

«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»

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

MASTER

Discipline: PROCESS: Maleic anhydride from butane or benzene, butanediol, polybutylene terephthalate

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv

Sign.

08.03.2014

05.03.2022 Обновлено 06.01.2024 Обновлено



Производство малеинового ангидрида из бензола и бутана, в синергии с 1,4-бутандиолом и полибутилентерефталатом.

Концептуальный проект



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
Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
<https://makston-engineering.ru/>

Содержание.

1. Производство: малеинового ангидрида, 1,4-бутандиола, полибутилентерефталата	4
2. Лицензиары технологий: малеинового ангидрида, малеиновой кислоты, 1,4-бутандиола, тетрагидрофурана, полибутилентерефталата.	7
3. Описание технологических процессов. Материальные балансы. Поточные схемы	10
3.1 Производство малеинового ангидрида окислением бензола	10
3.2 Производство малеинового ангидрида окислением н-бутана	12
3.3 Производство 1,4-бутандиола из малеинового ангидрида.	15
3.4 Производство полибутилентерефталата	18
4. Качество сырья и товарной продукции	23
5. Расходы энергоресурсов и количества стоков для каждой установки и комплекса в целом ..	25
6. Конфигурация ОЗХ для комплекса в целом	27
7. Объемы хранения сырья, готовой и побочной продукции	30
8. Площади застройки по каждой установки и комплексу в целом	34
9. Капитальные затраты по строительству основных установок на базе нового оборудования и оборудования вторичного рынка, а также ОЗХ	36
10. Снижение капитальных затрат при использовании установок вторичного рынка, а также иные способы снижения стоимости строительства	40
11. Расчет стоимости процессинга по установкам малеинового ангидрида, бутандиола, полибутилентерефталата и себестоимости водорода.	42
12. Оценка экономической эффективности и срока окупаемости комплекса	43
Выводы по комплексу МА – БДО – ПБТ. Синергия с комплексом по ароматическому риформингу нефти с получением ароматики и сырья для производства СКИ	44

Приложения

Приложение 1. Техническое задание.

Приложение 2. Поточная схема производства малеинового ангидрида из бензола

Приложение 3. Поточная схема производства малеинового ангидрида из н-бутана

Приложение 4. Поточная схема производства 1,4-бутандиола из малеинового ангидрида

Приложение 5. Поточная схема производства полибутилентерефталата

Приложение 6. Поточная схема комплекса МА-БДО-ПБТ. Варианты использования в качестве сырья бензола и бутана.

Приложение 7. Организация хранения и отгрузки 1,4-бутандиола

Приложение 8. Адреса компаний, работающих на рынке вторичного оборудования

Принятые сокращения.

МА – малеиновый ангидрид

МК – малеиновая кислота

БДО – 1,4-бутандиол

ПБТ – полибутилентерефталат

ТГФ – тетрагидрофуран

ТФК – терефталевая кислота

ДМТ – диметилтерефталат

ГБЛ – гамма-бутиролактон

ПУ – полиуретаны

ДБФ – дибутилфталат

BFD – Block Flow Diagram

PFD – Process Flow Diagram

ХЗК – химически-загрязненная канализация

DMMA – диметилмалеат

SSP – твердофазная поликонденсация

МЭА, ДЭА – моно – или диэтаноламин

1. Производства: малеинового ангидрида, 1,4-бутандиола, полибутилентерефталата.

Малеиновый ангидрид (МА). Процесс на основе бензола был коммерциализирован в 1930 году и успешно эксплуатировался, но начиная с середины 80-х, производство МА на основе бензола пошло на спад, что обусловлено: ростом цены на бензол, а также рекламированием канцерогенности бензола.

Процесс на основе бутана был коммерциализирован в 1983 году тогда же и был пущен первый завод, с тех пор количество установок, работающих на бутане неуклонно растет и, например, в США с начала 90-х все производства МА используют в качестве сырья бутан.

Множество установок, работающих на бензоле не выдержали конкуренцию и были закрыты или реконструированы для работы на бутане.

Буквально за десятилетие, в период с 1983 по 1993 годы, количество установок, работающих на бутане, как в стационарном слое катализатора, так и в кипящем, возросло с 0% до 60%, а за последующие 10 лет, т.е с 1993 по 2003 годы увеличилось еще на 10% и достигло соотношения 70:30, где 30% это доля процессов, работающих на бензоле.

Тем не менее, в последние 2-3 года наметился возврат к производству на основе бензола, что в первую очередь характерно для Китая, который и занял лидирующие позиции по выпуску МА. Большое количество производств на выпуск ароматических соединений, как по традиционным схемам, т.е через ароматический риформинг, так и по схемам, которые в большей степени присущи именно Китаю – углехимический синтез, жесткий каталитический крекинг DCC – создали достаточный ресурс бензола, как сырья для МА.

Эксплуатация установок на базе бензола, значительно более простая, чем на базе бутана, как в каталитическом плане, так и в отношении работы при повышенных давлениях.

Использование МА имеет не менее 20 направлений, наиболее значимыми и понятными в коммерческом плане являются:

- кислоты, как собственно малеиновая, так и фумаровая, тартаровая, аспаргиновая, янтарная и т.д.

- полиэстеры и смолы
- бутиролактоны
- тетрагидрофураны
- бутандиолы

1,4- бутандиол (БДО). Получение БДО организовано двенадцатью различными технологиями, причем одиннадцать из них имеют промышленные решения:

- метод «Реппе», заключается в конденсации ацетилена с формальдегидом на медно-висмутовом катализаторе при температуре 90-100°C и давлении 0,5-0,6 МПа с последующим гидрированием образовавшегося 2-бутин-1,4-диола на медно-никель-хромовом катализаторе (150-160°C, давление 20 МПа). Выход продукта составляет около 90 %. Процесс широко распространен

- метод «Дэви», главный конкурент процесса «Реппе». Основанный на гидрировании малеинового ангидрида в тетрагидрофуран с последующим гидролизом. Метод «Дэви» позволяет получать товарный продукт чистотой до 99,95 %. К высокой чистоте бутандиола особенно чувствительно производство полибутилентерефталата (ПБТ)

- ацетоксилирование бутадиена на палладиевом катализаторе с последующим гидролизом ацетата и ацетоксилирование пропилена до аллилацетата и далее гидроформилированием, гидрированием и гидролизом промежуточных продуктов. Метод мало распространен, но существует в промышленном исполнении

- получения 1,4-бутандиола окислением пропилена. На первой стадии пропилен окисляют до акролеина, который конденсируют с 2-метил-1,3-пропандиолом в присутствии кислотного катализатора в 2-винил-5-метил-1,3-диоксид (выход 87%). Полученный ацеталь подвергают гидроформилированию над родиевым катализатором при 110°C и давлении 8 бар с последующим восстановлением образующихся альдегидов (100°C, давление 71 бар) над палладиевым катализатором до 1,4-бутандиола и побочного продукта 2-метил-1,3-пропандиола. Реакция гидроформилирования протекает с конверсией 97% причем селективность образования альдегида линейного строения и его изомера составляют 80 и 12% соответственно. Данная технология считается очень перспективной, как по основному продукту, так и по изомерам

- получение 1,4-бутандиола при неполном хлорировании 1,3-бутадиена с последующем гидролизом 1,4-дихлорбутена в 1,4-бутендиол и гидрировании последнего в 1,4-бутандиол. Технология имеет промышленные решения в кластерах, связанных в единые технологические цепи с установками пиролиза (или дегидрирования) и электролиза рассолов хлористого натрия

- российская технология производства 1,4-бутандиола, запатентованная Институтом нефтехимии и катализа совместно с опытным заводом Академии наук Республики Башкортостан в 1995 году (Патент № 2102372). Производство БДО по данной технологии существовало до 2005 года на «Новочеркасском заводе синтетических продуктов»

- пилотная технология на основе этилена заключается во взаимодействии триэтилалюминия с избытком этилена в присутствии катализатора, состоящего из дициклопентадиенилцирконийдихлорида и гидрида диизобутилалюминия., реакция ведется в алифатических растворителях (гексан, гептан, циклогексан и др.)

- промышленная установка для производства МА из янтарной кислоты на мощность 23 тыс. т. год, строится в Канаде. Янтарная технология будет производиться биологическим путем

- технология Mitsubishi, основана на использовании бутадиена в качестве сырья. Изначально именно бутандиол использовался компанией для производства бутадиена, однако, растущий спрос на 1,4-бутандиол заставил развернуть процесс в обратном направлении. Конечными продуктами могут быть как бутандиол, так и тетрагидрофуран или оба вещества одновременно

- технология Lyondell на основе процесса Kuraray 1,4-бутандиол производится на основе пропиленоксида. На первой стадии происходит изомеризация пропиленоксида в аллиловый спирт. Затем посредством гидроформилирования аллиловый спирт переходит в 4-гидроксипропанальдегид, который на конечной стадии путем гидрирования дает на выходе 1,4-бутандиол

- технология Dairen в качестве производных для синтеза аллилового спирта используются пропилен и аллилацетата. Химические процессы, на которых основана эта технология, напоминают производство винилацетата через ацетоксилирование пропилена

- технология 'Geminox' компании BP/Lurgi одновременное производство 1,4-бутандиола и тетрагидрофурана путем окисления бутана в малеиновый ангидрид, но без его выделения, как товарного продукта. Использование технологии целесообразно при развитии, как технологии ПБТ, так и ПУ на основе ТГФ.

Использование БДО еще более обширно, чем использование МА и наиболее значимыми и понятными в коммерческом плане являются:

- Гамма-бутиролактон
- Тетрагидрофуран (ТГФ)
- Политетрагидрофуран
- N-винилпирролидон
- Поливинилпирроидон
- N-Метилпирролидон
- N-Этилпирролидон
- Полибутилентерефталат (ПБТ)
- Полиуретан (ПУ)

Производство тетрагидрофурана и политетрагидрофурана является началом цепи полиуретанов (ПУ) на их основе, что по оценкам экспертов является очень перспективным сегментом рынка. Производство ПБТ по своим темпам роста незначительно отстает от полиуретано-

вого направления. Именно поэтому в конфигурации комплексов БДО предполагается получение как ПБТ, так и ТГФ – ПУ.

Полибутилентерефталат (ПБТ). Родоначальником процесса синтеза полиэфиров на основе бутандиола являлась компания Zimmer, она же является и основателем технологии полиэтилентерефталата. В настоящее время правопреемником процесса является компания Lurgi, которая приобрела все права на технологию и компанию Zimmer в том числе.

Получение ПБТ в промышленности организовано по двум технологиям, но 1,4-бутандиол в обоих случаях является неотъемлемой сырьевой частью, вторым компонентом является диметилтерефталат (ДМТ) или терефталевая кислота (ТФК). Несмотря на то, что первый процесс на основе ТФК был запущен только в 1997 году количество установок, работающих на этой основе начинает преобладать над ДМТ технологиями, но последние никогда не сдадут своих позиций окончательно.

В отношении процесса, так же существуют два направления: непрерывный процесс и периодический процесс, использование которого предполагается для редких и специальных сортов ПБТ, а поэтому и очень дорогих, т.е «элитных».

Внимание! Опыт «//////////» в периодических процессах, и консультации по маркам полимера выпускаемых в этом случае, позволит занять нишу ПБТ в этом сегменте рынка.

Как правило в производстве ПБТ, в отличии от производства ПЭТ не используется твердофазная поликонденсация, тем не менее, для «элитных» сверх молекулярных марок с вязкостью (IV более 1,25) гранулы проходят и эту стадию процесса.

PBT Resin и PBT Compound по способу своего производства не отличаются между собой, поэтому нет необходимости делать какие либо уточнения при выборе лицензиаров технологий, но в процессе базового инжиниринга эти различия, как правило, требуется отмечать.

Получаемый в процессе побочный продукт ТГФ имеет очень высокий потенциал рынка, а учитывая, что его количества значительны, так как он образуется и на стадии производства БДО, возможно следует предусмотреть его простую переработку, например, в полифурит.

2. Лицензиары технологий: малеинового ангидрида, малеиновой кислоты, 1,4-бутандиола, тетрагидрофурана, полибутилентерефталата.

