

«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»

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

MASTER

Discipline PROCESS: Diesel dewaxing, carbamide dewaxing, hydrogen-free zeolite dewaxing, paraffin extraction

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv

Sign.

Date: 20.12.2014 Rev.1 **Date:** 30.03.2019 Rev.2

Обновлено 02.06.2024



Выделение парафинов при карбамидной депарафинизации дизельной фракции. Анализ технологических вариантов для получения зимних и арктических топлив.



*Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
<https://makston-engineering.ru/>*

Содержание.

1. Введение
2. Лицензионный и инжиниринговый опыт. Референции промышленных установок
3. Описание основных типов процесса карбамидной депарафинизации. Блок-схемы (BFD) и поточные схемы (PFD)
4. Требования к качеству сырья, реагентов. Качество товарной продукции
5. Расходы энергоресурсов и реагентов для основных типов процессов
6. Конфигурация ОЗХ для установок карбамидной депарафинизации
7. Объемы хранения сырья, реагентов, готовой продукции
8. Площади застройки для установки карбамидной депарафинизации и ОЗХ
9. Капитальные затраты по типам установок карбамидной депарафинизации
10. Капитальные затраты на ОЗХ и парки хранения
11. Расчет стоимости процессинга основных типов процесса карбамидной депарафинизации
12. Оценка экономической эффективности основных типов процесса карбамидной депарафинизации
13. Выводы и обоснования выбора рекомендуемого процесса карбамидной депарафинизации
14. Планируемый материальный баланс

Приложения

Приложение 1. Техническое задание

Приложение 2. Анализ качества сырья

Приложение 3. Экономика процессов

Приложение 4. **Процесс Институт нефтехимии АН АзССР.** Депарафинизация спиртоводным раствором карбамида с отстаиванием по разделу фаз

Приложение 5. **Процесс ГипроГрознефть, ГрозНИИ.** Депарафинизация кристаллическим карбамидом с разделением центрифугированием

Приложение 6. **Процесс „Эделяну”, ФРГ.** Депарафинизация водным раствором карбамида с грануляцией комплекса в CH_2Cl_2 и фильтрованием

Приложение 7. **Процесс Шелл, Торнтон, Великобритания.** Депарафинизация раствором карбамида с растворителем МИБК и фильтрованием

По депарафинизации дизельной фракции с целью получения дизельных и арктических топлив выполнены работы:

Исходные данные пилотного процесса «Депарафинизация дизельной фракции на цеолитном катализаторе КН-30» для базового проектирования промышленной установки <https://makston-engineering.ru/kontseptualnyy-proyekt-6-new>

Депарафинизация дизельной фракции на цеолитном катализаторе. Базовый проект, вариант 3 (сокращённый). Технологические решения, расчет оборудования <https://makston-engineering.ru/bazovyy-proyekt-no39-new>

Концептуальный анализ. Переработка высокопарафинистых нефтей с получением тяжелых парафинов, арктического дизельного топлива и специальных коксов <https://makston-engineering.ru/kontseptualnyy-proyekt-83new>

1. Введение

Для улучшения низкотемпературных свойств дизельного топлива в промышленных технологиях используются следующие методы:

1.1 Физические.

1.1.1 Снижение конца кипения дизельной фракции, но это приводит к уменьшению количества дизельного топлива

1.1.2 Смешивание дизельного топлива с керосиновой фракцией, но это приводит к снижению выхода керосина и малоэффективно для снижения температуры помутнения, что объясняется слабой растворимостью высокоплавких n-парафинов. Например, при добавлении к летнему дизельному топливу с температурой помутнения минус 5 °С даже 80 % реактивного топлива ТС-1 температура помутнения снижается лишь до минус 21 °С, а предельная температура фильтруемости до минус 25 °С.

1.1.3 Смешиванием дизельных фракций с различным концом кипения, например, 180-(300-310)°С и 180-(335-345)°С в соотношениях:

- 40-60:60-40 для получения топлива 1-го класса (с температурой помутнения не выше минус 16 °С)

- 80-85:20-15 для получения топлива 2-го класса (с предельной температурой фильтруемости минус 32°С)

1.1.4 Добавление депрессорно-диспергирующих присадок, например, 0,1% Dodiflow 4777 фирмы Clariant к базовому зимнему топливу ДЗп-25 с температурами помутнения, фильтруемости и застывания минус 17, минус 18 и минус 25 °С приводит к тому, что эти

свойства снижаются до минус 20, минус 21 и минус 37 °С, что достаточно малоэффективно для снижения температуры помутнения и фильтруемости.

1.2 Химические.

1.2.1 Депарафинизация фракции 240-360°С избирательными растворителями с выделением парафинов C₁₄ (C₁₈) с температурами плавления 24-27°С. В качестве растворителя используется смесь ацетона (50-60% об) с бензолом и толуолом, кратность растворения сырья растворителем 1:4.

Депарафинизированная дизельная фракция имеет следующие характеристики (в скобках показатели для сырья):

- плотность, г/см³ 0,826 (0,815)
- температура застывания, °С минус 14 (0)
- вязкость, при 50°С, сСт 2,8 (2,75)
- содержание углеводородов, образующих комплекс с карбамидом, % масс 8 (27).

Получаемый парафин после кислотно–щелочной очистки имеет товарные характеристики, **т.е технология была ориентирована на товарный продукт – парафин, а дизельная фракция, в этом случае, выступала, как полуфабрикат.**

Использование этой технологии на небольших НПЗ с первичными процессами невозможно по экономическим показателям, так как фильтрация раствора производится при температурах минус 20-25°С, что совершенно не реально, как известно, холод по своей стоимости находится на втором месте после цены производства водорода.

1.2.2 Адсорбция на молекулярных ситах фракции 170-320°С с выделением парафинов C₈-C₂₀, но в основном C₁₀-C₁₈. Депарафинированная фракция является отличным компонентом дизельного топлива. Но, и этот процесс не применим на небольших НПЗ с первичными процессами, так как сырье перед адсорбцией должно проходить тщательную гидроочистку, т.е. завод должен иметь источник водорода.

1.2.3 Карбамидная депарафинизация фракции 180-365°С, выделяя с выделением парафинов C₁₀-C₃₀, но в основном C₁₃-C₂₅.

Процессы карбамидной и цеолитной депарафинизации позволяют получать дизельные топлива с удовлетворительными низкотемпературными свойствами, но их выход снижается на 20-30 %, а цетановое число до 40-42.

Детализация по карбамидной депарафинизации, **п. 1.4.**

1.3 Каталитические.

1.3.1 Каталитическая гидродепарафинизация совмещенная с глубокой гидроочисткой и удалением серы и азота включает в себя реакции: селективного гидрокрекинга и

гидроизомеризации n-парафинов, при этом молекулы парафинов каталитически разрываются и изомеризуются до изопарафинов, гидрирования ароматических углеводородов до нафтенов, насыщение непредельных углеводородов (при их наличии).

