

Раздел 2. Описание технологий получения продукции тонкого органического синтеза

Данный раздел справочника включает краткие описания технологических процессов получения продукции тонкого органического синтеза на основе данных представленных компаниями-производителями в ходе анкетирования: моноалкилфенола, α -олефинов, диизобутилалюминийгидрида, дициклопентадиена, неodeканоата неодима, оксиэтилированных алкилфенолов, очищенного гексанового растворителя, полиэтиленгликолей, пропиленгликоля, простых полиэфиров, триизобутилалюминия, тримеров и тетрамеров пропилена, триэтилалюминия, этилалюминийсесквихлорида, этилцеллозольва, пара-третичного бутилфенола, бутилацетата, ацетальдегида, ацетилен, винулацетата, метилацетата, метанола, бутанола, винилового спирта, уксусной кислоты, меламина, терефталойлхлорида, простых полиэфиров, противоизносных присадок для дизельного топлива, депрессорных присадок, хлороформа, хладонов и мономеров на основе хладонов. Данный раздел не включает описание ряда веществ, входящих в утвержденную область применения ИТС-31 «Производство продукции тонкого органического синтеза», так как по этим веществам не была предоставлена информация.

2.1. Моноалкилфенол

Сырье для процесса: фенол, тримеры пропилена.

Целевой продукт: моноалкилфенол.

Побочные продукты: нет.

Катализатор: ионообменная смола.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Производство предназначено для получения алкилфенолов методом каталитического алкилирования фенола тримерами пропилена. Принципиальная технологическая схема представлена на рисунке 2.1. Алкилирование проводится в двух последовательно включенных реакторах Р-1/ А,В с неподвижным слоем катализатора при температуре 80-125 0С и давлении 4-5 кг/см². Реакция алкилирования фенола тримерами пропилена и олефинами производится в жидкой фазе в присутствии катализатора – ионообменной смолы. Алкилат из последнего по ходу реактора подается на ректификацию в узел перегонки для выделения товарного алкилфенола. Для снижения вредного воздействия на окружающую среду на производстве имеется установка термического обезвреживания отходов – печь сжигания жидких отходов.

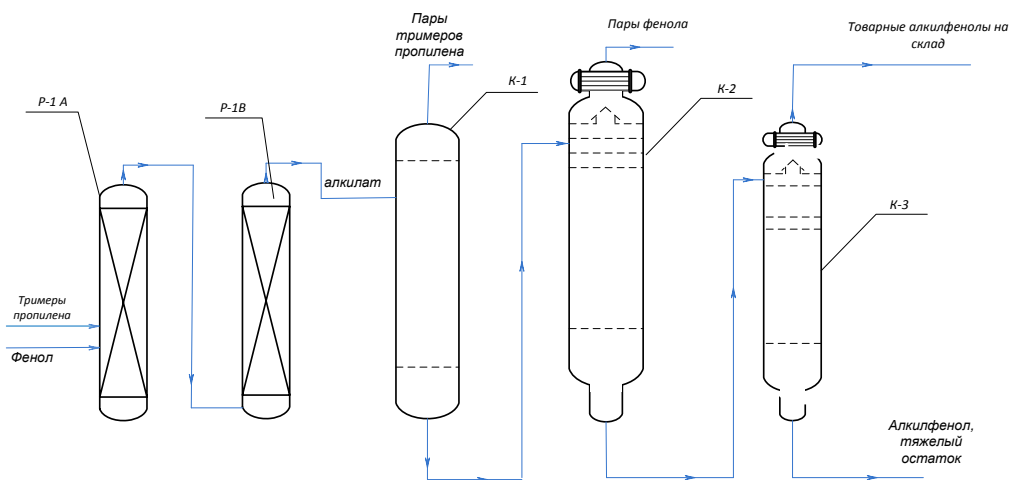


Рисунок 2.1 – Принципиальная технологическая схема получения моноалкилфенола

2.2. α -Олефины

2.2.1 Производство α -олефинов

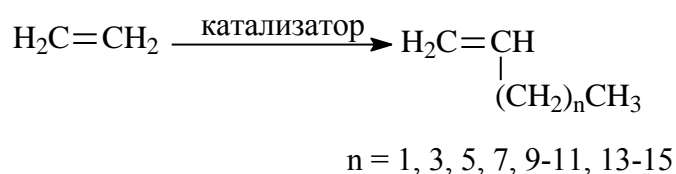
Сырье для процесса: этилен.

Целевой продукт: индивидуальные фракции α -олефины C₄, C₆, C₈, C₁₀, C₁₂-C₁₄, C₁₆₊.

Побочные продукты: нет

Катализатор: катализатор циркониевый, ЭАСХ.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Получение α -олефинов основано на процессе олигомеризации этилена в присутствии катализатора. Принципиальная технологическая схема процесса представлена на рисунке 2.2.1. Олигомеризацией этилена получают реакционную массу (олигомеризат), которую после водно-щелочной отмывки подвергают ректификационному разделению с получением следующих продуктов: фракция α -олефинов C₄ (бутен-1), фракция α -олефинов C₆ (гексен-1), фракция α -олефинов C₈ (октен-1), фракция α -олефинов C₁₀ (децен-1), фракция α -олефинов C₁₂₋₁₄, фракция α -олефинов C₁₆₋₁₈.

На производстве альфа-олефинов имеется:

- печь для сжигания жидких побочных продуктов и отдувочных газов производства альфа-олефинов с использованием тепла дымовых газов для выработки пара;
- узел нейтрализации отходов производства алюмоорганических соединений и альфа-олефинов;

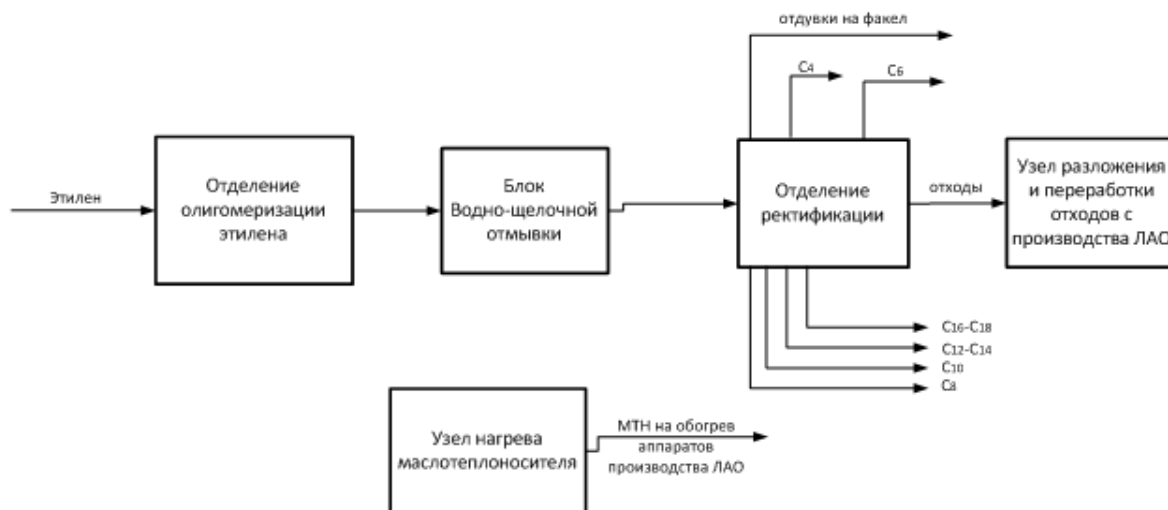


Рисунок 2.2.1 – Принципиальная технологическая схема получения α -олефинов олигомеризацией этилена.

2.2.2 Разделение фракции альфа-олефинов на C_{12} , C_{14}

Сырье для процесса: фракция альфа-олефинов C_{12} - C_{14} .

Целевой продукт: фракция альфа-олефинов C_{12} , фракция альфа-олефинов C_{14} .

Побочные продукты: нет

Катализатор: нет

Краткое описание технологического процесса:

Узел разделения фракции альфа-олефинов C_{12} - C_{14} на индивидуальные альфа-олефины фракции C_{12} , C_{14} предназначен для разделения фракции альфа-олефинов C_{12} - C_{14} , поступающих с производства линейных альфа-олефинов, на индивидуальные фракции C_{12} , C_{14} в колонне поз. КТ-1 методом ректификации.

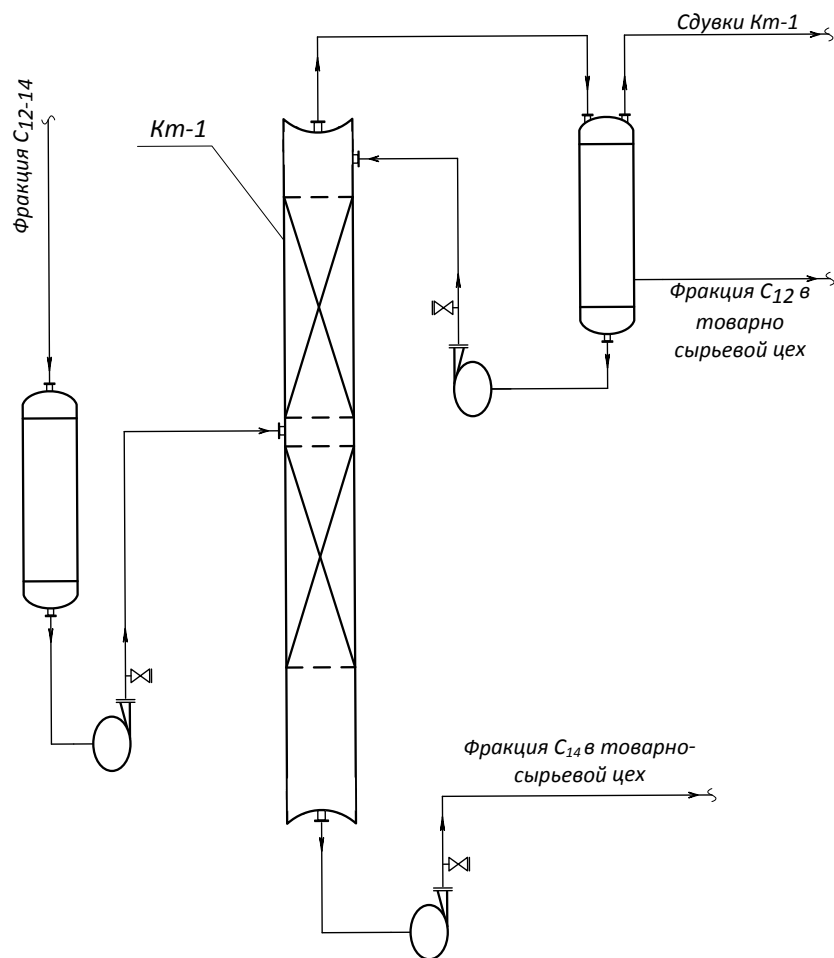


Рисунок 2.2.2 – Принципиальная технологическая схема узла разделения фракции альфа-олефинов на индивидуальные альфа-олефины С12, С14

2.3. Диизобутилалюминий гидрид (ДИБАГ)

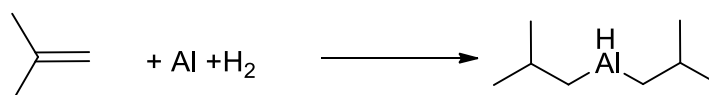
Сырье для процесса: алюминиевый порошок АСД-Т, водород, изобутилен.

Целевой продукт: диизобутилалюминийгидрид (ДИБАГ).

Побочные продукты: отсутствуют.

Катализатор: отсутствует.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

В каскад реакторов подается суспензия алюминия. При достижении нужной температуры и давления водорода приступают к дозировке расчетного

количества насосом через теплообменник (на 1 кг поданного на синтез порошка алюминия АСД-Т расходуется 3,0-5,0 кг изобутилена). Скорость подачи изобутилена составляет 60-120 кг/час. По окончании дозировки изобутилена, создают давление водорода 50-55 кгс/см². За счет тепловыделения процесса синтеза, температура возрастает до 155-180°C. Реакция происходит при интенсивном перемешивании. Синтез ДИБАГ протекает не менее 5 часов, при постоянной подаче водорода. Окончание синтеза характеризуется падением температуры и заметным снижением расхода водорода. Прекращают подачу водорода и реакционную массу охлаждают. При получении удовлетворительного анализа, содержимое реакторов передавливается азотом на узел хранения.

2.4. Дициклопентадиен

Сырье для процесса: дициклопентадиен-концентрат.

Целевой продукт: дициклопентадиен.

Побочные продукты: олигомеры ДЦПД.

Катализатор: отсутствует.

Краткое описание технологического процесса:

Сырье - дициклопентадиен-концентрат подается в ректификационную колонну 1, из которой производится отгонка углеводородов С5, которые с верха колонны поступают в дефлегматор, охлаждаемый рассолом. Углеводородный конденсат из дефлегматора поступает в специальную емкость 1, откуда насосом подается в колонну 1 в виде флегмы. Избыток углеводородного конденсата откачивается на склад в качестве абсорбента. Вакуум в системе колонны 1 создается парожекторной установкой путем отсоса газов и паров из дефлегматора. Кубовый продукт колонны 1 насосом подается в колонну 2. Колонна 2 предназначена для выделения фракции углеводородов С6-С9 из кубового продукта колонны 1 под вакуумом. Пары углеводородов С6-С9, отходящие с верха колонны 2, поступают в дефлегматор, охлаждаемый водой. Углеводородный конденсат из

дефлегматора поступает в емкость 2, откуда насосом подается в колонну 2 в виде флегмы. Избыток углеводородного конденсата откачивается на склад в качестве абсорбента. Вакуум в системе колонны 2 создается парожетторной установкой путем отсоса газов и паров из емкости 2. Пары и газы предварительно конденсируются в аппарате, охлаждаемом рассолом. Кубовый продукт колонны 2 насосом подается в колонну 3. В колонне 3 производится отгонка дициклопентадиена (ДЦПД) от олигомеров ЦПД под вакуумом. Пары ДЦПД, отходящие с верха колонны 3, конденсируются в дефлегматоре, охлаждаемом промышленной водой. Углеводородный конденсат из дефлегматора поступает в емкость 3, откуда насосом подается в колонну 3 в виде флегмы. Избыток углеводородного конденсата подается на склад в качестве товарного ДЦПД. Вакуум в системе колонны 3 создается парожетторной установкой, путем отсоса газов и паров из дефлегматора и из емкости 3. Пары и газы предварительно конденсируются в аппарате, охлаждаемом рассолом. Кубовый продукт колонны 3 откачивается в качестве абсорбента на склад.

2.5. Неодеcanoат неодима

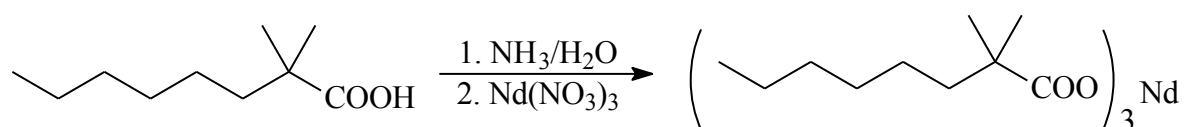
Сырье для процесса: неодеcanoвая кислота, водный раствор аммиака, оксид неодима (III), гексан.

Целевой продукт: раствор неодеcanoата неодима в гексане марки «А».

Побочные продукты: нитрат аммония.

Катализатор: отсутствует.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Двухстадийный синтез через нитрат неодима и неодеcanoат аммония (рисунок 2.3).

В состав опытно-промышленной установки входят:

- узел получения водного раствора нитрата неодима (С-1);
- узел двухстадийного синтеза неodeканоата неодима (Р-1, Р-2).

Технологический процесс получения неodeканоата неодима периодический и многостадийный. Процесс получения неodeканоата неодима двухстадийным способом заключается в реакции взаимодействия неodeкановой кислоты и водного раствора аммиака с получением неodeканоата аммония на первой стадии и обменной реакции полученного раствора неodeканоата аммония с водорастворимой солью нитрата неодима в присутствии гексана на второй стадии процесса.

Получение водного раствора нитрата неодима производится в аппарате поз. С-1 периодически. Процесс получения водного раствора нитрата неодима заключается в реакции взаимодействия оксида неодима и водного раствора азотной кислоты с образованием водного раствора нитрата неодима. Полученный нитрат неодима используется для получения раствора неodeканоата неодима в гексане двухстадийным способом.

Процесс получения неodeканоата аммония заключается в реакции взаимодействия неodeкановой кислоты и водного раствора аммиака (омыление) с образованием водного раствора неodeканоата аммония.

Процесс получения неodeканоата неодима заключается в реакции взаимодействия неodeканоата аммония и водного раствора нитрата неодима в присутствии гексана с образованием раствора неodeканоата неодима в гексане.

При удовлетворительном анализе на рН водный слой из реактора поз. Р-1 сливается через смотровой фонарь в ХЗК.

При удовлетворительных анализах готовый (товарный) раствор неодаканоата неодима в гексане сливается в тару потребителя.