В **Таблице 1**, приведены контактные данные по лицензиарам технологий, производство водорода риформингом метана приведено опционально.

Таблица 1.

Компании	Процесс	Координаты и контактные данные
Производство водорода из природного газа		
Uhde, ThyssenKrupp Industrial	Риформинг	http://www.thyssenkrupp-industrial-

Solutions	метана	solutions.com/en/products-solutions/chemical-industry/hydrogen.html hydrogen.uhde@thyssenkrupp.com
CBI		http://www.cbi.com/markets/downstream-oil-gas/hydrogen-and-synthesis-gas/hydrogen-hydrogen@CBI.com
Lurgi GmbH, Air Liquide Global E&C Solutions		http://www.engineering-solutions.airliquide.com/en/about-us-global-engineering-and-construction-solutions/worldwide-locations.html Frankfurt, Air Liquide Global E&C Solutions Germany GmbH, Olof-Palme-Str. 35, 60439 Frankfurt am Main, GERMANY Tel: +49 69 58 080
Haldor Topsoe A/S		http://www.topsoe.com/hydrogentechnology@topsoe.dk 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
Technip		http://www.technip.com/en/our-business/onshore/hydrogen-syngas HYDROGEN TECHNOLOGY CENTERS -The Netherlands, Technip Benelux B.V. Phone: +31 79 3293 600, Fax: +31 79 3293 700 E-mail: tpbenelux@technip.com -USA, Technip USA Corp. Phone: +1 909 447 3600, Fax: +1 909 447 3700 E-mail: sratan@technip.com
Производство малеинового ангидрида окислением бутана или бензола		
Huntsman		http://www.huntsman.com/performance_products/a/Home/Technology%20licensing
Technobell	Фиксированный слой катализатора	http://www.technobell.info/ TECHNOBELL Ltd. Talbot House, 204/226 Imperial Drive - HARROW HA2 7HH - UK Tel. +447900080990
Scientific Design		http://www.scidesign.com/index.php?id=125 Scientific Design Company, Inc. 49 Industrial Avenue Little Ferry, N.J. U.S.A. 07643-1922 Tel: (201) 641-0500 Fax: (201) 641-6986
Conser		http://www.conerspacom.com/web/home.htm P.le Ezio Tarantelli, 100 - 00144 Rome - Italy Tel. (+39) 06 5262001 - Fax (+39) 06 5205249 e-mail: conser@conerspacom.com
Mitsubishi Chemical		Флюидный слой катализатора
G.I. Dynamics		http://www.gidynamics.nl/services/process-development/maleic-anhydride-technology

		G.I. Dynamics B.V. Starrenburglaan 11a 2251 AG Voorschoten The Netherlands Tel: 0031 (0)71 56 202 56
Lummus/ POLYNT	ALMA	http://www.cbi.com/contact lummus.tech@cbi.com
INEOS Technologies	INEOS	http://www.ineos.com/businesses/ineos-technologies/contact/ Jon.Radabaugh@ineos.com man.licensing@ineos.com
DuPont	Transport bed	http://www2.dupont.com/Contact/en_US/corp/index.html

Производство 1,4-бутандиола из малеинового ангидрида

BP/Lurgi	GEMINOX	http://www.engineering-solutions.airliquide.com/en/about-us-global-engineering-and-construction-solutions/worldwide-locations.html Frankfurt, Air Liquide Global E&C Solutions Germany GmbH, Olof-Palme-Str. 35 60439 Frankfurt am Main, GERMANY Tel: +49 69 58 080
Davy Process Technology	Va- pour phase hydrogena- tion	http://www.davyprotech.com/default.aspx?cid=416 Tel: +44 (0)20 7957 3636 Fax: +44 (0)20 7957 3535 andy.hiles@davyprotech.com dpt@davyprotech.com

Производство тетрагидрофурана

Davy Process Technology		http://www.davyprotech.com/default.aspx?cid=416 Tel: +44 (0)20 7957 3636 Fax: +44 (0)20 7957 3535 andy.hiles@davyprotech.com dpt@davyprotech.com
Lyondellbasell		http://www.lyondellbasell.com/contactandsupport/
DuPont		http://www2.dupont.com/Contact/en_US/corp/index.html
Mitsubishi Chemical		http://www.mcc-license.com/ Address: Mitsubishi Chemical Corporation 1-1, Marunouchi 1-chome, Chiyoda-ku, Tokyo 100-8251 Japan Tel: +81-3-6748-7262 E-mail: MCC-HO-TechnologyLicense@cc.m-kagaku.co.jp

Производство полибутилентерефталата

Lurgi Zimmer AG	PBT + THF	http://www.engineering-solutions.airliquide.com/en/about-us-global-engineering-and-construction-solutions/technologies-air-liquide-lurgi-cryo-zimmer/polymer-process-technologies.html Frankfurt, Air Liquide Global E&C Solutions Germany GmbH, Olof-Palme-Str. 35 60439 Frankfurt am Main, GERMANY Tel: +49 69 58 080
Hitachi		http://www.hitachi.com/businesses/infrastructure/pro

Uhde Inventa-Fischer,

duct_site/ip/process/index.html
<http://www.uhde-inventa-fischer.com/service-navigation/contact/contact-form/sales.de@uhde-inventa-fischer.com>

3. Описание технологических процессов. Материальные балансы. Поточные схемы

3.1 Производство малеинового ангидрида окислением бензола

Установки по производству МА из бензола, не смотря на некоторые различия в аппаратном оформлении и использовании разных сольвентов для выделения МА из реакционной среды, в BFD формате имеют следующий вид. **Схема 1.**



В аппаратном оформлении PFD схема показана в **Приложении 2**

В качестве сольвентов для выделения МА из реакционной массы чаще всего используются: дибутилфталат или ксилолы. Материальный баланс процесса приведен в Таблице 2. В этой таблице и во всех последующих время работы принято из расчета 8000 часов в год.

Таблица 2.

Установка производства МА. Бензол		50,000.00
Сырьё		Количество, тонн
Бензол	44.64%	58,000.00
Воздух на окисление		
- в том числе кислород на реакцию		
Итого		
Продукты переработки	Выход продукции	Количество, тонн
Малеиновый ангидрид	38.49%	50,000.00
Хинолина		
Газы+потери		
Азеотроп Бензол: вода 90:10		
Отработанный воздух		
Вода		
Итого		

Расход катализатора: 3,525 Евро на тонну МА

Нефтяной бензол, с показателями качества приведенными в **Таблице 7** из резервуаров хранения товарного парка подается с давлением до 3 бар на испаритель, который подогревается водяным паром (3-4 бар) и далее после нагревателя с температурой 115-125°C подается в смеситель перед реактором окисления, где и происходит смешение с воздухом от компрессора и рецикловыми потоками с установки.

Атмосферный воздух после компримирования с давлением до 3 бар подается на смешение с бензолом перед реактором окисления. Для достижения температуры в смесителе около 340-360°C часть воздушного потока после компримирования проходит через печь и только после этого подается в смеситель, при указанной температуре бензол переходит в газовую фазу и в смеси с воздухом направляется в трубчатом реакторе окисления.

Существуют и другие варианты нагрева сырья, в процессе каталитического сжигания отходящих газов процесса вырабатывается пар высокого давления, который и является нагревающим агентом и бензола, и воздуха, что конечно же положительно сказывается на потреблении газа метана.

Трубки реактора заполнены катализатором, который представляет собой смесь окисей ванадия и молибдена (V_2O_5 , MoO_3 and additives, товарная марка НТМАН-1), в соотношении 70/30, нанесенные на силикагель, окись алюминия или окись кремния. Тепло реакции удаляется с помощью расплавов солей, например, нитрат калия 53%, нитрит натрия 40%, нитрат натрия 7%. При охлаждении расплава солей производится насыщенный пар высокого давления 41 бар.

Реакционная смесь после реактора охлаждается от температуры реакции 350 - 400°C, чуть ниже чем окисление бутана до 55-65°C (но не ниже температуры плавления МА равной 52,8°C) охлаждение производится в двух контурах. В первом контуре охлаждение производится деминерализованной водой с выработкой пара высокого давления, во втором контуре оборотной водой. Реакционная смесь с температурой около 55°C направляются в адсорбер, где малеиновый ангидрид адсорбируется ДБФ или ксилолами. Не сконденсировавшиеся газы $N_2=73,37\%$, $O_2=12,76\%$, $H_2O=2,99\%$, бензол=0,33%, $(CO+CO_2)=10,48\%$, формальдегид=0,05%, муравьиная кислота=0,01%, малеиновая кислота=0,01%. Итого=100,00%. с верхней части адсорбера отправляются на сжигание. В некоторых технологических схемах, газы с верха адсорбера разделяются на два потока:

- первый поток 40% направляется рециклом в реактор окисления,
- второй поток 60% направляется на сжигание,

в этом случае состав газа на сжигание $N_2=74,07\%$, $O_2=8,01\%$, $H_2O=4,69\%$, бензол= $0,28\%$, $(CO+CO_2)=12,77\%$, формальдегид= $0,06\%$, муравьиная кислота= $0,01\%$, малеиновая кислота= $0,01\%$. Итого= $100,00\%$.

Адсорбент, обогащенный МА при температуре около $60^\circ C$ подается в колонну регенерации, нагрев до $200^\circ C$ осуществляется в теплообменниках рекуператорах за счет тепла потока с куба колонны регенерации ДБФ, после рекуператоров и дополнительного охлаждения в теплообменниках охлаждаемых оборотной водой ДБФ возвращается в адсорбер.

Поток с верха регенерационной колонны, состоящий из: МА, бензола и хинолина конденсируется в системе воздушных холодильников и при $150^\circ C$ и давлении $0,8$ бар подается в колонну выделения бензола с верха которой, выделяется поток из азеотропа бензола и воды ($90:10$ % масс), после конденсации в барометрических холодильниках поток направляется:

- при больших мощностях установок на азеотропную осушку и далее в процесс
- при малых и средних мощностях направляется на склад

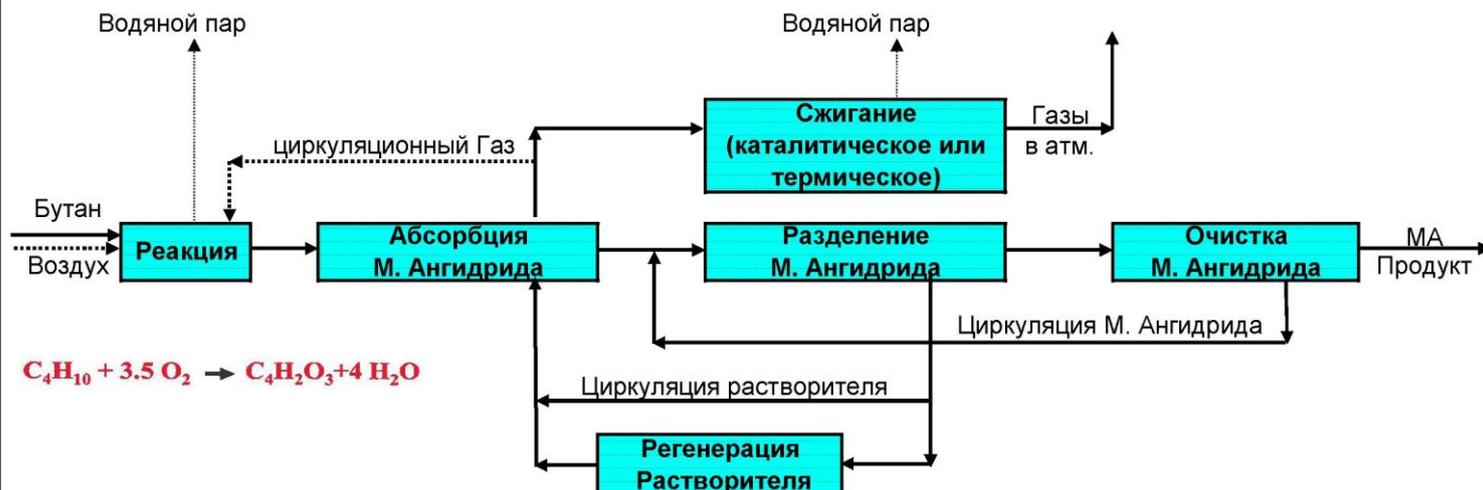
Не сконденсировавшиеся газы с верха колонны, направляются на сжигание через систему сепарации унесенных жидких продуктов, водная фаза с каплеотбойников сливается в ХЗК.

