ИНФОРМАЦИОННО-ТЕХНИЧЕСКИЙ СПРАВОЧНИК
ПО НАИЛУЧШИМ ДОСТУПНЫМ ТЕХНОЛОГИЯМ

ИТС НДТ 31-2021

ПРОИЗВОДСТВО ПРОДУКЦИИ ТОНКОГО ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА





Москва
2021

Содержание

Содержание II
Введение XIII
Предисловие XIV
Область применения 1
Раздел 1 Общая информация об отрасли по производству продукции тонкого органического синтеза 5
Раздел 2 Производство технического сероуглерода 7
2.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве технического сероуглерода 7
2.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве технического сероуглерода 14
Раздел 3 Производство ксантогенатов калия 16
3.1 Производство амилового ксантогената калия 16
3.1.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве амилового ксантогената калия 16
3.1.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве амилового ксантогената калия 19
3.2 Производство бутилового ксантогената калия 21
3.2.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве бутилового ксантогената калия 21
3.2.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве бутилового ксантогената калия 24
Раздел 4 Производство диметилдитиокарбамата натрия 27
4.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве диметилдитиокарбамата натрия 27
4.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметилдитиокарбаната натрия 30
Раздел 5 Производство кормового метионина 33
5.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве кормового метионина 33
5.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве кормового метионина 47
Раздел 6 Производство α-олефинов 52
6.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве α-олефинов 52
6.1.1 Высокотемпературный процесс получения α-олефинов 52
6.1.2 Низкотемпературный процесс получения α-олефинов 54
6.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве α-олефинов 59
Раздел 7 Производство дициклопентадиена 65
7.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве дициклопентадиена 65

7.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве дициклопентадиена ... 69
Раздел 8 Производство неодеканоата неодима ... 71
8.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве неодеканоата неодима ... 71
8.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве неодеканоата неодима ... 73
Раздел 9 Производство алкилфенолов ... 75
9.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве алкилфенолов ... 75
9.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве алкилфенолов ... 77
Раздел 10 Производство оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов) ... 80
10.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов) ... 80
10.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов) ... 83
Раздел 11 Производство циклогексана ... 86
11.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве циклогексана ... 86
11.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве циклогексана ... 88
Раздел 12 Производство тримеров и тетрамеров пропилена ... 91
12.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве тримеров и тетрамеров пропилена ... 91
12.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве тримеров и тетрамеров пропилена ... 93
Раздел 13 Производство диизобутилалюминийгидрида ... 96
13.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве диизобутилалюминийгидрида ... 96
13.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диизобутилалюминийгидрида ... 98
Раздел 14 Производство гексанового растворителя ... 100
14.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве гексанового растворителя ... 100
14.1.1 Получение гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации ... 100
14.1.2 Получение гексанового растворителя методом гидрирования ... 102
14.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве гексанового растворителя ... 106
Раздел 15 Производство этилцеллозольва ... 111
15.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве этилцеллозольва ... 111
15.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этилцеллозольва ... 113

Раздел 16 Производство этилалюминийсесквихлорида 115
16.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве этилалюминийсесквихлорида 115
16.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этилалюминийсесквихлорида 117
Раздел 17 Производство полиэтиленгликолей 120
17.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве полиэтиленгликолей 120
17.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве полиэтиленгликолей 122
Раздел 18 Производство пропиленгликолей 124
18.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве пропиленгликолей 124
18.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве пропиленгликолей 125
Раздел 19 Производство метоксиполиэтиленгликолей 127
19.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве метоксиполиэтиленгликолей 127
19.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метоксиполиэтиленгликолей 129
Раздел 20 Производство ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей 132
20.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей 132
20.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей 135
Раздел 21 Производство простых полиэфиров 138
21.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве простых полиэфиров 138
21.1.1 Получение простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов 138
21.1.2 Получение простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена 142
21.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве простых полиэфиров 145
Раздел 22 Производство триэтилалюминия 150
22.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве триэтилалюминия 150
22.1.1 Получение триэтилалюминия из этилена 150
22.1.2 Получение триэтилалюминия из изобутилена 151
22.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилалюминия 154
22.2.1 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилалюминия из этилена 154