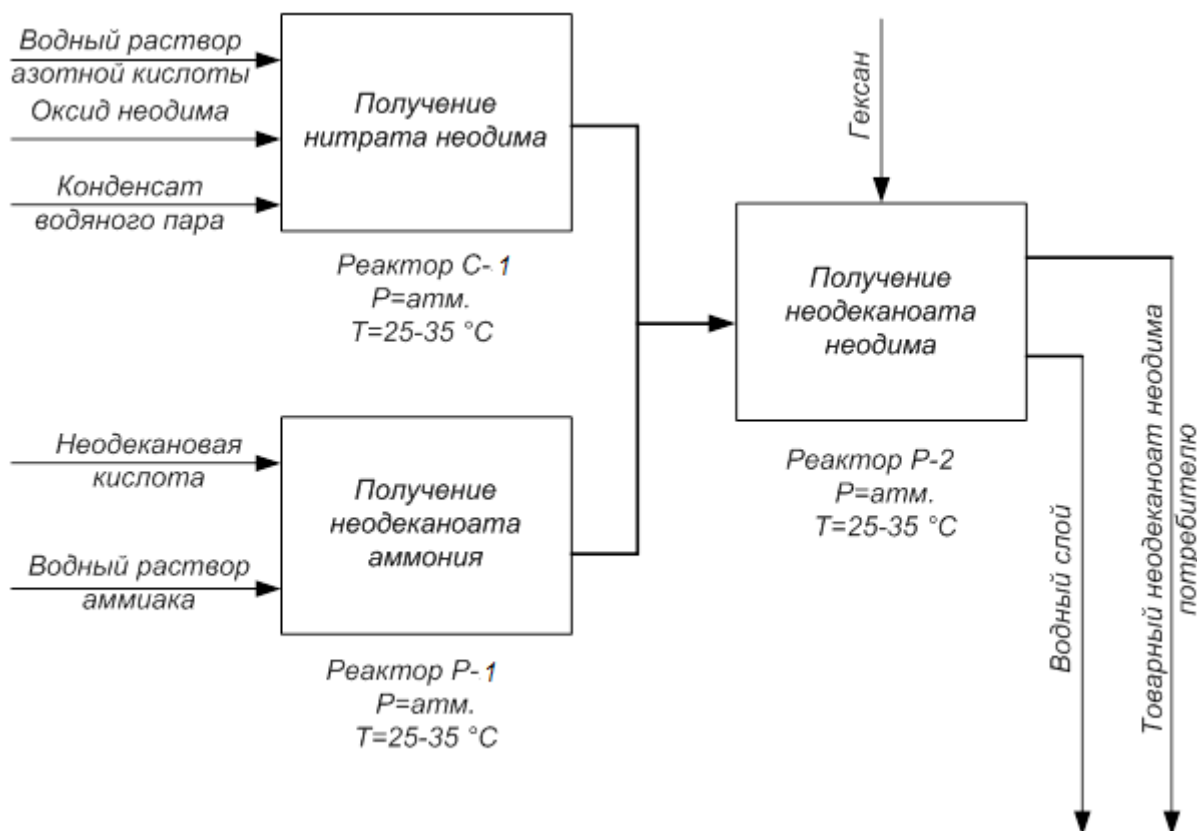


Рисунок 2.3 – Принципиальная технологическая схема производства неодаканоата неодима

2.6. Оксиэтилированные алкилфенолы

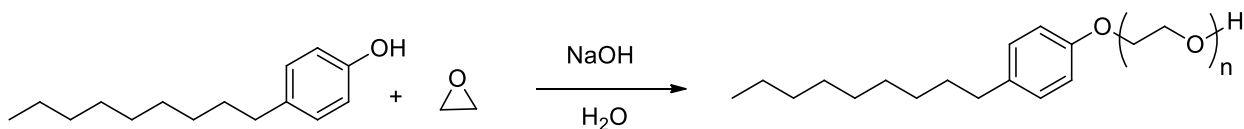
Сырье для процесса: моноалкилфенол, окись этилена, водный раствор едкого натра, уксусная кислота.

Целевой продукт: оксиэтилированные алкилфенолы (неонолы).

Побочные продукты: нет.

Катализатор: едкий натр (NaOH).

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Моноалкилфенол с растворенным катализатором и окись этилена подаются в реактор (рисунок 2.4). В качестве катализатора в процессе, используется едкий натр (NaOH).

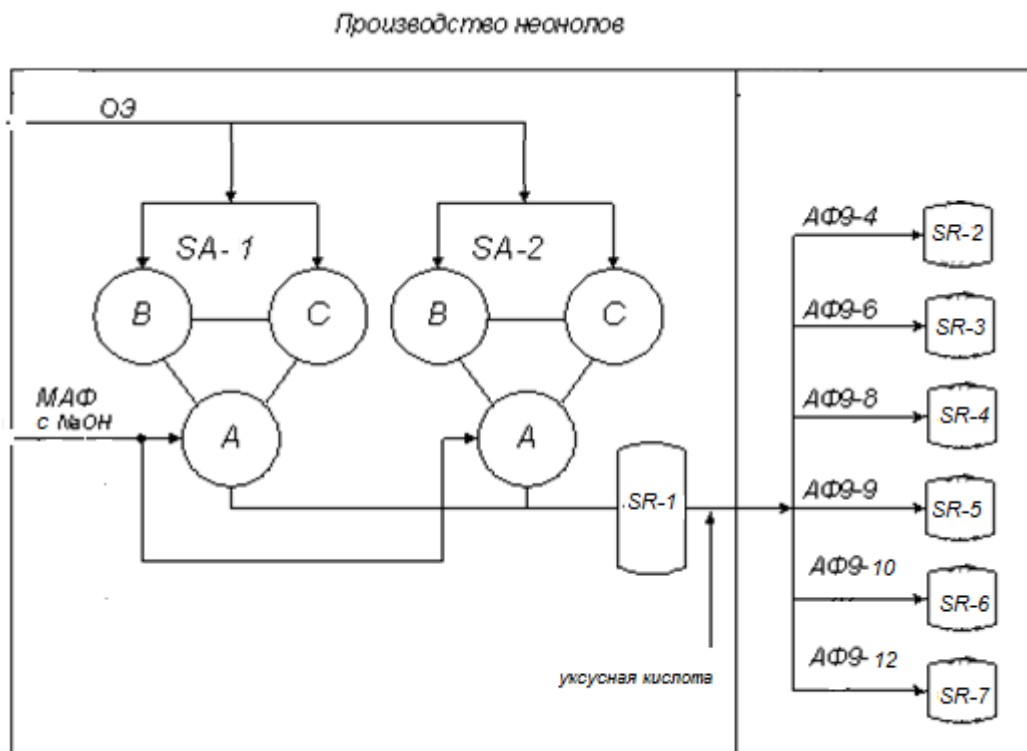


Рисунок 2.4 – Принципиальная технологическая схема производства оксиэтилированных алкилфенолов (неололов)

Смесь катализатора и моноалкилфенола подается в реактора периодического действия. Каждый реакторный блок состоит из трех цилиндрических горизонтальных аппаратов, расположенных на двух уровнях. Верхние реакционные аппараты снабжены распылительными соплами для ввода окиси этилена. После проведения и окончания реакции оксиэтилирования, реакционная масса откачивается в резервуар. Перед откачкой на товарный склад, оксиэтилированные алкилфенолы нейтрализуются уксусной кислотой.

2.7. Очищенный гексановый растворитель

Сырье для процесса: гексановая фракция, водород.

Целевой продукт: очищенный гексановый растворитель.

Побочные продукты: легкие углеводороды, изогексановая фракция.

Катализатор: стационарный алюмоплатиновый катализатор, стационарный катализатор «Никель на Кизельгуре»

Краткое описание технологического процесса:

Процесс разделен на 2 стадии:

- получение гексанового растворителя «Нефрас»;
- гидрирование гексанового растворителя «Нефрас»;

2.7.1. Процесс получения гексанового растворителя «Нефрас»

Сырье – гексановая фракция поступает со склада на узел подготовки сырья, в котором в ректификационной колонне отделяется от тяжелой гексановой фракции с температурой кипения более 75°C. Тяжелая гексановая фракция с куба ректификационной колонны отводится на склад.

Затем узкая гексановая фракция с верха колонны с температурой кипения не более 75°C поступает на узел гидроочистки, где смешивается с осушенным циркулирующим водородсодержащим газом и в виде газосырьевой смеси подается в технологическую печь. Система циркулирующего водородсодержащего газа постоянно подпитывается из сети свежим водородом. Нагретая в технологической печи газосырьевая смесь поступает на гидроочистку в реактор со стационарным слоем алюмоплатинового катализатора. Процесс гидроочистки заключается в гидрировании сернистых, непредельных и ароматических углеводородов.

После реактора контактный газ проходит ступенчатое охлаждение и конденсацию. Водородсодержащий газ отделяется от капельной жидкости и поступает на всас циркуляционного компрессора, а затем осушается в осушителях на цеолитах от влаги и подается на смешение с узкой гексановой фракцией. Сконденсировавшиеся углеводороды – гидрогенизат подается в колонну стабилизации. На стадии стабилизации в ректификационной колонне

из гидрогенизата отгоняется изогексановая фракция. Кубовый продукт колонны – гексановый растворитель «Нефрас» отводится на склад.



Рисунок 2.5 – Принципиальная технологическая схема получения гексанового растворителя «Нефрас»

2.7.1. Процесс гидрирования гексанового растворителя «Нефрас»

Гексановый растворитель «Нефрас» негидрированный поступает на очистку от ароматических и непредельных углеводородов в реактора гидрирования через теплообменник, обогреваемый горячей водой. Смесь гексанового растворителя «Нефрас» и рецикла, подогреваемая в теплообменнике до 100-120°C, подается в нижнюю часть одного из реакторов где происходит гидрирование ароматических и непредельных углеводородов. Гидрирование (жидкофазное) осуществляется на стационарном катализаторе «Никель на Кизельгуре» пиролизным водородом (метано-водородная фракция) или техническим водородом. Водород через распределительные устройства поступает в нижнюю и среднюю части реакторов путем барботажа через жидкую фазу. Процесс гидрирования сопровождается выделением тепла (экзотермическая реакция). С верха первого по ходу продукта реактора смесь частично прогидрированного «Нефраса» с водородом через теплообменник, охлаждаемый промышленной водой, поступает вниз второго по ходу продукта реактора, где происходит гидрирование ароматических и непредельных углеводородов в «Нефрасе». С верха последнего по ходу реактора гексановый

растворитель через теплообменник, охлаждаемый промышленной водой, поступает в сепаратор, где происходит отделение гексанового растворителя от непрореагировавшего водорода и легких углеводородов. Легкие углеводороды с водородом из сепаратора поступают в конденсатор, охлаждаемый рассолом, где углеводороды конденсируются и стекают в емкость сбора, а водород и примеси сжигаются. Гексановый растворитель из сепаратора через холодильник, охлаждаемый холодной водой, поступает в емкость сбора, откуда гидрированный гексановый растворитель насосом откачивается на склад.

Гидрирование гексанового растворителя «Нефрас»

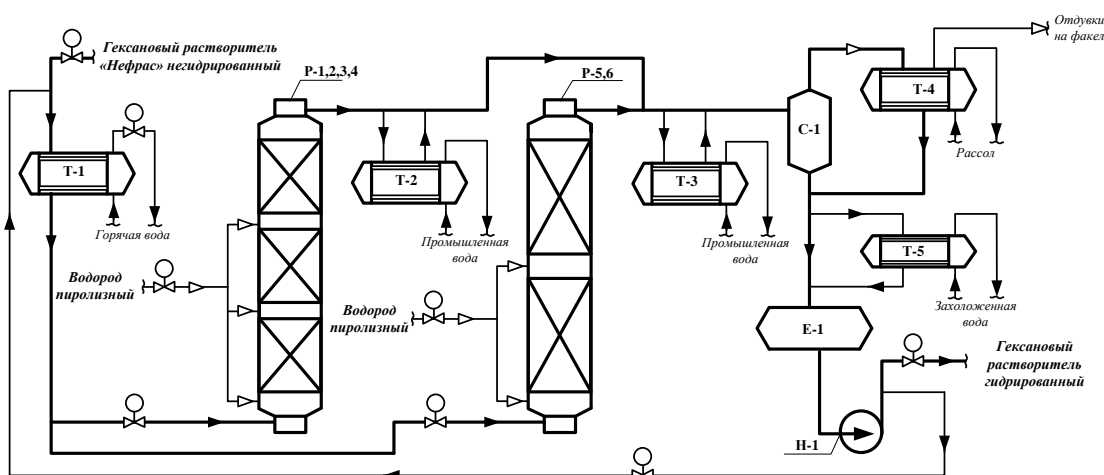


Рисунок 2.6 – Принципиальная технологическая схема гидрирования гексанового растворителя «Нефрас»

2.8. Полиэтиленгликоли

Сырье для процесса: окись этилена, этиленгликоль (или диэтиленгликоль).

Целевой продукт: полиэтиленгликоли ПЭГ-200, ПЭГ-300, ПЭГ-400, ПЭГ-600.

Побочные продукты: нет

Катализатор: едкий натр NaOH.

Краткое описание технологического процесса:

Получение полиэтиленгликолей осуществляется присоединением окиси этилена к моноэтиленгликолю в присутствии щелочного катализатора (NaOH) (рисунок 2.7).

Производство простых полиэфиров
(полиэтиленгликолей ПЭГ-200,300,400,600)

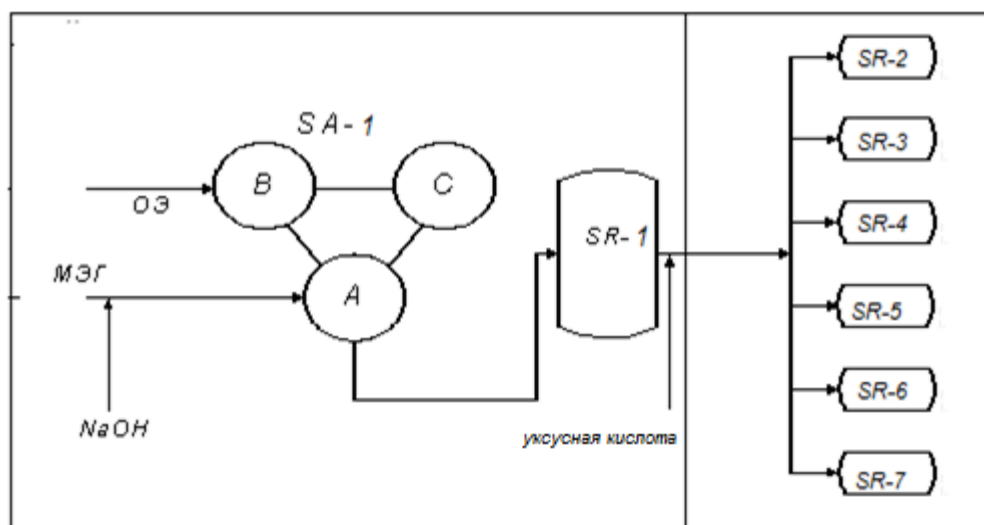


Рисунок 2.7 – Принципиальная технологическая схема производства полиэтиленгликолей

В реакторный блок принимают моноэтиленгликоль, катализатор – раствор едкого натра. Реакторный блок состоит из трех цилиндрических горизонтальных аппаратов, расположенных на двух уровнях. Нижний аппарат служит для приема исходной смеси (катализатор, МЭГ) и сбора продуктов реакции, а верхние аппараты служат для реакции оксиэтилирования. После проведения реакции оксиэтилирования, простой полиэфир (полиэтиленгликоль) откачивается в промежуточную емкость поз. SR-1, где нейтрализуется уксусной кислотой и откачивается в товарные емкости.

2.9. Пропиленгликоль

Технология 1.

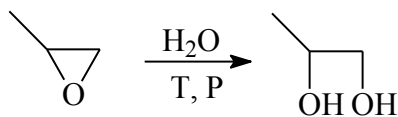
Сырье для процесса: окись пропилена, вода.

Целевой продукт: пропиленгликоль.

Побочные продукты: нет.

Катализатор: нет.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Технологический процесс получения пропиленгликоля состоит из двух стадий (рисунок 2.8):

- гидратация окиси пропилена;
- атмосферная и вакуумная отгонка воды.

Процесс производства - периодический.

Получение пропиленгликоля осуществляется в реакторе поз. Р-1 методом гидратации окиси пропилена при давлении от 0,2 до 0,4 МПа, температуре от 125 до 135°C и мольном соотношении окиси пропилена и воды, равным 1:5 [массовом соотношении, равным 1:(2,1±0,1)].

Атмосферная и вакуумная отгонка воды проводятся (при производстве пропиленгликоля марки «В») в реакторе поз. Р-1 сразу после выдержки реакционной массы.

Реакционная масса после выдержки остается в реакторе поз. Р-1, при этом циркуляция продолжается через трубопровод в паровой рубашке. При температуре в пределах от 100 до 145°C и атмосферном давлении отгоняются пары воды, которые направляются в холодильник, охлаждаемый обратной водой, откуда сконденсированная вода сливается в сборник поз. Е-1.

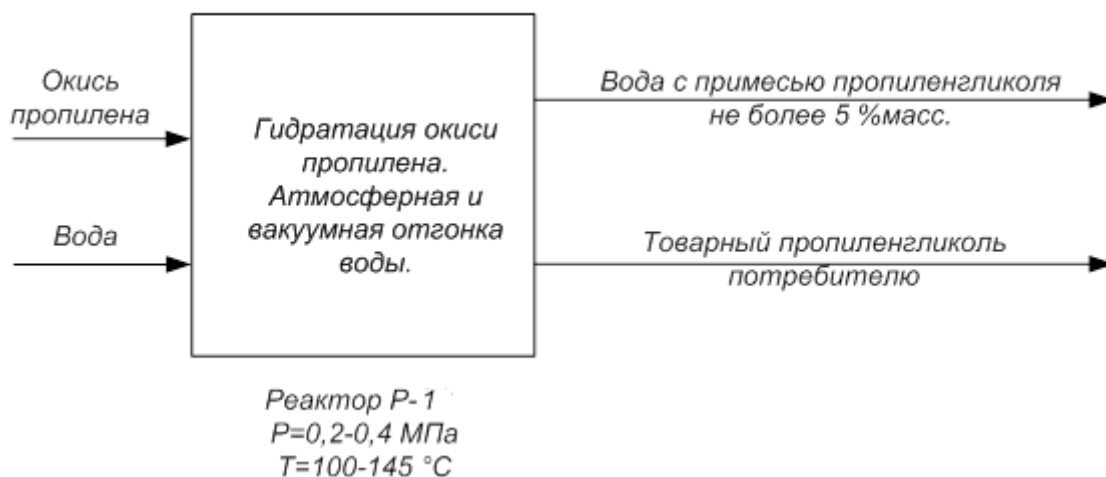


Рисунок 2.8 – Принципиальная технологическая схема производства пропиленгликоля

После прекращения отгонки паров воды при атмосферном давлении, реактор поз. Р-1 подсоединяется к вакуумной системе, и отгонка оставшейся воды продолжается при остаточном давлении в пределах от 0,05 МПа до 0,06 МПа. Водогликолевые пары направляются также в холодильник, откуда водогликолевый раствор сливается в тот же сборник поз. Е-1. Вода с примесью пропиленгликоля не более 5 % масс. накапливается в сборнике поз. Е-1 и с добавлением парового конденсата используется в производстве следующей партии пропиленгликоля.

Сконцентрированный в реакторе пропиленгликолевый раствор с содержанием воды не более 10 % масс. (пропиленгликоль марки «В») насосом перекачивается в товарную емкость.

Технология 2

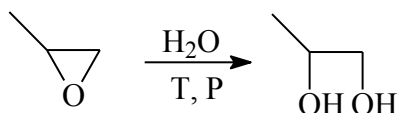
Сырье для процесса: окись пропилена, вода.

Целевой продукт: пропиленгликоль.

Побочные продукты: дипропиленгликоль и полигликоль-3.