Температура в кубе колонны выделения бензола около $200^\circ C$ и определяется глубиной вакуума, который создается системой паровых эжекторов и не превышает $0,8$ бар. Кубовым продуктом колонны является МА загрязненный хинолином, который направляется в колонну очистки МА, после прохождения системы холодильников, которые охлаждаются оборотной водой и температура МА не превышает $60^\circ C$. Колонна работает при температуре куба $200-210^\circ C$ и давлении 1 бар. Кубовый продукт колонны – товарный малеиновый ангидрид. По верху колонны пары хинолина после конденсации направляются на склад.

Малеиновый ангидрид с куба колонны в расплавленном состоянии с чистотой не менее $99,5\%$ масс. подается на гранулирование и далее на склад.

3.2 Производство малеинового ангидрида окислением н-бутана

Установки по производству МА из бутана имеют принципиальные различия в аппаратурном оформлении для стационарного слоя катализатора и кипящего слоя катализатора, а также в использовании разных сольвентов для выделения МА из реакционной среды, в BFD формате имеют следующий вид. **Схема 2.**



В аппаратном оформлении PFD схема показана в **Приложении 3**.

В качестве сольвентов для выделения МА из реакционной массы чаще всего используются: дибутилфталат или ксилолы, чаще всего п-ксилол или смесь мета и пара-ксилолов имеются технологии с использованием смеси из всех трех изомеров ксилолов, т.е. орто, мета и пара.

Материальный баланс процесса приведен в **Таблице 3**. В этой таблице и во всех последующих время работы принято из расчета 8000 часов в год.

Таблица 3.

Установка производства МА. Бутан		50,000.00
Сырьё		Количество, тонн
Бутан	33.08%	51,000.00
Воздух на окисление		
- в том числе кислород на реакцию		
Воздух на отпарки ДБФ		
Итого		
Продукты переработки	Выход продукции	Количество, тонн
Малеиновый ангидрид	32.43%	50,000.00
Газы+потери		
Отработанный воздух		
Вода		
Итого		
Расход катализатора: 3,525 Евро на тонну МА, расход ДБФ 7 кг на 1 т МА		

Внимание! Расход воздуха на процесс производства МА из н-бутана почти в два раза выше, чем при производстве из бензола, как правило, это не афишируется лицензиарами, но всегда следует это учитывать, если экологические нормы страны строительства жестко регламентируют эмиссии в атмосферу.

Н-Бутан с показателями качества приведенными в **Таблице 7** из парка хранения с давлением до 3 бар подается на испаритель, подогреваемый водяным паром (3-4 бар) и далее после нагревателя с температурой 115-125°C подается в смеситель перед реактором окисления, где и происходит смешение с воздухом от компрессора до 3 бар и рецикловыми потоками с установки.

Для достижения температуры в смесителе около 140°C часть воздушного потока после компримирования проходит через печь и только после этого подается в смеситель и далее в реактор. Концентрация бутана в реакционной смеси должна быть ниже нижнего предела взрываемости в воздухе.

Существуют и другие варианты нагрева сырья, в процессе каталитического сжигания отходящих газов процесса вырабатывается пар высокого давления, который и является нагревающим агентом и бензола и воздуха, что конечно же положительно сказывается на потреблении газа метана.

Реактор окисления трубчатый, трубки наполнены катализатором на основе окисей ванадия и фосфора $(VO)_2P_2O_7$. Некоторые лицензиары рекомендуют добавку инициаторов для увеличения стабильности, при этом снижаются потери фосфора и продлевается срок службы катализатора. Тепло реакции снимается с помощью расплавов солей, например, нитрат калия 53%, нитрит натрия 40%, нитрат натрия 7%. При охлаждении расплава солей производится насыщенный пар высокого давления 41 бар.

Гораздо реже используется стационарный слой катализатора или флюидизированный. Исходя из опыта эксплуатации окислительных процессов, технологически управление трубчатым реактором проще и безопаснее.

Реакционная смесь после реактора охлаждается от 400°C до 120-170°C, охлаждение производится в двух контурах. В первом контуре деминерализованной водой с выработкой пара высокого давления, во втором контуре оборотной водой. Реакционная смесь с температурой около 160°C направляются в адсорбер, где МА адсорбируется ДБФ или ксилолами. В зависимости от времени пребывания МА в адсорбере, которое определяется по потерям МА в виде фумаровой кислоты и от типа адсорбера (тарельчатый или насадочный), температура смеси снижается и в кубе адсорбера не превышает 130°C.

Не сконденсировавшиеся газы: $N_2=79,31\%$, $O_2=11,71\%$, $H_2O=4,47\%$, $(CO+CO_2)=3,88\%$, (бутан+изобутан)=0,56%, ДБФ=0.02%, формальдегид= 0,02%, муравьиная кислота=0,02%, малеиновая кислота=0,01%. Итого=100,00% с верхней части адсорбера отправляются на сжигание. Так же, как и в технологической схеме по окислению бензола, отходящие газы с верха адсорбера могут разделяться на два потока – рецикловый поток в реактор окисления и поток на

каталитическое сжигание. Соотношение потоков определяют по нарастанию количества инертных веществ которые надо удалять из системы. Состав газа при наличии рециркуляционного потока имеет следующие количественные характеристики: $N_2=79,00\%$, $O_2=9,48\%$, $H_2O=5,86\%$, $(CO+CO_2)=5,19\%$, (бутан+изобутан)=0,30%, формальдегид=0,02%, ДБФ=0,02%, муравьиная кислота=0,02%, малеиновая кислота=0,01%. Итого=100,00%

Обогащенный адсорбент с куба адсорбера при температуре 130°C подается в колонну осушки, которая производится, горячим воздухом, подаваемым в нижнюю часть осушителя. Поток газов и водяного пара содержащий до 2% МА и ДБФ выходящий по верху колонны подается обратно в адсорбер. Адсорбент, обогащенный МА из куба колонны осушки, подается в колонну регенерации адсорбента, предварительно нагреваясь до 180°C в теплообменниках рекуператорах за счет тепла с куба регенератора.

Температура в кубе регенератора составляет 330-340°C, обогрев производится через кипятильник работающий на расплавленных солях аналогичного состава, что и для съема тепла в реакторе окисления. Поток ДБФ с куба колонны рециркуляцией направляется в адсорбер.

Поток с верха регенератора, состоящий из МА с чистотой 80-90% масс конденсируется и частично возвращается рециркуляцией на орошение регенератора, а балансовое количество в систему очистки, которая состоит из двух последовательных колонн.

В первой колонне работающей при температуре куба 200°C и давлении 0,9 бар и температуре верха 80-85°C и давлении 0,5 бар МА отгоняется от воды и далее перекачивается из куба в колонну отгонки тяжелых, а вода с верха колонны с содержанием МА до 1% возвращается в регенератор.

В колонне отгонки тяжелых, которая работает при температуре куба 190-200°C и давлении 0,8-0,9 бар, газы с верха колонны идут на сжигание, тяжелый продукт с куба колонны, который состоит из МА и ДБФ (97/3 масс%) направляется в регенератор, расплав МА выводится из средней части колонны и далее через гранулятор направляется на склад.

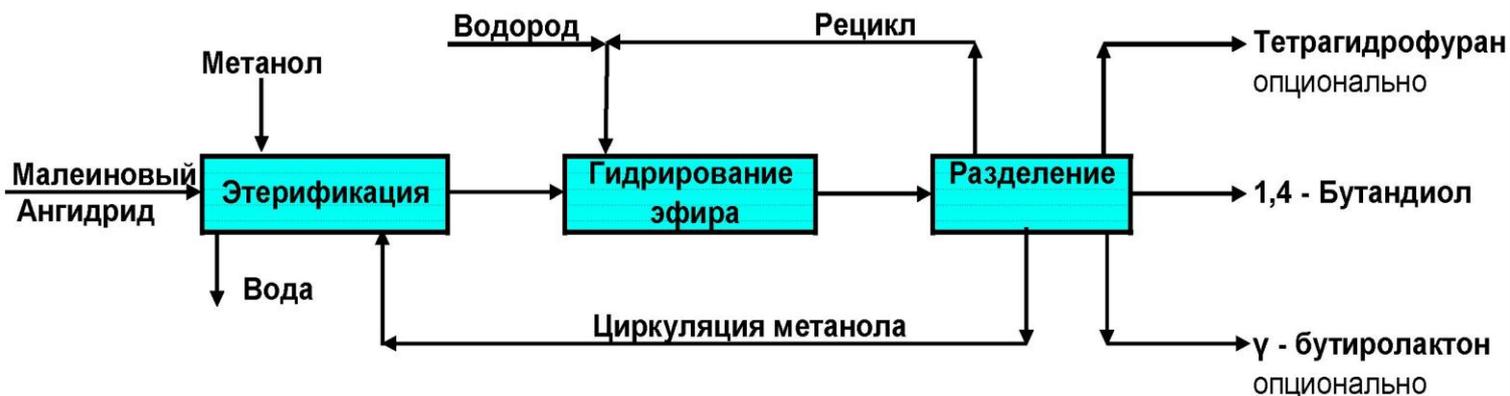
Не сконденсировавшиеся газы с верха регенератора подаются на второй адсорбер, который работает под вакуумом, адсорбция остатков МА также производится ДБФ. Давление в вакуумном адсорбере поддерживается на уровне 600 мм Нг. Обогащенный ДБФ с куба вакуумного адсорбера направляется на регенерацию, а несконденсировавшиеся газы через систему эжекторов подаются на каплеотбойник и далее на сжигание, водная фаза с каплеотбойника сливается в ХЗК.

3.3 Производство 1,4-бутандиола из малеинового ангидрида.

Установки по производству БДО из малеинового ангидрида состоит из двух принципиальных стадий процесса:

- этерификация малеинового ангидрида метанолом
- гидрирование этерификата с получением конечного продукта

Процесс в BFD формате представлен на **Схеме 3**.



В аппаратном оформлении PFD схема показана в **Приложении 4**.

Материальный баланс процесса приведен в **Таблице 4**. В этой таблице и во всех последующих время работы принято из расчета 8000 часов в год.

Таблица 4.

Установка производства 1,4-бутандиола из МА		43,975.00
Сырьё		Количество, тонн
Малеиновый ангидрид	86.20%	49,999.58
Метанол		
Водород		
Итого		
Продукты переработки	Выход продукции	Количество, тонн
1,4-бутандиол	75.82%	43,975.00
Тetraгидрофуран		
Вода		
Газы+потери		
Итого		
Расход катализатора: 2.50 Евро на тонну БДО		

Получаемый ТГФ, в данной технологии, рассматривается, как побочный продукт и должен быть удален из товарного продукта 1,4-бутандиола, например, ректификацией.

Расплав малеинового ангидрида, с показателями качества приведенными в **Таблице 7**, непосредственно с потока от установки производства МА или со склада хранения подается на

смешение со свежим и рецикловым метанолом и далее с температурой 60°C и давлением 4 бар в этерификатор колонного типа.

Температура в нижней части этерификатора 240°C, давление около 5 бар, кубовым продуктом является диметилмалеат DMMA с ТГФ до 2% масс., далее кубовый продукт подается в реактор гидрогенизации.

Температура в верхней части этерификатора 95°C давление 4 бар, продуктом верха является парогазовая смесь, состоящая из метанола (не вступившего в реакцию), воды и ТГФ, которая после конденсации направляется в колонну регенерации.

Температура в кубе колонны регенерации метанола 130-140°C, давление 3 бар, кубовым продуктом является вода, которая после охлаждения направляется на очистные сооружения.

Температура верха колонны регенерации метанола 90°C, давление 2.2 бар, продуктом верха является пары метанола с ТГФ, которые после конденсации направляются в этерификатор, как рецикловый поток метанола.