22.2.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилалюминия из изобутилена 156
Раздел 23 Производство триизобутилалюминия 159
23.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве триизобутилалюминия 159
23.1.1 Получение триизобутилалюминия (высококонцентрированного) 159
23.1.2 Совместное получение триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия 161
23.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триизобутилалюминия 163
Раздел 24 Производство очищенного пропана 167
24.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве очищенного пропана 167
24.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве очищенного пропана 168
Раздел 25 Производство терефталоилхлорида–Т чешуированного 171
25.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного 171
25.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве терефталоилхлорида–Т чешуированного 174
Раздел 26 Производство ингибитора коррозии Викор ИСК-Д 177
26.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д 177
26.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д 179
Раздел 27 Производство Каустамина-15 180
27.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве Каустамина-15 180
27.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве Каустамина-15 181
Раздел 28 Производство катионного водорастворимого полиэлектролита ВПК-402 … 182
28.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве катионного водорастворимого полиэлектролита ВПК-402 182
28.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402 185
Раздел 29 Производство Оксилина-6 187
29.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве Оксилина-6 187
29.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве Оксилина-6 190

Раздел 30 Производство смазки Олеол-М 191
30.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве смазки Олеол-М 191
30.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве смазки Олеол-М 192
Раздел 31 Производство сульфированной продукции: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата, алкилбензолсульфоната натрия (сульфонола) 194
31.1 Описание технологических процессов 194
31.1.1 Производство сульфонола 194
31.1.2 Производство алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата 196
31.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 201
31.2.1 Производство сульфонола 201
31.2.2 Производство алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата 201
Раздел 32 Производство оксиалкилированной продукции: синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей 203
32.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей 204
32.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей 207
Раздел 33 Производство этаноламинов 209
33.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве этаноламинов 209
33.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этаноламинов 213
Раздел 34 Производство эмульгаторов ОП 216
34.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве эмульгаторов ОП 216
34.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве эмульгаторов ОП 217
Раздел 35 Производство Синтамида–5К 219
35.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве Синтамида-5К 219
35.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве Синтамида-5К 220
Раздел 36 Производство диметилэтаноламина 223
36.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диметилэтаноламина 223
36.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметилэтаноламина 225

Раздел 37 Производство метилдиэтаноламина 227
37.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве метилдиэтаноламина 227
37.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метилдиэтаноламина 231
Раздел 38 Производство поликарбоксилатов 233
38.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве поликарбоксилатов 233
38.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве поликарбоксилатов 234
Раздел 39 Производство поглотителей сероводорода (Триасорб, Триасорб М, Триасорб Ф) 236
39.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве поглотителей сероводорода 236
39.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве поглотителей сероводорода 238
Раздел 40 Производство интенсификаторов помола марок Е, S, ES, R, FL, L, M.. 240
40.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве интенсификаторов помола 240
40.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве интенсификаторов помола 242
Раздел 41 Производство хлорированных парафинов 244
41.1 Описание технологических процессов 244
41.1.1 Производство жидких хлорированных парафинов 244
41.1.2 Производство твердого хлорированного парафина 247
41.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 253
41.2.1 Производство жидких хлорированных парафинов 253
41.2.2 Производство твердого хлорированного парафина 256
Раздел 42 Производство противоизносных присадов для дизельных топлив.. 258
42.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве противоизносных присадок для дизельных топлив 258
42.1.1 Присадка АддиТОП СМ-А 258
42.1.2 Присадка «Байкат» 259
42.1.3 Присадка Комплексал-ЭКО «Д» 261
42.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве противоизносных присадок для дизельных топлив 263
42.2.1 Присадка АддиТОП СМ-А 263
42.2.2 Присадка «Байкат» 265
42.2.3 Присадка Комплексал-ЭКО «Д» 267
Раздел 43 Производство депрессорной присадки ВЭС–410Д 269
43.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д 269

43.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д 272
Раздел 44 Производство депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д.. 275
44.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д 275
44.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д 278
Раздел 45 Производство добавки к топливу Седиментал-Т 281
45.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве добавки к топливу Седиментал-Т 281
45.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве добавки к топливу Седиментал-Т 284
Раздел 46 Производство сульфонатных присадок 286
46.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве сульфонатных присадок 286
46.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве сульфонатных присадок 290
Раздел 47 Производство алкилсалицилатных присадок 293
47.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве алкилсалицилатных присадок 293
47.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве алкилсалицилатных присадок 298
Раздел 48 Производство цетаноповышающей присадки для дизельных топлив (2-этилгексилнитрата) 302
48.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве 2-этилгексилнитрата 302
48.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве 2-этилгексилнитрата 306
Раздел 49 Производство пара-третичного бутилфенола 308
49.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве пара-третичного бутилфенола 308
49.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве пара-третичного бутилфенола 313
Раздел 50 Производство 1М раствора боран-тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране 317
50.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве 1М раствора БТГФ 317
50.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве 1М раствора БТГФ 318
Раздел 51 Производство диметиламинборана 320
51.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диметиламинборана 320
51.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметиламинборана 323