1.3.2 Каталитическая изодепарафинизация на цеолитных катализаторах, содержащих металлы платиновой группы Pd, Ir, Ru. Сырье не должно содержать серы, процесс ведется в присутствии водородсодержащего газа (ВСГ)

1.3.3 Каталитическая депарафинизация (КД) на цеолитных катализаторах не содержащих платиноидов. Наличие серы в сырье не является препятствием в работе на катализаторах, не содержащих металлы платиновой группы. Процесс реализован, как в присутствии (ВСГ), так и без него

Выход дизельного топлива при КД п.1.3.3 составляет 82-88%, а при каталитической изодепарафинизации п.1.3.2 до 94 %.

1.4 Карбамидная депарафинизация (КД) устойчиво работает с дизельной фракцией 180-365°C, выделяя n-алканы C₁₀-C₃₀, но в основном C₁₃-C₂₅. Принципиальное отличие этого процесса от депарафинизации селективными растворителями заключается в том, что проводится при положительных температурах.

Впервые комплексы (аддукты) карбамида с неразветвленными парафинами получил F. Vengen в 1940 году, после чего процесс забыли и вспомнили о нем, когда возникла необходимость получения линейных парафинов для нужд нефтехимии. Дизельная фракция рассматривалась если не как отход производства, то как побочный продукт. Количество установок КД было не менее первой сотни по всем заводам мира. Основных причин, по которым процесс практически полностью исчез с горизонта нефтепереработки было две:

- отказ от потребления парафинов для производства белково-витаминных концентратов (БВК)
- разработка процесса каталитической гидродепарафинизации совмещенного с сероочисткой газов

Выделение n-парафинов производилось, как измельченным твердым карбамидом – суспензия в растворителе, так и путем смешения нефтепродукта с гомогенным карбамидом. **Мольное соотношение карбамид/парафин (m) является //.**

Учитывая, что состав парафинов в дизельных фракциях легко определяется хроматографически заводская лаборатория корректирует подачу карбамида на депарафинизацию с поправкой на константу равновесия при различных температурах процесса по калибровочным графикам. Температура процесса от 10 до 50°C в зависимости от исполь-

зуемых растворителей. Осадок выделяется фильтрованием или центрифугированием использовалось и элементарное отстаивание.

В случае приоритетности парафина, как конечного продукта аддукты карбамид – парафин промываются бензолом или переклейным эфиром, а затем подвергаются разложению при 70-100°C в растворителе, который эффективно растворяет или парафин, или карбамид.

Целью данной работы являлось:

- сравнение всех известных процессов КД применимых для очистки дизельных фракций на малых НПЗ не имеющих процессов гидроочистки и гидродепарафинизации
- получение парафинов в процессе депарафинизации дизеля
- оценка возможности создания технологической реплики

2. Лицензионный и инжиниринговый опыт. Референции промышленных установок

В Таблице 1 приведены разработчики технологии КД в том числе для широкой дизельной фракции 165-385°C.

Таблица 1.

Разработчик технологии	Особенности процесса
Институт нефтехимии АН АзССР	Депарафинизация спиртоводным раствором карбамида с отстаиванием по разделу фаз
ГипроГрознефть, ГрозНИИ	Депарафинизация кристаллическим карбамидом с разделением центрифугированием
„Эделеану“, ФРГ	Депарафинизация водным раствором карбамида с грануляцией комплекса в CH_2CL_2 и фильтрованием
«Нурекс», „Нипон Мининг“, Япония	Депарафинизация кристаллическим карбамидом с разделением фильтрованием
Шелл, Торнтон, Великобритания	Депарафинизация карбамида с растворителем МИБК с разделением фильтрованием
«Кристе́кс», Texas Company, США	Депарафинизация раствором карбамида с разделением турбулентной декантацией

Процесс депарафинизации дизельного топлива с кристаллическим карбамидом, разбавителем – бензин галоша или прямогонный бензин, активатором – 98% масс, метанолом работал на НПЗ Ангарска, Кстово, Ярославля, Омска. Соответственно на НПЗ Европы работал процесс «Эделяну». На НПЗ входящие в группу компаний Shell, Eni, BP пользовались процессами «Эделяну», «Нурекс» и собственным процессом Shell.

Фото обложки сделано на установке депарафинизации на одном из заводов Shell.

Лицензирование на процессы КД, как улучшение качества дизельных топлив не проводится, так как они давно и хорошо известны, но производство парафинов в процессе КД – лицензируется. Таким образом, для улучшения качества дизельных топлив можно

создавать любые копии известных процессов применительно к нуждам Заказчика. В **Таблице 2** приведены заводы, имевшие в своем составе процесс КД.

Таблица 2.

Компания	Год постройки	Сырье/парафины т/год	Примечания
Standard Oil Whiting, Indiana	1955	350.000/35.000	
Deutsche AG Heide, West Germany	1955	150.000/17.000	Первый промышленный процесс Эделяну
Shell Pernis, Holland	1965	720.000/70.000	Разделение производится отстаиванием без использования фильтров, центрифуг итд
Christex Process USA	1953	25.000/3.000	Пилотный завод для проверки процесса турбулентной декантации
Nurex, Nippon Mining Company of Japan, Japan	1960	350.000/40.000	Выделение парафинов C ₉ – C ₃₀
Куйбышевский НПЗ	1975, 1976	1.200.000/200.000	Основная цель – производство парафинов для БВК
Грозненский НПЗ	1973	1.000.000/250.000	
Кстовский НПЗ	1974	750.000/100.000	
Ангарский НПЗ	1973	Масляные фракции	
Ярославский НПЗ	1973		
Омский НПЗ	1980		
Московский НПЗ	1968, 1970	200.000/30.000	Основная цель – получение зимнего и арктического дизеля
Уфимский НПЗ	1964	700.000/100.000	
Сызранский НПЗ	1986	350.000/50.000	
Волгоградский НПЗ	1981	700.000/100.000	

3. Описание основных типов процесса КД. Блок-схемы (BFD) и поточные схемы (PFD).

3.1 Процесс Института нефтехимии АН АзССР. На **Схеме 1** показана депарафинизация спиртоводным раствором карбамида с отстаиванием по разделу фаз. В **Приложение 4** приведена PFD процесса.

В качестве сырья используется прямогонная фракция 200-350°С. Определение фракционного оптимума является важнейшей задачей разработчиков процесса, чем более узкий фракционный состав подается на депарафинизацию, тем более велика депрессивность температур помутнения 32-42°С и застывания 25-35°С, поэтому, для дизельных фракций из различных нефтей параметры процесса различаются.

В качестве растворителя и активатора используется изопропанол (ИПС). Для промывки комплекса карбамид – парафин используется фракция тяжелого бензина 160-205°С.

Качество получаемых дизельных топлив: арктическое до минус 60°C, зимнее до минус 45°C. Потери процесса составляют до 1,0% масс.