Катализатор: нет.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Пропиленгликоль получают методом термической (некаталитической) гидратации окиси пропилена. Полученный в результате процесса гидратации раствор гликолей подвергают ректификации с выделением пропиленгликоля, а также побочных продуктов – дипропиленгликоля и полигликолей-3.

2.10. Триизобутилалюминий

Сырье для процесса: алюминий, изобутилен, водород.

Целевой продукт: триизобутилалюминийгидрид (ТИБА).

Побочные продукты: изобутан, непрореагировавшие в процессе изобутилен, водород, алюминий

Катализатор: отсутствует.

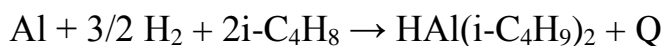
Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

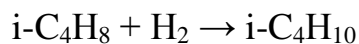
Триизобутилалюминий (ТИБА) получают прямым синтезом активного алюминия, изобутилена и водорода реакторе смешения. Синтез ТИБА проходит при температуре до 160°C и давлении до 140 кгс/см².

Водород для синтеза ТИБА поступает от компрессоров, которые служат источником давления процесса синтеза. Количество подаваемого сжиженного изобутилена зависит от количества активного алюминия в процессе. При недостаточной подаче изобутилена реакция синтеза протекает с образованием диизобутилалюминийгидрида:



Режим синтеза ТИБА поддерживается подачей изобутилена в зону реакции и хладагента в рубашки реакторов. В процессе синтеза происходит

частичное гидрирование изобутилена с образованием изобутана только при температуре выше 160°C:



В реакторе производится постоянное перемешивание реакционной массы мешалкой с экранированными электродвигателями.

Время протекания синтеза от 3,5 до 5 часов зависит от скорости подачи изобутилена в реакционную среду. По окончании синтеза ТИБА передавливается на склад хранения, откуда в дальнейшем поступает на узел синтеза ТЭА

2.11. Тримеры и тетрамеры пропилена

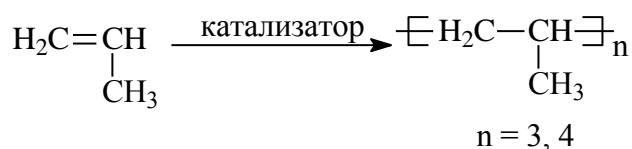
Сырье для процесса: пропилен.

Целевой продукт: тримеры пропилена, тетрамеры пропилена.

Побочные продукты: фракция изоолефинов, пентамеры пропилена.

Катализатор: Polymax.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Производство тримеров и тетрамеров пропилена основано на реакции олигомеризации пропилена в присутствии катализатора Polymax (рисунок 2.9).

Исходным сырьем является пропилен, который принимают с завода этилена в емкости поз. Е-1/1-6, Е-4. С промежуточного склада пропилен подается через емкость поз. Е-1 в реактора Р-5/1-12, в которых происходит процесс олигомеризации на катализаторе Polimax. Полученный олигомеризат после водно-щелочной промывки подается в отделение ректификации т.1101/2. В колоннах поз. Кт-102, Кт-122 происходит выделение пропан-пропиленовой и димерной фракций, которые возвращаются в рецикл. В

колоннах поз. КТ-132, КТ-153, КТ-162 выделяются фракции С₇-С₈, тримеров пропилена, тетрамеров пропилена и пентамеров пропилена, которые в виде готовой продукции откачиваются на товарный склад.

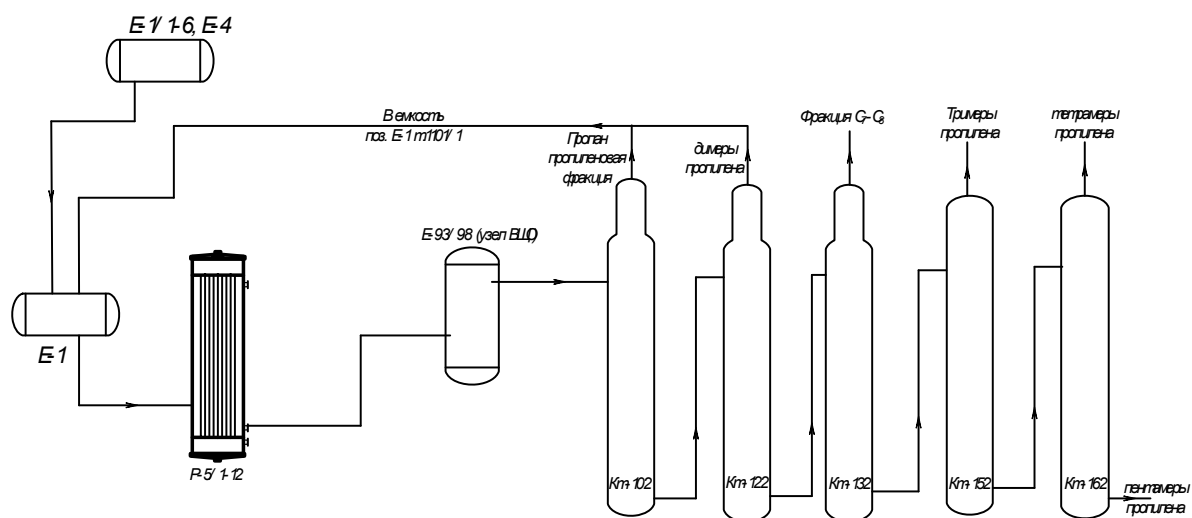


Рисунок 2.9 – Принципиальная технологическая схема производства тримеров и тетрамеров пропилена

2.12. Триэтилалюминий

Технология 1

Сырье для процесса: ТИБА, этилен.

Целевой продукт: триэтилалюминий.

Побочные продукты: ТИБА, этан.

Катализатор: ацетилацетонат никеля.

Краткое описание технологического процесса:

ТЭА получается в результате реакции обмена, протекающей между триизобутилалюминием и этиленом:



Реакция проходит в присутствии катализатора (ацетилацетонат никеля), при температуре 90°C и давлении 1,15 МПа (11,5 кгс/см²).

Реакция обмена проводится в избытке этилена, с 3-4-х кратным превышением расчетного количества. Избыток этилена подается в реакционный объем для смещения равновесия реакции в сторону получения

продуктов. Смещение равновесия достигается также одновременным удалением из реакционного объема изобутилена, образующегося в результате реакции. Повышение температуры (при сохранении постоянного давления) или повышение давления (при сохранении постоянной температуры) приводит к образованию высших алкилов и иницированию реакции полимеризации этилена.

Избыток этилена и изобутилен, появляющийся после реакции замещения, поступают на узел компримирования и разделения для дальнейшего их использования.

Технология 2

Сырье для процесса: алюминиевый порошок, этилен, водород.

Целевой продукт: триэтилалюминий.

Побочные продукты: нет.

Катализатор: нет.

Краткое описание технологического процесса:

Для получения триэтилалюминия предназначен реактор поз. R-1 - аппарат с мешалкой, с двумя внутренними змеевиками, в которые подается холодный или горячий теплоноситель в зависимости от стадии процесса (рисунок 2.10). В реактор загружается алюминиевый порошок. Включается в работу мешалка. Далее продолжают разогрев реактора. При достижении температуры 105°C начинается подача водорода. При достижении давления в реакторе 29 кгс/см², начинается совместная подача в реактор этилена и водорода. Реакция синтеза ТЭА протекает с выделением тепла, поэтому, на стадии совместной подачи, в верхний и нижний змеевики реактора подается холодный МТН. После окончания синтеза реакционную массу охлаждают до 100°C подачей холодного МТН в змеевики реактора и стравливают давление на факел. Для удаления механических примесей производят дистилляцию полученного ТЭА.

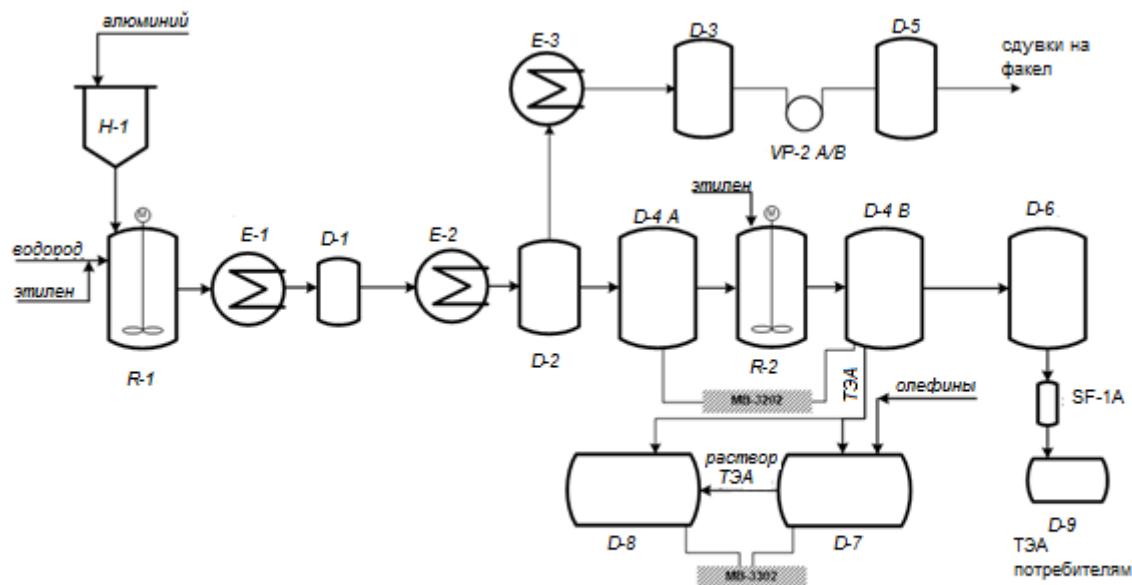


Рисунок 2.10 – Принципиальная технологическая схема производства триэтилалюминия

Дистилляция ведется до достижения минимального уровня в реакторе – 12 %. Для получения ТЭА с низким содержанием диэтилалюминийгидрида, полученное количество ТЭА с высоким содержанием диэтилалюминийгидрида из емкости азотом передавливается в реактор этилирования. Реактор разогревают до 65°C подачей в змеевики реактора горячего МТН. По истечению времени реакции этилирования, продукт в реакторе охлаждается подачей холодного МТН в змеевик реактора. Давление из реактора стравливают. ТЭА из реактора азотом передавливается в емкость для анализа.

2.13. Этилалюминийсесквихлорид

Сырье для процесса: порошок алюминиевый, этилхлорид, этилбромид.

Целевой продукт: этилалюминийсесквихлорид (ЭАСХ).

Побочные продукты: отсутствуют.

Катализатор: этилбромид.

Химическая реакция:

Краткое описание технологического процесса:

Сырьем для получения ЭАСХ являются суспензия активированного алюминия и этилхлорид. Температура суспензии активированного алюминия в реакторах перед подачей этилхлорида должна быть не менее 60°C, для чего в рубашки реакторов подается трансформаторное масло ТМ 60. При температуре 60°C, в реакторы начинают подавать этилхлорид из сепараторов. По окончании дозирования этилхлорида, содержимое реакторов выдерживается при температуре не более 80°C и давлении не более 3,0 кгс/см², не менее четырех часов. При этих условиях происходит «дозревание» ЭАСХ. По окончании процесса «дозревания» в реакторах ЭАСХ охлаждается до 40°C. Охлаждение осуществляется путем подачи в рубашки реакторов трансформаторного масла ТМ10. Охлажденная реакционная масса из реакторов передавливается азотом под давлением 2,5 кгс/см² в специальные отстойники, где отстаивается не менее 2-х часов от непрореагировавшего алюминия. Осветленная часть концентрированного раствора ЭАСХ азотом давлением 2,5 кгс/см² передавливается в сборники для приготовления раствора ЭАСХ. Готовый к применению раствор ЭАСХ из сборника передавливается на линию упаковки.

– перегонка кубовых остатков.

Процесс этерификации окиси этилена этанолом осуществляется при температуре 165-200°C и давлении 19-33 кгс/см². Избыток этанола необходим для уменьшения выхода побочных продуктов (этилкарбита, эфира триэтиленгликоля). Реакция этерификации окиси этилена этанолом является экзотермической, отвод тепла осуществляется в рекуперативном теплообменнике.

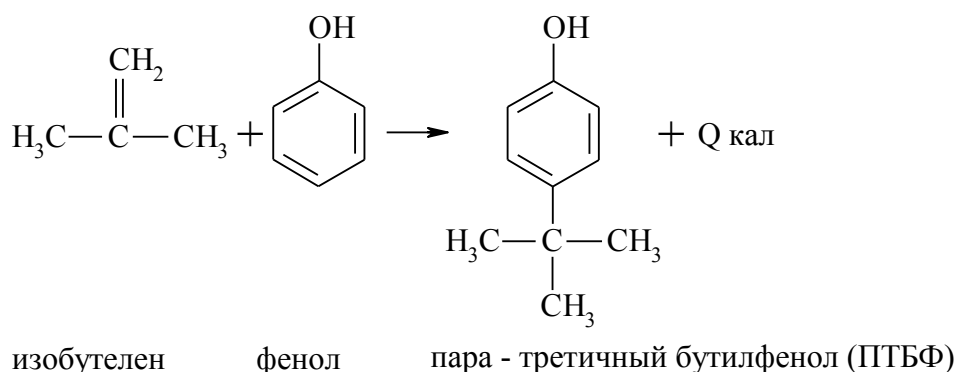
2.15 Пара-третичный бутилфенол (ПТБФ)

Сырье для процесса: фенол, изобутилен.

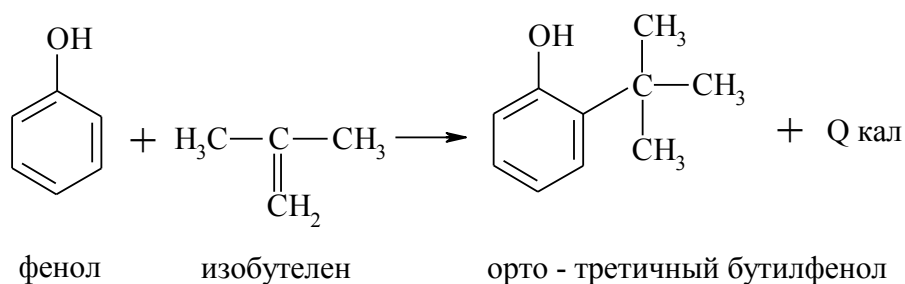
Целевой продукт: пара-третичный бутилфенол.

Катализатор: Amberlyst 36 dry или Amberlyst 36 Wet

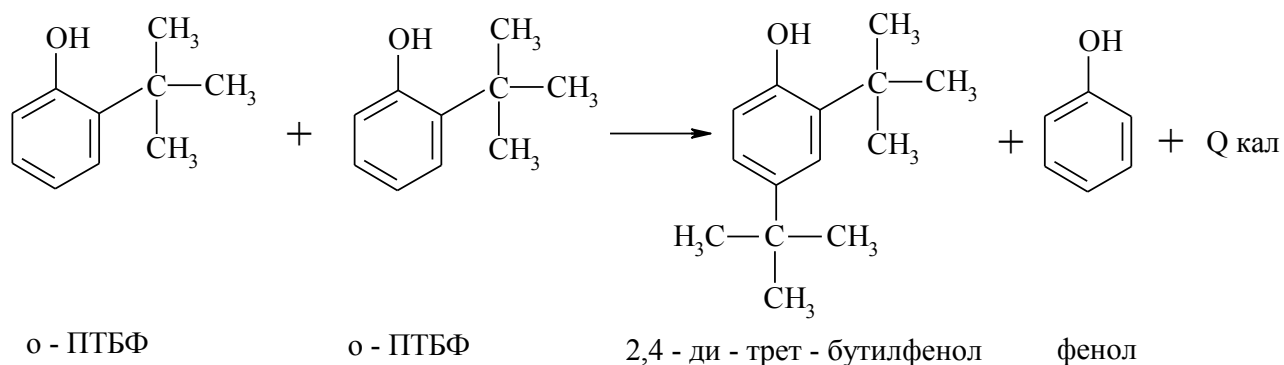
Химическая реакция:



Получение пара-третичного бутилфенола основано на алкилировании фенола изобутиленом в присутствии кислотного катализатора Amberlyst 36 Dry, Amberlyst 36 Wet Resin или КУ-23 и разделении реакционной массы ректификацией. Наряду с пара-третичным бутилфенолом в реакционной массе содержатся побочные продукты – до 1-3% орто-третичный бутилфенола и до 0,5-1,5% 2,4-ди-трет-бутилфенола. Причем с понижением температуры процесса реакционная масса обогащается орто-третичным бутилфенолом.



А с увеличением мольного соотношения изобутилен : фенол и понижением температуры реакционная масса обогащается 2,4-ди- трет - бутилфенолом.



С увеличением влаги в зоне реакции резко увеличивается выход побочных продуктов реакции – орто-трет-бутилфенола и 2,4-ди-трет-бутилфенола. С повышением давления в зоне реакции увеличивается выход побочных продуктов, а также происходит полимеризация изобутилена.

Поэтому для получения ПТБФ соответствующего требованиям СТО 91051486-018-2013 реакция алкилирования фенола изобутиленом должна протекать при температуре 80-145°C, атмосферном давлении, мольном соотношении фенол:изобутилен 1:(0,1-0,4) и содержании массовой доли воды в зоне реакции не более 0,5% .

2.16. Бутилацетат

Сырье для процесса: уксусная кислота, бутанол.

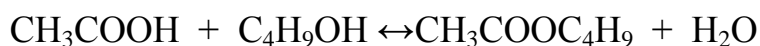
Целевой продукт: бутилацетат (марка А ГОСТ 8981-78, с изм. № 1-4 (Бутилацетат)).

Побочные продукты: легкие и тяжелые примеси, смолы и др..

Катализатор: серная кислота.

Краткое описание технологического процесса:

Метод производства – этерификация уксусной кислоты н-бутиловым спиртом в присутствии катализатора по реакции:



Все стадии реакции равновесны и обратная их последовательность ведет к гидролизу сложного эфира. Кроме того, при процессе этерификации протекают следующие побочные реакции, в результате которых образуются легкие и тяжелые примеси, смолы и др.

Стадии технологического процесса производства бутилацетата (рисунок 2.12):

1. Этерификация уксусной кислоты н-бутиловым спиртом;
2. Нейтрализация бутилацетата-сырца;
3. Ректификация нейтрализованного бутилацетата-сырца;
4. Ректификация легкокипящих компонентов;
5. Регенерация эфироводных фракций и отработанного содового раствора.

