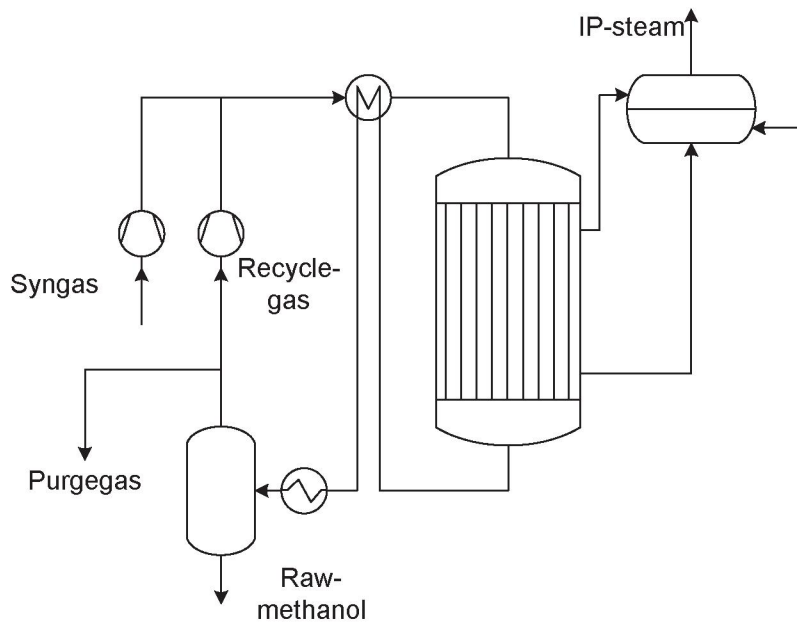
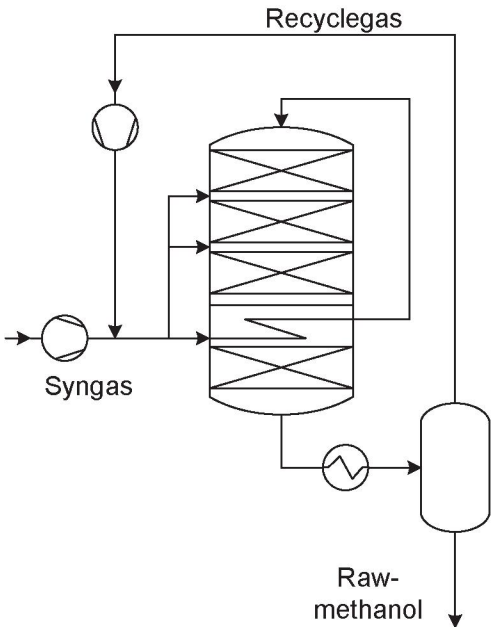
Производитель	Cu, %	Zn, %	Al ,%
IFP	45-70	15-35	4-20
ICI	20-35	15-50	4-20
BASF	38.5	48.8	12.9
Shell	71	24	-
Sud Chemie	65	22	12
Dupont	50	19	31
United	62	21	17
Haldor Topsoe	>55	21-25	8-10

После реактора синтеза и охлаждения, реакционная смесь разделяется на газ рециркуляции и жидкий продукт – метанол сырец.

В **Таблице 19** приведены параметры изотермического и адиабатического процессов синтеза метанола, а также принципиальное различие в технологической схеме. Процесс MTG сильно экзотермический (1740 кДж/кг метанола), именно поэтому очень важно, как спроектирован реактор.

Параметры изотермического и адиабатического реактора синтеза метанола

Таблица 19

Тип	Изотермический	Адиабатический
Доля рынка	60%	30%
Катализатор	Cu/ZnO/Cr2O3	Cu/ZnO/Al2O3
Температура	230 – 265 °C	270 °C
Давление	60 – 80 бар	50 – 100 бар
		

Метанол-сырец выделяемый из контура синтеза метанола направляют в циркуляционный контур синтеза бензина. Продукт нагретый выше 305°С поступает в реактор синтеза ДМЭ, причем, что не маловажно для сокращения операционных затрат, метанол-сырец не отделяется от воды. После прохождения реактора ДМЭ заполненного кислотным катализатором, водно-метанольно-дмэ смесь направляется в реактор синтеза бензина, который заполнен цеолитным катализатором. Цеолитные катализаторы быстро закоксовываются, время работы этих катализаторов отражено в **Таблице 5** поэтому синтез бензина осуществляются в нескольких параллельных реакторах, один из которых постоянно находится на регенерации по выжигу кокса горячим воздухом.

Бензин-сырец на выходе из реактора охлаждается в рекуператорах встречным потоком сырья и далее в воздушных холодильниках. Газовая фаза направляется рециклом в реактор синтеза бензина. Жидкие продукты разделяются на углеводородную составляющую и водную по разделу фаз.

Бензиновая фракция разделяется в колонне стабилизации на: фракции C_1-C_2, C_3-C_4 и фракцию бензина, которая в свою очередь может быть разделена на: С5-175°С и 175+°С. Разделение фракции бензина на две составляющие – тяжелую и легкую, проводят в связи с тем, что при получении бензинов через метанол или ДМЭ образуется значительное количество 2-6% дурола (1,2,4,5-тетраметилбензол, Ткип.=192°С). Дурол образует нагар при работе двигателя, поэтому после выделения фракции тяжелого бензина, где и концентрируется основная его часть, ее отправляют на изомеризацию с образованием изодурола, а содержание дурола после изомеризации не превышает 0,2%, что не противоречит стандартам топлив. После изомеризации, тяжелый бензин смешивается легким бензином, получая высокооктановый товарный бензин, который превосходит по своим качественным показателям стандарт Евро 5. Вода, содержащая 0,1-0,5% метанола и других кислородсодержащих соединений может очищаться на биологических очистных сооружениях или путем каталитической очистки, последний способ используется при ограниченных площадях строительства. При каталитической очистки газ CO и H_2 возвращается на узел синтеза метанола.