Схема 1.

Желтым цветом показаны секции, наличие которых необходимо для получения высококачественных парафинов.

Установка на **Схеме 1** состоит из следующих блоков:

- реакторный блок получения аддуктов с секцией насыщения сырья ИПС
- секция разделения продуктов на твердую и жидкую фазы путем отстоя
- секции 1 и 2 ступени промывки депарафината (дизельной фракцией)
- секция промывки карбамид – парафинового комплекса от газойля (опционально)
- реактор разложения карбамид – парафинового аддукта
- секция разделения карбамида и парафина отстаиванием после разложения
- секция промывки парафинов
- секция ректификации ИПС от воды
- секция кислотной очистки парафинов от ароматики, промывки, нейтрализации.

Фракция газойля подается в вихревой смеситель где перемешивается с рецикло-вой суспензией карбамид + ИПС подаваемой от секции отстоя после разложения аддукта.

Реакционная смесь в емкости с уровнем раздела фаз разделяется на нижний слой это ИПС со значительными количествами воды, который постоянно отводится в колонну ректификации ИПС. Верхний слой газойля с растворенным ИПС **охлаждается //////////////°С и подается** в реактор комплексообразования. В линию дозируются балансовые количества свежего ИПС и карбамида.

Реактор в первых проектах представлял собой группу аппаратов «труба в трубе», если по внутренней трубе циркулировала реакционная смесь (газойль + ИПС + раствор карбамида), то по внешней трубе циркулировала захлажденная вода 7-10°C, для поддержания температуры реакционной смеси около 25°C. Конструкция реакторов многообразна это может быть и вертикальный аппарат **с ////////////// вода.**

Наиболее оптимальная и эффективная конструкция реактора – это блок **больших ////////////// мм, но** и в том и другом случае требуются относительно большие скорости потоков, для исключения осаждения реакционной смеси. Время реакции **варьирует //////////////**, расчетные параметры корректируются при эксплуатации.

Реакционная смесь после реактора или блока реакторов разделяется на два потока:

- рецикловый поток возвращается на вход реактора
- балансовый поток подается в отстойник.

Соотношение между балансовым и рецикловым потоком плохо подается расчетам, поэтому **////////// в процессе эксплуатации** соотношение уточняется.

В отстойнике, куда направляется балансовый поток, происходит разделение на:

- депарафинизированный газойль, содержащий ИПС в верхней части отстойника
- комплекс карбамида и парафина, содержащий ИПС в нижней части отстойника.

Отстойник представляет собой вертикальный аппарат **с ////////////**.

3.1.1 Отмывка первой ступени. Депарафинизированный газойль, содержащий ИПС, из отстойника по уровню раздела фаз, подается в смеситель для смешения с чистым ИПС, далее через паровой подогреватель (пар 4 бар) в следующий отстойник, где происходит разделение на газойль и раствор ИПС загрязненный парафинами, которые подаются на секцию промывки комплекса карбамид + парафин.

3.1.2 Отмывка второй ступени. Депарафинизированный газойль с первой ступени подается в смеситель для смешения с обессоленной водой и далее через паровой подогреватель (пар 4 бар) в отстойник второй ступени, где происходит разделение на газойль и воду. Газойль откачивается на склад в резервуар хранения, вода отправляется на очистные сооружения.

Комплекс карбамида и парафина содержащий ИПС подается в реактор разложения аддукта, который **представляет ////////////°C** происходит разложение на раствор карбамида в ИПС и жидкий парафин, которые поступают в отстойник **и по разделу фаз парафин уходит на очистку парафина или на склад**, а раствор карбамида в ИПС направляется в начало процесса. Концентрация карбамида **в растворе ////////////%** именно поэтому, в начале процесса, после вихревого смесителя и **//////////**, для отделения «тощего» ИПС.

В оригинальных проектных решениях **для получения, как можно более качественного парафина**, комплекс карбамида и парафина промывается **//////////°C** от абсорбированной фракции газойля до разложения комплекса. После двух-трехкратной промывки фракция бензина отправляется на ректификацию. Кубовый продукт (205+°C) после охлаждения отправляется на склад дизеля, а продукт с верха колонны (160-205°C) возвращается в контур промывки.

Ректификация ИПС производится в одной или двух колоннах, что определяется концентрацией «тощего» ИПС после отстойников. Качество ИПС после ректификации не менее 80% масс.

3.1.3 Процесс Шелл, который так же имеет один активатор, растворитель и водную промывку, но процесс отстаивания заменен процессом фильтрации, что конечно делает его более эффективным по сравнению с процессом **Института нефтехимии АН АзССР**.

Максимальная упрощенность (отстаивание вместо фильтрации) определялась двумя причинами:

- реализация проекта в максимально короткие сроки
- высокое содержание парафинов в сырье, больше 30%
- отсутствие надежных и эффективных вакуумных фильтров в арсенале химической промышленности СССР
- размер кристаллов аддукта меньше чем в процессе Шелл, в котором использовался растворитель МИБК.

Сернокислотная очистка парафинов повышает качество получаемого нефтяного парафина, но в значительной мере увеличит капитальные затраты на процесс, особенно при незначительных объемах производства.

3.2 Процесс ГипроГрознефть, ГрозНИИ. На **Схеме 2** показана депарафинизация кристаллическими карбамидом с разделением центрифугированием. В **Приложение 5** приведена PFD процесса.

В качестве сырья используется прямогонная фракция 180-400°C. Определение фракционного оптимума является важнейшей задачей разработчиков процесса, чем более узкий фракционный состав подается на депарафинизацию, тем более велика депрессивность температур помутнения 32-42°C и застывания 25-35°C, поэтому, для дизельных фракций из различных нефтей параметры процесса различаются.

В качестве растворителя используется **//////////°C, она** же используется и как промывающий агент для комплекса карбамид-парафин. Активатором является метанол с концентрацией не менее 99% масс.

Качество получаемых дизельных топлив: арктическое до минус 60°C, зимнее до минус 45°C. Потери процесса составляют до 1,0% масс. Основное требование для этого процесса при работе с кристаллическим карбамидом – отсутствие воды.

Схема 2.

Желтым цветом показаны секции, наличие которых необходимо для получения высококачественных парафинов.

Установка на **Схеме 2** состоит из следующих блоков:

- реакторный блок контакта сырья с кристаллическим карбамидом и растворителем
- промывки и разделения аддуктов на твердую и жидкую фазу центрифугированием
- секции центрифугирования I, II, III и IV ступеней
- секции **электроотделения** ////////////////
- секция фракционирования бензина от депарафината (дизельного топлива)
- секция разложения карбамид – парафинового комплекса
- секция центрифугирования для отделения карбамида от парафина
- секции отделения метанола от парафина
- секция отгонки парафина от растворителя (опционально)
- секция ректификации метанола от воды
- секция кислотной очистки парафинов от ароматики, промывки, нейтрализации.