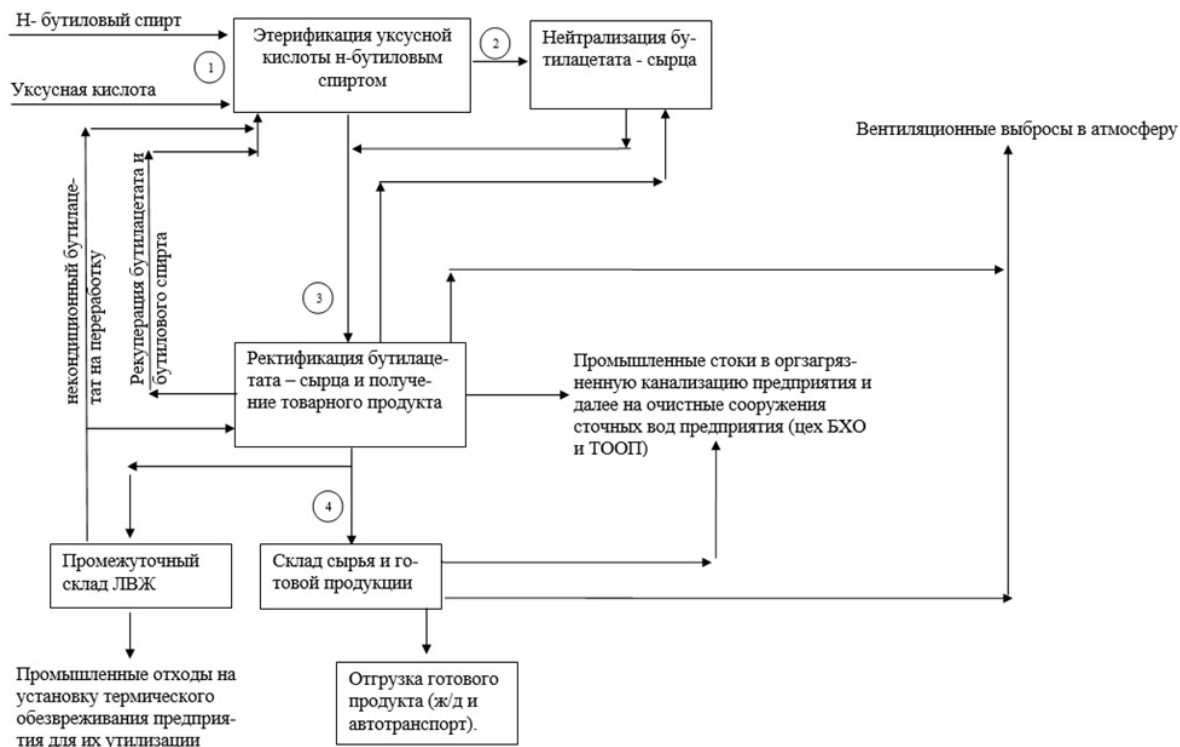


Рисунок 2.12 – Принципиальная технологическая схема производства бутилацетата

Этерификация уксусной кислоты н-бутиловым спиртом (бутанолом) осуществляется в этерификаторе. Н-бутиловый спирт (бутанол) и уксусная кислота предварительно нагреваются до температуры кипения и испарения. Образовавшаяся парожидкостная эмульсия по барботерной трубе поступает в слой реакционной жидкости; в этерификатор подают необходимое количество катализатора. Реакционная смесь с образовавшимся бутилацетатом из верхней части этерификатора поступает в нижнюю часть ректификационной колонны на ректификацию азеотропной смеси. Пары азеотропа «бутилацетат – вода» отводятся из верхней части колонны, конденсируются. Отводимый дистиллят разделяют на два слоя:

- верхний - бутилацетат-сырец (эфирный слой);
- нижний - водный слой (эфировода).

Кубовая жидкость колонны, содержащей бутанол, уксусную кислоту, тяжелые примеси и смолы возвращается в этерификатор.

Стадия нейтрализации бутилацетата-сырца предназначена для устранения остаточной кислотности бутилацетата-сырца после стадии этерификации. Нейтрализацию избыточной кислотности бутилацетата-сырца ведут 4÷6% раствором кальцинированной соды в тангенциально-лепестковых нейтрализаторах. После нейтрализации от нейтрализованного бутилацетата-сырца отделяют содовый раствор.

Ректификация бутилацетата – сырца и получение товарного продукта. Нейтрализованный бутилацетат-сырец в виде питания подается в ректификационную колонну получения товарного бутилацетата, где происходит разделение смеси на легкокипящие и тяжелокипящие компоненты. Легкокипящие компоненты с верха колонны частично отводятся для подачи на колонну ректификации легкокипящих компонентов, а частично возвращаются в этерификатор. Полученный товарный бутилацетат с куба колонны откачивается в хранилища склада сырья и готовой продукции или в сборник некондиционного бутилацетата для последующей переработки в зависимости от его качества.

Ректификация легкокипящих компонентов. Из смеси легкокипящих компонентов выделяются бутилацетат и бутиловый спирт. Дистиллят колонны ректификации легкокипящих компонентов накапливается и сжигается на УТО, кубовая жидкость колонны, содержащая бутилацетат и бутанол, возвращается на узел ректификации на рецикл.

Стадия регенерации эфироводных фракций и отработанного содового раствора предназначена для выделения из эфироводы и отработанного содового раствора органических продуктов (бутилацетата и бутанола) в ректификационной колонне. Пары легкокипящих компонентов (ЛКК), выходящие с верха колонны, конденсируются, далее подаются на этерификацию на рецикл. Кубовый остаток после отпарки органики (фузельная вода) по оргзагрязненной канализации поступает на биохимочистку.

2.17 Ацетальдегид

Сырье для процесса: ацетилен, вода.

Целевой продукт: ацетальдегид.

Побочные продукты: кротоновый альдегид ацетон.

Катализатор: кадмий-кальцийфосфатный катализатор.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Производство ацетальдегида осуществляется методом парофазной гидратации ацетилена на кадмий-кальцийфосфатном катализаторе с последующим разделением и очисткой компонентов реакции, и доведением их до товарного состояния.

Технологический процесс производства ацетальдегида включает в себя следующие стадии (рисунок 2.13):

1. Прием ацетилена-концентрата из производства ацетилена, ацетиленовых сдувок отделения производства винилацетата цеха № 12 и рециркулирующего ацетилена на узел компримирования и их смешение.
2. Компримирование смешанного газа и подача его в реактор гидратации ацетилена.
3. Перегрев пара и подача его в реактор гидратации ацетилена.
4. Парофазная гидратация ацетилена на кадмий-кальцийфосфатном катализаторе, охлаждение реакционных газов, конденсация продуктов реакции и отмывка реакционных газов от продуктов реакции, с получением водно-альдегидного конденсата и рециркулирующего газа.
5. Сжигание газообразных отходов производства.
6. Разделение потока рециркулирующего газа на отдуваемый ацетилен (сдувки- отход), который возвращается в производство ацетилена или сжигается на факельных агрегатах, и на рециркулирующий ацетилен, который возвращается на узел компримирования.
7. Ректификация водно-альдегидного конденсата, с выделением кротоново-ацетоновой фракции и получением товарного ацетальдегида.
8. Ректификация кротоново-ацетоновой фракции, с выделением ацетоновой фракции и получением товарного кротонового альдегида.
9. Ректификация и химическая очистка ацетоновой фракции, с получением товарного ацетона.
10. Сбор, анализ готовой продукции и выдача ее потребителям.
11. Переработка и нейтрализация жидких и полимерных отходов производства с последующей передачей их на обезвреживание.

Ацетилен-концентрат из отделения концентрирования производства ацетилена, ацетиленовые сдувки производства винилацетата и рециркулирующий ацетилен смешиваются в коллекторе всаса газодувки, сжимаются до давления не более 0,12 МПа (1,2 кгс/см²) и через водоотделитель направляются по ацетиленопроводу в смеситель реактора

гидратации ацетилена. Водяной пар поступает в пароперегревательную печь, в которой он нагревается за счет тепла дымовых газов при сгорании природного газа. Перегретый до температуры не более 773 К (500°C) пар поступает в смеситель реактора гидратации ацетилена. Дымовые газы через дымовую трубу, сбрасываются в атмосферу. В реакторе происходит парофазная гидратация ацетилена на кадмий-кальцийфосфатном катализаторе с образованием ацетальдегида. В результате неполной реакции гидратации высших ацетиленовых углеводородов происходит образование побочных продуктов: ацетон, кротоновый ангидрид, диацетилен и др. Газы реакции охлаждаются в котле-утилизаторе, холодильнике, конденсируются и конденсат поступает на узел перегонки. Несконденсировавшие газы отмываются от органических соединений, возвращаются в цикл и частично направляются для переработки в производство ацетилена. Водно-альдегидный конденсат из емкостей, отмывных колонн направляется в колонны для отпарки органических продуктов реакции от воды и отделения фракции ацетальдегида от фракции кротонового альдегида и ацетона. Колонна ректификации ацетальдегида предназначена для получения товарного продукта. Товарные ацетальдегид, кротоновый альдегид и ацетон направляются на склад готовой продукции. Ацетиленовые сдувки с узла гидратации поступают на факельные агрегаты.

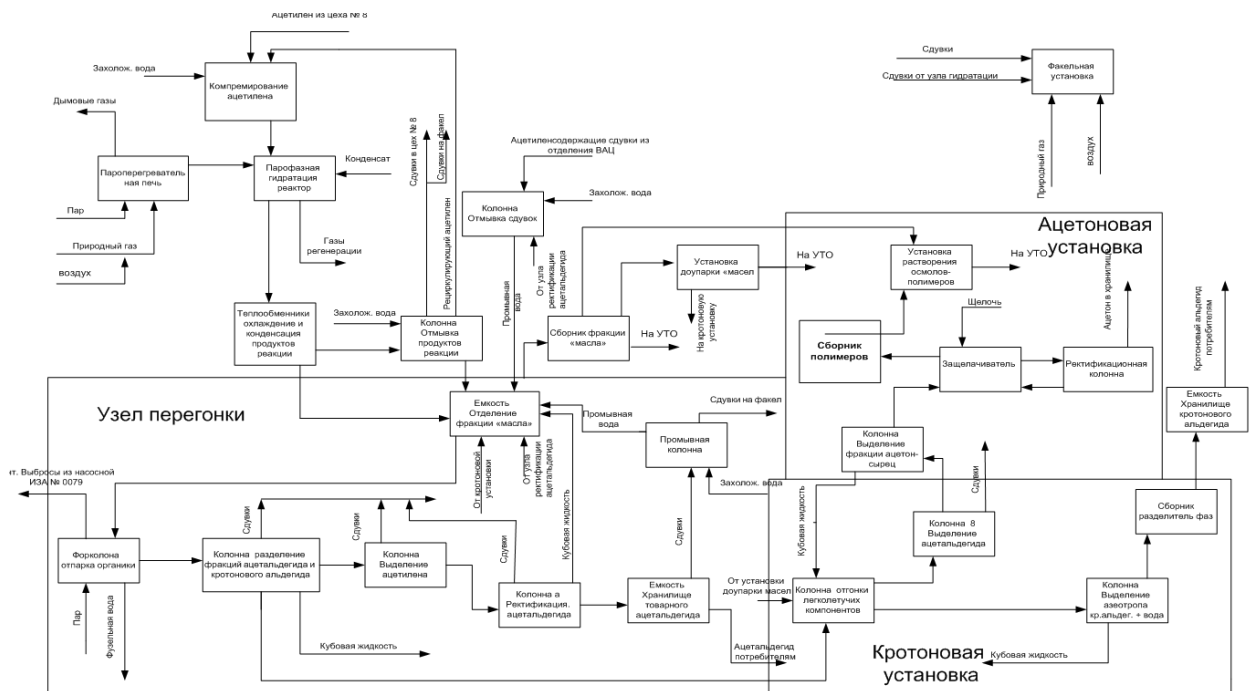


Рисунок 2.13 – Принципиальная технологическая схема производства ацетальдегида

2.18. Ацетилен

Сырье для процесса: метан.

Целевой продукт: ацетилен.

Побочные продукты: диацетилен, винилацетат, метилацетилен и ароматические углеводороды: бензол, толуол, нафталин и др., а также сажа.

Катализатор: без катализатора.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Метод производства – термоокислительный пиролиз метана природного газа. Извлечение ацетилена из газов пиролиза абсорбцией N-метилпирролидона (N-МП). Сущность термоокислительного пиролиза природного газа заключается в расщеплении молекул метана при температуре 1300-1500°C.

Основными стадиями технологического производства ацетилена являются (рисунок 14):

1. Компримирование кислорода для термоокислительного пиролиза метана природного газа. Компримирование до давления 1,5 кгс/см² поступающего из общезаводского коллектора кислорода осуществляется в две ступени.
2. Пиролиз метана природного газа. Предварительно нагретые в огневых подогревателях до температуры 650°C кислород и природный газ смешиваются и поступают в реакционный канал, где происходит процесс термоокислительного пиролиза метана. При горении метано-кислородной смеси в реакционном канале развивается высокая температура, при которой происходит пиролиз метана с образованием газов пиролиза. Наряду с указанными основными реакциями протекают другие реакции, в результате которых происходит образование гомологов ацетилена: диацетилена, винилацетата, метилацетилена и ароматических углеводородов: бензол, толуол, нафталин и др., и частичное разложение ацетилена с образованием сажи.
3. Охлаждение газов пиролиза оборотной водой грязного цикла, удаление сажи. На выходе из реакционного канала газы пиролиза подвергаются мгновенному охлаждению (закалке) и дальнейшему охлаждению оборотной водой. Газы пиролиза очищаются от сажи водой в скруббере, электрофилтре.
4. Выделение сажи из оборотной воды и сжигание сажевой пульпы в циклонных печах. Сажесодержащая вода из аппаратов сажеочистки агрегатов пиролиза поступает в сажеотстойники, где происходит отделение сажи, которая далее в виде водяной пульпы подается в циклонные печи для сжигания.
5. Компримирование газов пиролиза. Очищенные от сажи и охлажденные газы пиролиза поступают на установку предварительной промывки газов пиролиза, которая проводится орошением циркулирующим N-метилпирролидоном. После промывателей газы пиролиза компримируются до давления 9,0 кгс/см².

6. Поглощение высших гомологов ацетилена, ацетилена и диоксида углерода селективным растворителем. Газы пиролиза поступают в нижнюю часть абсорбера, где в процессе контакта газа N-метилпирролидоном происходит абсорбция растворителем ацетилена, высших гомологов ацетилена и диоксида углерода CO_2 . Не абсорбированные газы или синтез-газ (H_2 , CO , CH_4 , C_2H_6 , N_2 , O_2) отводятся из верхней части абсорбера и далее направляются как сырьё в производство метанола.
7. Выделение ацетилена-концентрата из N-метилпирролидона. Растворитель из кубовой части абсорбера передавливается в верхнюю часть десорбера I ступени, где за счет снижения давления и повышения температуры среды происходит десорбция газов из раствора N-метилпирролидона и разделение на фракции: из верхней части отводится циркуляционный газ (этан C_2H_6 , этилен C_2H_4 , азот N_2 , диоксид углерода CO_2), возвращаемый в коллектор газов пиролиза; из средней части - товарный ацетилен концентрат, который далее выдается как товарный продукт в производство ацетилена и после дополнительной очистки от диацетилена в производство винилацетата.
8. Отбор ацетилена-сырца из вакуумной части в тепловую часть десорбера второй ступени. Выделение высших гомологов ацетилена из селективного растворителя N-метилпирролидон, насыщенный ацетиленом, высшими гомологами ацетилена и парами воды, из кубовой части десорбера I ступени поступает на распределительную тарелку теплового десорбера II ступени, состоящего из вакуумного и теплового десорбера. В вакуумном десорбере II ступени происходит десорбция оставшихся растворенных в N-метилпирролидоне газов и выпаривание воды. Из верхней части вакуумного десорбера II ступени вакуумным компрессором отбирается ацетиленсодержащая парогазовая смесь (ацетилен-сырец), направляемая в тепловой десорбер, где происходит десорбция ацетилена из нагретого растворителя и дополнительная

очистка ацетилена-сырца от высших гомологов ацетилена. С 15 или 20 тарелки вакуумного десорбера отбирается парогазовая смесь, содержащая высшие гомологи ацетилена, ацетилен, пары воды и N-метилпирролидона, которая затем в промывной колонне очищается от паров N-метилпирролидона и направляется на сжигание. Ацетилен-сырец возвращается в десорбер I ступени.

9. Очистка N-метилпирролидона от полимеров Для удаления из циркулирующего N-метилпирролидона полимеров, образующихся в процессах абсорбции и десорбции ацетилена, в две ступени проводят регенерацию растворителя методом двухступенчатого вакуум-упаривания. Очищенный от полимеров N-метилпирролидон возвращается в цикл. Сухой остаток полимеров, полученный в результате выпаривания осмоленного N-метилпирролидона в испарителях II ступени, выгружается в бункер-накопитель и далее направляется на захоронение.