Раздел 52 Производство метоксидиэтилборана 325
52.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве метоксидиэтилборана 325
52.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метоксидиэтилборана 326
Раздел 53 Производство триэтилбора 328
53.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве триэтилбора 328
53.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилбора 330
Раздел 54 Производство диметилового эфира 332
54.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диметилового эфира 332
54.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметилового эфира 335
Раздел 55 Производство диэтилового эфира 337
55.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диэтилового эфира 337
55.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диэтилового эфира 344
Раздел 56 Производство хладонов 348
56.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве хладонов 348
56.1.1 Описание производства хладона-22 (дифторхлорметан) 348
56.1.2 Описание производства хладона-14 (тетрафторметан) 352
56.1.3 Описание производства хладона-125 355
56.1.4 Описание производства хладона-227ea 360
56.1.5 Описание производства хладона-227ca 363
56.1.6 Описание производства хладона-C318, хладона-124a, хладона-226 367
56.1.7 Описание производства хладона-113 (X113) 373
56.1.8 Описание производства хладона-142в 375
56.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве хладонов 376
Раздел 57 Производство спиртов-теломеров 384
57.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве спиртов-теломеров 384
57.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве спиртов-теломеров 386
Раздел 58 Производство гексафторбутанола 389
58.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве гексафторбутанола 389
58.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве гексафторбутанола 392

Раздел 59 Производство 1,4-дийодперфторбутана 393
59.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве 1,4-дийодперфторбутана 393
59.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ) 395
Раздел 60 Производство мономеров 396
60.1 Описание технологических процессов производства хладонов 396
60.1.1 Описание технологических процессов производства тетрафторэтилена (мономера-4) 396
60.1.2 Описание технологических процессов производства дифторэтена (мономера-2) 399
60.1.3 Описание технологических процессов производства мономера-3 (мономера-3) 401
60.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве мономеров 403
Раздел 61 Производство тетрафторэтилметилового эфира 406
61.1 Описание технологического процесса производства тетрафторэтилметилового эфира 406
61.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве тетрафторэтилметилового эфира 407
Раздел 62 Производство перфторкислот 408
62.1 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве перфторкислот 410
Раздел 63 Производство метилена хлористого технического 412
63.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве метилена хлористого технического 412
63.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метилена хлористого технического 415
Раздел 64 Производство хлористого этила 417
64.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве хлористого этила 417
64.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве хлористого этила 419
Раздел 65 Производство хлороформа метанового 421
65.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве хлороформа (хлороформа метанового) 421
65.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве хлороформа метанового 424
Раздел 66 Производство четыреххлористого углерода (ЧХУ) 428
66.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве четыреххлористого углерода 428
66.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве четыреххлористого углерода 431
Раздел 67 Производство тетраэтоксисилана 432
67.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве тетраэтоксисилана 432

67.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве тетраэтоксисилана ... 435
Раздел 68 Производство этилсиликата ... 438
68.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве этилсиликата ... 438
68.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этилсиликата ... 443
Раздел 69 Производство дифенилгуанилина ... 445
69.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве дифенилгуанидина ... 445
69.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве дифенилгуанидина ... 454
Раздел 70 Производство ацетонанил-Н ... 456
70.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве ацетонанил-Н ... 456
70.1 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве ацетонанил-Н ... 461
Раздел 71 Производство средств защиты растений ... 462
71.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве средств защиты растений ... 463
71.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве средств защиты растений ... 469
Раздел 72 Определение наилучших доступных технологий ... 473
Раздел 73 Наилучшие доступные технологии ... 474
73.1 Системы экологического менеджмента ... 474
73.2 Выбросы в атмосферу ... 474
73.3 Оптимизация водопотребления и водоотведения ... 474
73.4 Отходы ... 475
73.5 Потребление сырья ... 475
73.6 Энергоэффективность ... 475
73.7 Технологические показатели НДТ ... 475
Раздел 74 Перспективные технологии ... 485
74.1 Производство пропиленгликоля ... 485
74.2 Тример и тетрамер пропилена ... 485
74.3 Триизобутилалюминий ... 486
74.4 Неодеканоат неодима (III) ... 486
74.5 Алкилфенолы ... 486
74.6 A-олефины ... 486
74.7 Простые полиэфиры ... 487
74.8 Получение диизобутилалюминийгидрида (ДИБАГ) ... 487
74.9 Получение триизобутилалюминия (ТИБА) ... 488
74.10 Получение этилцеллозольва ... 488
74.11 Получение неонолов ... 488
74.12 Получение триэтилалюминия ... 488
74.13 Получение полиэтиленгликолей ... 489
74.14 Очистка дициклопентадиена ... 489

Заключительные положения и рекомендации 489
Приложение А (обязательное) Перечень маркерных веществ и технологических показателей 491
Приложение Б (обязательное) Перечень НДТ 507
Приложение В (обязательное) Ресурсная и энергетическая эффективность 508
Приложение Г (обязательное) Заключение по наилучшим доступным технологиям 563
Библиография 574

Введение

Настоящий информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям «Производство продукции тонкого органического синтеза» (далее - справочник НДТ) является документом по стандартизации, разработанным в результате анализа технологических, технических и управленческих решений, применяемых при производстве продукции тонкого органического синтеза.