Фракция газойля (при необходимости снижения вязкости разбавляется ////////////////°C) **подается** в реактор туда же производится подача растворителя (//////////////////°C), //////////////// и рециркулята (80% суспензия) кристаллического карбамида.

Реактор представляет собой цилиндрический аппарат с мешалкой, тепло реакции снимается захлажденной водой, которая циркулирует в «рубашке» реактора. Осадок с нижней части реактора выводится непрерывно и подается в центрифуги I ступени.

Депарафинизат после центрифуги подается в электроразделитель, где происходит отделение //////////////// с верха колонны после конденсации возвращаются рециклом в процесс, а дизельная фракция отправляется на склад.

Комплекс карбамида и парафина проходит еще две ступени центрифугирования для удаления остатков дизельных фракций. В качестве дополнительного агента и облегчения отделения газойля на II и III ступени дополнительно к рециклу добавляется свежая ////////////////°C.

После очистки аддукт подается в реактор разложения, который представляет собой вертикальный аппарат с мешалкой и обогреваемой рубашкой. Подача пара 4 бар в рубашку обеспечивает, нагрев до 75-80°C и разложение на раствор карбамида и парафина.

Суспензия карбамида в парафине подается на центрифугу IV ступени, после чего, жидкий парафин отправляется в ////////////////. Карбамид в виде суспензии направляется в

реакторный блок. Электроотделитель **////////// быть** заменен на промывку обессоленной водой с **//////////**. В **Приложении 5**, а также при расчете операционных затрат использована водная промывка.

Ректификация метанола производится в одной или двух колоннах, что определяется концентрацией «тощего» метанола после отстойников. Качество метанола после ректификации не менее 98% масс.

Надежность процесса во многом определяется содержанием влаги:

- в реакторном блоке, **не более //////////%**
- на стадиях промывки, **не более //////////%**
- на стадии разложения комплекса, **не более ////////////////////%**.

Превышение указанных норм ведет к забивке трубопроводов карбамидом и прекращению процесса, именно поэтому вопросам ректификации в процессе ГрозНИИ уделяется гораздо больше внимания, чем в процессе института нефтехимии АН АзССР.

Сернокислотная очистка парафинов повышает качество получаемого нефтяного парафина, но в значительной мере увеличит капитальные затраты на процесс, особенно при незначительных объемах производства.

Качество парафина в процессе ГрозНИИ получается более высоким, чем в процессе института нефтехимии АН АзССР, но четырехкратное центрифугирование усложняло его эксплуатацию.

3.3 Процесс „Эделяну“, ФРГ. На **Схеме 3** показана депарафинизация водным раствором карбамида с грануляцией комплекса в дихлорметане (ДХМ) и фильтрованием. В **Приложение 6** приведена PFD процесса.

В качестве сырья используется прямогонная фракция 200-440°C. Определение фракционного оптимума является важнейшей задачей разработчиков процесса, чем более узкий фракционный состав подается на депарафинизацию, тем более велика депрессивность температур помутнения 32-42°C и застывания 25-35°C, поэтому, для дизельных фракций из различных нефтей параметры процесса различаются.

В процессе Эделяну также, как и в процессе ГрозНИИ используется сырье с конечной температурой гораздо выше конца кипения дизельной фракции, что позволяет выпускать тяжелые судовые дизели, но:

- чем выше температура конца кипения сырья, тем меньше содержание парафинов и больше ароматических углеводородов, которые не способны к образованию аддуктов, но имеют высокую температуру застывания

- в более высококипящих фракциях возрастает содержание смолистых веществ и полиароматических соединений, которые также не способствуют образованию аддуктов.

В качестве растворителя – активатора используется ДХМ, который испаряясь одновременно выполняет и роль хладагента, снимающего тепло комплексообразования, что дает возможность поддерживать в смесителе постоянную температуру.

Качество получаемых дизельных топлив: арктическое до минус 60°C, зимнее до минус 45°C. Потери процесса достигают 1,2% учитывая использование легколетучего ДХМ.

Схема 3.

Желтым цветом показаны секции, наличие которых необходимо для получения высококачественных парафинов.

Установка на **Схеме 3** состоит из следующих блоков:

- реакторный блок контакта сырья с кристаллическим карбамидом и растворителем
- промывки и разделения на твердую и жидкую фазу фильтрованием I-ой ступени
- промывки и разделения на твердую и жидкую фазу фильтрованием II -ой ступени
- секции отделения ДХМ от депарафината
- секция разложения карбамид – парафинового комплекса
- секция отделения карбамида от парафина путем отстаивания
- секция концентрации водного раствора карбамида
- секция отделения ДХМ от парафинов
- секция кислотной очистки парафинов от ароматики, промывки, нейтрализации.

Дизельная фракция смешивается с водным раствором карбамида (50 – 60% масс.) и растворителем ДХМ который подается от I-ой ступени промывки аддукта на фильтре и содержит не значительное количество остаточной дизельной фракции.

Температуры реакционной смеси 20-40°C поддерживается за счет испарения ДХМ пары которого по разнице давлений, подаются на компрессор, компримируются, охлаждаются и возвращаются в систему.

Реактор представляет собой цилиндрический аппарат с мешалкой часть реакционной смеси постоянно циркулирует через теплообменный контур с захлажденной водой, что обеспечивает еще один дополнительный способ снятия тепла реакции.

Аддукт и депарафинат отфильтровываются на двухступенчатом фильтре с противопоточной промывкой ДХМ. На второй ступени фильтрации аддукт отмывается, свежим ДХМ для удаления остатка дизеля.

Для фильтрации могут быть использованы любые фильтры закрытого типа с возможностью рекуперации паров ДХМ: ротационные, барабанные, вакуумные или под давлением. Остаток на фильтре отправляется в секцию разложения карбамид-парафин.

При отсутствии жестких требований к показателям качества парафинов, возможно, использовать только первую секцию фильтрации, промывки и разделения в этом случае содержание дизельной фракции в парафине будет составлять 8-15% масс, содержание н-парафинов достигает 75-85%, а остаток представляет собой ароматические углеводороды и изопарафины.

Фильтрат первой ступени фильтрования представляет собой депарафинированное дизельное топливо, который после отгонки растворителя отправляется на склад.

Твердая фаза от первой и второй ступени фильтрации подается на секцию разложения парафин-карбамидного комплекса. Реактор разложения представляет собой вертикальный ////////////////°С. Аддукт подается несколько //////////////// рецикла. Нижняя часть реактора выполняется, как для подачи острого пара или горячей воды, так и в виде встроенного кипятильника.

Водный раствор карбамида и парафина из реактора поступает в отстойник работающий по разделу фаз. Водный раствор карбамида после отстойника подается на вакуумный испаритель для повышения концентрации карбамида. Использование этой секции требуется только в том случае, если реактор разложения работает по принципу стриппера, т.е. с подачей острого пара, если в реакторе используется встроенный кипятильник, то дисбалансы концентрации водного раствора карбамида не происходит.