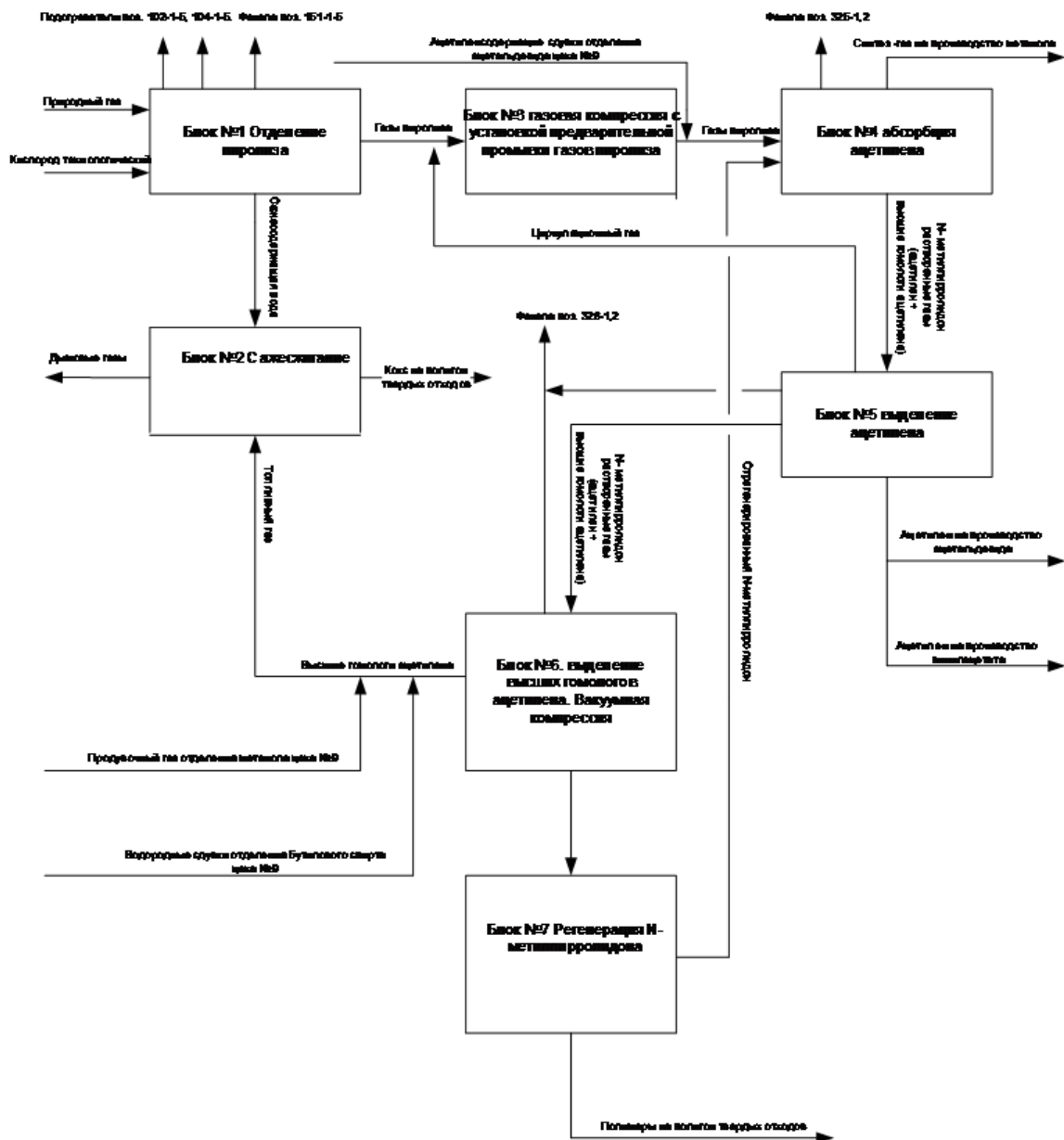


Рисунок 2.14 – Принципиальная технологическая схема производства ацетилена

2.19 Винацетат

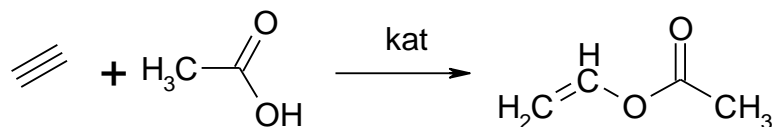
Сырье для процесса: ацетилен, уксусная кислота.

Целевой продукт: винацетат.

Побочные продукты: ацетальдегид, ацетон, гидрохинон, бензол, этилидендиацетат, кротоновый альдегид.

Катализатор: ацетат цинка, нанесенный на активированный уголь.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Метод производства винилацетата – синтез винилацетата из ацетилен и уксусной кислоты в парогазовой фазе в статическом слое катализатора, которым является ацетат цинка, нанесённый на активный уголь.

Стадии технологического процесса производства винилацетата (рисунок 2.15):

1. Загрузка свежего цинкацетатного катализатора в контактные аппараты. Катализатором заполняют трубки контактных аппаратов.
2. Разогрев катализатора азотом. Для разогрева (охлаждения) катализатора в период пуска агрегата и отвода тепла из зоны реакции в процессе синтеза винилацетата в контактных аппаратах используется нагретое масло, циркулирующее по межтрубному пространству аппаратов. При подготовке к работе систем теплообмена (маслосистем) предварительно катализатор в контактных аппаратах разогревается подогретым азотом.
3. Чтобы не допустить дезактивацию катализатора во время его разогрева, нагретый азот пропускают через испарители, предварительно заполненные уксусной кислотой; проводится пропитка катализатора уксусной кислотой.
4. Приём свежего ацетилен и компримирование смешанного ацетилен. Ацетилен подаётся в отделение винилацетата в линию обратного (циркуляционного) ацетилен, смешивается с ним, компримируется до давления не более 0,065 МПа и подаётся в испарители, где смешивается с парами уксусной кислоты.
5. Конверсия уксусной кислотой ацетилен в парогазовой фазе в статическом слое катализатора с получением реакционных газов. Парогазовая смесь ацетилен и уксусной кислоты, нагретая до

температуры, необходимой для начала синтеза винилацетата или разогрева катализатора в контактных аппаратах, поступает через верхние крышки в контактные аппараты и проходит сверху вниз трубки с цинкацетатным катализатором. Реакционные газы выходят из конусных нижних крышек контактных аппаратов и, пройдя через рекуператор, поступают в нижнюю часть скруббера.

6. Конверсию уксусной кислотой ацетилена в парогазовой фазе с получением реакционных газов можно разделить на 4 периода: пусковой, вывод агрегата на максимальную нагрузку, период стабильной работы с высокой производительностью, заключительный период работы со значительной потерей производительности. Весь цикл длится около 320-480 суток, по окончании которого выполняют перегрузку катализатора контактных аппаратов.
7. Конденсация из реакционного газа продуктов, находящихся в паровой фазе и получение винилацетата-сырца. В скруббере реакционные газы орошаются винилацетатом-сырцом, в результате чего из реакционных газов конденсируется уксусная кислота, винилацетат, ацетальдегид, кротоновый альдегид, этилидендиацетат и другие побочные продукты реакции.
8. Сжигание пусковых (периодических), постоянных и аварийных сбросов на факельной установке. Из верхней части скрубберов выводится не вступивший в реакцию ацетилен, который возвращается в цикл. Во избежание накопления в циркуляционном ацетилене гомологов ацетилена, CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , а также азота и кислорода, часть возвратного ацетилена сбрасывается на факел № 1,2 или направляется в отделение получения ацетальдегида.
9. Перегонка винилацетата – сырца с получением винилацетата – ректификата. Смесь винилацетата-сырца с продуктами реакции поступает на узел ректификации, где получают товарный винилацетат в процессе следующих стадий:

- Разделения винилацетата-сырца на легкокипящие и тяжелокипящие компоненты;
- выделения ацетальдегидной фракции винилацетата из смеси легкокипящих компонентов;
- выделения смеси ацетальдегида и ацетона, а также винилацетата из ацетальдегидной фракции винилацетата (смесь ацетальдегида, ацетона далее направляется на сжигание на УТО);
- выделения высококипящих компонентов (гидрохинон, бензол, этилидендиацетат, кротоновый альдегид), с получением винилацетата-ректификата (товарный винилацетат откачивается на склад ЛВЖ в хранилища);
- выделения из уксусной кислоты высококипящих компонентов (высококипящие компоненты (гидрохинон, осмолы, этилидендиацетат и др.) накапливаются и направляются на сжигание на УТО);
- выделения кротоновой фракции (кротонового альдегида и воды) (выделенная регенерированная уксусная кислота возвращается в цикл, кротоновая фракция уксусной кислоты направляется на сжигание на УТО).

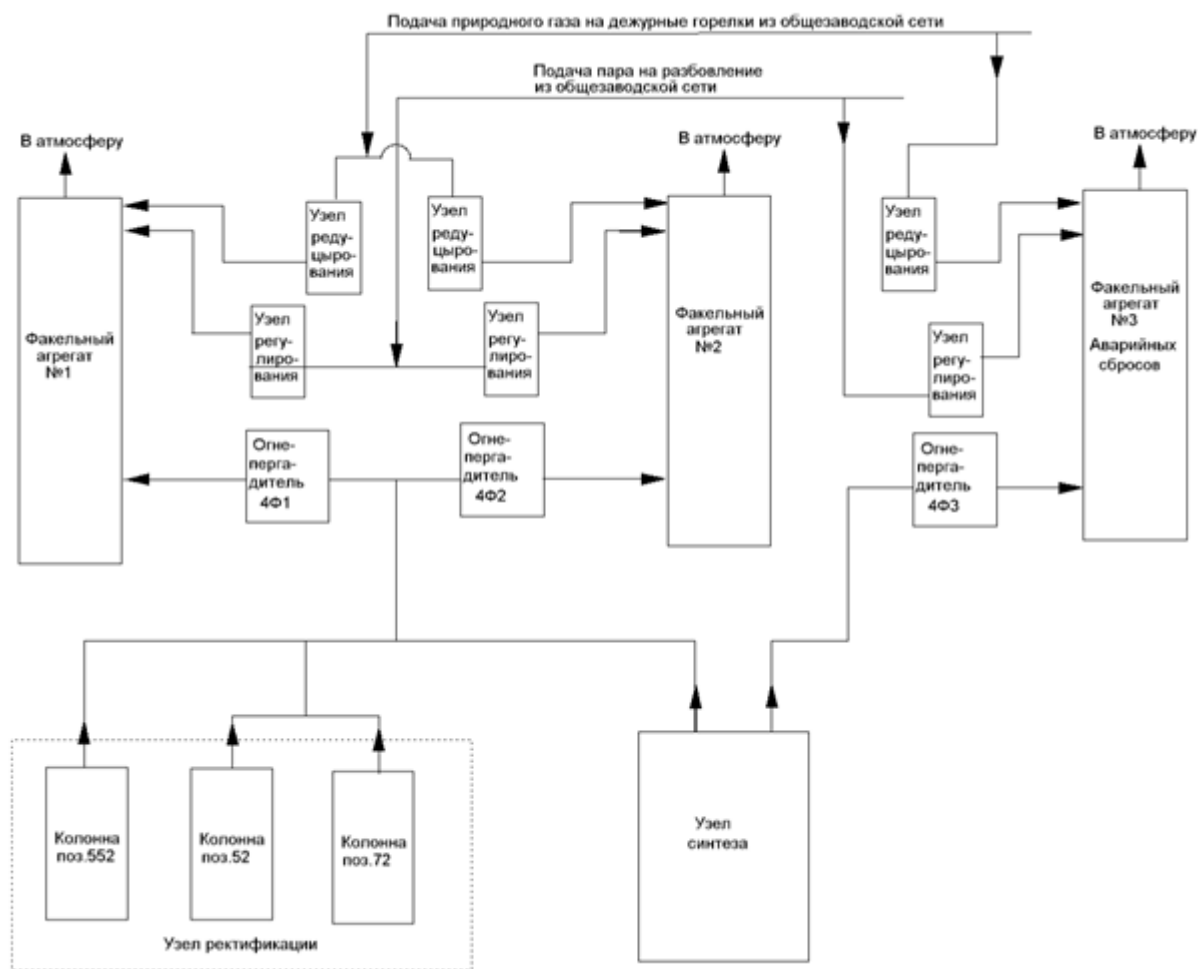


Рисунок 2.15 – Принципиальная технологическая схема производства винилацетата

2.20 Метилацетат

Сырье для процесса: метанол, уксусная кислота.

Целевой продукт: метилацетат.

Катализатор: серная кислота.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Метод производства метилацетата – этерификация уксусной кислоты метанолом с последующей ректификацией продуктов реакции. В качестве сырья для производства метилацетата используется метанол, уксусная

воды. В этой секции также завершается конверсия уксусной кислоты в метилацетат. Вторая секция – от места ввода метанола до места ввода катализатора – серной кислоты является реакционной. В этой секции стекающая вниз уксусная кислота в жидкой фазе в присутствии катализатора реагирует с метанолом, который поднимается вверх в виде паров. При этом в верхней части реакционной секции реакция осуществляется при значительном избытке уксусной кислоты, а в нижней части - при значительном избытке метанола, что позволяет достичь практически 100% концентрации по каждому реагенту. Третья секция – от места ввода серной кислоты до места ввода уксусной кислоты служит для экстракции воды уксусной кислотой. В этой секции осуществляется процесс экстрактивной ректификации. Метилацетат образует азеотроп с водой (3,1% масс. воды, температура кипения 55,6°C). Уксусная кислота экстрагирует воду, разрушая при этом азеотроп. В результате работы этой секции с верха колонны выходит метилацетат, практически не содержащий воду. Четвертая секция - от места ввода уксусной кислоты до верха колонны служит для очистки метилацетата от уксусной кислоты. В колонну подается уксусная кислота, метанол, серная кислота, некондиционный метилацетат, образующийся при пуске и остановке колонны и раствор едкого натра для нейтрализации кубовой жидкости. Из колонны отводятся готовый продукт - метилацетат и кубовая жидкость, содержащая воду, непрореагировавшую уксусную кислоту и соли, образующиеся в результате реакций нейтрализации. Пары метилацетата, выходящие из колонны, конденсируются в дефлегматоре, несконденсировавшиеся пары далее конденсируются в обратном холодильнике, конденсат сливается в приемник и далее смешиваясь с основным потоком метилацетата делится на 2 потока: 1 - подается в колонну в виде флегмы, 2 - отбирается в качестве готового продукта. Дыхание емкостного оборудования осуществляется через гидрозатворы. Абгазы из гидрозатворов проходят окончательную конденсацию в конденсаторе - холодильнике и выбрасываются в атмосферу, конденсат собирается в приемник и далее перерабатывается вместе с

некондиционным метилацетатом. Гидрозатворы заполнены метанолом и снабжены наружными змеевиками, охлаждаемые рассолом, обратный холодильник и конденсатор - холодильник охлаждаются рассолом.

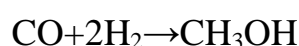
2.21 Метанол

Сырье для процесса: синтез-газ.

Целевой продукт: метанол.

Катализатор: медь-цинк-алюминиевый катализатор.

Химическая реакция:



Краткое описание технологического процесса:

Сущность метода получения метанола на агрегате М-100-3 заключается в переработке синтез-газа, отходящего из производства ацетилена, в метанол на медь-цинк-алюминиевом катализаторе, без очистки исходного газа от остаточных количеств непредельных углеводородов (ацетилена, этилена), кислорода, а также микропримесей других соединений.

Производство метанола представляет собой многостадийный процесс:

- смешение и компримирование синтез-газа и водорода;
- синтез метанола с получением метанола-сырца;
- ректификация метанола-сырца с получением метанола технического.

Работа на синтез-газе производства ацетилена отличается рядом особенностей, которые определяются составом исходного синтез-газа.

Примеси синтез-газа делятся на две группы:

- химически активные: ацетилен, непредельные, кислород, пары N-метилпирролидона;
- инертные: метан, азот, аргон.

Первые соединения могут вступать в реакции присоединения, замещения, влиять на активность катализатора; вторые – образуют балласт, накопление которого приводит к снижению активности катализатора и снижению производства метанола.

Синтез-газ из производства ацетилена поступает на узел газовой компрессии, проходит сепаратор и в фильтр для очистки от продуктов коррозии металлов и капельно-жидких аэрозолей. Очищенный синтез-газ поступает в компрессор, смешивается с водородом, поступающим из производства уксусной кислоты, сжимается до давления 4,5 МПа, охлаждается и поступает на очистку от N-метилпирролидона, поступающего с синтез-газом производства ацетилена, в угольные адсорберы.

Сжатый в компрессоре свежий газ, после очистки в угольных адсорберах от N-метилпирролидона, поступает в трубопровод всаса центробежного циркуляционного компрессора, где смешивается с циркуляционным газом и поступает в реактор, выполненный по проекту фирмы «Метанол-Казале», который дает возможность регулировать удаление тепла реакции в массе катализатора.

В реакторе синтеза метанола происходит процесс образования метанола-сырца из окиси и двуокиси углерода и водорода на медь-цинк-алюминиевом катализаторе под давлением не более 4,9 МПа (49,0 кгс/см²) и температуре 483-553 К (210-280°C).

Метанол-сырец направляется на ректификацию. Готовый продукт - метанол технический охлаждается в холодильнике и, пройдя очистку от аминосоединений в адсорберах, выдается на базисный склад. Для вывода инертных из системы синтеза предусмотрена постоянная продувка агрегата. Выдача продувочных газов из системы осуществляется через сепаратор выделения метанола в коллектор танковых и продувочных газов и далее в цеха производства аммиака, уксусной кислоты, либо как топливный газ в цех производства ацетилена или на факел. Для вывода инертных из систем колонн ректификации продувочный газ по коллектору выдается на факел.

2.22 Бутанол

Сырье для процесса: ацетальдегид.

Целевой продукт: н-бутанол.

Краткое описание технологического процесса:

Метод производства н-бутилового спирта основан на получении альдоля посредством альдольной конденсации ацетальдегида, дегидратации полученного альдоля в кротоновый альдегид с его последующим гидрированием в н-бутиловый спирт и представляет собой многостадийный процесс (рисунок 2.17):

- альдольная конденсация ацетальдегида в альдоль;
- дегидратация альдоля, с получением кротонового альдегида,
- ректификация смеси продуктов дегидратации с целью выделения кротонового альдегида;
- гидрирование кротонового альдегида в паровой фазе на меднохромовом катализаторе, с получением бутанола-сырца;
- азеотропная осушка бутанола-сырца;
- гидрирование обезвоженного бутанола под давлением на хромоникелевом катализаторе (жидкофазное гидрирование);
- ректификация прогидрированного бутанола;
- отпарка фузельных вод (кубовых остатков) от органики (кротонового альдегида и бутанола) и очистка газовых выбросов;
- гидрирование “легкой фракции”;
- ректификация прогидрированной “легкой фракции”;

Первая стадия процесса. Альдольная конденсация ацетальдегида.

Сущность технологического процесса альдолизации ацетальдегида заключается в использовании реакции альдольной конденсации ацетальдегида в водном растворе, в присутствии катализатора – раствора едкого натра (NaOH) в альдолизаторе колонного типа. Температура в зоне реакции – 40-50°C.

Вторая стадия. Процесс дегидратации альдоля с получением кротонового альдегида.

Сущность процесса получения кротонового альдегида заключается в использовании реакции дегидратации (отщепления молекулы воды) альдоля в кислой среде под давлением $P = 2,5 \text{ кгс/см}^2$, при температуре $125-138^\circ\text{C}$ в кротонизаторе колонного типа с колпачковыми тарелками. Катализатором процесса является уксусная кислота и ее соли (кислая среда). В результате реакции дегидратации ($T = 125-138^\circ\text{C}$, $P = 2,5 \text{ кгс/см}^2$) образуется ненасыщенное (непредельное) соединение – кротоновый альдегид. В результате воздействия высоких температур образуются “осмолы” – продукты глубокой конденсации и полимеризации альдоля и ацетальдегида.

Разделение смеси ацетальдегида, кротонового альдегида и воды осуществляется в ректификационной колонне. Полученный азеотроп “кротоновый альдегид-вода” разделяется методом отстоя, используется разность удельных весов кротонового альдегида и воды.