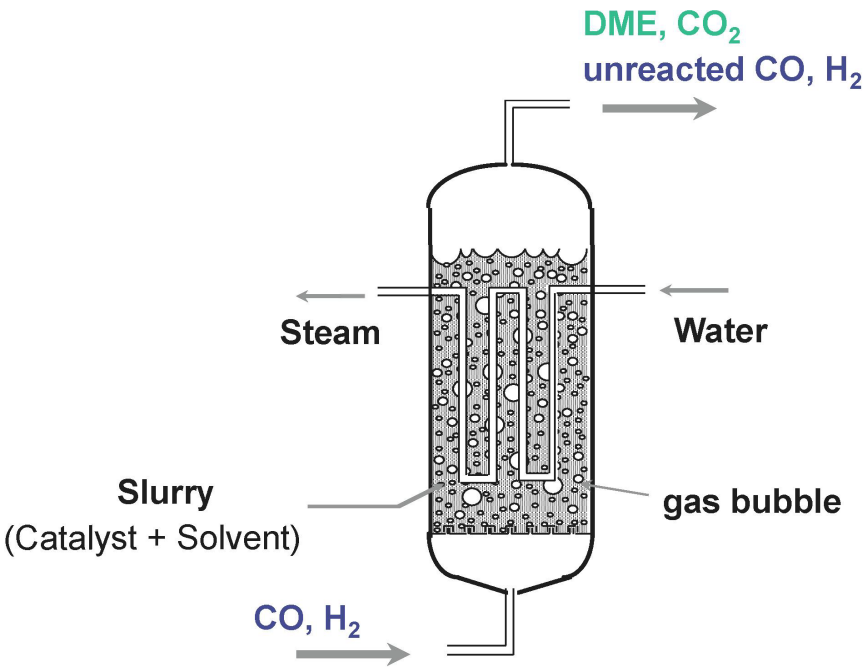
Описание процесса TIGAS (Halder Topsoe) – получения бензина через ДМЭ. В **Приложении 3.6** показана PFD схема процесса TIGAS (Halder Topsoe). **Производство бензина через ДМЭ на бифункциональных катализаторах** смеси $CuO/ZnO/Al_2O_3$ (катализатор синтеза метанола) и H-ZSM-5 (катализатора дегидратации метанола) позволяет вместо 2-х реакторной схемы получения ДМЭ (Exxon) реактор получения метанола из синтез-газа и реактор дегидрирования метанола на ДМЭ, использовать один реактор с бифункциональным катализатором. Для работы по бифункциональной схеме, учитывая

очень низкое соотношение H_2/CO =1 в синтез газа, как правило, используется ATR риформинг с рециклом CO_2.

Большинство реакторов с бифункциональным катализатором для синтеза ДМЭ имеют неподвижный слой катализатора, а учитывая не большую долю циркуляционного газа и высокий экзотермический эффект процесса, контроль температуры приобретает актуальность для достижения высокой конверсии без повреждения катализатора, так как вероятность образования горячих точек велика.

Реактор с кипящим слоем, который и показан на схеме, имеет более низкую загрузку катализатора, обеспечивает хорошее перемешивание и отличную теплоотдачу, снимает все ограничения по образованию горячих точек, может работать в большом диапазоне температур, но в тоже время характеризуется:

- сложностью конструкции
- присутствия трех фаз в системе (катализатор, растворитель и газ), что делает ведение технологического режима более сложным
- повышенный износ катализатора и как следствие его повышенный расход



В качестве растворителя наиболее часто используются гексадекан.

Получение бензина через ДМЭ прямым синтезом. Технологическая схема получения бензина на бифункциональных катализаторах, как уточнили выше, отличается от традиционного MTG (Exxon) использованием одного реактора для получения ДМЭ вместо двух. Таким образом, благодаря присутствию обеих катализаторов $CuO/ZnO/Al_2O_3$ (катализатор синтеза метанола) и H-ZSM-5 (катализатора дегидратации метанола), равнове-

сие реакции двигается в сторону получения ДМЭ. Использование бифункциональных катализаторов приводит к увеличению конверсии и более хорошей рекуперации тепла, при этом уменьшается количество циркуляционного газа и размеры реактора.

Сырой синтез-газ, компримируется до 40-60 бар с предварительным нагревом от потока выходящего из реактора синтеза бензина. Нагретый синтез-газ до 240°С направляется в реакторе получения ДМЭ. Теплота реакции снимается обессоленной водой генерируя водяного пара. В целях защиты катализатора температура в реакторе не должна превышать 290°С. Поток из реактора получения ДМЭ нагревается до 360°С потоком, выходящим из реактора синтеза бензина, температура которого достигает макс. 420°С. Поток бензина после рекуперации тепла в противотоке, описанном выше проходит окончательное охлаждение в АВО. Охлажденный поток направляется в трехфазный сепаратор, где разделяется воду, газ и бензин.

По всей технологической цепи давление поддерживается на уровне 40-60 бар для снижения нагрузки циркуляционного компрессора.

Газы, в результате редуцирования давления в трехфазном сепараторе отправляются на всас циркуляционного компрессора и далее в реакторе синтеза бензина и реактор синтеза ДМЭ, так как конверсия за проход СО – ДМЭ не более 50% в кипящем слое, а в стационарном значительно меньше.

Из циркуляционных газов, частично извлекается СО2, который отправляется в реакторе синтеза ДМЭ или на установке риформинга природного газа для регулирования молярного соотношения H_2/CO =1. Выделение CO_2 осуществляется на мембранах или аминовым раствором.

Вода процесса, содержащая 0,1-0,5 % метанола и кислородсодержащих соединений отправляется на биологическую или каталитическую очистку.

Бензин стабилизируется, разделяется и отправляется на изомеризацию таким же образом, как было описано выше, в процессе MTG –Exxon.

В **Таблице 20** приведены основные сравнительные характеристики для одно и двухступенчатого синтеза ДМЭ

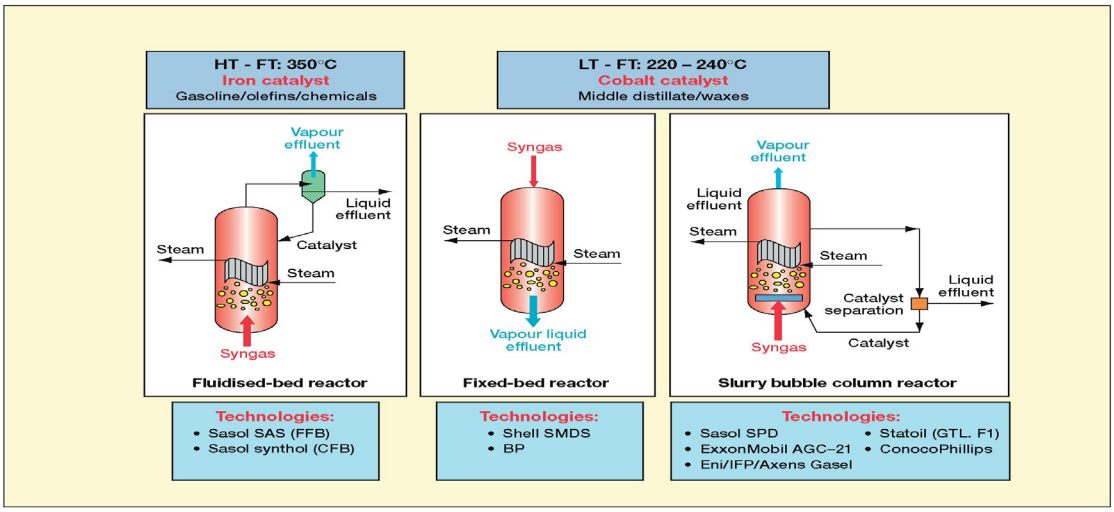
Таблица 20

Процесс	Одноступенчатый синтез на бифункциональном катализаторе	Двухступенчатый синтез	
		Метанол	Дегидратация
Давление, бар			
Температура (°С)			
Конверсия за проход (%)			
Побочные продукты			
(Вода+метанол)/ДМЭ			