Парафин с верхней части отстойника поступает в секцию отделения ДХМ, которая работает по принципу простой ректификации, и далее в зависимости от требований по качеству направляется либо на склад, либо на сернокислотную очистку от ароматики с последующей промывкой и нейтрализацией перед подачей на склад.

3.5 Процесс Шелл, Торнтон, Великобритания. На **Схеме 4** показана депарафинизация кристаллическим карбамидом с разделением фильтрованием. В **Приложение 7** приведена PFD процесса.

В качестве сырья используется прямогонная фракция 180-370°С. Определение фракционного оптимума является важнейшей задачей разработчиков процесса, чем более узкий фракционный состав подается на депарафинизацию, тем более велика депрессивность температур помутнения 32-42°С и застывания 25-35°С, поэтому, для дизельных фракций из различных нефтей параметры процесса различаются.

В качестве растворителя – активатора используется метилизобутилкетона (МИБК).

Качество получаемых дизельных топлив: арктическое до минус 60°C, зимнее до минус 45°C. Потери процесса достигают 0.8%.

Схема 4.

Желтым цветом показаны секции, наличие которых необходимо для получения высококачественных парафинов.

Установка на **Схеме 4** состоит из следующих блоков:

- реакторные блоки I и II ступени получения аддукта
- промывки и разделения на твердую и жидкую фазу на вакуум-фильтрах
- секция очистки депарафината от МИБК и промывки
- секция промывки аддукта растворителем от остатков дизельной фракции
- секция разложения карбамид-парафинового комплекса
- секция отделения карбамида от парафина путем отстаивания
- секция отделения МИБК от парафинов.

Дизельная фракция, насыщенный водный раствор карбамида, свежий раствор МИБК через смеситель при 35°C подаются в реактор I ступени, туда же рециклами возвращаются:

- МИБК, как фильтрат после вакуума–фильтра
- водный раствор карбамида после реактора разложения аддукта.

Температура в реакторе I ступени придерживается близкой к температуре насыщения рабочего водного раствора карбамида, т.е 30-50°C, далее реакционная масса направляется в реактор II ступени. Температура на II ступени поддерживается ниже, чем на I ступени и составляет 23-27°C. Реакторы представляют собой цилиндрические аппараты с мешалкой и рубашкой с циркуляцией захлажденной воды.

Реакционная смесь насосом подается на вакуум–фильтры, где и происходит разделение на депарафинат с растворенным МИБК и аддукт, также содержащий примеси. Депарафинат промывается обессоленной водой, отстаивается и по разделу фаз выводится в колонну для отгонки растворителя МИБК. Твердый остаток промывается МИБК непосредственно на фильтре от остатков дизельной фракции и после этого подается в реактор разложения, а раствор промывки подается в реактор I ступени.

Реактор разложения представляет собой **цилиндрический // воды, аддукт подается // и возвращаются в систему. Температура в средней части реактора**

//////////°С а вблизи стенок реактора достигает //////////°С. Время пребывания в реакторе разложения //////////.

Продукты разложения направляются в отстойник, из нижней части которого раствор карбамида непрерывно возвращается в процесс, а парафина с верха отстойника подаются на секцию разгонки от МИБК работающей по принципу простой ректификации и далее в зависимости от требований по качеству направляется либо на склад, либо на сернокислотную очистку от ароматики с последующей промывкой и нейтрализацией перед подачей на склад.

3.6 Процесс «Нурекс», „Нипон Мининг”, Япония. Депарафинизация кристаллическим карбамидом с разделением компонентов фильтрованием. Процесс был создан и модернизировался исключительно, как источник получения *n*-парафинов C₉-C₃₀, качеству дизельного топлива не придавалось значения, поэтому нет смысла заострять внимание на деталях.

3.7 Процесс «Кристекс», Texas Company, США. Депарафинизация спиртоводным раствором карбамида с разделением турбулентной декантацией. Процесс не получил развития и ограничился пилотной установкой, из-за сложности в эксплуатации.

Технологические особенности работы с карбамидом.

В процессе работы карбамид практически не расходуется, так как довольно легко выделяется на всех стадиях процесса.

При завышении температуры в системе до 130°С карбамид преобразуется в биурет, который не способен образовывать комплексы с парафинами, соответственно активность депарафинизации снижается.

Образование биурета может быть связано и с наличием некоторых примесей в дизельных фракциях. Если при эксплуатации это количество велико, то в контур циркуляции карбамида вводят аппарат колонного или емкостного типа заполненный активированным углем.

Регенерация угля не производится после потери им способности к адсорбции биуретов уголь выгружается и заменяется новой порцией.

4. Требования к качеству сырья, реагентов. Качество товарной продукции.

В **Таблице 3** приведены качественные показатели сырья и готовой продукции на основе базового архива процессов от конкретных заводов и установок:

Таблица 3.

Наименование показателей	Ед. измерения	Значения
Фракция 180-360°C на базе анализа нефти Raport de incercari nr:2852; data:11/13/2014 9:39:06 AM		
Плотность	кг/м ³	832.9
Фракционный состав, н. к.	°С	197.6
	5%	209.5
	10%	215.3
	20%	223.5
	30%	234.9
	40%	246.5
	50%	259.7
	60%	273.9
	70%	287.9
	80%	302.4
	90%	318.2
	95%	327.6
	к. к.	360
Вязкость при 50 °С,	мм ² /с	2.1078
Цетановый индекс	-	52.2
Температура помутнения	°С	Минус 13
Температура застывания	°С	Минус 19
Содержание серы,	%масс	0.48
Содержание, ароматические углеводороды	%масс	24.71
Содержание, олефины	%масс	0.8
Содержание, насыщенные углеводороды	%масс	74.48
Анилиновая точка	°С	64
Фракция 150-370°C на базе анализа ПАСПОРТ ПРОДУКЦИИ № 490		
Фракция керосино-газойлевая (ФКГ), вид III ОКП 02 5193 ТУ 0251-010-21212060-2012		
Плотность при 15°C	кг/м ³	828.5
Фракционный состав, н.к.	°С	153
	10% об	176
	50% об	238
	90% об	330
	к.к.	373
Вязкость кинематическая при 20°C	мм ² /с	3
Цетановый индекс	-	50.5
Температура застывания	°С	Минус 20
Температура помутнения	°С	Минус 3
Предельная температура фильтруемости	°С	Минус 3
Температура вспышки, определяемая в закрытом тигле	Не ниже °С	45
Массовая доля серы	%	0.387
Испытание на медной пластинке,	-	Выдерживает
Содержание водорастворимых кислот и щелочей	-	Отсутствие
Кислотность, мг КОН на 100 см ³ топлива	н/б	5.0
Зольность, н/б	%	0.1
Коксуемость 10%-ного остатка, н/б	%	0.35
Массовая доля воды, н/б	%	Отсутствие
Массовая доля механических примесей	-	Отсутствие
Цвет	-	Светло-желтый
Фракция 160-205°C на базе анализа нефти Raport de incercari nr:2852; data:11/13/2014 9:39:06 AM		
Плотность при 15°C	кг/м ³	775
Массовая доля серы	%	0.02
Фракционный состав, н.к.	°С	160
	10% об	163.7
	50% об	181.2