Третья стадия. Процесс гидрирования кротонового альдегида.

Сущность процесса заключается в использовании реакции гидрирования (присоединения молекулы водорода к молекуле кротонового альдегида и масляного альдегида) в паровой фазе, на медно-хромовом катализаторе с получением бутанола-сырца. Побочная реакция: неполное гидрирование кротонового альдегида. Бутанол-сырец поступает на узел азеотропной осушки для отделения воды и низкокипящих компонентов от бутанола. Сущность процесса заключается в использовании способности бутанола образовывать азеотропную смесь с водой, которая выводится из колонны ректификации. Разделение азеотропа “бутанол-вода” осуществляется методом отстоя и расслоения, на основе разницы в удельных весах и различной растворимости друг в друге воды и бутанола.

Четвертая стадия. Гидрирование непредельных и карбонильных соединений, содержащихся в обезвоженном бутаноле.

Восстановление непредельных и карбонильных соединений - гидрирование обезвоженного бутанола проводится в жидкой фазе под давлением 7-15 кгс/см² и температуре 115-155°С на хромоникелевом катализаторе (жидкофазное гидрирование). Очищенные от органических примесей (бутилового спирта и др.) и охлажденные водородные отдувки с узлов гидрирования поступают на всос водокольцевой газодувки и направляются на утилизацию (использование) в производстве ацетилен.

Отпарка фузельных вод (кубовых остатков) от органики (кротонового альдегида и бутанола) и очистка газовых выбросов.

Отпарка органических примесей из кубовой жидкости колонны ректификации кротонового альдегида осуществляется в отпарной колонне. Отпаренная от органики вода через смолоотстойники отводится по органически загрязненной канализации на биохимическую очистку. Водные слои, содержащие бутанол, из аппаратов узла гидрирования кротонового альдегида из кубовой части отпарной колонны отводятся по органически загрязненной канализации на биохимическую очистку. Азотные отдувки из аппаратов и емкостей узла дегидратации альдоля и ректификации ацетальдегида из хранилищ ацетальдегида и со сливо-наливной эстакады склада сырья и готовой продукции поступают на очистку в отмывную колонну, где происходит отмывка азотных отдувок от ацетальдегида путем его растворения в воде. Очищенные от ацетальдегида сдувки через гидрозатвор сбрасываются в атмосферу.

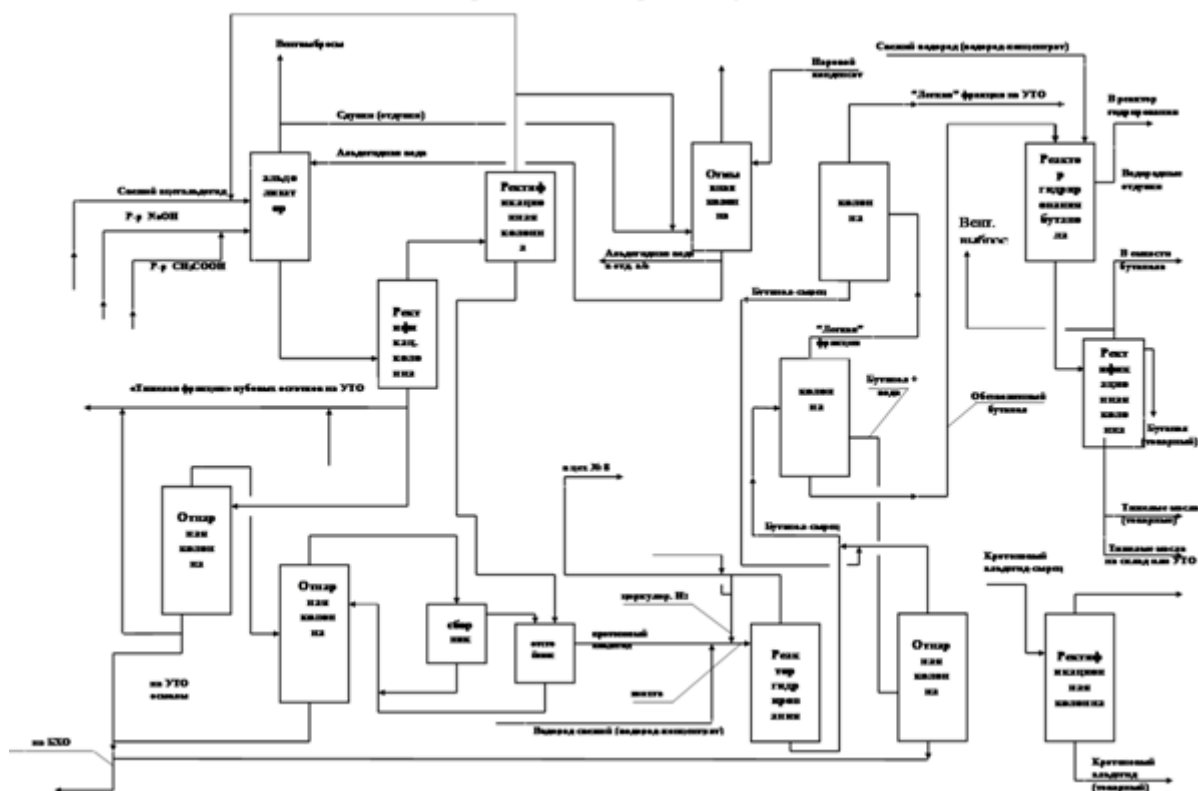


Рисунок 2.17 – Принципиальная технологическая схема производства бутанола

2.23 Виниловый спирт

Сырье для процесса: поливинилацетат.

Целевой продукт: виниловый спирт.

Катализатор: гидроксид натрия.

Краткое описание технологического процесса:

Производство сополимеров винилового спирта и винилацетата (ВА), называемых поливиниловым спиртом (ПВС), осуществляется методом щелочного алкоголиза поливинилацетата (ПВА), получаемого полимеризацией винилацетата в среде метанола (лаковая полимеризация) по неполной конверсии непрерывным способом.

Поливинилацетат (ПВА) получают путём полимеризации винилацетата в качестве мономера, азобисизобутиронитрила (порофора) в качестве инициатора и метанола в качестве вспомогательного агента передачи цепи.

Поливиниловый спирт получают из раствора поливинилацетата в метаноле под воздействием катализатора гидроксида натрия по реакции переэтерификации и по реакции омыления (рисунок 2.18).

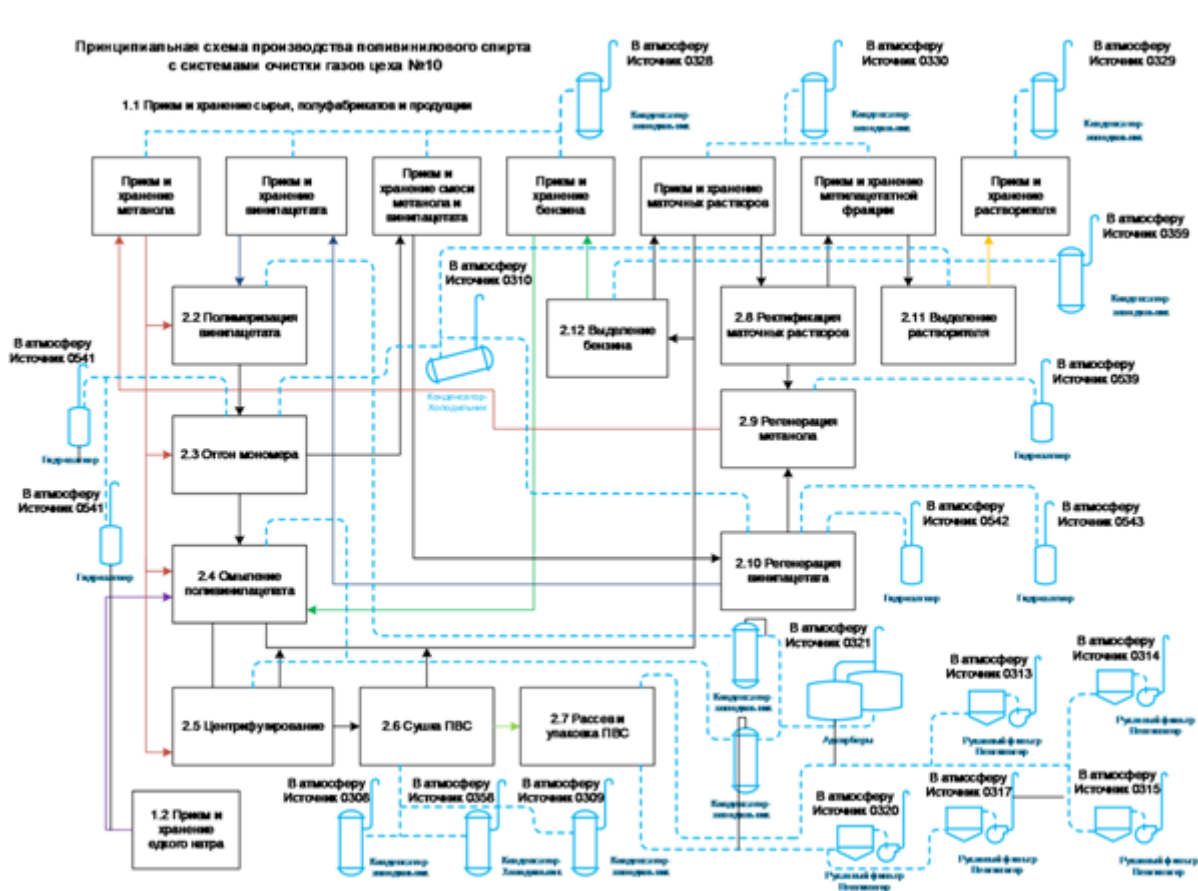


Рисунок 2.18 – Принципиальная технологическая схема производства винилового спирта

2.24 Уксусная кислота

Сырье для процесса: метанол и монооксид углерода.

Целевой продукт: уксусная кислота.

Катализатор: комплексные соединения родия.

Краткое описание технологического процесса:

Уксусная кислота получается прямым взаимодействием оксида углерода и метанола в газожидкостном реакторе с механическим перемешиванием. Технологический процесс производства уксусной кислоты состоит из следующих стадий:

1. Получение оксида углерода;

- a. очистка природного газа от сернистых соединений;
 - b. конверсия природного газа;
 - c. очистка конвертированного газа от диоксида углерода;
 - d. газоразделение;
 - e. компремирование газовых потоков;
2. Парообразование, распределение пара и конденсата.
 3. Вспомогательные узлы и установки.
 4. Получение уксусной кислоты:
 - a. синтез уксусной кислоты;
 - b. ректификация уксусной кислоты;
 - c. улавливание легких фракций;
 - d. приготовление катализатора и промотора.
 5. Хранение готовой продукции, вспомогательные узлы и установки.

Описание технологического процесса получения оксида углерода.

Очистка природного газа от сернистых соединений .

Для катализатора конверсии метана, сера является ядом, поэтому природный газ проходит предварительную очистку от сернистых соединений. Очистка проводится в два этапа. На первом этапе сероорганические соединения, содержащиеся в природном газе, подвергаются гидрированию на кобальтмолибденовом катализаторе. На втором этапе осуществляется поглощение сероводорода оксидом цинка. Конверсия природного газа.

Оксид углерода получают пароуглекислотной конверсией природного газа. Процесс осуществляется в трубчатой печи риформинга на никелевом катализаторе при температуре газа на выходе реакционных труб 790-885°C, давлении 1,0-1,2 МПа и объемной скорости не более 2300 ч⁻¹. Реакция парового риформинга является эндотермичной, и тепло реакции обеспечивается сжиганием топлива - природного газа, топливного газа, отходящего из криогенной установки. Необходимое для процесса тепло получается при сжигании топлива в панельных беспламенных горелках и подводится через стенки реакционных труб печи. Тепло конвертированного

газа утилизируется в котлах-утилизаторах для получения пара. Окончательное охлаждение газа проводится в водяном холодильнике, сконденсировавшаяся влага отделяется в сепараторе и используется в системе парообразования. Полученный конвертированный газ направляется на стадию очистки от диоксида углерода. Процесс конверсии ведется таким образом, чтобы в полученном конвертированном газе объемная доля остаточного метана составляла н/б 0,8 %.

Очистка конвертированного газа от диоксида углерода.

Диоксид углерода, присутствующий в сырьевом конвертированном газе, удаляется путём абсорбции метилдиэтаноломином (МДЭА) в абсорбере. Очищенный от CO_2 газ компрессором подается на стадию разделения смеси оксида углерода и водорода. Регенерация насыщенного диоксидом углерода метилдиэтаноломинового раствора проводится в колонном аппарате (регенераторе). Выделившийся при этом диоксид углерода снова используется в процессе.

Газоразделение.

Газовая смесь после стадии очистки от диоксида углерода сжимается компрессором и подается на стадию газоразделения. Пройдя предварительную осушку на синтетических цеолитах от влаги и CO_2 , исходный газ подается в блок разделения газов. Блок разделения газов - это установка, состоящая из трех тарельчатых колонн, теплообменной и емкостной аппаратуры, турбодетандера и вспомогательного оборудования. В блоке осуществляется низкотемпературное разделение исходного газа на оксид углерода, водород и метан. Водород является отходом процесса и используется в других производствах. Метан используется в качестве абсорбента оксида углерода в первой колонне низкотемпературного блока. Полученный оксид углерода направляется на стадию синтеза уксусной кислоты.

Компримирование газовых потоков.

Для создания требуемого давления газовых потоков на всех стадиях процесса получения оксида углерода используются два поршневых

одноступенчатых компрессора без смазки цилиндров и три центробежных с общей системой смазки.

Парообразование.

В процессе получения уксусной кислоты используется пар различных параметров:

1. Пар с давлением 4,0 - 4,4 МПа (40 – 44 кгс/см²).
2. Пар с давлением 0,55 - 0,85 МПа (5,5 – 8,5 кгс/см²).
3. Пар с давлением 1,40 - 1,50 МПа (14 – 15 кгс/см²).

Пар с давлением 4,0 МПа (40 кгс/см²) получается на стадии конверсии природного газа в змеевиках и в охладителях за счет утилизации тепла конвертированного газа и дымовых газов.

Пар с давлением 1,4 МПа (14 кгс/см²) получается редуцированием пара 4,0 МПа (40 кгс/см²) и пара с давлением 2,0 МПа (20 кгс/см²), поступающего из сети.

Пар 0,55-0,85 МПа (5,5 – 8,5 кгс/см²) получается из пара 1,4 МПа (14 кгс/см²) из заводской сети и используется на внутренние нужды цеха. Имеются две системы сбора парового конденсата. В одной собирается конденсат пара 1,4 МПа. Из этой системы пар вторичного вскипания выдается в коллектор пара 0,85 МПа пониженного давления, а конденсат используется в системе парообразования, избыток конденсата выдается в сеть.

Синтез уксусной кислоты.

Уксусную кислоту получают карбонилированием метанола при температуре 185°С, давлении 2,8 МПа (28 кгс/см²) в присутствии катализатора процесса - комплексных соединений родия. Промотором катализаторной системы являются соединения йода - йодистый метил и йодистый водород.

Кроме пропионовой кислоты в процессе синтеза образуются другие легкокипящие примеси, такие, как муравьиная кислота, ацетальдегид, диметиловый эфир, и т.д., а также насыщенные углеводороды (алканы)

Ректификация уксусной кислоты.

Очистка уксусной кислоты проводится на четырех ректификационных колоннах. В первой колонне - колонне легких фракций извлекается основная часть промотора (HI, CH₃I), некоторая часть воды и родия, унесенного парами из испарительной емкости для возврата их на стадию синтеза и уксусная кислота для дальнейшей очистки. Во второй колонне – колонне осушки производится обезвоживание уксусной кислоты до массовой концентрации воды не более 0,1% и снижение массовой концентрации HI до величины не более 1,0 ppm (млн⁻¹). В третьей колонне - колонне тяжелых фракций удаляются следы легких фракций в виде верхнего погона, а пропионовая кислота и другие тяжелые фракции из куба колонны. Готовый продукт уксусная кислота отбирается в виде бокового потока с 67 тарелки и после охлаждения направляется в хранилища промежуточного склада. Четвертая колонна - колонна отпарки отходов кислоты извлекает уксусную кислоту из кубового потока колонны тяжелых фракций. Пропионовая кислота концентрируется в кубе, откуда выдается на сжигание. Схемой предусмотрена пятая колонна - колонна удаления алканов, работающая периодически. Колонна служит для удаления следов алканов, которые образуются в реакционной системе и концентрируются в тяжелой фазе верхней части колонны отгонки легких фракций.

Регенерация легких фракций.

Система регенерации легких фракций состоит из абсорбера высокого давления, абсорбера низкого давления, отпарной колонны и вспомогательного оборудования. Эта система предназначена для регенерации метилиода из газов, отводимых из реактора стадии синтеза и колонны легких фракций на сжигание. Извлеченный йодистый метил направляется на стадию синтеза, очищенный газ сжигается в печи сжигания газообразных отходов или на факеле (при нарушении режима). Абсорбентом в обоих абсорберах является уксусная кислота. Регенерация абсорбента проводится в отпарной колонне.

Хранение готовой продукции.

Для хранения готовой продукции имеются два склада промежуточный и базисный. На промежуточном складе установлены 3 хранилища вместимостью 630 м³ каждое - два для кондиционного и одно для складирования некондиционного продукта. Базисный склад уксусной кислоты предназначен для хранения и отгрузки уксусной кислоты в количестве 150 тыс. т/год в железнодорожные цистерны и автомобильный транспорт потребителям. Для хранения кислоты на складе установлено шесть резервуаров объемом 1000 м³ каждое, одно из которых является аварийным. Отгрузка уксусной кислоты в железнодорожные цистерны производится на наливной эстакаде через восемь стояков налива. Отгрузка уксусной кислоты в автоцистерны производится на отдельной эстакаде через два стояка.

Оборотное водоснабжение.

Производство уксусной кислоты обеспечивается оборотной водой от цехового водооборотного цикла ВОЦ-9 производительностью 8000 м³/час. В состав водооборотного цикла входит:

- насосная станция с установленными на ней насосами (5 шт);
- три двухсекционные градирни.

Система сжигания жидких отходов.

Система сжигания жидких отходов включает следующее оборудование: печь сжигания отходов, расходные емкости, насосы для подачи отходов, закалочную емкость, скруббер Вентури, насосы. Автоматическим регулятором РИС-3209 производится поддержание постоянного давления воздуха. Избыток его сбрасывается в атмосферу вместе с дымовыми газами печи в дымовую трубу.

Установка для сжигания газовых отходов.