DMMA с ТГФ при температуре 240°C и давлении 7 бар подается в смесителе, для смешения со свежим и рецикловым водородом. Температура после смесителя перед подачей в реактор 180°C, давление 7 бар, реактор имеет неподвижный слой медьсодержащего катализатора. Продукт реакции с температурой 415°C и давлением 7 бар подается на теплообменник рекуператор газ-газ, в котором охлаждается до 285°C за счет теплообмена с циркуляционным водородом, который, в свою очередь, нагревается до 295°C и подается на смешение. Реакционная смесь поступающая на систему воздушных и водяных холодильников охлаждается до 35-40°C. Не сконденсировавшиеся газы, состоящие не менее чем на 55-65% масс из водорода компримируются и подаются на теплообменник рекуператор газ-газ, для первой ступени охлаждения реакционной смеси, а после этого в смеситель. Некоторая часть водородсодержащего газа сдувается на факел или в топливную сеть, количество сдувок не превышает 5% масс и регулируется количеством накапливающихся инертных в газовой фазе процесса. Конденсат состоящий из БДО, метанола и ТГФ направляется на фракционирование и очистку в колонну сепарации ТГФ, предварительно подогреваясь до 70°C в теплообменниках рекуператорах за счет тепла куба колонны.

Температура в кубе колонны сепарации 110°C давление 4 бар, кубовый продукт колонны 1,4-бутандиол с метанолом до 40-50% масс направляется в колонну разделения БДО и метанола, предварительно подогреваясь до 115-120°C в теплообменниках рекуператорах за счет тепла куба колонны.

Температура верха колонны 40 °С. давление 3 бар, продуктом верха является ТГФ, который после конденсации в водяном холодильнике частично подается на флегму, а балансовое количество отправляется на склад.

Температура в кубе колонны разделения БДО и метанола 255°С давление не более 4 бар, кубовым продуктом является БДО с чистотой нм 97%, который направляется в колонну очистки БДО.

Температура верха колонны разделения БДО и метанола давление не более 3 бар, метанол с верха колонны после конденсации направляется на этерификацию в качестве рецикла.

Температура в кубе очистки БДО 195°С давление не более 4 бар, кубовым продуктом является товарный 1,4-бутандиол с чистотой, н/м 99,5. Температура верха колонны 185°С давление не более 3 бар, продуктом является водно-метанольная смесь, которая после конденсации возвращается на этерификацию.

Внимание! Соотношение товарных продуктов БДО и ТГФ можно изменять в довольно широких пределах исключительно условиями технологического режима. Лицензиары, как правило, не выдают «handbook» на условия режима с повышенным выходом ТГФ, чтобы не продавать в одном процессе два, но тем не менее эта практика существует. В процессе получения БДО по этой схеме выпуск ТГФ можно увеличивать до 30%, лимитирующим фактором будет являться критическая скорость паров ТГФ по верху колонны.

Технология «Geminox» компании BP/Lurgi, которая описана в Главе 1 специально предназначена для совместного выпуска БДО и ТГФ, а также гамма-бутирлактона, но не смотря, что OPEX этого процесса действительно на четверть дешевле, чем при раздельном производстве БДО и ТГФ за 15 лет существования этой технологии не построено ни одной установки, причина, как мне кажется, заключается именно в возможностях стандартного процесса.

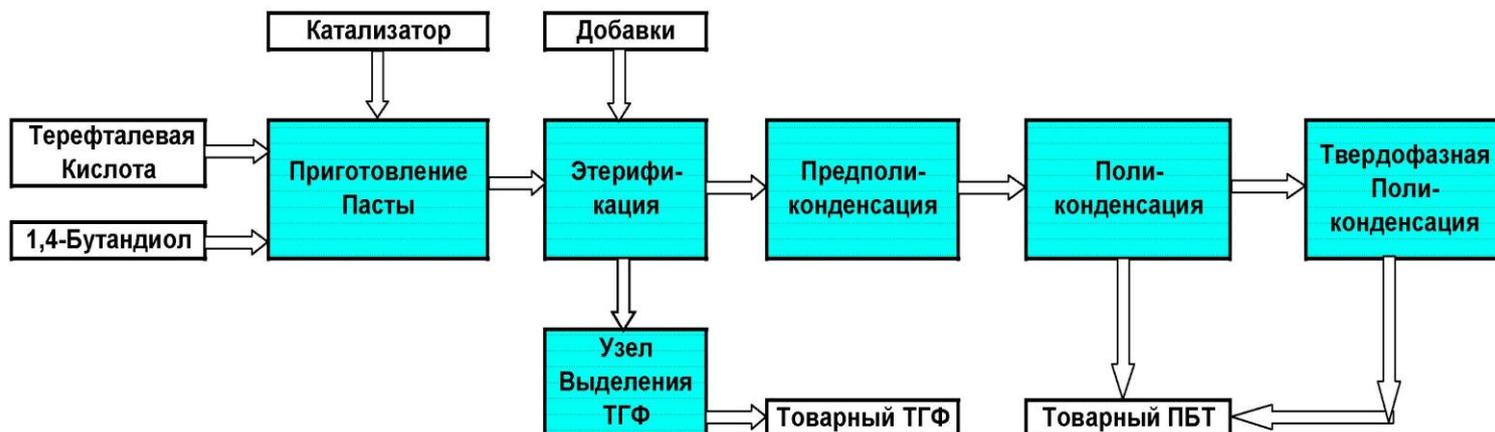
3.4 Производство полибутилентерефталата

Установки по производству ПБТ состоит из четырех принципиальных стадий процесса:

- этерификация терефталевой кислоты 1,4-бутандиолом
- предполиконденсация
- поликонденсация
- твердофазная поликонденсация

Процесс в BFD формате представлен на Схеме 4.

Схема 4



В аппаратном оформлении PFD схема показана в **Приложении 5**.

Материальный баланс процесса приведен в **Таблице 5**. В этой таблице и во всех последующих время работы принято из расчета 8000 часов в год.

Таблица 5.

Установка производства ПБТ		40,000.00
Сырьё		Количество, тонн
1,4 - бутандиол	39.55%	19,840.00
Терефталевая кислота	60.45%	30,320.00
Итого	100.00%	50,160.00
Продукты переработки	Выход продукции	Количество, тонн
Полибутилентерефталат	79.74%	40,000.00
Тетрагидрофуран	4.78%	2,400.00
Стоки	13.64%	6,840.00
Пыль и твердые отходы	1.83%	920.00
Итого	100.00%	50,160.00
Расход катализатора: 1.032 Евро на тонну ПБТ		

1,4-бутандиол, с показателями качества приведенными в **Таблице 7**, насосом из резервуаров, а ТФК из силосов хранения пневмотранспортом, через системы дозирования подается в пастосмеситель, температура в пастосмесителе не превышает 40-50°C давление атмосферное, процесс приготовления пасты ведется под азотом. Катализатор, соли сурьмы или титана, или олова, дозируются непосредственно в пасту. В пасту некоторых модифицированных разновидностей ПБТ предполагается добавка изофталевой кислоты, но не более 1-2%. Время пребывания смеси в пастосмесителе около 0,3 часа.

Паста, винтовым насосом подается в этерификатор, иногда используется два этерификатора – первой и второй ступени. Температура в этерификаторе 240-245°C давление не превышает 400-500 мбар, процесс ведется с постоянным перемешиванием с помощью мешалки. Обогрев этерификатора производится внутренним змеевиком, по которому циркулирует теплоноситель, например, Terminol. Время пребывания смеси в этерификаторе – 1,5 часа.

Побочным продуктом реакции этерификации является тетрагидрофуран ТГФ, который уносится из этерификатора в виде паров на узел выделения ТГФ. Узел выделения ТГФ состоит из блока колонн, в первой колонне происходит отделение воды от азеотропа ТГФ, а в двух последующих разрушение азеотропа и получение ТГФ в виде товарного продукта.

Реакционная масса из этерификатора за счет перепада давления подается в предполиконденсатор. Температура в предполиконденсаторе 240-245°C давление не превышает 35-100 мбар, процесс ведется с постоянным перемешиванием с помощью мешалки. Обогрев предполиконденсатора производится внутренним змеевиком, по которому циркулирует теплоноситель, например, Terminol. Время пребывания смеси в этерификаторе – 0,5 часа.

Добавки (аддитивы) дозируются до предполиконденсатора, стандартный набор добавок это: тонеры цветности, фосфорные добавки для исключения обрыва цепи полимеризации, добавки, увеличивающие поглощение инфракрасных лучей, что снижает энергопотребление при переработке.

Внимание! При рассмотрении, в будущем, предложений лицензиаров следует ориентироваться на процессы, в которых этерификатор с предполиконденсатором в одном аппарате.

Реакционная масса из предполиконденсатора шестеренчатым насосом подается в поликонденсатор. Температура в поликонденсаторе 247-252°C давление не превышает 1 мбар, процесс ведется с постоянным перемешиванием с помощью мешалки. Обогрев поликонденсатора циркуляцией теплоносителя, например, Terminol, в рубашке аппарата. Время пребывания смеси в этерификаторе – 2,5 часа. Поликонденсатор, или Финишер или дисковый реактор, является аппаратом горизонтального типа, в отличие от всех предыдущих, мешалка в нем также располагается горизонтально, аппарат сконструирован специально для продуктов с высокой вязкостью. В поликонденсаторе вязкость полимера достигает требуемого значения, но как правило IV не более 1,0-1,1, что связано с конструктивными сложностями работы вала, на котором находятся диски, перемешивающие расплав. Расплав после набора нужного молекулярного веса бустерным насосом с давлением более 200 бар подается на водный гранулятор, а гранулы после сушки подаются в силоса хранения.

Все процессы, начиная со стадии поликонденсации, а в случае совмещенного реактора этерификация-поликонденсация, то и со стадии этерификации проводятся под вакуумом. Вакуум создается эжектором, рабочей средой которого является 1,4-бутандиол.

Подогрев системы производится по схеме:

- емкость органического теплоносителя, например, Terminol
- печь нагрева теплоносителя

- насос подачи нагретого теплоносителя в змеевики и рубашки аппаратов на установке ПБТ

Теплоноситель, выполнивший свою функцию по теплопереносу, сливается в емкость.

Твердофазная поликонденсация (SSP), как это уже было сказано в Главе 1, используется для производства специальных, т.е дорогих и редких сортов ПБТ (IV более 1,25). Несмотря на то, что последние процессы, которые предлагают лицензиары, способны давать такую вязкость и без использования SSP, а сразу после дискового реактора, процессы SSP существуют, для обеспечения некоторых параметров, которые требуются потребителям. Процесс SSP устроен следующим образом:

- гранулы из силоса хранения пневмотранспортом направляются в предкристаллизатор и кристаллизатор, псевдооживление слоя гранул в которых производится горячим азотом (в схему может быть включен только один из них)

- из предкристаллизатора, кристаллизатора гранулы попадают в верхнюю часть SSP реактор, который представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, полностью заполненный псевдооживленным слоем гранул. Псевдооживление достигается горячим азотом, он же является и источником тепла для процесса. Практически, временем пребывания в реакторе можно увеличивать вязкость ПБТ до значительных величин, но как правило это ограничивается для специальной марка величины IV около 1,3-1,4-1,5.

- с нижней части реактора гранулы через дозатор, который и регулирует время пребывания гранул в реакторе, подаются на охлаждение и обеспыливание и далее пневмотранспортом в силоса хранения.

Нет смысла производить описание периодического процесса получения ПБТ, так как принцип работы по технологии процесса идентичный. При работе установки по периодической схеме для выпуска планируемых 40 тыс. тонн ПБТ потребуется не менее 10 реакторных блоков, но и количество марок ПБТ которые можно выпускать при периодическом процессе такой мощности, так же будет, как минимум 10, в то время как на процессе непрерывном возможен выпуск не более 2, очень редко трех марок ПБТ, конечно не считая разностей по вязкости.

3.5 Сводный материальный баланс комплекса.

В **Таблице 6** приведен сводный материальный баланс для комплекса в целом, для удобства работы с балансом, как это обычно и принято в процессах окисления, воздух, т.е его инерты (N₂, CO₂ и т.д.) не учитываются в балансе, принимается во внимание только кислород на реакцию. Из приведенного баланса хорошо видно, что, не смотря на большой расход бен-

зола на производство МА, по сравнению с расходом бутана, количество товарных продуктов при окислении бензола выше, чем при окислении бутана.