Краткое содержание справочника НДТ:

Введение. Представлено краткое содержание справочника НДТ.

Предисловие. Указаны цель разработки справочника НДТ, его статус, законодательный контекст, краткое описание процедуры создания в соответствии с установленным порядком, а также взаимосвязь с аналогичными международными документами.

Область применения. Описаны основные виды деятельности, на которые распространяется действие справочника НДТ.

В **разделе 1** представлена информация о состоянии и уровне развития производства продукции тонкого органического синтеза в Российской Федерации.

В **разделах 2-71** представлена информация по производству продукции тонкого органического синтеза.

В **разделах 73-74** представлены НДТ и информация о перспективных технологиях.

Заключительные положения и рекомендации. Приведены сведения об использованных материалах при подготовке справочника НДТ.

Библиография. Приведен перечень источников информации, использованных при разработке справочника НДТ.

Предисловие

Цели, основные принципы и порядок разработки справочника НДТ установлены Постановлением Правительства Российской Федерации от 23 декабря 2014 года № 1458 «О порядке определения технологии в качестве наилучшей доступной технологии, а также разработки, актуализации и опубликования информационно-технических справочников по наилучшим доступным технологиям». Перечень областей применения наилучших доступных технологий определен Распоряжением Правительства Российской Федерации от 24 декабря 2014 года № 2674-р.

1 Статус документа

Настоящий справочник НДТ является документом по стандартизации.

2 Информация о разработчиках

Справочник НДТ разработан технической рабочей группой «Производство продукции тонкого органического синтеза» (ТРГ 31), состав которой утвержден Приказом Минпромторга России от 2 апреля 2021 года № 1172.

Справочник НДТ представлен на утверждение Бюро наилучших доступных технологий (далее - Бюро НДТ) (www.burondt.ru).

3 Краткая характеристика

Справочник НДТ содержит описание применяемых в производстве продукции тонкого органического синтеза, реализованных на территории Российской Федерации технологических процессов, оборудования, технических способов, методов, в том числе позволяющих снизить негативное воздействие на окружающую среду, водопотребление, повысить энергоэффективность, ресурсосбережение. Из описанных технологических процессов, оборудования, технических способов, методов определены решения, являющиеся наилучшими доступными технологиями (НДТ). Для НДТ в справочнике НДТ установлены соответствующие технологические показатели НДТ.

4 Взаимосвязь с международными, региональными аналогами

При разработке справочника НДТ был использован справочник Европейского союза по НДТ «Европейская комиссия. Справочный документ по наилучшим доступным технологиям для производства продукции тонкого органического синтеза. Август 2006 г.» с учетом особенностей производства продукции тонкого органического синтеза в Российской Федерации.

5 Сбор данных

Информация о технологических процессах, оборудовании, технических способах, методах, применяемых при производстве продуктов, относящихся к сфере

распростаренния настоящего справочника, была собрана в процессе актуализации справочника НДТ в соответствии с Порядком сбора и обработки данных, необходимых для разработки и актуализации информационно-технических справочников по наилучшим доступным технологиям, утвержденным Приказом Минпромторга России 18 декабря 2019 года № 4841.

6 Взаимосвязь с другими справочниками НДТ

Взаимосвязь настоящего справочника НДТ с другими справочниками НДТ, разработанными в соответствии с Распоряжением Правительства Российской Федерации от 30 апреля 2019 года № 866-р, приведена в разделе «Область применения».

7 Информация об утверждении, опубликовании и введении в действие

Справочник НДТ утвержден Приказом Росстандарта от 22 декабря 2021 г. № 2962.

Справочник НДТ введен в действие с 1 июня 2022 г., официально опубликован в информационной системе общего пользования - на официальном сайте Федерального агентства по техническому регулированию и метрологии в сети Интернет (www.rst.gov.ru).