(молярное соотношение)			
Слой катализатора			
Эффективность рекуперации тепла (%). В числителе теоретическая величина			

7. Вариант 2. Переработка СГ в бензин/дизель через синтетическую нефть по реакции Фишера – Тропша.

Схема 7.1. Принципиальное положение лицензиаров в технологическом процессе



Из представленной схемы следует, что катализатор на основе железа, в настоящее время, используется для процессов направленных на получение олефинов. Схемы с катализаторами на основе кобальта используются для варианта получения топлив и подразделяются на два варианта: с выделением катализатора из продуктов реакции в выносной камере при подаче СГ в низ реактора и без выделения с фильтрацией внутри реактора, при подаче СГ через верх реактора.

В **Таблице 21** представлен материальный баланс для Варианта 2. Низкотемпературный процесс Фишера – Тропша на кобальтовом катализаторе.

Таблица 21

Материальный баланс для процесса FT с риформингом SMR (с рециркуляцией CO2)		
Сырьевые компоненты для получения СГ	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3	35,01	206 100
Водяной пар	64,99	382 640
Итого:	**100**	**588 740**
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- вода		
- газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	**100**	**588 740**
Материальный баланс получения «сырых» продуктов, без процессов гидрокрекинга и		

изомеризации		
Синтетический газ		
Получено:		
Углеводороды C1,C2		
Углеводороды C3,C4		
Нафта парафинистая		
Дизельная фракция		
Жидкие парафины (C19-C35)		
Твердые парафины (< C35)		
Вода с углеводородами (не оксигенаты)		
Вода с оксигенатами		
Итого:		

Описание процесса FT – LT, Co (низкотемпературный Фишер-Тропш на кобальтовом катализаторе) – получения бензиновых и дизельных фракций. В **Приложении 3.6** показана PFD схема процесса FT – LT, Co. При использовании технологий на основе процессов Фишера – Тропша, необходимо понимать, что получение товарных продуктов без серьезного облагораживания невозможно, что и объясняется типичными реакциями процесса.

Алкены: $nCO + 2nH_2 \rightarrow (CH_2)n + nH_2O$

Алканы: $nCO + (2n + 1)H_2 \rightarrow H(CH_2)nH + nH_2O$

Спирты: $nCO + 2nH_2 \rightarrow H(CH_2)nOH + (n - 1)H_2O$

Альдегиды: $nCO + (2n - 1)H_2 \rightarrow (CH_2)nO + (n - 1)H_2O$

Карбокислоты: $nCO + (2n - 2)H_2 \rightarrow (CH2)nO_2 + (n - 2)H_2O$, $n>1$

$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Именно в этом и заключается основное коммерческое отличие технологий MTG от FT.

Промышленные технологии Фишера-Тропша различаются, по типу катализатора:

- на основе железа
- на основе кобальта

Схема FT с использованием железного катализатора исключена из рассмотрения на основании технического задания Заказчика

По типу реакторов, см. **Схему 7.1**:

- неподвижный слой катализатора, который может находиться, как в трубках, так и в слое, поток сырья сверху реактора
- кипящий слой катализатора, поток сырья снизу реактора
- кипящий слой катализатора с выносной колонной для улавливания катализатора и возвращения в процесс, поток сырья снизу реактора.

По температуре процесса:

- HT-FT Высокотемпературный 350°C и выше на железном катализаторе, в реакторе с кипящим слоем для производства бензина, олефинов и специальных химических продуктов

- LT-FT Низкотемпературный 220 – 240°C на кобальтовом катализаторе для производства средних дистиллятов (керосин, дизельное топливо), нафта и воски

Трубчатые реактора отличаются сложностью в обслуживании и ремонтах, но и максимальными технологическими характеристиками, в отличии от реакторов с нестационарным слоем. В трубчатых реакторах LT – FT, кобальтовый катализатор засыпается в трубки, после чего проводится проверка на перепад давления между входом и выходом по каждой трубке. Снятие тепла проводится в межтрубном пространстве с использованием конденсата, как теплоносителя, для выработки пара. В последних разработках наметилась тенденция к использованию теплоносителей: Мобильтерм, Даутерм, Терминол. Снимая тепло в межтрубном пространстве реактора, теплоноситель отдает его на следующих этапах процесса, в частности, на облагораживании бензиновых и дизельных фракций. Эффективность теплоносителя становится особенно актуальной в следующих случаях:

- примеси в СГ, которые вызывают локальный рост температур закоксовывания катализатора, снижение проходимости трубки и как результат местные перегревы и прогары

- образование катализаторной пыли в трубках, что связано: с длительным периодом эксплуатации катализатора, частыми пусками и остановками реактора в результате снижение проходимости и образование местных перегревов и прогаров

Контроль температуры при работе с трубчатыми реакторами имеет решающее значение, так как, с ростом температуры повышается конверсия, и в то же время возрастает риск дезактивации катализатора, возникают прогары и деформации трубок.

Основные ограничения, которые связаны с использованием трубчатых реакторов, это ограничения по мощности. При максимальном диаметре реактора 7-8 метров, невозможно достижение мощности более 280-300 тыс. тонн в год, как правило, мощность на одном трубчатом реакторе ограничивают на уровне 100-150 тыс. тонн в год. Использование серии из двух-трех реакторов, не только позволяет прийти к приемлемым диаметрам 3-4 метра, но и значительно сократить время замены катализаторов в трубках, при этом один или два реактора остаются в работе. Замена катализатора в трубчатых реакторах процесс трудоемкий, например, в реакторах диаметром 2,8 – 3,2 метра количество трубок варьирует от 2 до 2,5 тысяч, замена катализатора в этом случае занимает около двух недель.