	90% об	°С	200.06
	к.к.	°С	205
Кислотность, мг КОН на 100 см ³ топлива		н/б	2.0
Содержание смол, мг КОН на 100 см ³ топлива		н/б	3.0
Массовая доля воды,		%	Отсутствие
Массовая доля механических примесей		-	Отсутствие
Фракция 80-120°С на базе анализа нефти Raport de incercari nr:2852; data:11/13/2014 9:39:06 AM			
Плотность при 15°С		кг/м ³	725
Массовая доля серы		%	0.01
Фракционный состав, н.к.		°С	80
	10% об	°С	84.8
	50% об	°С	101.65
	90% об	°С	116.5
	к.к.	°С	120
Кислотность, мг КОН на 100 см ³ топлива		н/б	2.0
Содержание смол, мг КОН на 100 см ³ топлива		н/б	1.0
Массовая доля воды,		%	Отсутствие
Массовая доля механических примесей		-	Отсутствие
Карбамид (мочевина), марка А			
Насыпная плотность		кг/м ³	700
Массовая доля биурета, н/б		%	0.6
Массовая доля воды, н/б		%	0.3
Изопропиловый спирт абсолютированный			
Плотность при 15°С		кг/м ³	785-786
Содержание основного вещества, н/м		%	99.7
Цветность по Pt – Со шкале, н/б		-	5
Массовая доля воды, н/б		%	0.15
Метанол технический, Марка А			
Плотность при 15°С		кг/м ³	791-792
Содержание основного вещества, н/м		%	99.8
Цветность по Pt – Со шкале, н/б		-	5
Массовая доля воды, н/б		%	0.05
Дихлорметан, высший сорт			
Плотность при 15°С		кг/м ³	1.326-1.328
Содержание основного вещества, н/м		%	99.7
Хлорорганические примеси, н/б		%	0.23
Массовая доля воды, н/б		%	0.01
Внешний вид		-	Бесцветный
Метилизобутилкетон, высший сорт			
Плотность при 15°С		кг/м ³	801-803
Содержание основного вещества, н/м		%	99.0
Цветность по Pt – Со шкале, н/б		-	15
Массовая доля воды, н/б		%	0.1
Кислотность в пересчете на уксусную кислоту, н/б		%	0.01
Депарафинированная фракция 150 – 370°С			
Плотность		кг/м ³	836-840
Фракционный состав, н. к.		°С	151
10%		°С	174
50%		°С	235
90%		°С	329
к. к.		°С	370
Вязкость при 50 °С, н/б		мм ² /с	2.2
Цетановый индекс, н/м		-	48
Температура помутнения, не выше		°С	Минус 22
Температура застывания, не выше		°С	Минус 35
Содержание серы, н/б		%масс	0.6
Парафин нефтяной			
Плотность		кг/м ³	773.9-793.5

	н. к.	°С	241
	10%	°С	263
	50%	°С	274
	90%	°С	320
	95%	°С	335
	к. к.	°С	343
Температура, кристаллизации		°С	21
Температура, застывания		°С	17.5
Массовая доля серы		%	0.05
Содержание ароматических углеводородов при использовании серно-кислотной очистки, н/б		% масс	0.53
Содержание ароматических углеводородов без использования серно-кислотной очистки, н/б		% масс	2.0
Содержание парафина при использовании серно-кислотной очистки, н/м		% масс	95.0

5. Расходы энергоресурсов и реагентов для основных типов процессов

Строительство установки КД предполагается на площадке с достаточным количеством энергоресурсов, поэтому в **Таблицу 4** расходные показатели включены в формате удобном, как для сравнения процессов между собой, так и для оценки доли потребления энергоресурсов и реагентов в общем балансе завода. Расходы реагентов показаны без учета заполнения системы, также не следует путать циркуляционные расходы с расходами на подпитку системы вследствие потерь, так как расходы на подпитку отражают стоимость закупки реагентов, а циркуляционные расходы в **Таблице 5** имеют прямое отношение к энергетике процесса.

Таблица 4.

Наименования	АН АзССР	ГрозНИИ	Эделяну	Шелл
Расходы энергоресурсов на 1 тонну сырья				
Электроэнергия, кВт.час				
Вода свежая, м ³				
Пар водяной 4 бар, тонн *				
Вода захлажденная, м ³				
Вода обессоленная, м ³				
Вода оборотная, м ³				
Азот 6 бар, м ³		Периодически		
Воздух технический 6 бар, м ³		Периодически		
Воздух КиП, м ³		Не более 5 м ³ на тонну сырья		
Количество сточных вод, м ³				
Расходы реагентов, кг/т сырья. С учетом промывок фильтров, центрифуг, осадка.				
Карбамид				
ИПС (растворитель+активатор)				
Фракция 80-120°С (растворитель)				
ДХМ (растворитель)				
МИБК (растворитель+активатор)				
Метанол (активатор)				
Фракция 160-205°С (промывка парафина)				

Олеум (очистка парафинов)	Не планируется выполнение очистки парафинов до содержание ароматики менее 0,5%
Натр едкий (нейтрализация стоков)	

- цифра в числителе для чистоты парафина 95%, в знаменателе для чистоты 85%

Таблица 5.

Наименования	АН АзССР	ГрозНИИ	Эделяну	Шелл
Показатели циркуляции продуктов в % масс по отношению к сырью				
Кратность обработки карбамидом, %				
Кратность ИПС на разбавление				
Кратность Фр. 160-205°C на промывку				
Кратность Фр. 80-120°C на все стадии				
Кратность Фр. 80-120°C на разбавление				
Кратность Фр. 80-120°C на промывку				
Кратность метанола на активирование				
Кратность ДХМ на разбавление				
Кратность МИБК на разбавление				

6. Конфигурация ОЗХ для установок карбамидной депарафинизации

Потребность в энергоресурсах для каждого из рассмотренных процессов указана в **Таблице 6**. Планируемая мощность установки КД составляет 150 т.т. год из них 110 т.т. год собственной прямогонной фракции 150-370°C и небольших количеств газойлевой фракции от вторичных процессов. Время работы установок ОЗХ 8500 часов и установки КД 8300 часов в год

Таблица 6.

