

«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»

MASTER

<https://makston-engineering.ru/>

Discipline: PROCESS: Fuel oil processing at mini refineries

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv Sign.

Date: 08.03.2015

**Feasibility study (ТЭО) на выбор оптимальной
технологии GTL (газ в жидкость) при переработке природ-
ного газа с выпуском синтетических моторных топлив.**



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.	16
6. Вариант 1. Переработка СГ в бензин через метанол или диметиловый эфир. ..	16
7. Вариант 2. Переработка СГ в бензин/дизель через синтетическую нефть по реакции Фишера – Тропша.....	23
8. Качество выпускаемой продукции.....	26
9. Расходы энергоресурсов по вариантам. Конфигурация ОЗХ.....	29
10. Количество и состав сточных вод.....	31
11. Парки и объемы хранения полуфабрикатов и готовой продукции	33
12. Генеральный план SMR-MTG и SMR-FT LT Co с ОЗХ и парками хранения.....	34
13. Выводы.....	34
13.1 Оптимальные и практичные решения при выборе конфигурации технологии и общезаводского хозяйства.....	34
13.2. Рекомендации по способам и методам реализации проекта	35
14. Приложения, см. Книга 2.....	35

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 топлива 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)
ОРЕХ - эксплуатационные затраты (operational expenditure)
H₂ - водород
СО – окись углерода
СО₂ – углекислый газ
Fe - железо
Со - кобальт
LPG - сжиженный углеводородный газ
ЦЧ – цетановое число

Основной целью данной работы является не только сбор компетентной информации на основании технического задания заказчика, но и определение конкретного и оптимального варианта реализации проекта GTL, по одному из направлений: FT или MTG/TIGAS, исходя из имеющегося у Заказчика количества сырья соответствующего качества, а также возможность снижения затрат по проекту, например за счет использования оборудования вторичного рынка по наиболее затратным стадиям процесса.

1. Общий перечень лицензиаров процессов GTL

Лицензирование процесса GTL неоднозначно, конечно, есть «ноу-хау» оборудования, но сам процесс остался в авторстве Фишера и Тропша, вероятно именно поэтому на рынке GTL присутствуют десятки продавцов, тогда как у стандартных лицензируемых процессов, число серьезных лицензиаров можно сосчитать на пальцах одной руки. По своей сути процесс переработки синтез газа, который получается в результате риформинга из природного газа, разделяется на два типа, которые в техническом задании Заказчика сформулированы, как **Варианты 1 и 2**. В **Таблице 1** показаны принципиальные различия вариантов, по этому же принципу сформирована и **Таблица №2** в которой приведен перечень лицензиаров технологии GTL, а также инжиниринговых компании, которые позиционируют себя на рынке как поставщики процесса, а в ряде случаев и оборудования.

Получаемые продукты по материалам Exxon Mobil, Research and Engineering

Таблица 1

Получаемые продукты, % масс	Вариант 1	Вариант 2	
	MTG/TIGAS	FT, Catalyst Co@340C	FT, Catalyst Fe@340C
Метан			
Этилен			
Этан			
Пропилен			
Пропан			
Бутилены			
Бутаны			
Фракция C5-160 °C			
Дизельная фракция до 360 °C			
Фракция 360+, C22+			
Оксигенаты			
Итого	100	100	100

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
	TIGAS	Synthesis Gasoline	
	STD	Syngas-to-Dimethyl ether	
	STF	Syngas-to-Fuel	
	DTG	Dimethyl ether-to-Gasoline	
	MTG	Methanol-to-Gasoline	

Перечень лицензиаров и инжиниринговых компаний по **Варианту 2**, процессы FT, получение бензинов и дизелей через синтетическую нефть

Таблица 3

Компания	Катализатор Co/Fe Температура L/H	Тип реактора	Координаты и контактные данные
	Co LTFT	Fixed bed (multitubular)	
	Co LTFT	Slurry bubble column	
	Fe HTFT	Circulating fluidized bed	
	Fe HTFT	Fluidized bed	
Iron Sasol slurry bed process (Fe-SSBP)	Fe LTFT	Slurry bubble column	
	Co LTFT	Fixed or fluid bed	
	Co LTFT	Slurry bubble column	
	Co LTFT	Slurry bubble column	
	Co LTFT	Slurry bubble column	
	Co LTFT	Slurry bubble column	

	Co LTFT	Fixed bed (multitubular)	
	Co LTFT	Fixed bed	
	Fe	Slurry phase	
	Co	Fixed	