Процессы с использованием трубчатых реакторов легко масштабируются, ограничения связаны исключительно с возможностями заводов изготовителей оборудования и монтажных организаций, так как реактор диаметром 7-8 метров не просто изготавливать, транспортировать и монтировать.

Реактора SBCR с кипящем слоем. Процесс протекает в трехфазном реакторе – синтез-газ контактирует с твердым катализатором суспендированном в получаемых восках (твёрдых парафинах). Тепло реакции снимается через змеевики с циркулирующим конденсатом водяного пара или масляных теплоносителей, как это было описано для процессов FT в трубчатых реакторах.

Процесс имеет следующие преимущества:

- для одной технологической линии достигаемая мощность до 2000 т/сут
- постоянное обновление катализатора взамен унесенного или в случае дезактивации

Процесс имеет следующие недостатки:

- механическая прочность катализатора недостаточна и как следствие расход достаточно велик
- разделение катализатора от продуктов реакции.

Проблема разделения является одной из самых сложных, которая и ограничивает распространение технологии FT в кипящем слое. Разделение жидкость – катализатор проводится во внешней петле реактора.

Разделение жидких продуктов после реактора FT проводится фракционированием, но предварительно катализатор должен быть отделен от жидких продуктов. Отделение воды, количество которой очень значительно, решается одновременно с проблемой извлечения и удаления оксигенатов. После отделения воды и катализатора углеводородный конденсат направляется в обычные ректификационные колонны с получением: дизельной фракции, нафты и газов C_1-C_4. Как правило, газы C_1-C_2 направляются или на риформинг, как источник дополнительного сырья, или в качестве топлива. Использование газов C_1-C_2 в качестве топлива более предпочтительно, так как, в этом случае из системы удаляются инерты, которые являются балластом. В случае направления газов C_1-C_2 на риформинг инерты остаются в системе и их удаление проводится периодическими сдувками на сжигание, потери некоторой доли C_1-C_2 в этом случае неизбежно.

Проблема удаления получаемых в процессе FT оксигенатов (спиртов, альдегидов, карбоновых кислот) решается следующим образом. Температурный режим и время разделения воды от синтетической нефти подбирают таким образом, чтобы количество оксигенатов растворившихся в воде было максимальным, после чего воду с растворен-

ными оксигенатами направляют на риформинг ПГ. Избыток воды с оксигенатами проходит обычную биологическую очистку и далее вода возвращается в цикл производства, например, водооборота.

Получаемые в процессе FT-LT, Co продукты: нафта, дизельная фракция, а также жидкие и твердые парафины, все требуют дальнейшей доработки с использованием процессов изомеризации, гидрокрекинга (см. таблицу качества «сырых» продуктов). Получаемые продукты высокопарафинистая нафта – сырье для пиролиза, ультрачистый дизель (ЦЧ более 70, сера менее 1 ppm) – компонент компаундирования с нефтяными дизелями, основы базовых масел, LPG, конечно же являются высокодоходными, но подобные схемы рентабельны к применению на комплексах:

- связанных с производствами нефтепереработки и нефтехимии
- имеющих мощность по ПГ от 3 млн. $м^3$ в сутки, а желательно и больше

Примером, конечно же, являются GTL комплексы Катара:

- Oryx GTL 34 тыс. бар. в день продукции GTL
- Марафон 120 тыс. бар. в день продукции GTL
- Sasol Chevron 120 тыс. бар. в день продукции GTL
- ExxonMobil 150 тыс. бар. в день продукции GTL
- ConocoPhillips 80 тыс. бар. в день продукции GTL
- Pearl GTL Shell 140 тыс. бар. В день продукции GTL

8. Качество выпускаемой продукции

В **Таблице 22** приведены параметры качества бензина в процессах Exxon/TIGAS, через метанол и ДМЭ, а также с различными способами облагораживания

Таблица 22

Параметры качества	**Качество бензина полученного через:**		**Качество бензина облагороженного в процессах**	
	ДМЭ	Метанол	Изомеризация	Гидрирование
Плотность, при 15С	н/а	н/а	730-740	750-760
ОЧ, моторный	82	83	82	84-85
ОЧ, исследовательский	92	94,5	93	93-95
Бензол, % об	Менее 0,1	Менее 0,2	Менее 0,5	0,2-0,4
Сумма ароматики, % об	23	44	25-35	15-20
Н-парафины, % об	6,5	5	Менее 5	5
Изо-парафины, об	62	40,5	45-55	30-35
Олефины, % об	Менее 1	Менее 3	5-15	1-3
Нафтены, % об	8	6	Менее 5	7-9
Дурол (1,2,4,5-тетраметилбензол), % масс	2-4	3-6	Менее 1,0	0,1-0,2

В **Таблице 23** приведены параметры качества легкого и тяжелого бензина в процессах Exxon/TIGAS **до облагораживания**

Таблица 23

Параметры качества		**Тяжелый бензин MTG**	**Легкий бензин MTG**	**Бензин, Euro 5, EN 228**	**Метод испытания**
ОЧ, исследовательский	-	105	93	Мин.95	EN ISO 5 164
ОЧ, моторный	-	97	84	Мин.85	EN ISO 5163
Содержание свинца	мг/л	-	-	Макс.5	EN 237
Плотность при 15°C	кг/м3	760	731	720-775	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Содержание серы	мг / кг	1	0	Макс.10	EN ISO 20846 EN ISO 20884 SR EN ISO 20847
Стабильность при окислении	мин	330	400	Мин.360	SR EN ISO 7536
Содержание смол	мг/100 мл	Макс.15	Макс.1	Макс.5	SR EN ISO 6246
Коррозия медной полосы	-	1-ый класс		1-ый класс	SR EN ISO 2160
Вид	-	прозрачный бесцветный			визуальный осмотр
Содержащихся углеводороды:	% об				ASTM D 1319 EN 15553 EN 14517
- олефины		н/б 1	-	Макс.18	
- общая ароматика		50-65	н/б 35	Макс.35	
- дурол	% об	40-60	1-2	-	Не нормируется , т.к стандарт для нефтяных бензинов
- бензол	% об	0.0	0-0.1	Макс.1	EN 12 177 EN 238
Давление паров:	kPa				EN 13016-1
- лето		соответствует		45-60	
- зима		соответствует		60-90	
-переходный период		соответствует		45-90	
Содержание кислорода	% масс			Макс. 2.7	
Содержание кислородных соединения:	% об				EN 1601 EN 13132 EN 14517
метанол		0.0	н/б 0.05	3	
Этанол		Отс.	Отс.	5	
Изопропиловый спирт		Отс.	Отс.	10	
Изобутиловый спирт		Отс.	Отс.	10	
Третбутиловый спирт		Отс.	Отс.	7	
- эфиры (5 или более у.в. атомов)		Отс.	Отс.	15	
Другие кислородные соединения		Отс.	н/б 0.10	10	
Интервал дистилляции:	% об				EN ISO 3405
Испаряется при 70°C					
- зима				20-48	
- лето				22-50	

-переходный период				20-50
Испаряется при 100°С,				46-71
Испаряется при 150°С,				Мин.75
Конец кипения	°С	До 240	соответ-ствует	Макс.210
Остаток	% об	До 1.3	Отс.	Макс.2

В **Таблице 24** приведены параметры качества дизеля в процессах FT - LT, Co получаемый после фракционирования синтетической нефти и после гидрокрекинга тяжелых парафинов.