8 Взамен ИТС 31-2017

И Н Ф О Р М А Ц И О Н Н О - Т Е Х Н И Ч Е С К И Й С П Р А В О Ч Н И К П О Н А И Л У Ч Ш И М Д О С Т У П Н Ы М Т Е Х Н О Л О Г И Я М

ПРОИЗВОДСТВО ПРОДУКЦИИ ТОНКОГО ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА

Manufacture of organic fine chemicals

Дата введения - 2022-06-01

Область применения

Настоящий справочник НДТ распространяется на следующие основные виды деятельности:

- производство технического сероуглерода;
- производство ксантогенатов калия: амилового и бутилового;
- производство диметилдитиокарбамата натрия;
- производство кормового метионина;
- производство α-олефинов;
- производство дициклопентадиен;
- производство неодеканоата неодима;
- производство алкилфенолов;
- производство оксиэтилированных алкилфенолов (неонолы);
- производство циклогексана;
- производство тримеров и тетрамеров пропилена;
- производство диизобутилалюминийгидрида;
- производство гексанового растворителя;
- производство этилцеллозольва;
- производство этилалюминийсесквихлорида;
- производство полиэтиленгликолей;
- производство пропиленгликолей;
- производство метоксиполиэтиленгликолей;
- производство ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей;
- производство простых полиэфиров;
- производство триэтилалюминия;
- производство триизобутилалюминия;
- производство очищенного пропана;
- производство терефталоилхлорида-Т чешуированного;
- производство ингибитора коррозии Викор ИСК-Д;
- производство Каустамина-15;
- производство катионного водорастворимого полиэлектролита ВПК-402;
- производство Оксилина-6;
- производство смазки Олеол-М;
- производство сульфированной продукции: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата, алкилбензолсульфоната натрия (сульфонола);

- производство оксиалкилированной продукции: синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей;
- производство этаноламинов;
- производство эмульгаторов ОП;
- производство Синтамида-5К;
- производство диметилэтаноламина;
- производство метилдиэтаноламина;
- производство поликарбоксилатов;
- производство поглотителей сероводорода;
- производство интенсификаторов помола;
- производство хлорированных парафинов;
- производство противоизносной присадки для дизельных топлив АддиТОП СМ-А;
- производство 1М раствора боран-тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране;
- производство диметиламинборана;
- производство метоксидиэтилборана;
- производство триэтилбора;
- производство диметилового эфира;
- производство диэтилового эфира;
- производство хладонов;
- производство гексафторбутанола;
- производсдвто 1,4-дийодперфторбутан;
- производство мономеров;
- производство тетрафторэтилметилового эфира;
- производство перфторкислот;
- производство хлористого метилена;
- производсдтво хлористого этила;
- производство метанового хлороформа;
- производсдтво четырехлористого углерода;
- производство тетраэтоксисилана;
- производство этилсиликата;
- производсдтво дифинилгуанилина;
- производство ацетонанила-Н;
- производсвто средств защиты растений.

Справочник НДТ также распространяется на технологические процессы, связанные с основными видами деятельности, которые могут оказать или оказывают влияние на количество (массы) эмиссий в окружающую среду или на масштабы загрязнения окружающей среды:

- хранение и подготовка сырья;
- производственные процессы;
- методы предотвращения и сокращения эмиссий и образования отходов;
- упаковка и хранение продукции.

Справочник НДТ не распространяется на:

- добычу и обработку сырья на месторождениях;

- вопросы, относящиеся исключительно к обеспечению промышленной безопасности или охране труда.

Вопросы охраны труда рассматриваются частично и только в тех случаях, когда они оказывают непосредственное влияние на виды деятельности, включенные в область применения настоящего справочник НДТ.

Дополнительные виды деятельности, осуществляемые при производстве прочих основных неорганических химических веществ, и соответствующие им справочники НДТ приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Дополнительные виды деятельности при производстве продукции тонкого органического синтеза и соответствующие им справочники НДТ

Вид деятельности	Соответствующий справочник НДТ
Очистка выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух	ИТС 22-2016 «Очистка выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух при производстве продукции (товаров), а также при проведении работ и оказании услуг на крупных предприятиях»
Очистка и утилизация сточных вод	ИТС 8-2015 «Очистка сточных вод при производстве продукции (товаров) выполнении работ и оказании услуг на крупных предприятиях»
Утилизация и обезвреживание отходов	ИТС 15-2016 «Утилизация и обезвреживание отходов (кроме обезвреживания термическим способом (сжигание отходов))»
Размещение отходов	ИТС 17-2016 «Размещение отходов производства и потребления»
Хранение и складирование товаров (материалов)	ИТС 46-2019 «Сокращение выбросов загрязняющих веществ, сбросов загрязняющих веществ при хранении и складировании товаров (грузов)»
Системы охлаждения	ИТС 20-2016 «Промышленные системы охлаждения»
Использование энергии и энергоресурсов	ИТС 48-2017 «Повышение энергетической эффективности при осуществлении хозяйственной и (или) иной деятельности»
Обращение со сточными водами и выбросами	ИТС 47-2017 «Системы обработки (обращения) со сточными водами и отходящими газами в химической промышленности»
Осуществление производственного экологического контроля	ИТС 22.1-2016 «Общие принципы производственного экологического контроля и его метрологического обеспечения»

Сфера распространения настоящего справочника НДТ приведена в таблице 2.