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.energosityntop.com/about/>
- «Газохим Техно» <http://www.gazohim.ru/index.php/about/history>
- «Инфра Технологии» <http://www.infratechnology.ru/company/>

2. Сравнительная таблица технологий

Сравнительные характеристики процессов риформинга ПГ

Таблица 4

Технология	Преимущества	Недостатки
Паровой риформинг (SMR)		
Автотермический риформинг (ATR)		
Не каталитическое парциальное окисление (ПОХ)		
Компактный SMR риформинг		

Сравнительная таблица технологий MTG

Таблица 5

Параметры	HALDOR, TIGAS	EXXON, MTG	CAC, STF
Давление, бар			
Температура, С			
Количество циклов			
ОЧ исследовательский			

Время работы катализатора между регенерациями. Реактор3 и реактор 2, работают на цеолитах.			
Тип катализатора			
H ₂ /CO на входе в Реактор 1			
Стадия развития	Пилотный	Коммерческий	Пилотный

Сравнительная таблица технологий LTFT на кобальтовом катализаторе

Таблица 6

Параметры	Неподвижный слой катализатора		Псевдооживленный слой катализатора SBCR
	Многотрубчатый	Микроканальный	
Тип реактора			
Реакционная фаза			
Ограничения массообмена			
Ограничения теплообмена			
Катализатор:			
Размер, мм			
Отделение от продукта			
Механическая прочность			
Возможность отравления			
Масштабирование:			
Возможность			
Экономика			
Ограничения по изменению подачи сырья			
Стадия развития	промышленный	промышленный	промышленный

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

Сравнительная таблица процессов LTFT, Co

Таблица 6

	Компактная технология Фишера-Тропша	Обычная технология Фишера-Тропша
Тип реактора	Микроканальный	Многотрубчатый
Катализатор, тип слоя	Неподвижный слой	Неподвижный слой
Температура в реакторе, °C		
Давление в реакторе, бар		
Перепад давления, бар		
Соотношение Водород / окись углерода		
Окись углерода, конверсия за проход, %		

Производство катализатора, кг прод. / кг кат. / час		
Селективность: %C5+		
Селективность: %CH4		
Коэффициент Альфа (увеличение молекулярного веса)		
Время контакта, мс		
Срок службы катализатора, год		

3. Сравнение капитальных затрат по процессам и лицензиарам

В Таблице 7, приведены базовые цены строительства. Дифференцирование цен по лицензиарам для процесса в целом, как правило, малоинформативное для этого приводится разделение и по составным частям процесса. При изучении таблицы необходимо знать:

- цены приведены исключительно в границах основной установки, т.е. ОЗХ, подводящие коммуникации (транспортные и энергетические), здания, которые находятся в границах установки, не входят в обеспечение технологии;

- установка очистки газа не входит в стоимость строительства, комментарии и обоснования по этому поводу приведены в главе 4;

- базовая цена строительства основывается на регионе строительства, за базу принимаются цены: Европы, Китая, Стран Залива, Мексиканского залива. Различия в базовых ценах существенны, именно поэтому в таблицы видны расхождения в // и более раз;

- для базовых цен Российской федерации, исходя из официальных опубликованных источников вариации цен весьма широки. Тем не менее, существуют факты промышленного строительства в РФ, когда уровень базовых цен не превышал коэффициента 1,0-1,1, к ценам для Восточной Европы, что показывает высокую квалификацию управления;

- все виды проектирования, которые выполняются
 //
 //

- 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;

Водяной пар		
Итого:	100	588 740
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- водород на изомеризацию		
- вода		
- газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	100	588 740
Процесс Noncatalytic Partial Oxidation (POX)		
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3		
Кислород		
Итого:	100	430 582
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- водород на изомеризацию		
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 - диэтанолламин в процессе химической сорбции, а для физической сорбции широкое распространение получили еще два процесса: // и //.

Процесс // по лицензиям //, в качестве агента используется //

Процесс // по лицензии //, в качестве агента используется // (//).

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

Сравнительные характеристики агентов для очистки ПГ

Таблица 10

Показатели процесса	МДЭА	//	//
Очищающий агент	МДЭА	//	//
Температура, град С			
Селективность к смеси H ₂ S-CO ₂			
Сероводород удаляется до:			
Адсорбция углеводородов			
Главные преимущества	Удаление CO ₂ , если требуется	Высокая степень удаления H ₂ S 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
 //.