Таблица 24

Параметры качества	Дизель фракционирования		Дизель гидрокрекинга
	Petro SA	Sasol	Oryx
Плотность, при 20С	815	829	771
Цетановое число	52	55	87
Вязкость, сСт	2,5	2,2	2,4
Температура вспышки, С	83	77	65
Температура помутнения, С	Минус 4	Минус 6	Минус 7
Содержание ароматики, % масс	12-17	22-27	Менее 1
Содержание полициклической арома-тики, % масс	Менее 1		

В **Таблице 25** приведены параметры качества «сырой» нафты в процессах FT - LT, Co, с различными способами облагораживания

Таблица 25

Параметры качества	«Сырая» нафта	Гидрированная нафта	Нафта гидрокрекинга
Плотность, при 20С	700-710	675-685	690-700
ОЧ, моторный	55	45	30
ОЧ, исследовательский	65	50	40
Бензол, % об	0	0,1	0,5
Сумма ароматики, % об	0	0,1	0,7
Н-парафины, % об	53-55	85-95	25-30
Изо-парафины, об	1-3	8-10	65-70
Олефины, % об	35-40	2-5	0
Оксигенаты, % об	10-15	0	0

В **Таблице 26** приведены параметры качества парафинов в процессах FT - LT, Co

Таблица 26

Параметры качества	**Catalyst wax***	**Мягкий воск**	**Средний воск**	**Твердый воск**
Точка замерзания, град С	87-91	42.5	50-52	90-93
Плотность при 15 град С	904	-	899	921
Молекулярный вес г/моль	550	-	380	600
Кислотность, мг КОН/г	-	0,14	0,03	0,1
Йодное число, г I/100гр	3,5	-	2,5	2,0

* Catalyst wax – исходный воск, получаемый в процессе, все остальные модификации приведенные в таблицы являются производными от исходного в результате переработки.

9. Расходы энергоресурсов по вариантам. Конфигурация ОЗХ

В **Таблице 27** приведены расходы энергоресурсов по процессам. Время работы не менее 8400 часов в год.

Таблица 27

Наименования	SMR – паровой риформинг ПГ *	MTG или TIGAS – метанол (ДМЭ) в бензин**	FT-LT,Co – СГ в нафту и дизель***
Природный газ на топливо			
Вода обессоленная Без учёта возврата конденсата			
Вода оборотная			
Воздух технический и КиП, 6 бар			
Азот технический, на пуск			
Электроэнергия, кВт			
Производство пара, 30 бар (на экспорт)			

* расходы даны на 1 нм3 ПГ

** расходы на 1 нм3 ПГ. Только для процесса MTG (TIGAS), без учета риформинга ПГ

*** расходы на 1 нм3 ПГ. Только для процесса Фишера – Тропша, без учета риформинга ПГ

**** Значительно меньшее потребление электроэнергии и экспорта пара в данном конкретном случае процесса FT-LT,Co объясняется тем, что практически все крупное динамическое оборудование имеет паровые привода для нормальной эксплуатации. В случае если динамическое оборудование имеет электрические привода, разница в потреблении между процессами FT-LT,Co и MTG (TIGAS) в пределах 10%.

В **Таблице 28** представлены основные положения конфигурации общезаводского хозяйства (ОЗХ), которые использованы при расчете затрат на капитальное строительство ОЗХ, а также облегчает выбор стандартного оборудования

Таблица 28

Наименования	SMR – паровой риформинг ПГ,	SMR – паровой риформинг ПГ

	MTG (TIGAS) – метанол (ДМЭ) в бензин	FT-LT,Co – СГ в нафту и дизель
Вода свежая, без учета возврата конденсата		
Вода свежая, с учетом возврата конденсата см. Приложение 8,9		
Узел приема свежей воды		
Вода оборотная		
Градирни оборотной воды		
Вода обессоленная, см. Приложение 8,9		
Станция приготовления обессоленной воды		
Паровая котельная на пуск и зимний период		
Азот, 6 бар		
Станция производства азота, 6 бар		
Воздух технический и воздух КиП		
Компрессорная воздуха технического и станция осушки воздуха КиП		
Газ природный		
Узел учета сточных вод		
Установка очистки сточных вод		
Когенерационная установка		

Конфигурация общезаводского хозяйства (ОЗХ).

Узлы приема: природного газа, воды на градирни, воды питьевой, электроэнергии, а также узлы учета сточных вод выполняются по нормам проектирования страны строительства.

Градирни охлаждающей воды – модульного типа с вентиляторами имеющие возможность регулирования частоты оборотов двигателя в интервале 25,50, 75 и 100%, для сокращения расхода электроэнергии в зимний и летний периоды. Градирни должны быть поставлены в комплекте с насосным оборудованием водооборота, а также с обору-

дованием для дозирования антикоррозионных и бактерицидных компонентов. Градирни и насосная водооборота, а также дозирование реагентов и частичный сброс воды при завышении содержания солей и соответственно подпитка свежей водой должны производится автоматически, установка не требует постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещений в течении 12 часовой смены. Качество оборотной воды приведено в таблице.