На сводной **Схеме 6**, показана все без исключения потоки, которые были зафиксированы в балансах для каждого процесса. Следует обратить внимание на расход воздуха, который при использовании в качестве сырья бутана в два раза выше чем при использовании бензола, конечно это скажется, как на расходах электроэнергии при работе компрессоров и воздуходувок, так и на операционных затратах блока каталитического окисления.

Таблица 6.

Сводный материальный баланс комплекса МА - БДО - ПБТ				
Сырьё	Бензол		Бутан	
	% масс	тонн/год	% масс	тонн/год
Кислород на реакцию МА				
Бензол на МА				
Бутан на МА				
Метанол на БДО				
Водород на БДО				
ТФК на ПБТ				
ВСЕГО				
Продукты переработки				
Хинолин, товарный	0.69%	1,160	0.00%	0
1,4- бутандиол, товарный	14.35%	24,135	12.54%	24,135
Тетрагидрофуран, товарный	2.10%	3,532	1.83%	3,532
Полибутилентерефталат, товарный	23.78%	40,000	20.78%	40,000
Итого	40.91%	68,827	35.15%	67,667
Побочные продукты				
Азеотроп. Бензол:вода (90:10)*				
Пыль полибутилентерефталата**				
Итого				
Эмиссии и стоки***				
Эмиссии				
Стоки				
Итого				
ВСЕГО				

* азеотроп, после блока осушки на комплексе нефтя-AR, возвращается в процесс производства МА, что снижает расходный коэффициент потребления бензол

** пыль, слитки полимера, некондиционные гранулы ПБТ продаются с ценой не менее 30% от цены товарного ПБТ

*** эмиссии и стоки взяты без учета общего количества воздуха, его влажности, запыленности и других параметров, иначе составление баланса процесса будет невозможно. Для целей экологии балансы с учетом воздуха в целом показаны для каждого процесса и на сводной поточной схеме **Приложение 6**.

4. Качество сырья и товарной продукции

Таблица 7

Бензол на производство МА		
	Единицы измерения	Значение
Содержание основного в-ва	% масс.	н/м 99.70
Плотность при 20°C	кг/м ³	878 - 880
Содержание примесей		
Н-гептана	% масс.	н/б 0.06
Толуола и метилциклогексана	% масс.	н/б 0.13
Метилциклопентана	% масс.	н/б 0.08
Сера	% масс	н/б 0.0001
Точка кристаллизации	°C	н/м +5.35
Окраска серной кислоты	Номер образцовой шкалы	н/б 0.1
Реакция водной вытяжки		нейтральная
н-Бутан на производство МА		
Содержание основного в-ва	% масс.	н/м 96.0
Содержание изо-бутана	% масс	н/б 4.0
Содержание пропана	% масс	н/б 0.3
Содержание пентана	% масс	н/б 1.5
Содержание олефинов	% масс	н/б 0.3
Содержание серы	ppm	н/б 5
Содержание хлоридов	ppm	н/б 1
Воздух на процесс МА		
Воздух атмосферный через воздухозаборники исключающие попадание дождя, снега, а также нефтепродуктов в любом физическом состоянии		
Метанол на производство 1,4- бутандиола		
Содержание основного в-ва	% масс.	н/м 99.0
Плотность, 20°C	кг/м ³	791 – 793
Давление паров	кПа	300
Содержание		
воды	% масс.	н/б 0.5
альдегидов, спиртов	% масс.	н/б 0.5
Водород на производство 1,4- бутандиола		
Содержание основного в-ва	% об	н/м 99.5
Соотношение углеводородов	% об	н/б 0.5
Содержание окиси углерода	ppm	н/б 1
Содержание СО+СО ₂	ppm	н/б 3
Содержание азота	% об	н/б 0.5
Содержание кислорода	ppm	н/б 10
Содержание серы	ppm	н/б 1
Терефталевая кислота на производства полибутилентерефталата		
Внешний вид		Белый порошок
Кислотное число	мг КОН/г	671 – 677
Содержание 4-бензальдегидкарбоксила	ppm	н/б 275
Содержание п-толуиловой кислоты	ppm	н/б 20

Цветность, коэффициент «b»	Ед	н/б 4
Зольность, н\б	ppm	н/б 8
Содержание железа, н\б	ppm	н/б 1.5
Потери при прокаливании	% масс	н/б 0.1
Гранулометрический состав, до 40 мкм	% масс	н/б 21
40-160 мкм	% масс	н/б 75
160-250 мкм	% масс	н/б 1
250-500 мкм	% масс	н/б 3
>500 мкм	% масс	н/б 0
Насыпная плотность	кг/м ³	1,12
Малеиновый ангидрид на производство БДО или товарный продукт		
Содержание основного в-ва	% масс	н/м 99.9
Точка кристаллизации	°С	н/м 52.3 обычно 52.6 – 52.7
Плотность расплава	кг/м ³	1,49
Насыпная плотность	кг/м ³	700 – 800
Цветность Pt – Со шкала	единиц	5 – 10
Цветность Pt – Со шкала при нагревании до 140°С в течении 2 часов	единиц	н/б 40
Кислотное число	Мг КОН/грамм	1140 – 1155
Малеиновая кислота	% масс	н/б 0.1
Содержание железа	ppm	н/б 2
Содержание золы	ppm	н/б 20
1,4- бутандиол на производство ПБТ или товарный продукт		
Содержание основного в-ва	% масс.	н/м 99.3
Плотность, 20°С	кг/м ³	1.02
Температура кристаллизации	°С	н/б +20
Цветность по АРНА	-	н/б 10
Содержание воды	% масс.	н/б 0.03
Полибутилентерефталат товарный (PBT resins)		
Вязкость (IV)	Дл/г	0.9 – 1.25
Равновесная влажность	%	0.3-0.5
Точка стеклования	°С	40 – 50
Точка плавления	°С	224 – 230
Плотность аморфного	г/см ³	1,286
Плотность кристаллического	г/см ³	1,390
Насыпная плотность	кг/м ³	700 – 900
Тетрагидрофуран товарный		
Содержание основного в-ва	% масс.	н/м 99.35
Плотность при 15°С	кг/м ³	886 - 889
Температура кипения	°С	66
Цветность по АРНА	-	н/б 10
Содержание воды	% масс.	н/б 0.03
Содержание пероксидов	% масс.	н/б 0.05
Хинолин товарный		
Содержание основного в-ва	% масс.	н/м 96.0
Плотность при 15°С	кг/м ³	1.080 – 1,095
Температура плавления	°С	Минус 15
Содержание воды	% масс.	н/б 0.2

Все качественные характеристики приведены в формате аналитического контроля предприятий, как входного, так и выходного. Не указываются специфические требования к продуктам, так, например, для ПБТ существует множество различных спецификаций в зависимости от дальнейшего использования, и фактически составляются под потребителя с указанием деформационно-прочностных характеристик.

Строительство установки ПБТ для выпуска базового полимера не составляет большой сложности, не высоки и капитальные затраты, что будет показано ниже, даже с учетом твердофазной поликонденсации, но производство компаундов из базового полимера, гораздо более эффективно, тем более, когда полимер собственного производства.

Разобраться в рынке компаундов, не просто и я не могу дать каких-либо рекомендаций по этому поводу, вероятно, вам будет полезен **//////////**.

Господин //////////.

5. Расходы энергоресурсов и количества стоков для каждой установки и комплекса в целом

Внимание! Таблицы 8, 9, 10 составлены по результатам расчетов на основное производство: малеиновый ангидрид, 1,4-бутандиол, полибутилентерефталат с учетом каталитического сжигания отходящих газов от всех производств. Потребление энергоресурсов на производство водорода вынесено в отдельную **Таблицу 11**, так как в ТЗ «ТауНефтехим» указана новая установка водорода.

В **Таблице 8** приведены основные расходные показатели энергоресурсов и количества стоков по каждой установке, которые указаны в поточной PFD схеме **Приложение 6**.

Энергоресурсы (азот, воздух технический, пар и т.д.) используемые периодически для ремонтов или иных одновременных операций не указаны.

Таблица 8

Расходы на 1 тонну продукции					
Энергоресурсы		МА из бензола	МА из Бутана	БДО	ПБТ
Электроэнергия	МВтч/т				
Свежая вода	м ³ /т				
Водород	т/т				
Оборотная вода	м ³ /т				
Обессоленная вода	м ³ /т				
Деминерализованная вода	м ³ /т				
Захоложенная вода +7°С	м ³ /т				
Пар, потребление 4 бар	т/т				

Пар, потребление 14 бар	т/т				
Пар, потребление 35 бар	т/т				
Природный газ	Нм ³ /т				
Азот на процесс	Нм ³ /т				
Азот хранение и транспорт	Нм ³ /т				
Воздух КИП	Нм ³ /т				
Пар, производство 35 бар	т/т				
Количество сточных вод	м ³ /т				

На основе **Таблицы 8**, произведен расчет годового потребления в **Таблице 9**.

Таблица 9.

Расходы на годовой объем выпуска по проектной мощности установок					
Энергоресурсы		МА из бензола	МА из Бутана	БДО	ПБТ
		50,000.00	50,000.00	45,000.00	40,000.00
Электроэнергия	МВтч				
Свежая вода	м ³				
Водород	т/т				
Оборотная вода	м ³				
Обессоленная вода	м ³				
Деминерализованная вода	м ³				
Захоложенная вода +7°С	м ³				
Пар, потребление 4 бар	т				
Пар, потребление 14 бар	т				
Пар, потребление 35 бар	т				
Природный газ	Нм ³				
Азот на процесс	Нм ³				
Азот хранение и транспорт	Нм ³				
Воздух КИП	Нм ³				
Пар, производство 35 бар	т				
Количество сточных вод	м ³				

В **Таблице 10** приведены расходы энергоресурсов по комплексу в целом исходя из годового графика работы 8000 часов, как и при расчете материальных балансов, а также на основе проектных мощностей установок:

- малеиновый ангидрид из бензола 50 т.т/год
- малеиновый ангидрид из бутана 50 т.т/год
- 1,4-бутандиол из малеинового ангидрида 45 т.т/год
- полибутилентерефталат 40 т.т/год

Таблица 10

Энергоресурсы. Общее потребление и производство.

Энергоресурсы		МА-БДО-ПБТ	
		из бензола	из бутана
Электроэнергия	МВч		
Электроэнергия	МВт		
Свежая вода	м ³		
Водород	т		
Оборотная вода	м ³		
Обессоленная вода	м ³		
Деминерализованная вода	м ³		
Захоложенная вода +7°C	м ³		
Пар, потребление 4 бар	т		
Пар, потребление 14 бар	т		
Пар, потребление 35 бар	т		
Природный газ	Нм ³		
Азот на процесс	Нм ³		
Азот хранение и транспорт	Нм ³		
Воздух КИП	Нм ³		
Пар, производство 35 бар	т		
Количество сточных вод	м ³		

Внимание! Количество пара, которое вырабатывается при производстве МА из бензола, практически сбалансировано с потреблением пара, а в случае производства МА из бутана производство пара на 100 тыс.т.год превосходит его потребление, это следует учитывать, как при расчете экономики, так и в случае реализации проекта при общем потреблении пара на площадке «////////////////////////////////////».

Не значительное потребление природного газа обусловлено тем, что, нагрев осуществляется паром высокого давления, потребление газа требуется только на каталитическое сжигание газообразных отходов перед выбросов в атмосферу через свечу.

6. Конфигурация ОЗХ для комплекса в целом

Общезаводское хозяйство. Конфигурация ОЗХ составляется с учетом новой установки водорода для обеспечения потребностей производства БДО в объеме 100%.

Установка парового риформинга метана для производства водорода – модульного типа для обеспечения процесса гидрирования установки БДО. Возможно производство водорода и на основе нефти, но в этом случае, конструкция реактора риформинга принципиально иная, поэтому «////////////////////////////////////» имея перспективу комплекса нефтяная – ароматика, вероятно произведет расчеты по актуализации сырья для выпуска водорода. Установка водорода вклю-

чает в себя: блок риформинга метана, блок конверсии CO в CO₂, блок очистки водорода с использованием МЭА или ДЭА, блок хранения водорода. Обслуживание установки водорода производится двумя операторами в смену, с постоянным нахождением установки.