Адсорбирование 2000 ppm //////////////// кобальтовым катализатором в процессе FT полностью выводит его из строя, примерно такой же порядок цифр по //////////////// 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 11** приведены лимитирующие показатели качества на СГ в процессах FT для кобальтового и железного катализаторов и процесса MTG/TIGAS.

Таблица 11

Показатели качества СГ	FT, Кобальт	FT, Железо	MTG, Cu/ZnO/Al ₂ O ₃
Сера			
Галогены			
Сумма N ₂ , NH ₃ , HCN, (NO) _x			
Смолы			
Пыль			

В идеале содержание //////////////// в //////////////// 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 //.

Описание процессов получения синтетического газа SMR, ATR, POX.

A) Steam Methane Reforming (SMR) – установка парового риформинга

В приложении 3.1 показана PFD схема парового риформинга метана SMR.

Типичная установка SMR состоит из :

- //
- //
- //
- //

Работа секции нагрева сырья, //.

Использование рециркуляции CO₂ //.

Реактор SMR состоит из двух секций – конвекции и с радиации. //
 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.

//

//

//

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 ограничить 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 удастся решить с помощью новых//

//

//

//

Б) Autothermal Reforming (ATR) – установка автотермического риформинга.

В **Приложении 3.2** показана PFD схема автотермического риформинга метана.

Типичная установка ATR включает в себя:

- //
- //
- //
- //

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

- //
- //

Следующий этап подготовки сырья включает разложение тяжелых углеводородов C2+ до метана. Граница удаление тяжелых C2+ определяется разработчиком процесса, обычно эта величина не должна превышать 3 % масс. //
 //

Параметры процесса приведены в **Таблице 8**.

Секция риформинга состоит из: //

Горелка является ключевым элементом для ATR процесса, а одна из основных функций это //
 как правило является «ноу-хау» процесса наряду с элементами эффективного перемешивания.

//

В термической зоне две основные реакции: //

Каталитическая зона ограничена слоем никелевого катализатора //
 Отсутствие сажи при эксплуатации – один из важнейших критериев качества процесса это достигается //

Полученный синтетический газ //

B) Noncatalytic Partial Oxidation (POX) – не каталитическое парциальное окисление.

В приложении 3.3 показана поточная схема парциального окисления метана.

Использование процесса ПОХ решает три принципиальные проблемы:

- //

- //

- //

Схема реактора риформинга ПОХ или, как его еще называют «сухого» окисления очень схожа с приведенной в пункте Б) схемой реактора ATR – «мокрого» окисления. Подача ПГ ///. Именно поэтому в процессе ПОХ методы регулирования соотношении водорода и СО имеют важное значение и сведены в **Таблицу 12**.

Таблица 12

Методы регулирования H₂/CO	Снижение соотношения	Повышение соотношения
Рецикл CO ₂	X	
Импорт CO ₂	X	
Использование мембран	X	
Удаление CO ₂		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 диметилвый эфир (**Вариант 1**) и получение бензина и дизеля, через синтетическую нефть (**Вариант 2**). Нет необходимости делать какие-либо пояснения по схеме, достаточно еще раз обратить внимание на то, что только риформинг ПГ является общим для двух процессов.

Схема 5.1. Принципиальные направления процесса GTL

6. Вариант 1. Переработка СГ в бензин через метанол или диметилвый 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 выделение, характерный процесс TIGAS.

В Таблицах 13..16 представлены материальные балансы для Варианта 1.

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом SMR

Таблица 13

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом SMR (с рециркуляцией CO₂)		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм ³ в год, плотность 0,687 кг/м ³		
Водяной пар		
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 C ₁ ,C ₂		
Углеводороды C ₃ ,C ₄		
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 C ₁ ,C ₂ ,C ₃		
Бензин изомеризат		
Итого:	100	3721

Материальный баланс для процесса MTG с риформингом ATR

Таблица 14

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		
Кислород		
Водяной пар		
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 C1,C2		
Углеводороды C3,C4		
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 15

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		
Кислород		
Водяной пар		

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

Таблица 16

Материальный баланс для процесса TIGAS с риформингом ATR (с рециркуляцией CO₂)		
Сырьевые компоненты	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм ³ в год, плотность 0,687 кг/м ³		
Кислород		
Водяной пар		
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		

Процесс MTG сильно экзотермический (1740 кДж/кг метанола), именно поэтому очень важно, как спроектирован реактор.