Таблица 2 – Сфера распространения ИТС НДТ

ОКПД 2	Наименование продукции по ОК 034-2014 (ОКПД 2)	Наименование вида деятельности по ОКВЭД 2	ОКВЭД 2
		Производство прочих основных органических химических веществ	20.14

Окончание таблицы 2

ОКПД 2	Наименование продукции по ОК 034-2014 (ОКПД 2)	Наименование вида деятельности по ОКВЭД 2	ОКВЭД 2
20.14.1	Углеводороды и их производные		
20.14.11.127	Альфа-олефины		
20.13.65.315	Соли неодима		
20.14.24.120	Фенолоспирты и их производные		
20.14.12.110	Циклогексаны		
20.14.23.112	Пропиленгликоль (пропан-1,2-диол)		
20.14.23.119	Диолы прочие		
20.16.40.120	Полиэфиры в первичных формах		
20.14.14	Производные углеводородов сульфированные, нитрованные или нитрозированные, галогенированные и негалогенированные		
20.14.41.110	Моноамины ациклические и их производные, соли этих соединений		
20.14.43.120	Соединения, содержащие карбоксимидные функциональные группы и их производные		
20.14.13.	Производные ациклических углеводородов хлорированные		
20.14.51.110	Соединения сероорганические		
		Производство пестицидов и прочих агрохимических продуктов	20.20
		Производство органических поверхностно-активных веществ, кроме мыла	20.41.2

Раздел 1 Общая информация об отрасли по производству продукции тонкого органического синтеза

Тонкий органический синтез – область современной химической промышленности, отличительными чертами которой по сравнению с основным органическим синтезом являются: сложное строение и многостадийность получения целевых продуктов, относительно небольшие объемы их производства и, как правило, высокая добавленная стоимость. Характерной особенностью практического использования продукции тонкого органического синтеза является то, что она даже в малых количествах в значительной мере определяет качество продукции многих других отраслей промышленности. Основными источниками сырья для тонкого орнанического синтеза являются продукты основного органического синтеза, такие как спирты, низшие олефины, ароматические углеводороды, органические кислоты, окись этилена, окись пропилена.

Производители отрасли тонкой органической химии – как небольшие предприятия, так и подразделения крупных вертикально интегрированных компаний, – выпускают широкий спектр химических веществ: альфа-олефины, полиэтиленгликоли, полиэфиры, хлорпарафины, этаноламины, ПАВ, хладоны и многие другие продукты, которые находят применение при обогащении руд, очистке сточных вод, очистке от примесей кислых газов и серосодержащих соединений в нефте- газопереработке, при производстве полимеров, синтетических волокон, бетонных смесей и цементных растворов, герметиков и гидроизоляционных материалов, моторных топлив и масел, а также в сельском хозяйстве, фармацевтической, текстильной, лакокрасочной, электротехнической, радиоэлектронной и многих других отраслях промышленности. В ряде случаев эти продукты производятся как сырье для синтеза более сложных веществ тонкого органического синтеза, хотя одновременно могут использоваться в качестве целевых товарных продуктов.

Обычно отрасль по производству продукции тонкого органического синтеза называют «малотоннажной химией». Распоряженем Правительства РФ от 15 декабря 2017 года N 2834-р утвержден План мероприятий («дорожная карта») по развитию производства малотоннажной химии в Российской Федерации на период до 2030 года, в котором определены основные критерии отнесения химической продукции к малотоннажной химической продукции и среднетоннажной химической продукции:

- для малотоннажной химической продукции объем потребления продукта в Российской Федерации до 1 тыс. тонн в год, единичные мощности до 10 тыс. тонн в год;
- для среднетоннажной химической продукции объем потребления продукта в Российской Федерации от 1 до 50 тыс. тонн в год, единичные мощности от 10 до 150 тыс. тонн в год.

Потребление отдельных химических продуктов исчисляется не тоннами, а десятками и сотнями килограммов, что выводит производство подобных продуктов в область лабораторных технологий производства.