2011B005-0450D	1. Температура, н\б	+32С
ISO 10523	2. pH, при 25С	7-9
ISO 7888	3. Электропроводность при 25С, н\б	1500 мкС\см
ISO 6059	4. Общая жесткость, н\б	**30°dH** (1° dH=10 мг\л CaO или 17,9 мг\л $CaCO_3$)
ISO 9080	5. Содержание сульфатов, н\б	240 мг\л
LST ISO 9297	6. Содержание хлоридов, н\б	150 мг\л
LST EN ISO 8467	7. Индекс $KMnO_4$, н\б	24 мг\л O_2
LAND 46-2002	8. Содержание взвешенных веществ (>0,1 мм), н\б	10 мг\л
LST EN ISO 9963	9. Карбонатная жесткость, н\б	**3°dH/20° dH** без и со стабилизатором жесткости
ISO 6332	10. Содержание железа, н\б	

Компрессорная воздуха технического, воздуха КиП и выделение азота на молекулярных ситах – модульного типа, все оборудование располагается в одном здании, помещение для производства азота изолировано и имеет датчики по содержанию кислорода в этом помещении. Компрессоры единые для компримирования воздуха технического, воздуха КиП и воздуха на производство азота. Воздух КиП перед подачей на установку проходит осушку до точки росы минус 40 град С. Установка осушки располагается в этом же помещении. Предусмотрены два ресивера для воздуха КиП, один для воздуха технического и два для азота технического. Объёмы ресиверов определяются правилами проектирования страны строительства. Компрессора должны иметь «спящий режим» для сокращения затрат электроэнергии. Все переключения по осушителям, молекулярным ситам должны производится автоматически, так же как перевод компрессоров в «спящий режим», так и вывод из него. Установка производства воздуха технического, КиП, азота не требует постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещений в течении 12 часовой смены.

Установка обессоленной воды – модульного типа располагается в одном здании с насосной водооборота. Установка должна поставляться в комплексе с насосами подачи обессоленной воды, производство должно быть обеспечено автоматическими приборами аналитического контроля, как для контроля качества, так и для дозирования соли и свежей воды. Установка производства обессоленной воды не требует постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещений в течении 12 часовой смены.

Паровая котельная – модульного типа, располагается в одном здании, предполагается для работы в зимний период на случай остановок, а также для пусковых нужд. Паровая котельная включает в себя помимо производства пара, узел редуцирования пара, узел дозирования добавок, узел сбора и откачки конденсата, ков, приборы непрерывного автоматического аналитического контроля качества конденсата. Котельная работает полностью в автоматическом режиме и не предполагает присутствия персонала, достаточно 2-3 посещений в течении 12 часовой смены.

Очистные сооружения – модульного типа, предполагаются только в том случае, если имеющиеся очистные сооружения (города, предприятий, ТЭЦ) не имеют достаточного резерва мощности для приема стоков с GTL. В этом случае очистные сооружения включают в себя 2-3 открытых бассейна биологической очистки с аэрацией, компрессоры аэрации, узел дозирования добавок, узел сбора и декантирования и брикетирования ила, парк резервуаров рекуперированной воды с насосной, насосная откачки забалансовых очищенных стоков, приборы непрерывного автоматического аналитического контроля. В работе очистных сооружений участвуют не более 2-3 операторов в смену.

Когенерационная установка – предполагается для выработки электроэнергии, как собственного потребления, так и на экспорт во внешние сети. Рекомендуется, в случае развития и продолжения проекта, для проектирования и строительства когенерационных установок привлекать специализированные организации, причем часть из них проектирует и строит установки когенерации из собственных средств под гарантии покупки электроэнергии.

10. Количество и состав сточных вод.

В **Таблице 29** указаны состав стоков для процессов: риформинга, метанол-бензин и Фишера-Тропша.

Таблица 29

Наименования	SMR – паровой риформинг ПГ	MTG или TIGAS – метанол (ДМЭ) в бензин	FT-LT,Co – СГ в нафту и дизель
Количество стоков, м3/нм3	0.0007	0.0005	0.0007
pH	9-10	-	-
Аммиак, мг/л	40	-	-
Метанол, мг/л	45	3000	1500
Этанол, мг/л	Менее 4		2200
Пропанол	-		2300
С4+ спирты	-		4000
Формальдегид, мг/л	4	-	
ДМЭ, мг/л	-	-	-

Уксусная кислота, мг/л	10	-	320
С3-С6, карбоновые кислоты	-	-	580
Углеводороды	-	-	200
Кремнезем, мг/л	0,5	-	Неорганические вещества <0.005 % вес
Ионы Натрия с водоподготовки, мг/л	Не более 300	110	
Ионы Хлора с водоподготовки, мг/л	Не более 125	-	
Ионы Железа, Марганца и окиси кремния с водоподготовки, мг/л	Микропримеси	-	

Количество стоков от процессов SMR – MTG и SMR – FT LT Co показаны на схемах в **Приложениях 10 и 11.**

Обобщенный водно конденсатный баланс приводится в **Таблице 30** из которой следует, что свежая вода распределяется между градирнями и водоподготовкой, с водоподготовки обессоленная вода разделяется на два потока:

- на процесс и в первую очередь на риформинг
- на производство водяного пара

Потери воды складываются из: испарения в атмосферу, сбросов избытка солей с градирен, продувки паросборников, унос с продуктами реакции.

Таблица 30

Наименование процессов	**SMR – MTG, м3/год**		**SMR – FT LT Co, м3/год**	
	Приход	Расход	Приход	Расход
Вода охлаждающая. Градирни				
Свежая вода на градирни				
Рекуперационная вода на градирни				
Потери на испарение с градирен				
Продувка градирен от солей на очистные				
Итого				
Водоподготовка, обессоленная вода				
Свежая вода на обессоливание				
Рекуперационная вода на обессоливание				
Обессоленная вода на процесс SMR				
Обессоленная вода на производство пара				
Продувка от солей на очистные				
Итого				
Производство пара				
Обессоленная вода на выпуск пара				
Возвратный паровой конденсат				
Продувка паросборников				
Выпуск пара на когенерацию, в тоннах				
Итого				
Очистные сооружения				

Вода с процесса SMR на очистные				
Продувка с градирен на очистные				
Продувка с обессоливания на очистные				
Продувка с паросборников на очистные				
Продувка с когенерации на очистные				
Рекуперационная вода на градирни				
Рекуперационная вода на обессоливание				
Очищенные стоки в реку				
Итого				

11. Парки и объемы хранения полуфабрикатов и готовой продукции

В **Таблице 31** приведены расчет объема хранения полуфабрикатов и готовой продукции, а также вспомогательных материалов для процесса SMR – MTG на основе материального баланса из **Таблицы 14.**

Таблица 31

Наименование	Плотность, кг/м3	Выпуск м3/сут*	Время хранения, сут	Объем хранения, м3	Тип и количество единиц хранения, м3
Метанол рецикл	800		3		
LPG коммерческий	500		3		
Бензин после MTG	730		3		
Легкий Бензин	700		3		
Тяжелый Бензин	850		3		
Бензин-изомеризат	850		5		
Автобензин коммерческий	730		10		
Обессоленная вода	1000		2		
Паровой конденсат	1000		2		
Рекуперированная вода после очистных сооружений	1000		3		