Таблица 11.

Расходы энергоресурсов на производство водорода

Наименование ресурса		Расход на 1 т водорода	Расход на //////////////// т/год
Электроэнергия	МВтч/т	0.50	
Свежая вода	м ³ /т	37.46	
Оборотная вода	м ³ /т	973.88	
Деминерализованная вода	м ³ /т	13.11	
Пар, потребление 4 бар	т/т	8.46	
Газ Метан на сырье и топливо производства водорода, в соотношении 70/30	Нм ³ /т	4 950.3	
Воздух КИП	Нм ³ /т	110.00	
Пар, производство 35 бар	т/т	11.50	

Для выбора типовых устройств, относящихся к ОЗХ в **Таблице 12** приведено часовое потребление, составленное на основе данных **Таблиц 8, 9, 10**. Расходы на производство водорода не включаются, и предлагается пользоваться **Таблицей 12**, что бы было видно четкое разделение затрат на процесс и затрат на производство водорода.

Внимание! В случае реализации проекта МА-БДО-ПБТ, как в составе комплекса нафта – ароматика, так и без него производство водорода и азота гораздо эффективнее выносить на аутсорсинг, в этом случае, компании, которые будут являться поставщиками этих ресурсов возьмут на себя и затраты по строительству и обслуживанию этих объектов.

Таблица 12

Энергоресурсы, для получения которых возможно потребуются новые установки		Часовой расход		Характеристика установки
		МА-БДО-ПБТ		
		из бензола	из бутана	
Водород	т	0.73	0.73	
Оборотная вода	м ³	3,674.38	3,512.66	
Обессоленная вода, без учета возврата конденсата	м ³	58.38	84.49	
Деминерализованная вода, без учета возврата конденсата	м ³	0.38	6.63	
Захоложенная вода +7°С	м ³	30.00	30.00	
Азот на процесс	Нм ³	126.27	143.56	
Азот хранение и транспорт	Нм ³	7.50	7.50	
Воздух КИП	Нм ³	252.86	252.86	
Количество сточных вод	м ³	6.02	9.64	

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 оборудованием 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 производиться автоматически, установка не требует постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещения в течении 12 часовой смены.

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. Объемы ресиверов определяются правилами проектирования страны строительства. Компрессора должны иметь «спящий режим» для сокращения затрат электроэнергии. Все переключения по осушителям, молекулярным ситам должны производиться 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 посещения в течении 12 часовой смены.

Внимание! Расходы азота на транспорт и хранение могут быть сокращены практически на порядок, например, при поставках ТФК в биг-бэгах, а не в контейнерах, загрузка биг-бэгов будет организована в этом случае непосредственно в пастосмеситель. Учитывая малый объем производства покупка ТФК в биг-бэгах значительно снижает CAPEX, так как не требуется строительство силосов хранения, компрессоров азота для транспортировки, усиленной взрывозащиты. Аналогичная ситуация и с пневмотранспортом аморфного ПБТ, линии транспорта сокращаются до минимума или исключаются, силос после грануляторов одновременно является и силосом для отгрузки готовой продукции. Сокращение длины линий пневмотранспорта или их исключение, не только сокращают расходы азота, но улучшают качество гранул (отсутствует истирание), снижается количество пыли. Все эти решения утверждаются на стадии базового инжиниринга.

Установки обессоленной и деминерализованной воды – желательно располагать в одном здании, совмещая с хранением реагентов (каменной соли NaCl) для производства обессоленной воды. Установки должны поставляться в комплексе с насосами подачи обессоленной воды и деминерализованной воды, производство должно быть обеспечено автоматическими приборами аналитического контроля, как для контроля качества, так и для дозирования соли и свежей воды. При проектировании следует понимать, что, не смотря на очень малое потребление деминерализованной воды, ее выпуск должен быть очень надежен, так как ее отсутствие приведет к остановке подводных грануляторов на производстве ПБТ и браку продукции. Обессоленная вода расходуется на:

- подпитку контура захлажденной воды
- производство деминерализованной воды
- подпитку контура парового конденсата, для этого ее качество должно быть максимально приближено к требованиям на подпиточную воду производства пара, что гораздо дешевле, чем производить из обессоленной воды деминерализованную и ее использовать для контура пар-конденсат.

Установки производства обессоленной воды и деминерализованной воды не требуют постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещения в течении 12 часовой смены.

Установка захлажденной воды +7°C – работает исключительно на охлаждение вакуумных систем производства ПБТ, данный узел является чрезвычайно ответственным в технологии ПБТ, т.к. нарушение вакуума ведет к значительным или даже полным потерям качества по всем этапам технологической цепи. Именно поэтому, в работе установки захлажденной воды принята дублирующая холодильная машина, с мощностью аналогичной рабочей машине.

Расположение установки захлажденной воды в одном помещении с насосами градирен водооборотной воды, наиболее частое проектное решение, обессоленная вода, как правило находится в соседнем помещении. Персонала, который обслуживает водооборот, достаточно и для обслуживания машин для захлаживания.

Очистные сооружения – количество стоков комплекса настолько не значительно, а состав легко усваивается практически любыми микроорганизмами, используемыми для очистки стоков нефтехимии и нефтепереработки, именно поэтому нет необходимости в создании собственных очистных сооружений, так как комплекс планируется в пределах работающих производств «ТауНефтехим».

7. Объемы хранения сырья, готовой и побочной продукции

В **Таблице 13** приведены расчет объема хранения сырья и готовой продукции на основе сводного материального баланса **Таблица 6**.

Таблица 13

Расчеты объемов хранения для комплекса МА – БДО – ПБТ

Наименование	Плотность, кг/м ³	Выпуск тонн/сут	Срок хранения, сут	Объем хранения, м ³	Тип и количество единиц хранения, м ³
Сырье					
Бензол					
н-Бутан					
Метанол					
Терефталевая кислота					
Водород					
Продукция					
Малеиновый ангидрид					
1.4-бутандиол					
Тетрагидрофуран					
Хинолин					
Полибутилентерефталат, базовая смола PBT Resins					
Побочные продукты					
Азеотроп. Бензол:вода (90:10)					
Пыль полибутилентерефталата					

Время работы комплекса 8000 часов, как и было, принято в материальных балансах

* - насыпная плотность

** - плотность расплава

Хранение бензола – производится в вертикальных стальных резервуарах, тип резервуара уточняется на основании **СТО 0048-2005** «Резервуары вертикальные цилиндрические стальные для хранения жидких продуктов. Правила проектирования»

- а) РВС - резервуар вертикальный со стационарной крышей;
- б) РВСП - резервуар вертикальный со стационарной крышей и понтоном;
- в) РВСПК - резервуар вертикальный с плавающей крышей.

Резервуары должны быть обеспечены внешним электро – или паровым обогревом корпуса резервуара. Дыхание паров бензола в атмосферу исключается с помощью использования понтона или плавающей крыши.

Хранение бутана – производится в шаровых или горизонтальных резервуарах на основании ПБ 09-566-03 «Правила безопасности для складов сжиженных углеводородных газов и легковоспламеняющихся жидкостей под давлением»

Опыт показывает, что изготовление емкостей большого объема 500 – 1000 м³ для хранения сжиженных газов обходится значительно дешевле, чем строительство шаровых (сферических) резервуаров, даже с учетом доставки этих емкостей на значительные расстояния любым видом транспорта.

Внимание! Правилам хранения бензола и бутана уделено особое внимание со ссылками на нормативные документы, так как в прошлом отчете для «////////////////////»

Выпуск ароматических углеводородов и фракции C₅ для производства изопрена при:

- переработки нефти и нефти на Марийском НПЗ (или иных НПЗ имеющих первичную переработку от 1 млн. тонн)

- при переработке нефти на ОАО «////////////////////»

Возникали не понимания в отношении хранения бензола в резервуарах, а сжиженных газов в горизонтальных емкостях, предполагаю, что ссылки на нормативные документы исключают разногласия.

Хранение метанола – учитывая, что «////////////////////» уже имеет склады метанола для производства МТБЭ, логично, объемы, требуемые для производства 1,4-бутандиола разместить в том же периметре.

Хранение ТФК – принимая во внимание, что потребность в данном продукте очень небольшая рекомендуется:

- производить закупку кислоты в биг-бэгах весом по 1 тонне
- хранение осуществлять под навесом, возможно с ветрозащитными панелями для исключения попадания снега и дождя
- доставка биг-бэгов от места хранения к дозатору пастосмесителя производится электропогрузчиком

Логистика хранения и транспортировки ТФК к месту приготовления пасты будет изложена на этапе базового инжиниринга, в случае продолжения проекта, следует отметить, что даже при несколько более высокой цене ТФК в биг-бэгах, чем в 20 и 40 футовых балк-контейнерах, затраты окупаются, так как:

- пустые биг-бэги принимаются на утилизацию переработчиками полипропилена
- исключаются станции-опрокидыватели балк-контейнеров
- линии азотного пневмотранспорта
- азотные компрессора пневмотранспорта

- расходы азота на поддержание азотной подушки в силосах хранения ТФК и соответственно сами силоса из нержавеющей стали

К сожалению, при больших объемах выпуска ПБТ или ПЭТ, подобная схема становится не рациональна, хотя в Китае обеспечение ТФК из биг-бэгов осуществляется при мощностях до 100-150 тыс. т/год, что конечно же определяется дешевизной рабочих рук.

Хранение водорода – имеет очень небольшой запас, и является скорее аккумулятором, который исключает скачки давления в системе свежего и рециклового водорода.

Хранение малеинового ангидрида – не предусматривается, как товарный продукт согласно ТЗ, но из опыта эксплуатации аналогичных производства рекомендуем предусмотреть промежуточное хранение МА с запасом 1-3 суток. Емкости хранения должны быть оборудованы усиленным наружным электро – или паровым обогревом, учитывая температуру плавления МА равную + 50°C, а также хранение производится под азотом. Организация хранения МА в виде расплава, как промежуточного склада, для производства БДО, объясняется, тем, что при сбоях в работе производства БДО или снижения мощности, не возникнет необходимости оборудовать производство МА грануляторами, складами хранения чешуированного МА, а затем необходимостью плавления перед подачей на производство БДО.

Хранение 1,4-бутандиола – производится в резервуарах, которые должны быть обеспечены внешним электро – или паровым обогревом корпуса резервуара, хранение производится под азотом. В Приложении 7 показана схема организации хранения и отгрузки БДО, как в бочки, так и в транспортные средства, а также подача БДО со склада на установку ПБТ.

Внимание! Промежуточное хранение МА и подача в процесс организуется по аналогичной схеме. Следует понимать, что все трубопроводы также должны иметь электро – или паровой обогрев. Рекомендуем использовать именно электрообогрев, что конечно же дороже при монтаже, чем пароспутники, но в последующей эксплуатации эти затраты многократно окупаются, как за счет сокращения расхода пара, так и за счет сокращения затрат на ремонты пароспутников и восстановление изоляции.

Хранение тетрагидрофурана, хинолина – производится по нормам и правилам мелкооптовых складов химической продукции, так как объемы хранения и отгрузки не значительны, данные склады проектируются по существующим нормам РФ.

Хранение ПБТ (PBT Resins) – производится в силосах хранения выполненных из нержавеющей стали или алюминиевых сплавов. Хранение аморфного ПЭТ производится в силосе под азотом, кристаллический ПБТ, т.е прошедший стадию твердофазной поликонденсации, может храниться в силосе имеющем дыхание в атмосферу с защитой от прямого попадания дождя или снега. Обогрев силосов не требуется. После отгрузки в биг-бэги и аморфный и кри-

сталлический ПБТ может храниться на холодных складах до четырех ярусов. Правила хранения компаундов на основе ПБТ регламентируются в технических условиях на каждый сорт компаунда, но как правило, жесткость требований не превышает требований к аморфному ПБТ. Сигнализаторы взрывоопасных концентраций, в отличие от складов ТФК, на складах ПБТ не требуются.