Несмотря на большое разнообразие продуктов и полупродуктов, получаемых с помощью технологий малотоннажной химии, для их производства применяют ряд схожих процессов. К ним относятся, например, синтез в реакторах с мешалками, сушка, кристаллизация, ректификация, нейтрализация, фильтрация. В то же время для

некоторых характерно применение нетрадиционных подходов и методов, требующих иногда сложного нестандартного аппаратурного оформления. Во многих случаях предусмотрены очистка отходящих газов и обезвреживание твердых и жидких отходов.

Развитие отрасли происходит в направлении повышения экономической эффективности и обеспечения экологической и общей производственной безопасности производств.

Наличие на предприятиях установок для очистки сточных вод позволяет предупредить попадание загрязняющих веществ в водоемы. Кроме того, очищенная вода может быть возвращена в производство путем организации водооборотных циклов, в результате чего сократится потребление воды.

Рассматривая эмиссии в виде сточных вод (сбросов) от описываемых в настоящем справочнике НДТ технологий, следует отметить, что в большинстве случаев сброс напрямую в водный объект отсутствует.

Способы снижения эмиссий:

- предварительная очистка сточных вод перед сбросом во внешние источники;
- снижение образования сточных вод за счет вторичного использования в производственных процессах, организации и (или) модернизации водооборотных циклов (в частности, внедрение бессточных систем);
- сжигание стоков;
- передача третьим лицам для вторичного использования, либо с целью более глубокой очистки на сторонних очистных сооружениях.

На всех рассматриваемых производствах технологические сточные воды собираются, очищаются от загрязняющих веществ и направляются на повторное использование в производстве. Дебалансные воды, которые не могут быть использованы, после очистки сбрасываются в поверхностные водные объекты или удаляются в водовмещающие пласты горных пород (раздел 1.4.5 ИТС НДТ 47-2017), или передаются сторонним организациям для дальнейшего использования или очистки, или могут быть дополнительно очищены на собственных очистных сооружениях.

На ряде предприятий исторически сложились схемы водопользования, когда на свои очистные сооружения поступают не только неочищенные сточные воды других предприятий (абонентов), но и комунальные стоки водоканалов, смешивающих поступающие сточные воды со своими производственными и хозяйственно-бытовыми сточными водами для очистки и последующего сброса в водный объект.

Органические вещества в сточных водах производств оцениваются по показателю ХПК для целей дальнейшей очистки на «собственных» или «сторонних» биологических очистных сооружениях. В процессе биологической очистки органические вещества подвергаются полной деструкции. В водные объекты могут попадать продукты процессов биологической очистки стоков.

Раздел 2 Производство технического сероуглерода

Сероуглерод (дисульфид углерода, дитиокарбоновый ангидрид) применяется для получения искусственных вискозных волокон, четыреххлористого углерода, ускорителей вулканизации, флотореагентов, ядохимикатов для сельского хозяйства при синтезе различных соединений.

2.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве технического сероуглерода

Процесс производства технического сероуглерода состоит из нескольких основных стадий (рисунок 2.1):

- очистка природного газа;
- синтез сероуглерода;
- конденсация серы и сероуглерода;
- абсорбция и десорбция сероуглерода;
- стабилизация и дистилляция сероуглерода;
- рекуперация серы из газов.