Сбросные газы после очистки в абсорберах высокого и низкого давления подаются в топочную камеру печи для сжигания. В предпусковой период или в аварийных случаях осуществляется сброс газов в факельную линию.

Факельная установка для сжигания сбросных газов из отделения уксусной кислоты.

Факельная установка предназначена для сжигания некондиционных отходов в период пуска и наладки режима и сбросов от предохранительных клапанов. В составе этой установки факел отделения оксида углерода и факел отделения уксусной кислоты. Каждый факел снабжен тремя запальными горелками. Для полного сжигания сбрасываемых газов на запальную горелку подается пар.

Сточные воды.

Все загрязнённые стоки цеха собираются в резервуар орггрязных стоков, откуда откачиваются на биохимическую очистку в цех БХО и ТООП.

2.25 Меламин

Сырье для процесса: карбамид и жидкий аммиак.

Целевой продукт: меламин.

Катализатор: гидросиликат алюминия.

Краткое описание технологического процесса:

Основным сырьём для получения меламина является раствор карбамида и жидкий аммиак.

Основными стадиями технологического процесса установки меламина являются (рисунок 2.19):

- концентрирование карбамида,
- мокрая очистка газа,
- синтез и фильтрация,
- система транспортировки катализатора,
- кристаллизация и выделение продукта сепарацией,
- солевой расплав, система высокотемпературного теплоносителя,
- хранение и упаковка готового продукта,
- система аммиака и изолирующего газа,
- система некондиционного продукта и очистки отходящего газа,
- система конденсации отходящего газа,

- система факельных сбросов.

Концентрирование раствора карбамида.

С установки по производству карбамида, раствор карбамида поступает в испаритель первой ступени выпарки, упаривается до массовой доли карбамида не менее 93 % при температуре не менее 121 °С и давлении не более 45 кПа. и через вакуум-сепаратор плав карбамида поступает, в испаритель второй ступени выпаривания, где упаривается до массовой доли карбамида 99,5 %, при абсолютном давлении не более 5 кПа и температуре не менее 136 °С. Парожидкостная смесь поступает в сепаратор, где происходит отделение газовой фазы от жидкой. Соковый пар из сепаратора конденсируется, конденсат соковых паров из конденсаторов отводится в производство карбамида. Пары и инерты дожимаются эжектором и транспортируются в концевой конденсатор, из которого отводятся в скруббер сбрасываемого газа, промываются и выбрасываются в атмосферу. Плав подается в скруббер карбамида на установку меламина.

Мокрая очистка газа.

Основной целью промывки газа является очистка и охлаждение газа для подачи на стадию кристаллизации и преобразование вторичных продуктов с аммиаком в карбамид. Технологический газ из циклона меламина охлаждается в скруббере циркулирующим плавом карбамида, который вводится через разбрызгивающие форсунки, обеспечивая в прямом контакте с технологическим газом его энергичное охлаждение и промывку. Промытые газы отделяются от расплавленного карбамида в сепараторах, установленных на нижней секции карбамидного скруббера. Жидкий карбамид возвращается обратно в цикл. Очищенный газ из скруббера направляется в циклон технологического газа, после которого распределяется по трем направлениям. Большая часть его используется в качестве охлаждающего газа в кристаллизаторе, другая часть - для создания кипящего слоя в реакторе, остальное передается в систему очистки отходящих газов.

Синтез и фильтрация.

Получение меламина основано на реакции синтеза из карбамида при температуре 390°C и давлении 0,33 Мпа в реакторе синтеза в псевдооживленном слое катализатора - гидросиликата алюминия. Смесь газов, выходящая из реактора, охлаждается в газовом охладителе реактора до температуры, при которой происходит кристаллизация только побочных продуктов – мелема и мелама, которые осаждаются и удаляются из потока вместе с уносимыми частицами катализатора на фильтре обратной продувки. Отделенная пыль транспортируется азотом в бункер для катализатора для временного хранения перед фасовкой в мешки.

Кристаллизация и выделение продукта сепарацией.

Поток технологического газа из фильтра обратной продувки содержит готовый меламин и направляется в кристаллизатор, где смешивается с циркулирующим технологическим газом, выходящим из карбамидного скруббера, температура в кристаллизаторе снижается примерно до 210 °С.

Твердые частицы меламина выделяются из газового потока в следующем за кристаллизатором циклоне, откуда меламин попадает в систему транспортировки меламина. Газовая фаза из циклона возвращается в скруббер карбамида. Солевой расплав, система высокотемпературного теплоносителя. Система расплава соли обеспечивает подвод тепла, необходимый для процесса производства меламина. Важнейшими компонентами секции расплава соли являются печь с прямым огневым нагревом с системой предварительного подогрева воздуха горения, резервуар для хранения расплава соли и насос циркуляции расплава соли. Расплавленная соль перекачивается из резервуара для хранения расплава соли через нагревательный змеевик печи. Отсюда горячий расплав поступает в реактор и в газовый подогреватель псевдооживленного слоя, обеспечивая необходимый подвод тепла к реакционной секции.

Хранение и упаковка готового продукта.

Из циклона меламин подаётся в два бункера системы транспортировки меламина. Пока один бункер заполняется продуктом, второй используется для

распределения меламина по системе расфасовки и упаковки меламина, в которую входят комплектные линии для фасовки в биг-беги весом 1000, 750, 500 кг и мешки весом 25 кг с последующим формированием их в пакеты весом 1000 кг.

Система аммиака и изолирующего газа.

Жидкий аммиак, поступающий от границы установки, испаряется в испарителе аммиака. Далее аммиак подогревается паром высокого давления в перегревателе аммиака и используется в реакторе для распыления карбамида и для регенерации фильтров обратной продувки.

Система факельных сбросов.

Аварийные сбросы от предохранительных клапанов, от реактора при срабатывании системы противоаварийной защиты направляются для термического обезвреживания на факел.

Блок-схема

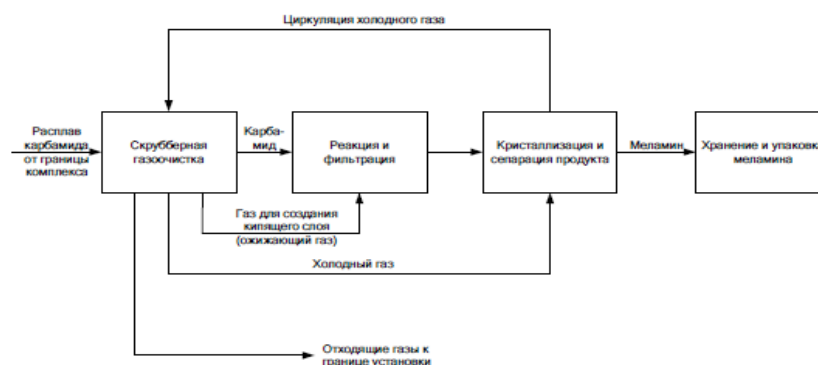


Рисунок 2.19 – Принципиальная технологическая схема производства меламина

2.26 Терефталойлхлорид

Сырьё для процесса: параксилोल, испаренный хлор, телефталевая кислота.

Целевой продукт: телефталойлхлорид.

Побочные продукты: хлористый водород, различные продукты хлорирования ароматического ядра.

Катализатор: Порофор ЧХЗ-57, хлорное железо.

Краткое описание технологического процесса:

Технологический процесс получения терефталойлхлорида (далее ТФХ), является периодическим и включает в себя следующие стадии (рисунок 2.20):

- осушка и перегонка параксилола;
- хлорирование параксилола;
- синтез терефталойлхлорида;
- вакуумная перегонка терефталойлхлорида и упаковка.

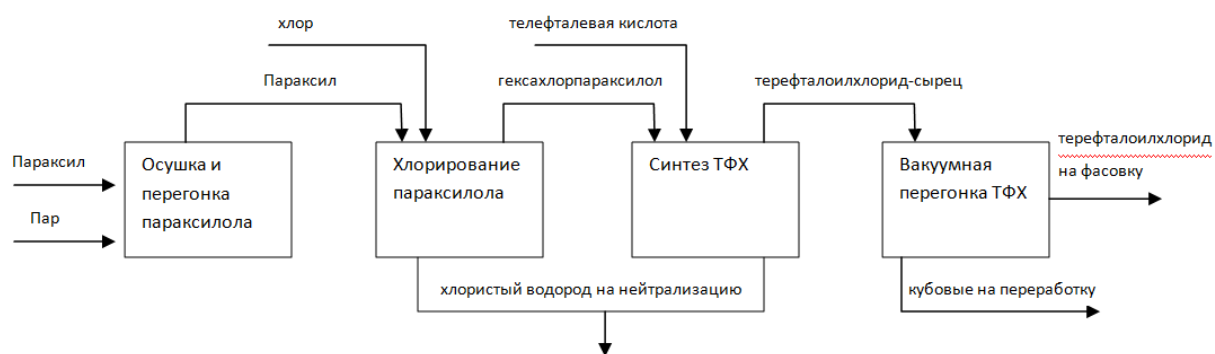


Рисунок 2.20 – Принципиальная схема производства терефталойлхлорида

Хлорирование параксилола проводится при температуре 40-115°C в каскаде из двух или трёх емкостных эмалированных аппаратов в присутствии инициатора - порофора (или перкадокса). С целью уменьшения влияния солей железа Fe^{3+} , вызывающих нежелательную побочную реакцию хлорирования ароматического ядра, хлорирование проводится в присутствии трибутилфосфата, который образует с железом нерастворимый комплекс.

Получение терефталойлхлорида - сырца методом синтеза из терефталевой кислоты и гексахлорпараксилола осуществляется по реакции:

Синтез ТФХ-сырца осуществляется в эмалированном аппарате с рубашкой теплообмена и мешалкой при температуре 110-130°C, атмосферном давлении и в присутствии катализатора - хлорного железа. Реакция проводится в избытке терефталевой кислоты.

Перегонка ТФХ-сырца осуществляется в аппарате колонного типа имеющей насадку из колец Рашига со встроенным конденсатором и

совмещенного с отгонным кубом. И проводится под вакуумом во избежание разложения терефталойлхлорида под действием высоких температур.

Очищенный терефталойлхлорид в виде расплава поступает на чешуировочные машины и отгружается в герметичных барабанах.

2.27 Простые полиэфиры.

Технология 1

Краткое описание производства простых полиэфиров:

Производство предназначено для получения простых полиэфиров (ППЭ) различных марок полимеризацией окисей алкиленов (окиси пропилена, окиси этилена) в присутствии стартовых веществ с активным протоном (-ОН, -NH).

Технологический процесс состоит из следующих стадий (рисунок 2.21):

- получение щелочного стартового вещества;
- полимеризация;
- очистка щелочного полимеризата;
- сушка готового продукта и финишная фильтрация.

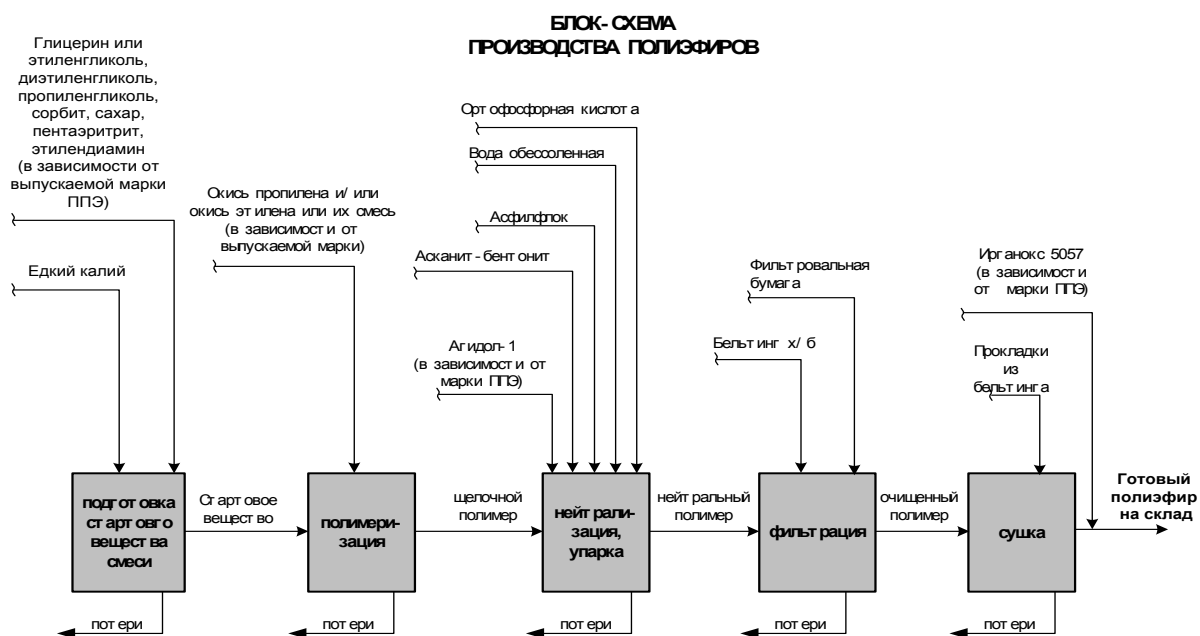


Рисунок 2.21 – Схема получения простых эфиров

Приготовление щелочного стартового вещества

Приготовление катализатора заключается в растворении едкого калия в стартовом веществе с последующим удалением воды (при необходимости). В зависимости от марки выпускаемого ППЭ в качестве стартового вещества применяют глицерин, этиленгликоль, суспензия сахара в глицерине, суспензия кристаллического сорбита в пропиленгликоле или суспензия сахара в диэтиленгликоле, этилендиамин и т.д.

Растворение едкого калия проводится в реакторе с мешалкой при температуре 50-100°C. Осушку щелочного стартового вещества (при необходимости) осуществляют испарением воды при температуре 100-120°C в условии вакуума в аппарате с мешалкой или роторно-пленочном испарителе.

Полимеризация

Синтез ППЭ осуществляют в реакторе с мешалкой и/или с циркуляционным контуром включающем выносной теплообменник в режиме постепенной подачи окиси алкилена в массу ППЭ. Температурный режим процесса полимеризации окиси алкилена в зависимости от марки выпускаемого полиэфира выбирают в интервале температур 80-140°C. Давление в реакторе поддерживают в интервале 0,1-0,6 МПа. Съем тепла полимеризации окиси алкилена осуществляют подачей охлаждающей воды в рубашку реактора и/или выносной теплообменник. После окончания подачи окиси алкилена производится выдержка реакционной массы при температуре (110 ÷ 140) °C. Полученный щелочной полимеризат, направляют на узел очистки. Избыточное давление реактора стравливается на узел очистки газовых сдувок.

Очистка щелочного полимеризата

Для удаления щелочного катализатора (при необходимости) ППЭ нейтрализуют кислотами до pH 4,5-9,0 (в зависимости от марки ППЭ). Далее нейтрализованный ППЭ либо направляют потребителю, либо подвергают очистке от солей. Наиболее универсальным методом очистки ППЭ

полиуретанового назначения является фосфатно-сорбционный. Указанный метод включает нескольких стадий:

- омыление щелочного полимеризата обессоленной водой;
- нейтрализация ортофосфорной кислотой;
- сорбция непрореагировавших щелочных примесей кислотно активированным бентонитом;
- формирование осадка соли KH_2PO_4 с бентонитом в процессе постепенного удаления воды.
- удаление осадка соли KH_2PO_4 с бентонитом фильтрацией.

Омыление, нейтрализацию фосфорной кислотой, формирование осадка проводят в реакторе с мешалкой. Удаление осадка осуществляют на фильтре заправленном фильтрующим материалом (бельтинг). В процессе омыления и нейтрализации поддерживают температур среды 85-100°C подачей пара в рубашку реактора. После нейтрализации загружают кислотноактивированный бентонит и антиоксидант.

Формирование осадка осуществляют в процессе упаривании воды в условия постепенного увеличения вакуума. Температура процесса упарки 85-120°C поддерживается подачей пара давлением в рубашку реактора.

Пары воды, образующиеся при упаривании, конденсируют и подают на узел очистки высококонцентрированных стоков. После осушки в полиэфир добавляют вспомогательный фильтрующий материал на основе целлюлозы)

Фильтрация осуществляется на фильтре заправленном фильтрующим материалом (бельтингом). Режим работы фильтра предусматривает следующие технологические операции: продувка азотом, намыв фильтровального слоя, фильтрация, просушка осадка, выгрузка осадка. Намывным слоем, наносимым на фильтр-ткань служит слой осадка (соли фосфорной, адсорбированные бентонитом, фильтрующий материал).

Осадок после каждой операции фильтрации сбрасывается в специальный контейнер для ОПО и отправляется на полигон захоронения отходов или отгружается потребителям.

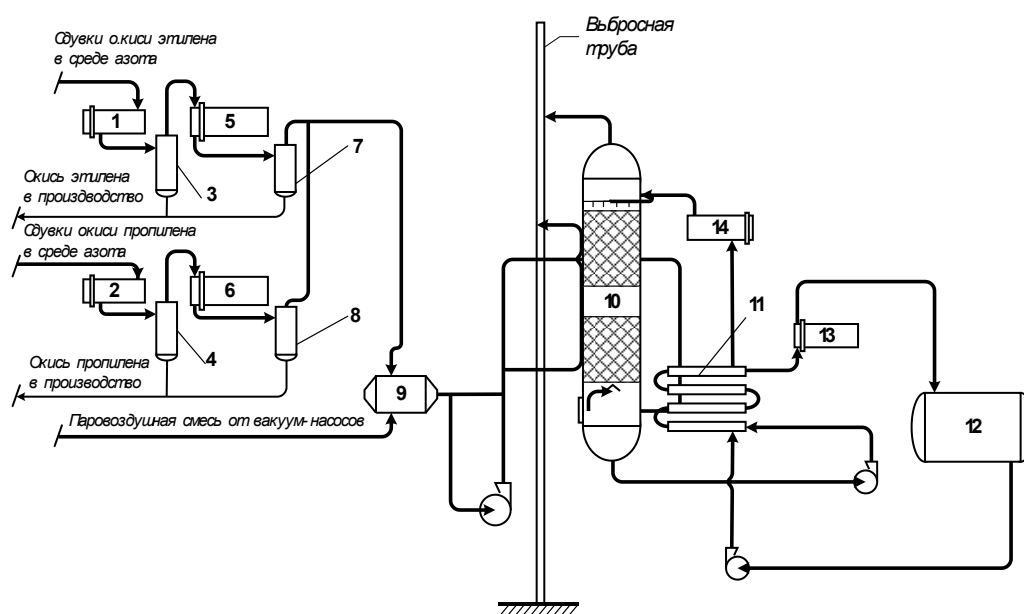
Сушка и финишная фильтрация

Сушка полиэфира осуществляется на испарителе-дистилляторе роторном при температуре до температуры 115-145°C и вакууме до минимума 0,1МПа, где окончательно удаляется вода и другие летучие органические примеси. Сухой полиэфир дополнительно пропускают через рамный фильтр и откачивают на склад для усреднения и отгрузки потребителям.