Параметры изотермического и адиабатического реактора синтеза метанола

Таблица 18

Тип	Изотермический	Адиабатический
Доля рынка		
Катализатор	Cu/ZnO/Cr ₂ O ₃	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃
Температура		
Давление		

Метанол-сырец выделяемый из контура //
 //
 //.

Цеолитные катализаторы быстро закоксовываются, время работы этих катализаторов отражено в **Таблице 5** по этому 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 С1-С2, С3-С4 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 // а содержание // 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 пло-

щадях строительства. При каталитической очистки газ CO и H₂ 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/Al₂O₃ (катализатор синтеза метанола) и H-ZSM-5 (катализатора дегидратации метанола) позволяет

Большинство реакторов с бифункциональным катализатором для синтеза ДМЭ имеют

Реактор с кипящим слоем

//////////

//////////

//////////

В качестве растворителя наиболее часто используются гексадекан.

//////////

//////////

Получение бензина через ДМЭ прямым синтезом. Технологическая схема получения бензина на бифункциональных катализаторов, как уточнили выше, отличается от традиционного MTG (Exxon) использованием одного реактора для получения ДМЭ вместо двух. Таким образом,

//////////

Сырой синтез-газ, компримируется

//////////

//////////

//////////

//////////

//////////

//////////

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 19** приведены основные сравнительные характеристики для одно и двухступенчатого синтеза ДМЭ

Таблица 19

Процесс	Одноступенчатый синтез на бифункциональном катализаторе	Двухступенчатый синтез	
		Метанол	Дегидратация
Давление, бар			
Температура (°C)			
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

Схема 7.1.

////////////////////////////////////

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

Таблица 20

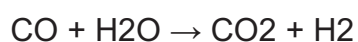
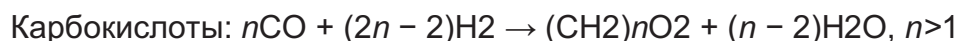
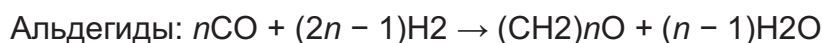
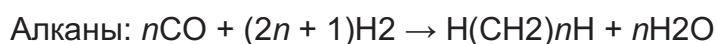
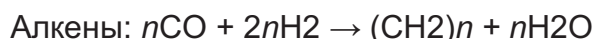
Материальный баланс для процесса FT с риформингом SMR (с рециркуляцией CO2)		
Сырьевые компоненты для получения СГ	%	Тыс. тонн в год
Природный газ, 300 млн. нм3 в год, плотность 0,687 кг/м3		
Водяной пар		
Итого:	100	588 740
Получено:		
- в том числе синтетический газ		
- вода		
- газы в топливную сеть, включая инерты		
Итого:	100	588 740

Материальный баланс получения «сырых» продуктов, без процессов гидрокрекинга и изомеризации		
Синтетический газ	100	368 486
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:	100	368 486

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 не возможно, что и объясняется типичными реакциями процесса.



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:

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/>

- HT-FT Высокотемпературный 350°C //
- //
- LT-FT Низкотемпературный 220 – 240°C //
- //

Трубчатые реактора, как известно, отличаются сложностью в обслуживании и ремонтах, но и максимальными технологическими характеристиками, в отличии от реакторов с нестационарным слоем. В трубчатых реакторах //
 //

В последних разработках наметилась тенденция к использованию теплоносителей: Мобильтерм, Даутерм, Терминол. //
 //
 //
 //

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 труб.

Основные ограничения, которые связаны с использованием трубчатых реакторов, это ограничения по //
 //
 //.

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 –
 //
 //
 //
 //
 //
 //

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

Разделение жидких продуктов после реактора FT проводится фракционированием, но предварительно
 //
 //
 //

Проблема удаления получаемых в процессе FT оксигенатов (спиртов, альдегидов, карбоновых кислот) решается следующим образом. //
 //

Получаемые в процессе FT-LT, Со продукты: нефтяная фракция, а также жидкие и твердые парафины, все требуют дальнейшей доработки с использованием процессов
 //
 //
 //

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

Таблица 21

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
///////// (/////////), % масс	2-4	3-6	Менее 1,0	0,1-0,2

В **Таблице 21А** приведены параметры качества легкого и тяжелого бензина в процессах Exxon/TIGAS **до облагораживания**