Энергоресурсы, на собственных установках		Часовой расход			
		АН АзССР	ГрозНИИ	Эделяну	Шелл
Свежая вода, промышленная. Подача из парка, без учета возврата конденсата	м ³				
Оборотная вода. Двухсекционная градирня с тремя циркуляционными насосами по 200 м ³ /час	м ³				
Обессоленная вода, без учета возврата конденсата. Две линии по 25 м ³ в час каждая	м ³				
Пар водяной 4 бар. Паровая котельная на 20 т пара в час с учетом зимнего обогрева	т				
Захоженная вода +7°C. Две холодильные машины, рабочая и резервная по 90 м ³ /час	м ³				
Азот, 6 бар	Нм ³	Периодически Не более 90 м3/час			
Воздух технический, 6 бар	Нм ³				
Воздух КИП, 6 бар	Нм ³				
Сточные воды, подача на очистные парка.	м ³				

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, должно происходить автоматически т.к. установка не требует постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещения в течение 12 часовой смены.

Компрессорная воздуха технического, воздуха КиП и выделение азота на молекулярных ситах. Покупка не требуется, обеспечение азотом, воздухом техническим и КиП со стороны технопарка.

Установка обессоленной воды – модульного типа поставляться в комплекте с приборами аналитического контроля и системами дозирования соли и свежей воды. Установка производства обессоленной воды не требует постоянного присутствия персонала, достаточно 2-3 посещения в течение 12 часовой смены.

Установка захлажденной воды +7°C – работает исключительно на охлаждение реакторов в которых и производится образование карбамид – парафинового комплекса. Нарушение температурного режима ведет к снижению извлечения парафинов и как следствие к повышенному расходу реагентов и энергоресурсов, поэтому, в работе установки захлажденной воды принята резервная холодильная машина с мощностью аналогичной рабочей машине.

Холодильная машина располагается в одном помещении с насосами градирен, а блок обессоленной воды находится в соседнем помещении. Персонала, который обслуживает водооборот, достаточно и для обслуживания машин для захлаживания.

Паровая котельная – модульного типа предлагается к продаже в комплекте с деаэратором, емкостью хранения возвратного конденсата, дозирующими насосами добавок Покупка не требуется, обеспечение паром низкого давления со стороны технопарка.

Факельное хозяйство – с установки КД сбросы на факел отсутствуют.

Очистные сооружения. Покупка не требуется, прием сточных вод гарантируется со стороны технопарка.

7. Объемы хранения сырья, реагентов, готовой продукции

В **Таблице 7** приведены объемы хранения сырья, полуфабрикатов и готовой продукции в соответствии с нормами и правилами страны строительства.

Таблица 7

Расчеты объемов хранения для установки карбамидной депарафинизации при различных технологических вариантах					
Наименование	Плотность, кг/м ³	T/сут	Срок хранения, сут	Объем хранения, м ³	Тип и количество единиц хранения, м ³
Фракция 150-370°C	828.5			2617.6	Резервуары 3*1000 м ³
ИПС	785.5			23.1	Емкость 25 м ³
Метанол	791.5			0.35	Контейнер от поставщика
Карбамид	700			44.6	Площадь холодного склада 5x5 м. Хранение паллет в один ярус
ДХМ	1327			21.2	Емкость 20 м ³ или контейнер от поставщика
МИБК	802			18.9	Контейнеры от поставщика
Фракция 80-120°C	725			22.7	Емкость 25 м ³
Фракция 160-205°C	775			9.8	Емкость 10 м ³
Депарафинизат	838			2329.1	Резервуары 3*1000 м ³
Парафин нефтяной, не очищенный	783			553.4	Емкость 2*250 м ³ обогреваемые

Хранение дизельных и бензиновых фракций – производится в вертикальных стальных резервуарах, тип резервуара уточняется на основании **СТО 0048-2005** «Резервуары вертикальные цилиндрические стальные для хранения жидких продуктов. Правила проектирования» <http://www.gosthelp.ru/text/STO00482005Rezervuaryvert.html>

- РВС - резервуар вертикальный со стационарной крышей;
- РВСП - резервуар вертикальный со стационарной крышей и понтоном;
- РВСПК - резервуар вертикальный с плавающей крышей.

Хранение карбамида ГОСТ 2081—2010. Учитывая не большую потребность рекомендуется:

- производить закупку карбамида в специальных контейнерах производителя весом до 1 тонны или бумажных мешках весом 20,50 кг.
- хранение осуществлять под навесом, с ветрозащитными панелями для исключения попадания снега и дождя.

Хранение парафина нефтяного – производится в емкостях с электро – или паровым обогревом.

8. Площади застройки для установки карбамидной депарафинизации и ОЗХ

В Таблице 8 приведены площади застройки для установки КД, площадь ОЗХ показана опционально, для получения общего представления доли ОЗХ карбамидной депарафинизации относительно завода в целом, а именно:

- вода захоложенная - 100% от ОЗХ в целом
- вода оборотная – 30% от ОЗХ в целом
- вода обессоленная – 50% ОЗХ в целом
- котельная водяного пара – 40% от ОЗХ в целом
- воздух КиП 20% ОЗХ в целом

Таблица 8.

Наименование установок	Мощность тыс.т/год	Длина x Ширина (метры)	Площадь застройки, м2
Установка карбамидной депарафинизации (любой из вариантов)	150.000	110x100	11.000
в границах установки с резервуарами газойля		Полуоткрытая 110x70	7700
с учетом дополнений по хранению реагентов и рампы		Полуоткрытая 110x30	3300
Установки ОЗХ (опционально)			
Оборотная вода. Двухсекционная градирня с тремя циркуляционными насосами ////////////////		Здание из легких конструкций 12x24 м, Градирня 6x12 м	288 + 72 = 360 м ²
Захоложенная вода +7°C Две холодильные машины, ////////////////			
Обессоленная вода, без учета возврата конденсата. ////////////////			
Пар водяной 4 бар. Паровая ////////////////		Здание из легких конструкций 12x24 м	288 м ²
Азот, 6 бар		-	-
Воздух технический, 6 бар		-	-
Воздух КИП, 6 бар		-	-
ИТОГО ОЗХ			Не более 700 м²
ВСЕГО. Установки и ОЗХ			Не более 12.000 м²

Установки КД являются установками полуоткрытого типа – «этажерки», высота которых не превышает 6 метров. Реактора приготовления комплекса и разрушения аддукта, промывка обессоленной водой располагаются в закрытых помещениях либо используются мероприятия для работы в зимний период. Проектирование установки КД ведется по всем нормам и правилам для особо опасных производств.

Производство захоложенной, обессоленной воды, а также насосы водооборота располагаются в одном здании. Градирни в пределах 10-15 метров от насосов за

стеной здания. Здание представляет собой бетонный или металлический каркас со стенами из сэндвич-панелей.

9. Капитальные затраты по типам установок карбамидной депарафинизации.

В Приложениях 4, 5, 6, 7 приведены PFD схемы четырех технологических типов карбамидной депарафинизации с указанием основного оборудования.