8. Площади застройки по каждой установке и комплексу в целом

Таблица 14 составлена на основании данных приведенных в Таблицах 10 - 13

Таблица 14.

Площадь застройки по каждой установке и комплексу в целом			
Наименование установок	Мощность тыс.т/год	Длина x Ширина (метры)	Площадь застройки, м2
Малеиновый ангидрид (из бутана)	50,000		
в границах установки		Полуоткрытая 150 x 100	15,000
с учетом дополнений, но без ОЗХ		200 x 100	20,000
Малеиновый ангидрид (из бензола)	50,000		
в границах установки		Открытая 100 x 100	10,000
с учетом дополнений, но без ОЗХ		150 x 100	15,000
1,4 - Бутандиол	45,000		
в границах установки		Открытая 120 x 24	2,880
с учетом дополнений, но без ОЗХ		150 x 30	4,500
Полибутилентерефталат	40,000		
в границах установки		Здание 40 x 40	1,600
с учетом силосов товарного ПБТ, но без ОЗХ		80 x 50	4,000
Производство водорода			
в границах установки		Открытая 24 x 24	576
с учетом буллитов хранения и факела, но без ОЗХ*		50 x 50	2,500
ИТОГО основные установки			46,000
Вода обессоленная, без учета существующих		24 x 24 здание 36 x 6 градирни	792
Градирни и насосная охлаждающей воды, без учета существующих			

Вода деминерализованная, без учета возврата конденсата			
Вода захламоженная			
Паровая котельная, 35 бар		В составе МА 24 x 24	576
Производство воздуха КИП тыс. м3, без учета существующих		Здание 18 x 12	216
Производство азота, тыс. м3, без учета существующих			
Биологические очистные сооружения, без учета существующих		12 x 12	144
Резервуары, емкости сырья и готовой продукции, без учета промежуточных продуктов, м3**		100 x 100 с учетом всех эстакад слива и налива, авторамп и т.д.	10,000
Товарный парк бутана, без учета существующих, м3**			
Площадка с навесом для хранения ТФК, м3		20 x 20	400
Склад для хранения ПБТ, м3 и фасовка биг-бэгов		25 x 25	625
Факельная установка, без учета существующей****		50 x 50	2,500
ИТОГО ОЗХ			15,253
ВСЕГО. Установки и ОЗХ			61,253

* действующие правила запрещают сброс водорода на общий факел, поэтому установка производства водорода имеет свой факел в границах установки

**площадь складского хозяйства для комплекса МА – БДО – ПБТ, завышена, так как на «////////////////////» безусловно, имеются отгрузочные и приемные ramпы, но эту площадь не следует сокращать до этапа базового инжиниринга, так как она может служить запасом для размещения и всех промежуточных резервуаров и емкостей хранения

***площади застройки принимаются исходя их максимальных расходов по **Таблице 10**

****факельная установка потребуется только в случае производства МА из бутана, в случае использования бензола, как сырья, в установке факела нет необходимости

Установки МА и БДО, как правило, являются установками открытого типа «этажерки», высота которых не превышает 12-18 метров. Компрессорные подачи воздуха на окисления находятся в закрытых помещениях, а компрессорные водорода, наоборот максимально открыты.

Установка ПБТ, выполняется закрытого типа – бетонная «этажерка», закрытая сэндвич-панелями. В процессе работы оборудования выделяется достаточное количество тепла, поэтому отопление здания не предусматривается, а на летний период времени предусматривается интенсивная вентиляция с кондиционированием, хладагентом является захлажденная вода +7°C. Операторная находится в основном производственном здании. Часть полимеризации должна быть отделена от части твердофазной поликонденсации, если эта стадия будет предусмотрена для получения некоторых марок компаундов. Силоса аморфного ПБТ находятся непосредственно в здании, так как гранулы поступают в них сразу же после центрифуги от гранулятора, поэтому содержание влаги в этих гранулах бывает достаточным для смерзания в зимнее время.

Установка водорода, установка открытого типа, бетонная или стальная «этажерка» высотой не более 12 метров. Собственный факел находится не далее 50 метров от установки, а иногда и в границах установки, так как сбросы на него кратковременны и не значительны. Буллиты хранения водорода можно располагать, как в границах установки, так и на удалении от нее, приближая их к потребителю.

Производство захлажденной, деминерализованной, обессоленной воды, а также насосы водооборота желательно располагать в одном здании, а градирни не далее 10-15 метров от насосов за стеной здания. Капитальные затраты в **Таблице 15** посчитаны именно на эту компоновку. Здание представляет собой бетонный каркас со стенами из сэндвич-панелей.

Производство воздуха технического, воздуха КиП, азота среднего давления желательно располагать в одном здании, причем компримирование воздуха и его осушка до минус 40 (требования к воздуху КиП) производятся в одной половине здания, а получение азота на молекулярных ситах в другой половине, которая оборудована сигнализаторами кислорода и отделена от первой половине плотно закрывающимися дверями. Особое внимание уделяется крыше здания, она должна быть выполнена из не горючих материалов, так как содержание кислорода в газовой смеси после молекулярных сит превышает 50%.

Склады ТФК и ПБТ достаточно детально были описаны в **Главе 7**.

Паровая котельная по утилизации тепла окисления бензола или бутана до МА, как правило, детально описывается в базовом проекте поставщика технологии МА.

9. Капитальные затраты по строительству основных установок на базе нового оборудования и оборудования вторичного рынка, а также ОЗХ

В **Таблице 15**, показаны затраты на строительство для нового оборудования и оборудования вторичного рынка. Для нового строительства затраты включают в себя:

- лицензии, базовый инжиниринг, стоимость оборудования основных установок
- строительство в Российской Федерации, как основных установок, так и ОЗХ включая стоимость оборудования ОЗХ

Генеральное проектирование не включено в стоимость строительства, так как планируется строительства комплекса в целом, а не отдельных установок, что позволит, с нашей точки зрения, достичь существенного снижения затрат на проектирование, не теряя его качество.

Внимание! Заказчику следует подобрать инжиниринговую компанию, которая сможет выполнить базовый инжиниринг для всего комплекса на основании трех отдельных базовых проектов, это позволит достичь существенной экономии на Генеральном проектировании и строительстве. Капитальные затраты в **Таблице 15** выполнены на основе сводного базового проекта, например, все ОЗХ выполнено, как единое для всего комплекса.

Для строительства на базе оборудования вторичного рынка – МА на основе бензола и водорода, затраты включают в себя:

- демонтаж и упаковка в стране покупки
- транспортировка в страну строительства
- адаптацию документации к требованиям РФ или выпуск новой документации
- получение разрешений Госгортехнадзора РФ на основе новых паспортов на оборудовании

Далее все пункты, за исключением лицензии, так как она не требуется для оборудования вторичного рынка, совпадают с затратами строительства на основе нового оборудования. Роль сводного базового проекта в случае строительства с использованием оборудования вторичного рынка не менее актуальна, чем при строительстве на основе нового оборудования.

Таблица 15.

Оценка капитальных затрат (млн. евро) на строительство установок основного производства с общим ОЗХ				
Наименование	Мощность тонн/год	Новая из бензола	Новая из бутана	Вторичного рынка из бензола
Малеиновый ангидрид	50,000			
1,4 - Бутандиол	45,000			
Полибутилентерефталат	40,000			
Производство водорода	6,000			
ИТОГО основные установки				
Вода обессоленная, без учета существующих				
Градирни и насосная охлаждающей воды, без				

учета существующих				
Вода деминерализованная, без учета возврата конденсата				
Вода захламоженная				
Паровая котельная, 35 бар				
Производство воздуха КиП Тыс. м3, без учета существующих				
Производство азота, Тыс. м3, без учета существующих				
Биологические очистные сооружения, без учета существующих				
Резервуары, емкости сырья и готовой продукции, без учета промежуточных продуктов, м3				
Товарный парк бутана, без учета существующих, м3				
Площадка с навесом для хранения ТФК, м3				
Склад для хранения ПБТ, м3 и фасовки биг-бэгов				
Силоса для хранения аморфного и кристаллического ПБТ, м3				
Электроподстанции, без учета существующих, мВт				
Факельная установка, без учета существующей				
ИТОГО ОЗХ				
ВСЕГО. Установки и ОЗХ				

Стоимость строительства новой установки водорода включает в себя комплектное собственное ОЗХ, а также короткоцикловую адсорбцию.

Разница в цене строительства МА на основе нового оборудования из бензола и из бутана объясняется тем, что металлоемкость оборудования, работающего на бутане выше, чем работающего на бензоле, например, из-за толщины стенок аппаратов, диаметров трубопроводов, что обусловлено разницей в давлениях насыщенных паров. Более высокую стоимость имеют компрессора подающие воздух при использовании в качестве сырья бутана, так как по-

требность в воздухе выше почти в два раза, соответственно, мощности компрессоров различаются. При работе на бензоле на площадке не требуется факел, все это и дает разницу в цене, которая и зафиксирована в **Таблице15**.

В отношении стоимости строительства МА на основе оборудования вторичного рынка, мы имеем несколько предложений по продаже установок производства МА из бензола, цена варьировала от 3 до 8 млн. евро за все что находится в границах площадки установки. Стоимость демонтажа или входила в цену продажи или не превышала 0,5 млн. евро, а транспортировка после тщательного анализа 1-2 млн. евро. Экспертиза оборудования и составление новых паспортов для оборудования на русском языке оценивается 1,5-2,5 тыс. евро за единицу оборудования. Экспертиза проводится до демонтажа оборудования только экспертами, которые аккредитованы в Госгортехнадзоре РФ. Стоимость монтажа оборудования вторичного рынка оценивается, как 70-80% от монтажа нового. Это объясняется тем, что в дополнение к оборудованию забираются все прямолинейные участки трубопроводов, а иногда и вместе с отводами, приборы КиП, электрооборудование, динамическое оборудование, трансформаторные подстанции, иногда и кабельная продукция, все это в дальнейшем используется, если не на основной установке, то на менее ответственных участках. Наличие проектной документации, отсутствие необходимости в покупке лицензии все это снижает цену, как минимум вдвое.

Следует отметить, что на вторичном рынке имеются и установки по производству водорода, мы имеем в своей практике приобретение установки водорода на 4500 тонн в год, за 0,9 млн. евро, демонтаж и перевозка обошлись еще в 0,3 млн. евро. Монтаж на новой площадке, приобретение системы DCS, компрессора высокого давления для закачивания водорода в буллиты хранения, некоторые позиции полевого КиП, все это обошлось еще в 6 млн. евро, покупка и строительство производились в Восточной Европе.

Мы не ставили своей целью поиск установок вторичного рынка 1,4 – бутандиола, но знаем, что такие продажи существуют, что конечно, в значительной мере удешевило бы проект.

В Приложении 8 приведен перечень адресов компаний, которые занимаются продажей установок вторичного рынка, а также отдельного оборудования.

Приобретение на вторичном рынке установки ПБТ, с нашей точки зрения не имеет смысла, так как в этом случае важна не столько лицензия на процесс, как гарантии качества от лицензиара, что не маловажно особенно при выпуске различных компаундов. Стоимость строительства установки ПБТ показана с SSP.

10. Снижение капитальных затрат при использовании установок вторичного рынка, а также иные способы снижения стоимости строительства

В отчете, который выполнялся для вас ранее «Выпуск ароматических углеводородов и фракции С5 для производства изопрена при:

- переработки нефти и нефти на Марийском НПЗ (или иных НПЗ имеющих первичную переработку от 1 млн. тонн)

- при переработке нефти на **ОАО «//////////»**

В **Главах 7 и 16** достаточно подробно было показано, как технически осуществляется процесс приобретения оборудования вторичного рынка, а насколько это экономически целесообразно, Вы увидели в предыдущей главе.

Тем не менее, существует еще несколько методов, которые позволяют кардинально снижать цену строительства и производить экономию средств инвестора и в случае строительства на базе нового оборудования.

После того, как Заказчик выбрал направление развития, определил конфигурацию комплекса, получил технико-коммерческие предложения от лицензиаров процесса (процессов) появляется проблема, как организовать реализацию инвестиционных замыслов в реально построенные объекты.