Очистка газовых выбросов

На производстве простых полиэфиров газовые выбросы образуются периодически при стравливании давления в полимеризаторах в конце процесса после выдержки и при приеме пропилена и этилена окисей в мерные емкости и на стадии упарки и сушки.

Выбросы представляют собой смесь азота с парами пропилена окиси, этилена окиси с небольшим содержанием ацетальдегида.



1, 2 – первая ступень теплообменников; 3, 4 – фазоразделители; 5, 6 – вторая ступень теплообменников; 7, 8 – фазоразделители; 9 – смеситель; 10 – абсорбционная колонна; 11 – рекуператор; 12 – емкость; 13, 14 – теплообменники.

Рисунок 2.22 – Принципиальная схема узла конденсации и абсорбции технологических сдувок

Газовые сдвухи с узла полимеризации проходят через две ступени конденсации (две пары теплообменников 1, 2, 5, 6) узла НТК. На первой ступени происходит конденсация паров при охлаждении теплоносителем с температурой 0-минус 2°С, на второй ступени конденсация теплоносителем с температурой минус 28°С.

Сконденсированные окись этилена и окись пропилена из фазоразделителей 3, 4, 7, 8 возвращают на производство ППЭ. Газовая фаза из фазоразделителей 3, 4 направляется в трубное пространство теплообменников 5, 6.

Несконденсированные пары направляются через смеситель 9 в нижнюю секцию абсорбционной колонны 10. Сверху колонны подается абсорбент (водно-гликолевый раствор щелочи (KOH, NaOH) 0,5 ÷ 1,5 % масс).

Очистка в колонне 10 происходит за счет поглощения паров ОП и ОЭ адсорбентом. Насыщенный сорбент после поглощения ОП и ОЭ с куба колонны 10 направляется в теплообменник рекуператор 11, где нагревается за счет тепла горячего сорбента, поступающего из емкости 12. Затем дополнительно нагревается в теплообменнике 13 паром до необходимой температуры и направляется на выдержку в емкость 12, где в процессе гидратации ОП и ОЭ образуются гликоли. Из емкости 12 горячий сорбент направляется на охлаждение в рекуператор 11, в теплообменник 14 и далее возвращается на орошение колонны 10. При достижении концентрации гликолей в абсорбенте от 30-55%, абсорбент выводится из системы и отгружается потребителю, а в систему заливается свежая порция раствора щелочи.

Технология 2

Простые полиэфиры (на заводе Олигомеров).

Сырье для процесса: этилена окись, пропилена окись техническая, этиленгликоль

Целевой продукт: простые полиэфиры марок ПП4202-2Б-30Щ-Г, ПП4202-2Б-30Щ, СТХ- 2124

Побочные продукты: нет.

Катализатор: гидроксид калия (КОН)

Краткое описание технологического процесса:

Процесс получения простых полиэфиrow (рисунок 2.23) проводится реакцией оксипропилирования и оксиэтилирования, для чего в реактор поз. SA-202 А производится прием расчетного количества стартового вещества и щелочного катализатора (КОН). Далее включают турбонасос поз. PC-202 А, В и начинают циркуляцию через испаритель поз. Е-202. При достижении температуры 121-130°C начинают подавать окись пропилена. Оксипропилирование проводят при температуре 125-135°C. После окончания процесса оксипропилирования и выдержки в реакторы поз. SA-202 В, С начинают подавать окись этилена. Реакция оксиэтилирования проводится при 125 -140°C с постепенным повышением давления до 6,0 кгс/см². После проведения реакции оксиэтилирования, продукт насосом поз. PC-202 А, В откачивается в резервуар поз. SR-305. Из резервуара поз. SR-305 простые полиэфиры откачиваются насосами поз. PC-307 А, В в ж/д цистерны или по трубопроводу потребителю.

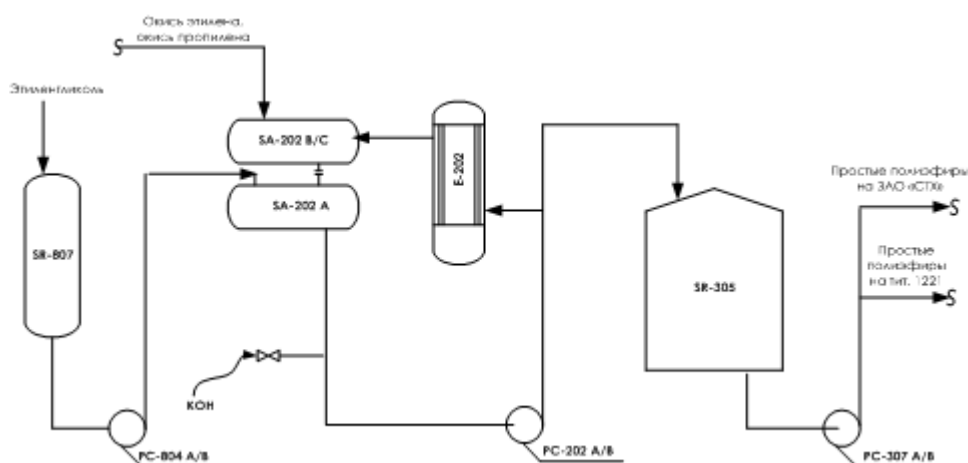


Рисунок 2.23 – Принципиальная технологическая схема производства простого полиэфира

2.28 Противоизносная присадка для дизельного топлива

Сырьё для процесса: жирные кислоты талового масла, органический растворитель.

Целевой продукт: противоизносная присадка для дизельного топлива.

Побочные продукты: нет информации.

Катализатор: отсутствует.

Краткое описание технологического процесса:

Противоизносная присадка для дизельного топлива «Байкат» – производится путем смешения жирных кислот талового масла и органического растворителя в реакторе.

Режимные параметры процесса:

- температура в реакторе в пределах – 30-50°C;
- продолжительность перемешивания смеси в реакторе – 1 час.

2.29 Депрессорные присадки

Сырьё для процесса: этилен, винилацетат.

Целевой продукт: депрессорная присадка.

Побочные продукты: нет информации.

Катализатор: инициатор.

Краткое описание технологического процесса:

Депрессорные присадки – производятся синтезированием сополимера этилена с винилацетатом в присутствии инициатора.

Режимные параметры процесса:

- температура в реакторе в пределах – 85-115°C;
- давление в пределах – 90-240 кгс/см².

3.30 Хлороформ

Сырьё для процесса: метан, хлор.

Целевой продукт: хлороформ (трихлорметан).

Побочные продукты: другие продукты хлорирования метана.

Краткое описание технологического процесса:

Хлороформ производят хлорированием метана, нагревая смесь хлора и второго вещества в нужном соотношении до температуры 400—500°C. При этой температуре происходит серия химических реакций, постепенно превращающих метан или метилхлорид в соединения с большим содержанием хлора.

Результатом процесса является смесь, состоящая из метилхлорида, дихлорметана, хлороформа и тетрахлорметана. Разделение веществ осуществляется дистилляцией. Принципиальная технологическая схема производства хлороформа представлена на рисунке 2.24.

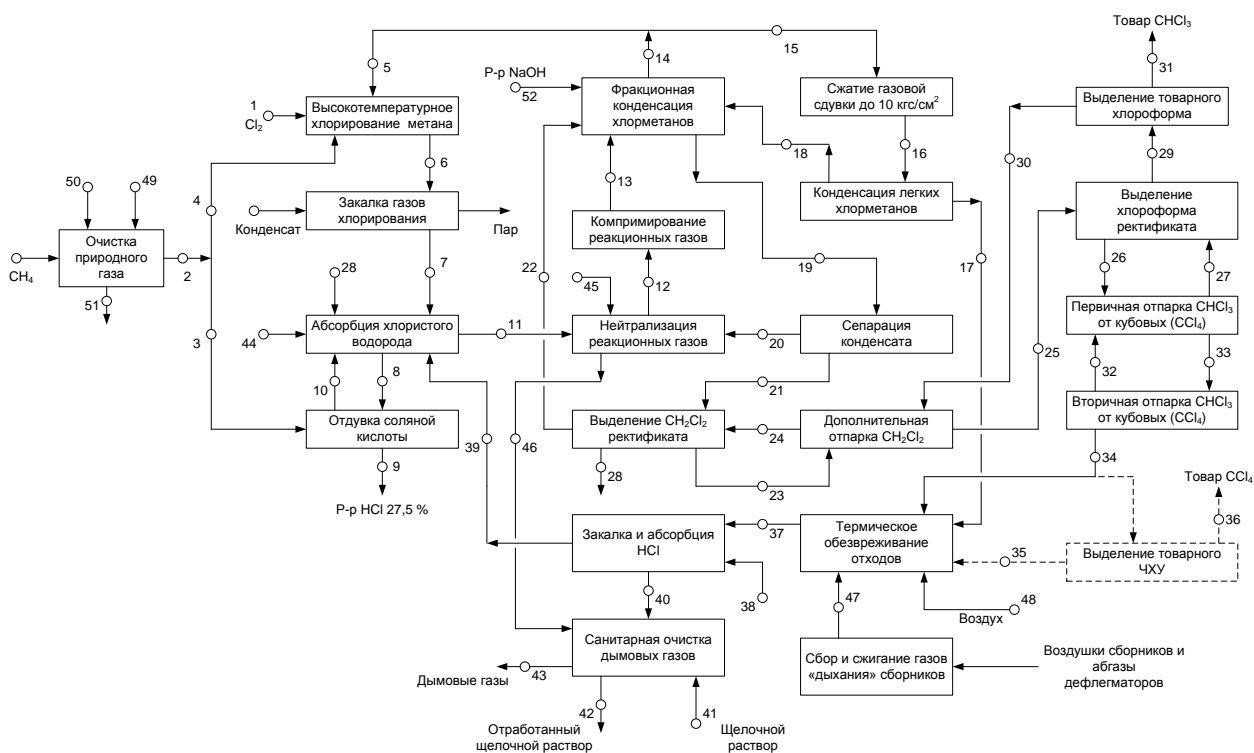


Рисунок 2.24 – Принципиальная технологическая схема производства простого полиэфира

3.31 Хладоны и мономеры на их основе

Производство X-22

Гидрофторированию хлороформа фтористым водородом в жидкой фазе при давлении 7,5-8,5 кгс/см² и температуре 70-95°C под давлением, в присутствии катализатора – пятихлористой сурьмы. Принципиальная

технологическая схема производства хладона X-22 представлена на рисунке 2.25.

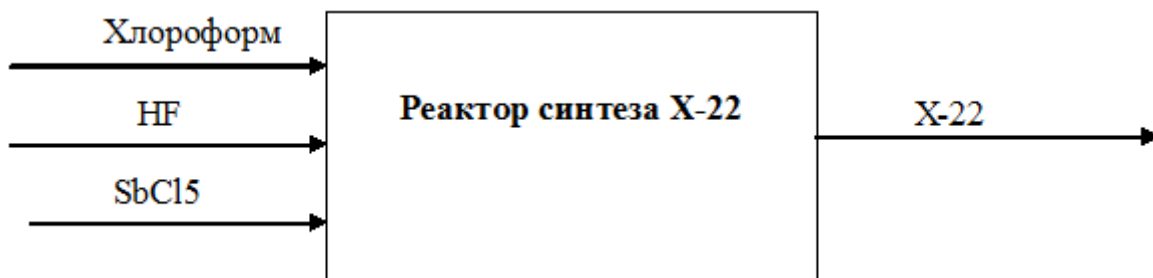


Рисунок 2.25 – Принципиальная технологическая схема производства хладона X-22

Производство X-113

Производство X-113 включает две стадии:

- фторирование безводным фтористым водородом и хлорирование газообразным хлором перхлорэтилена (ПХЭ) в жидкой фазе при давлении до 0,15 МПа и температуре 110-140°C;
- одновременное фторирование безводным фтористым водородом и хлорирование перхлорэтилена (ПХЭ) в жидкой фазе при давлении 0,3-0,6 МПа и температуре 110-150°C.

Принципиальная технологическая схема производства хладона X-113 представлена на рисунке 2.26.

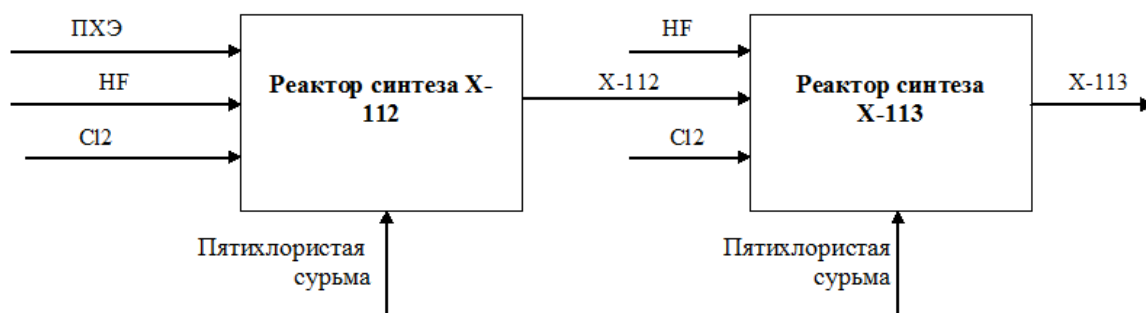


Рисунок 2.26 – Принципиальная технологическая схема производства хладона X-113

Производство X-142в

Фторировании хлористого винилидена фтористым водородом в жидкой фазе при температуре не более 150°C и давлении 13,0-22,0 кгс/см² в присутствии катализатора - четыреххлористого олова. Принципиальная технологическая схема производства хладона X-142в представлена на рисунке 2.27.

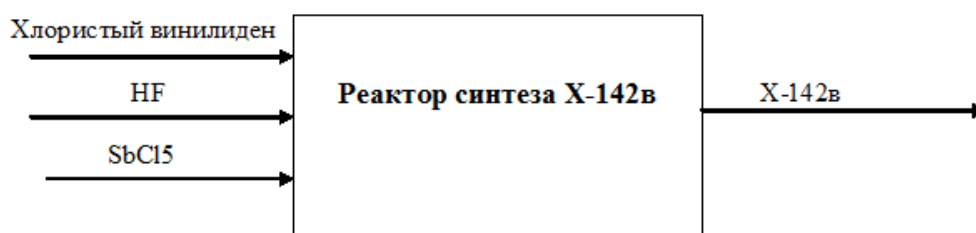


Рисунок 2.27 – Принципиальная технологическая схема производства хладона X-142в

Производство Мономера-2

Термическое разложение X-142 при температуре 450-950°C. Принципиальная технологическая схема производства мономера-2 представлена на рисунке 2.28.

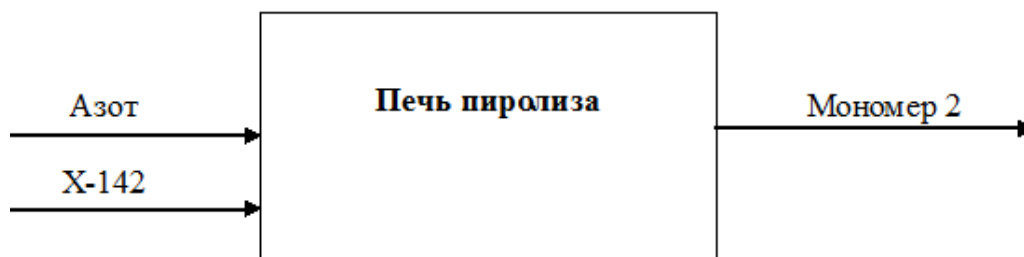


Рисунок 2.28 – Принципиальная технологическая схема производства мономера-2

Производство Мономера-3

Принципиальная технологическая схема производства мономера-3 представлена на рисунке 2.29.

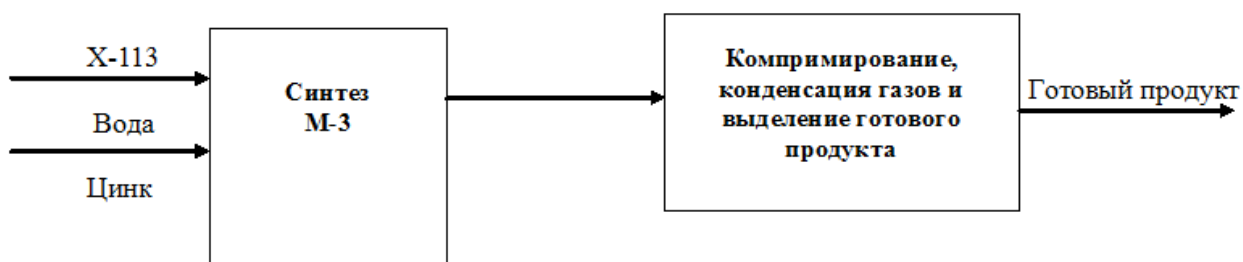


Рисунок 2.29 – Принципиальная технологическая схема производства мономера-2

Производство Мономера-4

Термическое разложение Х-22 при температуре 550-850°C. Принципиальная технологическая схема производства мономера-4 представлена на рисунке 2.30.

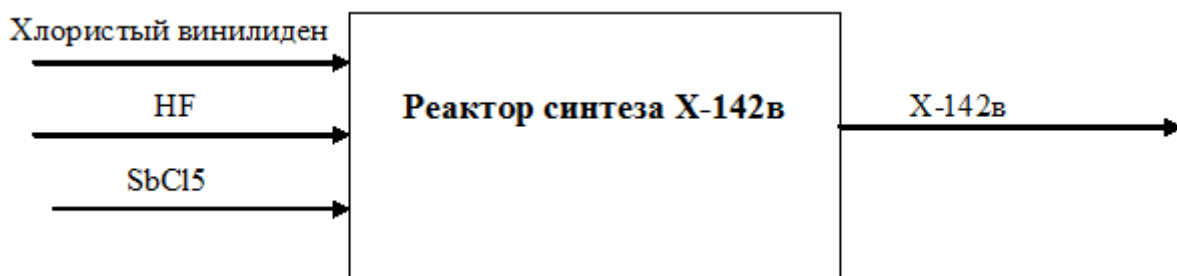


Рисунок 2.30 – Принципиальная технологическая схема производства мономера-4