Таблица 21А

Параметры качества		Тяжелый бензин MTG	Легкий бензин MTG	///////// ///////// /////////	Метод испытания
ОЧ, исследовательский	-			Мин.95	EN ISO 5 164
ОЧ, моторный	-			Мин.85	EN ISO 5163
Содержание свинца	мг/л			Макс.5	EN 237
Плотность при 15°C	кг/м3			720-775	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Содержание серы	мг / кг			Макс.10	EN ISO 20846 EN ISO 20884 SR EN ISO 20847
Стабильность при окислении	мин			Мин.360	SR EN ISO 7536
Содержание смол	мг/100 мл			Макс.5	SR EN ISO 6246
Коррозия медной полосы	-			1-ый класс	SR EN ISO 2160
Вид	-				визуальный осмотр
Содержащихся углеводороды:	% об				ASTM D 1319 EN 15553 EN 14517
- олефины				Макс.18	
- общая ароматика				Макс.35	
- ///////////	% об			-	Не нормируется , т.к стандарт для нефтяных бензинов
- бензол	% об			Макс.1	EN 12 177 EN 238
Давление паров:	кПа				EN 13016-1
- лето				45-60	
- зима				60-90	
-переходный период				45-90	
Содержание кислорода	% масс			Макс. 2.7	
Содержание кислородных соединения:	% об				EN 1601
метанол				3	
Этанол				5	
Изопропиловый спирт				10	

Изобутиловый спирт			10	EN 13132 EN 14517	
Третбутиловый спирт			7		
- эфиры (5 или более у.в. атомов)			15		
Другие кислородные соединения			10		
Интервал дистилляции:	% об			EN ISO 3405	
Испаряется при 70°C					
- зима					20-48
- лето					22-50
-переходный период					20-50
Испаряется при 100°C,					46-71
Испаряется при 150°C,					Мин.75
Конец кипения	°C		Макс.210		
Остаток	% об		Макс.2		

В **Таблице 22** приведены параметры качества дизеля в процессах FT - LT, Со получаемый после фракционирования синтетической нефти и после гидрокрекинга тяжелых парафинов.

Таблица 22

Параметры качества	Дизель фракционирования		Дизель гидрокрекинга
	Petro SA	Sasol	Oryx
Плотность, при 20С			
Цетановое число			
Вязкость, сСт			
Температура вспышки, С			
Температура помутнения, С			
Содержание ароматики, % масс			
Содержание полициклической ароматики, % масс			

В **Таблице 23** приведены параметры качества «сырой» нефти в процессах FT - LT, Со, с различными способами облагораживания

Таблица 23

Параметры качества	«Сырая» нефтя	Гидрированная нефтя	Нефтя гидрокрекинга
Плотность, при 20С			
ОЧ, моторный			
ОЧ, исследовательский			
Бензол, % об			
Сумма ароматики, % об			
Н-парафины, % об			
Изо-парафины, об			
Олефины, % об			
Оксигенаты, % об			

В **Таблице 24** приведены параметры качества парафинов в процессах FT - LT, Co

Таблица 24

Параметры качества	Catalyst wax*	Мягкий воск	Средний воск	Твердый воск
Точка замерзания, град С				
Плотность при 15 град С				
Молекулярный вес г/моль				
Кислотность, мг КОН/г				
Иодное число, г I/100гр				

* 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 25** приведены расходы энергоресурсов по процессам. Время работы не менее 8400 часов в год.

Таблица 25

Наименования	SMR – паровой риформинг ПГ *	MTG или TIGAS – метанол (ДМЭ) в бензин**	FT-LT,Co – СГ в нефту и дизель***
Природный газ на топливо			
Вода обессоленная Без учета возврата коненсата			
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 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 26** представлены основные положения конфигурации общезаводского хозяйства (ОЗХ), которые использованы при расчете затрат на капитальное строительство ОЗХ, а также облегчает выбор стандартного оборудования.

Таблица 26

Наименования	SMR – паровой риформинг ПГ, MTG (TIGAS) – метанол (ДМЭ) в бензин	SMR – паровой риформинг ПГ FT-LT,Co – СГ в нефту 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.

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 СаО или 17,9 мг\л СаСО 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 КМnO 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 //.

Установка обессоленной воды – //

Паровая котельная – //.

Очистные сооружения - //.

Когенерационная установка – //.

10. Количество и состав сточных вод.

В **Таблице 27** указаны состав стоков для процессов: риформинга, метанол-бензин и Фишера-Тропша.