время работы, 350 дней в году

** взаимозаменяемые емкости хранения

*** с учетом блендирования

**** взаимозаменяемые резервуары хранения

В **Таблице 32** приведены расчет объема хранения полуфабрикатов и готовой продукции, а также вспомогательных материалов для процесса SMR – FT LT Co на основе материального баланса из **Таблиц 24, 25.**

Таблица 32

Наименование	Плотность, кг/м3	Выпуск м3/сут*	Время хранения, сут	Объем хранения, м3	Тип и количество единиц хранения, м3
Синтетическая	850		3		

нефть					
LPG коммерческий	500		3		
Нафта ФТ коммерческий	730		10		
Дизельная фракция коммерческий	820		10		
Жидкие парафины коммерческий	850		5		
Твёрдые парафины коммерческий	920		2		
Обессоленная вода	1000		2		
Паровой конденсат	1000		2		
Рекуперированная вода после очистных сооружений	1000		3		

время работы, 350 дней в году

** паровой или электрообогрев

*** твердые парафины после емкости на линию брикетирования

**** взаимозаменяемые резервуары хранения

12. Генеральный план SMR-MTG и SMR-FT LT Co с ОЗХ и парками хранения

Генеральный план двух вариантов завода GTL находится в **Книга 2, Приложение 4.**

13. Выводы

13.1 Оптимальные и практичные решения при выборе конфигурации технологии и общезаводского хозяйства

Переработка природного газа в моторные топлива, как это и предполагает Заказчик в своем Техническом задании, имеет два основных направления:

- процессы MTG (TIGAS) или метанол (ДМЭ) – бензин с минимумом побочных продуктов и не требующих дополнительных процессов для их переработки

- процесс FT LT Co или синтетическая нефть – ультраобессеренное дизельное топливо с максимумом побочных продуктов, и соответственно большим количеством дополнительных процессов для их переработки

Как в первом, так и во втором случае природный газ должен быть конвертирован в синтез-газ с использованием одного из трех способов реформирования:

- SMR – Steam Methane Reforming, паровой риформинг или «мокрый» риформинг
- ATR – Autothermal Reforming, адиабатический риформинг или «сухой» риформинг
- POX – Noncatalytic Partial Oxidation, некаталитическое парциальное окисление

Эффективность всех трех процессов риформинга легко определяется из балансов приведенных в **Главе 4**. Расход сырья (метана, водяного пара и кислорода) на 1,0 тонну синтез – газа в процессе POX ////////////, а в процессах SMR и ATR ///////////////// соответственно и только в том случае если используется рециркуляция CO_2. Тем не менее, процесс SMR имеет существенное преимущество – процессу не требуется кислород, а в процессах ATR и POX кислород это неотъемлемая сырьевая составляющая, к сожалению, работа с использованием воздуха вместо кислорода не дает положительных результатов, как технологически, так и экономически.

Учитывая, что стоимость риформинга метана в процессах GTL достигает ////////////// на строительство, **Таблица 7**, дополнительное удорожание для строительства станции воздухоразделения, конечно же не желательно, по крайней мере применительно к данному конкретному проекту.

Но это совершенно не означает, что процессы ATR и POX не используются, как источники синтез-газа, напротив, при больших мощностях переработки, при использовании процессов FT LT Co или FT LT Fe, при использовании процессов производства бензинов через диметиловый эфир или родственные процессы, **Схема 6.1**, процессы ATR и POX становятся не заменимыми.

Таким образом, мы считаем, что наиболее оптимальная схема для реализации проекта компанией /////////////// является: SMR (с полной рециркуляцией CO2) – MTG – автомобильный бензин класса 5, с октановым число не менее 93-94, см. Таблица 14 материальный баланс и Таблица 22 качество бензина.

В случае использование процесса получения бензина через ДМЭ, его октановое число не превышает 92. Кроме того, процесс производства бензинов через ДМЭ требует использование процессов риформинга ATR или POX, так как SMR в данном случае не может обеспечить требуемое соотношение H_2:CO, **Таблица 7**.

Еще одним из факторов, который дает преимущества для метанола по сравнению с ДМЭ, это методы и способы хранения, даже с учетом жесточайших требований РФ по учету и хранению метанола, способы хранения ДМЭ более затратные, как в отношении капитальных затрат, так и в отношении операционных.

Мы не рекомендуем использовать процесс FT LT Co, так как переработка высокопарафинистой нафты требует синергии с процессами нефтехимии, например, паровой крекинг на олефины, а переработка твердых и жидких парафинов требует еще более глубоких, а, следовательно, и более дорогих процессов нефтепереработки или нефтехимии, что не может являться экономически обоснованным учитывая не большие объемы

производства **Таблицу 21** материальный баланс и **Таблицы 24-26** качество получаемых продуктов.

13.2. Рекомендации по способам и методам реализации проекта

Как известно, одним из самых эффективных способов снижения затрат, является собственное управление проектом с привлечением в качестве исполнителей не больших, но эффективных компаний, имеющих опыт в реализации отдельных звеньев проекта GTL. Риском подобного метода реализации проекта является тот факт, что за конечный результат в целом отвечает сам Заказчик, но итоговая цена проекта при подобном управлении снижается от 30 до 50%. В **Таблице 7** приведены цены строительства, которые подтверждены на многих объектах, для того что бы их не превысить необходимо придерживаться нескольких правил, которые и приведены далее.

Проектирование. Базовое проектирование является ключевым, так как определяет философию проекта в целом, а в том случае если проект делится на три не зависимых звена: риформинг ПГ, синтез метанола, синтез бензина, то роль Инженера заказчика (либо компании, которая выполняет эту функцию) усиливается многократно.

Проектирование ОЗХ не составит большого труда, при грамотно составленном исходном ТЗ на основании базовых проектов основных процессов.

Оборудование. Самостоятельная закупка оборудования на основании опросных листов базового проекта, одна из самых доходных статей в экономии бюджета проекта, но и одна из самых рискованных, тем не менее, компании, которые на основании опросных листов произведут заказ оборудования, контроль за его изготовлением, доставку и совместно с изготовителем дадут гарантии на его работоспособность существуют. Выбор компаний производят не по результатам тендера, а по готовности работать по «открытой» книги.

Когенерация, как уже писалось ранее, логично выделить в отдельный проект, и на основании тендера определить Генерального подрядчика «под ключ», а при серьезном намерении в реализации проекта GTL, очень вероятно, что Когенерация будет построена за деньги лицензиара. Подобная практика в России имеется, примером могут служить проекты Linde по техническим газам.