В Таблице 9 составленной на основе PFD схем для четырех технологических типов карбамидной депарафинизации перечислено основное оборудование для каждого процесса и его количество, а также определена общая стоимость на основании методик и практик стоимостного инжиниринга.

Таблица 9.

Наименование оборудования	Количество оборудования			
	АН АзССР	ГрозНИИ	Эделяну	Шелл
Реактор комплексобразования				
Реактор разложения аддукта				
Колонны фракционирования				
Емкости, всех типов				
Отстойники всех типов				
Теплообменники всех типов				
Фильтры всех типов				
Центрифуги всех типов				
Насосы всех типов				
Компрессоры всех типов				
Стоимость в Евро				

В Таблице 10 приведена оценка цены строительства установки карбамидной депарафинизации для четырех технологических типов.

Таблица 10.

Наименования	АН АзССР	ГрозНИИ	Эделяну	Шелл
Основное оборудование в границах установки, без ОЗХ				
Монтаж основного оборудования				
Системы управления, инструменты и КиП (материалы и монтаж)				
Трубопроводы (материалы и монтаж)				
Электрические системы (материалы, монтаж)				
Здания и сооружения (включая надзор)				
Благоустройство, дороги, площадки				
Итого основные расходы				
Инжиниринг (базовый, детальный, генеральный, возможно лицензии)				
Строительные конструкции и эстакады				
Управление строительством и юридические услуги				
Не предвиденные расходы				
Итого косвенные расходы				

Всего: основные и косвенные

10. Капитальные затраты на ОЗХ и парки хранения

Принимая во внимание, что различия в структуре ОЗХ не имеют существенного значения, за исключением установки по производству захоложенной воды, которая отсутствует в процессе «Эделяну», в **Таблицу 11** внесены стоимости оборудования ОЗХ и крупного оборудования парков хранения.

Таблица 11.

Наименование установок ОЗХ	Стоимость, евро	Примечание
Двухсекционная градирня //////////////		Модульная сборка
Захоложенная вода +7°С. Две холодильные //////////////		Конструкция на раме
Обессоленная вода, без учета возврата конденсата. //////////////		Пластиковое изготовление
Пар водяной 4 бар. //////////////		С учетом модульного здания
Воздух технический, 6 бар, Воздух КИП, 6 бар		С учетом осушки воздуха КИП
Резервуары 6x1000 м ³		С учетом монтажа
Всего на ОЗХ. АН Аз ССР, ГрозНИИ, Шелл		Без учета строительства резервуаров
Всего на ОЗХ. Эделяну		

11. Расчет стоимости процессинга основных технологических типов карбамидной депарафинизации.

В **Таблице 12** приведена стоимость энергоресурсов и реагентов по данным Заказчика. В **Таблице 13** произведен расчет стоимости процессинга для технологических типов КД. Курс евро к рублю принят в расчетах 65.00 руб/евро.

Таблица 12.

ЭЭнергоресурсы и реагенты	Цена, рубли	Цена, евро
Электроэнергия		
Свежая вода, промышленная		
Пар водяной 4 бар		
Захоложенная вода		
Обессоленная вода		
Оборотная вода		
Азот		
Воздух технический		
Воздух КИП		
Вода на очистных сооружения		
Карбамид		
ИПС (растворитель+активатор)		
Фракция 80-120°С (растворитель)		
Фракция 160-205°С (растворитель)		
ДХМ (растворитель)		
МИБК (растворитель+активатор)		
Метанол (активатор)		
Натр едкий (нейтрализация стоков), Россия		
Натр едкий (нейтрализация стоков), Китай		

Таблица 13.

Расходы на процессинг для различных типов процесса КД (евро)				
	АН АзССР	ГрозНИИ	Эделяну	Шелл
Проектная мощность по сырью	150.000	150.000	150.000	150.000
Часы работы в год, основная установка	8300	8300	8300	8300
Часы работы в год, ОЗХ	8500	8500	8500	8500
Численность персонала установки ДК				
ЗЗарплата персонала				
Ремонты и другие расходы				
Карбамид				
ИПС (растворитель+активатор)				
Фракция 80-120°C (растворитель)				
Фракция 160-205°C (растворитель)				
ДХМ (растворитель)				
МИБК (растворитель+активатор)				
Метанол (активатор)				
Электроэнергия				
Свежая вода				
Пар, 4 бар				
Захоложенная вода +7°C				
Обессоленная вода				
Оборотная вода				
Азот на процесс	Периодическое потребление			
Воздух технический				
Воздух КИП				
Сточные воды				
Итого				
ПРОЦЕССИНГ (EUR/тонну)	29.55	21.61	20.18	32.65

Для понимания порядка расчетов в приложении к отчету Заказчику прилагается файл Орех КД.xls.

12. Оценка экономической эффективности основных типов установок КД.

В Приложении 3 приведен расчет экономической эффективности четырех технологических типов процесса КД. Цены на сырье и продукцию предоставлены Заказчиком.

13. Выводы и обоснования выбора рекомендуемого процесса КД.

Применение в качестве растворителя ДХМ требует использование специальных материалов, как для оборудования, так и для трубопроводов, что делает процесс Эделяну существенно более дорогим относительно других технологий.

Применение растворителя МИБК накладывает ограничения по импорту и соответственно на процесс Шелл в целом.

Применение метилового спирта в процессе ГрозНИИ, является отрицательным фактором, так как хранение и учет метанола в России, связаны со значительными ограничениями. Использование в процессе ГрозНИИ центрифуг так же накладывает ограничение по сложности обслуживания и ремонта.

Процесс АН АзССР является наиболее перспективным, как по использованию растворителя – изопропиловый спирт, который выпускается в России и не является дорогим продуктом. Способ отстаивания для выделения комплекса карбамид-парафин, конечно же делает процесс одним из самых дешевых по капитальным затратам, но с высокими операционными затратами, так как процесс отстаивания всегда ведет к большим потерям реагентов.

Технологическая реплика заключается в следующем:

- в качестве основы используются процессы АН АзССР и Шелл
- в качестве растворителя используется ИПС вместо дорогого МИБК
- между отстаиванием и фильтрованием выбирается оптимальная конфигурация
- реактора «труба в трубе» заменены на более технологичные

Процесс рассчитывается и моделируется, составляется материальный и тепловой баланс, PID схемы, опросные листы на оборудование и прочих составные части базового проекта. Все права на собственную технологическую реплику «Макстон - Urea Dewaxing» принадлежат компании Макстон.

14. Планируемый материальный баланс

В **Таблице 14** приведен материальный баланс на основе «Макстон - Urea Dewaxing» на основе предварительного моделирования процесса

Таблица 14.

Наименование	Тонн в час	Тонн в год	% масс
Сырье: Фракция 150-370°C	18.070	150.000	100.00
Итого	18.070	150.000	100.00
Производство: Депарафинат 150-370°C			
Парафин жидкий			
Парафин промежуточная фракция			
Потери			
Итого:	18.070	150.000	100.00