Таблица 27

Наименования	SMR – паровой риформинг ПГ	MTG или TIGAS – метанол (ДМЭ) в бензин	FT-LT,Co – СГ в нефть и дизель
Количество			

стоков, м3/нм3			
рН			
Аммиак, мг/л			
Метанол, мг/л			
Этанол, мг/л			
Пропанол			
С4+ спирты			
Формальдегид, мг/л			
ДМЭ, мг/л			
Уксусная кислота, мг/л			
С3-С6, карбоновые кислоты			
Углеводороды			
Кремнезем, мг/л			
Ионы Натрия с водоподготовки, мг/л			
Ионы Хлора с водоподготовки, мг/л			
Ионы Железа, Марганца и окиси кремния с водоподготовки, мг/л			

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

Обобщенный водно-конденсатный баланс приводится в **Таблице 28** 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 28

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	499 500	499 500	328 500	328 500
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	484 274	484 274	523 938	468 859
Производство пара				
Обессоленная вода на выпуск пара				
Возвратный паровой конденсат				
Продувка паросборников				
Выпуск пара на когенерацию, в тоннах				
Итого	1 110 000	1 110 000	840 000	840 000
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	629 494	629 494	547 970	547 970

11. Парки и объемы хранения полуфабрикатов и готовой продукции

В **Таблице 29** приведены расчет объема хранения полуфабрикатов и готовой продукции, а также вспомогательных материалов для процесса SMR – MTG на основе материального баланса из **Таблицы 13**

Таблица 29

Наименование	Плотность, кг/м3	Выпуск м3/сут*	Время хранения, сут	Объем хранения, м3	Тип и количество единиц хранения, м3
Метанол рецикл					
LPG коммерческий					
Бензин после MTG					
Легкий Бензин					
Тяжелый Бензин					
Бензин-изомеризат					
Автобензин коммерческий					
Обессоленная вода					
Паровой конденсат					
Рекуперируемая вода после очистных сооружений					

- время работы, 350 дней в году

- ** взаимозаменяемые емкости хранения
- *** с учетом блендирования
- **** взаимозаменяемые резервуары хранения

В **Таблице 30** приведены расчет объема хранения полуфабрикатов и готовой продукции, а также вспомогательных материалов для процесса SMR – FT LT Co на основе материального баланса из **Таблицы 20**

Таблица 30

Наименование	Плотность, кг/м3	Выпуск м3/сут*	Время хранения, сут	Объем хранения, м3	Тип и количество единиц хранения, м3
Синтетическая нефть					
LPG коммерческий					
Нафта ФТ коммерческий					
Дизельная фракция коммерческий					
Жидкие парафины коммерческий					
Твёрдые парафины коммерческий					
Обессоленная вода					
Паровой конденсат					
Рекуперированная вода после очистных сооружений					

- 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 **Книге 2, Приложение 4.**

13. Выводы

13.1 Оптимальные и практические 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:

- //
- //

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/>

- //:
- //
- //
- //
- //

//
 //

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 числом не менее 93-94, см. Таблица 13 материальный баланс и Таблица 21 качество бензина.

//
 //
 //

13.2. Рекомендации по способам и методам реализации проекта

Как известно, одним из самых эффективных способов снижения затрат, является
 //

Проектирование. //

Оборудование. //

Оборудование вторичного рынка, //

Приобретение оборудования вторичного рынка //

Строительство. //

14. Приложения, см. Книга 2.

Приложение 10.1

Производственные затраты для производства SMR+MTG	
Производственная мощность по легкому бензину:	///,//////// т/год
Капитальные затраты (CAPEX) для новой установки:	////////// тыс. USD
Курс доллара для расчётов:	//////// Руб/USD

№	Описание	У.М.	Расход в час	Расход в год	Стоимость USD/U.М	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) Тяжелый бензин СПБТ	мВт*ч т т				
	ОБЩИЕ ПРОИЗВОДСТВЕННЫЕ РАСХОДЫ:					
	Удельные расходы: - на 1 тон бензины	USD				

- на тыс. Нм3 ПГ	USD				

Примечание:

*) Из собственного установки когенерации

Приложение 10.2						
Финансовый результат производства SMR+MTG						
Производственная мощность по легкому бензину: //////////////// т/год						
Курс доллара для расчётов: //////////////// 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	USD				
	Акциз	USD				
	Итого Расходов 2					
	Финансовый результат EBITDA					
	Итого Финансовый результат					

Примечание: Финансовый результат до процентов, налогов и амортизации