Оборудование общезаводского хозяйства в модульном исполнении приобретенное у европейских поставщиков именно в Европе, обходится значительно дешевле, чем покупка оборудования этих же производителей через российских представителей. Желательно, если закупку всего оборудования ОЗХ, в особенности это относится к очистным

сооружениям, произведет единая инжиниринговая компания, работающая по «открытой» книге и разделяющая гарантии с поставщиком оборудования.

Оборудование вторичного рынка, по своей стоимости отличается от нового оборудования в разы, конечно, на вторичном рынке не покупают оборудование ОЗХ, но покупка риформинга SMR или изомеризации тяжелого бензина, или синтез метанола, вполне реально. Основное требование для монтажа данного оборудования в РФ – это результаты обследования, выполненные российскими экспертами на продление ресурса. Адаптация паспортов к требованиям российских надзорных органов, является уже вторичным вопросом и легко выполняется множеством организаций. Опыт продления ресурса оборудования вторичного рынка, приобретаемого в ЕС для монтажа в России, имеется, например, в Башкирской ассоциации экспертов.

Приобретение оборудования вторичного рынка широко практикуется в мировой практике. Заводы и установки легко перемещаются не только из страны в страну, ни и с континента на континент. Стимулирующим факторами являются:

- более низкие цены на оборудование, как правило, в 2-3 раза ниже, чем цены нового оборудования

- нет необходимости оплачивать лицензию, так как она уже была оплачена предыдущим покупателем

- покупку оборудования вторичного рынка лучше всего производить при условии постоянного мониторинга доступных сайтов «старьевщиков – компании, которые занимаются покупкой и продажей старого оборудования», после появления интересного предложения налаживается контакт со «старьевщиком», выясняется порядок цен, состав пакета продаж, если предложение устраивает нанимается компания, которая организует: сбор и упаковку документации, составление проекта на демонтаж, контроль за демонтажом и упаковкой, контроль за погрузкой и отправкой заказчику. Как правило, присутствие Инженера Заказчика желательно или его полномочных представителей

- адаптация существующих проектов на приобретаемые установки стоит значительно дешевле, чем проектирование с нуля, в ряде случаев разница составляет 5-7 раз

Таким образом, с учетом демонтажа, перевозки, проведения экспертиз на продление ресурса или на техническое освидетельствование, приобретения нового оборудования, если перевозка старого не возможна физически (печи), приобретение кабельной продукции, а в большинстве случаев части КиП и систем управления и даже в этом случае строительство заводов и установок на базе вторичного рынка обходится дешевле, как минимум в 1,5-1,7 раза.

Применительно к Российской Федерации опыт покупки заводов и установок вторичного рынка единичен (в процессах переработки полимеров таких примеров более чем достаточно), но тем не менее и на существующих примерах можно отметить основные реперы:

- адаптация оборудования из Америки не возможна, слишком большая разница в метрических системах на крепежные изделия и трубы, в электрооборудовании
- все оборудование должно быть освидетельствовано российским экспертами Госгортехнадзора с выдачей заключение, что продление ресурса возможно на срок до…лет, при следующих условиях
- все паспорта на перевозимое оборудование должны быть в наличие, приобретение оборудования без паспорта не имеет смысла
- проектная организация страны где находится завод или установка, должна адаптировать существующий проект к нормам РФ и выпустить его на русском языке, работая в тесном контакте с российским генеральным проектировщиком
- необходимо понимать, что демонтаж и монтаж оборудования одной и той же организацией из ЕС в РФ не возможен
- к повторному использованию будут пригодны не более 50% трубопроводов, 30% КиП, 20% кабельной продукции, печи, градирни старого типа, футерованное оборудование, как правило, не перевозится
- контракт по FIDIC, с выделением Инженера в юридического участника контракта наряду с Заказчиком и Подрядчиком, как для проектирования, так и для строительства наиболее удобная форма реализации проектов.

Строительство. К сожалению, в России контракт «под ключ» с фиксированной ценой, совершенно не означает, что цена стройки не превысит бюджета, возможно это связано с отсутствием персональной ответственности Инженера за ходом проектирования и строительства. Мы рекомендуем воспользоваться опытом строительства и проектирования по FIDIC, особенностью контракта является наличие трех сторон: Инженера, Заказчика и Подрядчика, как правило Инженер является наемным работником Заказчика, но согласно контракта обладает практически не ограниченными техническими правами по управлению, проектированием, строительством и пуском объект.

14. Приложения, см. Книга 2. Примечание: Финансовый результат до процентов, налогов и амортизации

Приложение 10.1
Производственные затраты для производства SMR+MTG

Производственная мощность по легкому бензину:
Капитальные затраты (CAPEX) для новой установки: **тыс. USD**
Курс доллара для расчётов: **36** **Руб/USD**

№	Описание	U.M.	Расход в час	Расход в год	Стоимость USD/U.M	Затраты в год без НДС тыс. USD
1	**Сырьё** Природный газ	тыс. Нм3				
	Итого 1					
2	**Материалы** Катализаторы	тыс.USD				
	Итого 2					
3	**Энергоресурсы** Вода свежая Вода оборотная Вода обессоленная Электроэнергия *) Азот Воздух технологический и КИП Сточные воды	м3 тыс. м3 м3 мВт*ч Нм3 Нм3 м3				
	Итого 3					
4	**Фонд оплаты труда** **Отчисления в фонды** 31.20% от ФОТ ОКВЭД 23,20					
5	**Затраты цеха** - Амортизация - Обслуживание и ремонт					
6	**Общие и административные расходы компании** 15% из зарплаты + энергоресурсы					
7	**Побочная продукция**:					
	Электроэнергия (9,5Мвт)	мВт*ч				
	Тяжелый бензин	т				
	СПБТ	т				

	ОБЩИЕ ПРОИЗВОДСТВЕННЫЕ РАСХОДЫ:					
	Удельные расходы:					
	- на 1 тонн бензины	**USD**				$/т
	- на тыс. Нм3 ПГ	**USD**				$/т

Приложение 10.2

Финансовый результат производства SMR+MTG

Производственная мощность по легкому бензину: т/год

Курс доллара для расчётов: 36 руб/USD

№	Описание	U.M.	На тонну	В год	Стоимость USD/U.M	Затраты в год без НДС тыс. USD
1	**Продукция** - Легкий бензин	USD				
	Итого Выручка 1					
2	**Производственные расходы** Производственные расходы	USD				
	Итого Расходов 1					
3	**Непроизводственные расходы** Административные расходы Акциз	USD USD				
	Итого Расходов 2					
	Финансовый результат EBITDA					
	Итого Финансовый результат					