В практике строительства промышленных объектов существует несколько возможных сценариев:

1. Заказчик ничего не делает. Функции Заказчика в этом случае ограничиваются заключением договоров на управление строительством с одной единственной компанией, которая заключает договора на: генеральное проектирование и строительство, организует закупку оборудования (которое не вошло в поставку лицензиара), обеспечивает проведение шеф – монтажа и шеф – пуска, обучение эксплуатационного персонала Заказчика, пуск предприятия и передачу его Заказчику. Приведенный пример является самым дорогостоящим в строительстве.

2. Заказчик делает проектирование. Функции Заказчика в этом случае более определенная и значимая, и заключается в том, что все контракты на проектирование заключены на Заказчика, что имеет смысл, так как именно рациональность проектирования определяет цену строительства.

3. Заказчик делает проектирование и все закупки. Функции Заказчика, в этом случае, заключаются не только в управлении проектированием, но и в управлении закупками оборудования и материалов, которые не вошли в поставку лицензиара.

4. Заказчик управляет всем, а именно и проектированием, и строительством, и закупками. Приведенный пример является самым дешевым в строительстве. Профессиональный Заказчик в области строительства необходимых ему объектов, не только лучше многих инженеринговых компаний и подрядчиков разбирается в технологическом или производственном процессе, он может адекватно оценить затраты на строительство, ввод в эксплуатацию и вывод из неё на основе собственных компетенций и опыта.

Внимание! Если принять за 100% CAPEX по сценарию 2, то по сценарию 1 CAPEX составит не менее 130%, по сценарию 3 не более 85%, а по сценарию 4 не более 50%.

Приоритеты для достижения успеха, как ни странно, выглядят следующим образом: юридическая поддержка, инженерная поддержка и далеко позади коммерческая поддержка.

Юридически грамотно составленные контракты с: лицензиарами, инженеринговыми компаниями, проектировщиками и строителями позволяют при появлении спорных моментов или даже критических неудач, вернуть большую часть денег Заказчика. К сожалению, при отсутствии опыта контрактной работы, Заказчик может потерять все или почти все.

Инженерный опыт Заказчика необходим в первую очередь, для того, что кто-то должен видеть Завод в целом, до начала его строительства. Именно это видение позволяет увязывать между собой различные части проекта, выбирать оптимальные варианты конфигураций в особенности, если это происходит на стыке различных проектов, как по форме, так и по содержанию. И что не маловажно – Инженер Заказчика преследует интересы Заказчика, в отличие от Инженеров – проектировщиков, Инженеров – строителей ит.

Коммерческий опыт Заказчика в период строительства не имеет большого значения, так как закупки оборудования и материалов производится по спецификациям и фактически это организация поиска добросовестных поставщиков и тендеров.

При заключении контракта на Генеральный подряд одним из лучших вариантов, признанных практикой является контракт по FIDIC. Условия контракта на проектирование, строительство и сдачу объектов «Под ключ» были в своё время разработаны Международной федерацией инженеров-консультантов FIDIC («Conditions of Contract for Design-Build and Turnkey» («Orange Book» - «Оранжевая книга»)) и рекомендуются для всеобщего применения. Специализированная организация специально под вас составляет контракт, собранный из регламентированных положений «Оранжевой книги», не рекомендуется выполнять эту работу самостоятельно, как правило, попытки заканчиваются значительными потерями времени.

Цена контракта на Генеральный подряд может быть фиксированной или по компенсации затрат, не думаю, что в РФ найдется генеральный подрядчик, который возьмется за этот про-

ект по фиксированной цене, поэтому Заказчик при работе по контракту с компенсацией затрат выбирает работу по:

- открытой (белой) книге – подрядчик предоставляет документы от своих субподрядчиков

- закрытой (черной) книге – подрядчик не предоставляет документы от субподрядчиков

Услуги Генерального подряда при работе по этим книгам оплачиваются различно. При открытой книге от 15% стоимости всех выполненных работ, при закрытой книге от 7%.

Услуги Генерального подряда по закупкам оборудования, которое не вошло в поставку Лицензиара, оговаривается отдельными условиями и процентами, но Заказчик, как это и было описано выше, может взять все закупки оборудования и материалов на себя, конечно же, и связанные с этим риски.

11. Расчет стоимости процессинга по установкам малеинового ангидрида, бутандиола, полибутилентерефталата и себестоимости водорода.

Таблица 16 составлена на основании данных по расходу энергоресурсов в Таблицах 8-11, а также на основании данных по стоимости энергоресурсов, переданных «**////////////////**» (выделены желтым цветом), стоимость иных энергоресурсов рассчитана на базе стандартных расходных показателей для процессов ОЗХ.

Курс евро к рублю принят в расчетах по **////////////////**

Таблица 16

Расходы на процессинг при производстве МА, БДО, ПБТ и себестоимость водорода

	Наименование установки				
	Водород	МА из бензола	МА из бутана	БДО	ПБТ
Проектная мощность					
Мощность по балансу					
Часы работы в год					
Численность персонала для обслуживания установки					
Всего расходы в евро на 1 т основного продукта, МА, БДО, ПБТ, водорода					
Зарплата персонала					
Ремонты					
Катализаторы и добавки					
Теплоносители для снятия и переноса тепла (расплавы солей, Терминол)					

Бензол на экстракцию и осушку МА					
MDEA на осушку и очистку водорода					
ДБФ на экстракцию и осушку МА					
Потери ТФК при разгрузке биг-бэгов					
Биг-Бэги для ПБТ					
Палеты для ПБТ					
Утилизация биг-бэгов ТФК					
Бочки для Хинолина					
Природный газ, как топливо					
Природный газ как сырье на водород					
Пар, 4 бар					
Пар, 14 бар					
Пар, 35 бар					
Оборотная вода					
Захоложенная вода +7°C					
Воздух КИП					
Свежая вода					
Деминерализованная вода					
Обессоленная вода					
Азот на процесс					
Электроэнергия					
Переработка сточных вод					
Итого					

Пар 35 бар. При экспорте пара за границу установке (-), при потреблении пара (+), таким образом комплекс является избыточным по пару, что значительно снижает стоимость процессинга, но как указывалось ранее, Заказчику следует предусмотреть возможности утилизации водяного пара.

Для понимания стоимости процессинга МА, БДО, ПБТ **оценка ////////////////** евро на тонну.

12. Оценка экономической эффективности и срока окупаемости комплекса

В Таблицах 17 и 18 приведен расчет окупаемости проекта, в случае бензола и бутана, как сырьевых компонентов без учета логистики, до процентов, налогов и амортизации. Цены на сырье и продукцию взяты как цены FOB средние по Китаю, Европе и США, при необходимости вам могут быть предоставлены оригиналы документов.

Предлагаемые расчеты являются основой, в которой собраны цены на сырье и продукцию, затраты на процессинг, затраты на строительство объектов «//////////» используя эти фактические данные, всегда сможет произвести экономические расчеты в удобном для него формате.

Внимание! В настоящий момент, срок окупаемости при работе на бензоле 5 лет, при работе на бутане 3,5 года, мы предполагаем, что эти цифры мало изменятся, так как в CAPEX включены строительство нового ОЗХ, как и указывалось в ТЗ по факту, этого не потребуется, что в конечном итоге компенсируется с иными затратами, такие, как проценты на кредит и т.д.

Выводы по комплексу МА-БДО-ПБТ. Синергия с комплексом по ароматическому риформингу нефти с получением ароматики и сырья для производства СКИ

Комплекс производств по выпуску малеинового ангидрида из бензола или бутана с последующей переработкой его в 1,4-бутандиол без выпуска товарного МА широко распространенная технологическая конфигурация и структурируется в единый бизнес. Для увеличения доходности бизнеса совместно с 1,4-бутандиолом выпускается и тетрагидрофуран, рынок которого, еще более емкий, чем бутандиола. Опасения об опасности ТГФ оправданы, именно поэтому более предпочтителен выпуск олигомеров тетрагидрофурана, которые не только являются неотъемлемой частью, как для компаундов ПБТ, так и для полиуретановых систем, но и более безопасные в обращении. Строительство МА и БДО, не вызывает особых затруднений, следующим этапом проекта является написание писем к лицензиарам технологий, которые указаны в **Таблице 1**.

Внимание! Для получения более объективного предложения лицензиарам не следует знать о комплексе в целом, так предложение от лицензиара – это стандартный пакет документов по цене:

- лицензии
- базового инжиниринга
- оборудования, которое является ноу-хау лицензиара
- иные опции, которые лицензиар сам включит в предложение

Производство полибутилентерефталата, традиционно структурируется в отдельную бизнес-единицу, хотя известны несколько производств, например, на Тайване (пропилен – аллиловый спирт – 1,4 бутандиол – первая ветвь тетрагидрофуран, вторая ветвь полибутилен-

терефталат). Для увеличения доходности бизнеса часть смолы перерабатывается в компаунды, состав которых выбирается на основе требований рынка.

Принимая во внимание значительный опыт ██████████ в области периодических процессов, что является очень ценным в практике технологий, я бы рекомендовал ██████████ обратить внимание на возможность выпуска эксклюзивных марок базовой смолы ПБТ в количествах 1-5 тыс. тонн в год нескольких марок, цена таких продуктов значительно выше стандартной смолы ПБТ, которая выпускается на больших установках.

Строительство ПБТ, не вызывает особых затруднений, как постоянном, так и периодическом процессе. Строительство установки мощностью 40 тыс. тонн в год занимает не более 12-18 месяцев с подписания контракта, «бач-процессы», т.е. периодические, реализуются быстрее. Следующим этапом проекта является написание писем к лицензиарам технологий, которые указаны в Таблице 1, мое мнение, что можно и нужно ограничиться только компанией Lurgi, так как он является родоначальником этого процесса, а кроме того имеет бесценный технологический опыт в лицензировании и строительстве полиэфиров после того, как приобрела компанию Zimmer.

Внимание! Для получения более объективного предложения лицензиарам не следует знать о комплексе в целом, так предложение от лицензиара – это стандартный пакет документов по цене:

- лицензии
- базового инжиниринга
- оборудования, которое является ноу-хау лицензиара
- иные опции, которые лицензиар сам включит в предложение

Рекомендуется в письме указывать, что необходима, как технология постоянного действия, так и периодического.

Сообщаю, что если вам потребуются мои услуги по составлению ТЗ и запросов на технико-коммерческие предложения, участие в изучение технико-коммерческих предложений с консультациями по цене предложения, состава входящих опций и так далее, я готов участвовать в этом процессе в качестве Инженера-Эксперта от ██████████, мы довольно часто практикуем такую форму работы, согласно отдельной форме договора.

Внимание! Техничко-коммерческие предложения предоставляются Лицензиарами бесплатно, не повторяйте ошибку, которая свойственна компаниям РФ – платить за все и даже за предложение. Несколько недель назад мы завершили сбор предложений от лицензиаров для проекта GTL-MTG для российского заказчика и при этом не заплатили не одного цента.

Что касается синергии комплексов Нафта-Ароматика и МА-БДО-ПБТ, она более чем очевидна не только технологически, но и существенно снижает CAPEX, а именно:

- установка водорода для производства БДО не потребуется, так как количество водорода с риформинга полностью закрывает эту потребность. Экономия ████████ млн. евро.

- паровая котельная на производство Нафта-Ароматика не потребуется, так как экспорт пара с комплекса МА-БДО-ПБТ полностью закрывает эту потребность Экономия █████ млн. евро на котельную и █████ млн. евро на деминерализованную воду, что составляет ████████ млн. евро.

- факельная установка для МА-БДО-ПБТ не потребуется, так как она учтена на комплексе Нафта-Ароматика. Экономия █████ млн. евро

Таким образом, даже беглый анализ показывает экономию близкую к █████ млн. евро, более того совместная реализация ОЗХ даст не менее 20% экономии от суммарной стоимости ОЗХ для двух комплексов.

Выбор сырьевого ресурса, бензол или бутан, с моей точки зрения, должен быть оценен не столько с точки зрения экономики, т.к. как в вашем случае это все с нивелируется, а исключительно со стороны экологических и технологических аспектов, возможно это следует обсудить на совместной скайп-конференции.