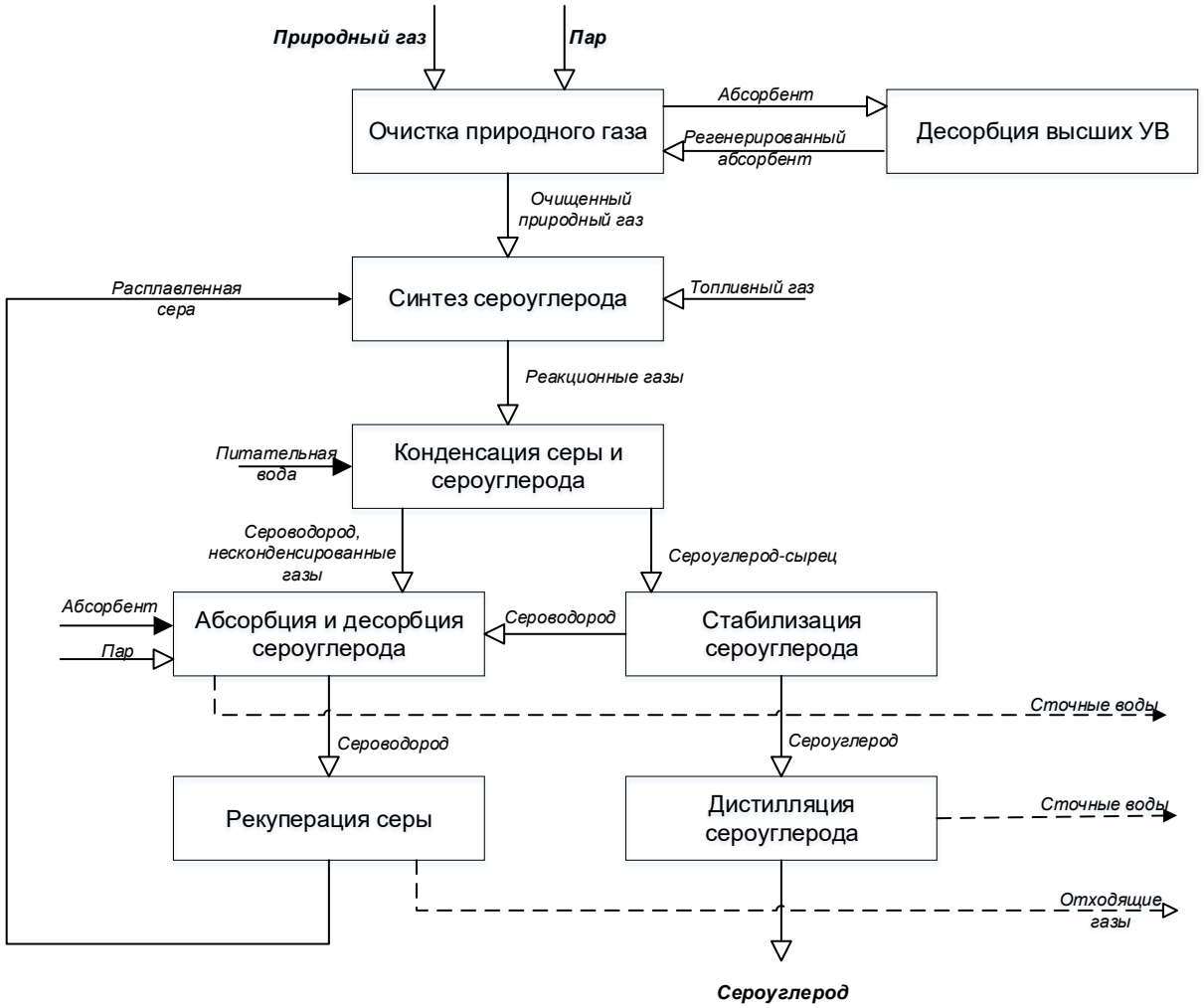


Рисунок 2.1 – Схема получения сероуглерода

Очистка природного газа

Очистка природного газа от высших углеводородов осуществляется методом абсорбции в колонне насадочного типа. В качестве абсорбента используются жидкие нефтепродукты. Освобожденный от высших углеводородов природный газ из верха колонны абсорбции поступает через каплеотбойник в угольные адсорберы, где происходит отделение от газа унесенных частиц абсорбента. Регенерация активированного угля в остановленных адсорберах производится острым паром.

Прошедший очистку в адсорбере природный газ поступает в линию подачи к печам синтеза. Абсорбент (жидкие нефтепродукты), насыщенный тяжелыми углеводородами, из куба абсорбционной колонны подается на десорбцию в колонну-десорбер насадочного типа. Десорбция высших углеводородов из абсорбента ведется острым водяным паром паром.

Регенерированный абсорбент из куба десорбционной колонны возвращается в емкость для абсорбента.

Смесь газов, выходящая из верха колонны десорбции и состоящая из водяного пара, высших углеводородов, небольшого количества метана и паров абсорбента, поступает в теплообменик-конденсатор и далее в фазоразделитель. Газовая фаза, состоящая из метана и высших углеводородов, выделенных при очистке природного газа из верхней части фазоразделителея, поступает в сеть топливного газа.

Синтез сероуглерода

Сероуглерод получают синтезом в парогазовой среде на алюмооксидном катализаторе из природного газа и серы.

Расплавленная (жидкая) сера и очищенный природный газ (метан) поступают сначала в змеевик печи синтеза, где происходит их подогрев, испарение жидкой серы.

Змеевик печи синтеза обогревается теплом, получаемым в результате сжигания топливного природного газа в специальных горелках. Уже в змеевике печи начинается частичное взаимодействие паров серы и метана, окончательно реакция проходит в реакторе. Образовавшиеся на стадии синтеза реакционные газы, в основном содержащие серу, сероуглерод, сероводород и не прореагировавший метан, направляются на стадию конденсации серы.

Конденсация серы и сероуглерода

Конденсация серы из реакционной смеси, поступающей со стадии синтеза и состоящей из сероуглерода, серы, сероводорода и метана, происходит в конденсаторах. В конденсаторе конденсируется основная часть непрореагировавшей серы. В качестве хладагента в межтрубное пространство конденсаторов подается питательная вода, которая, отбирая тепло парогазовой смеси, образует пар. Сконденсированная сера вместе с не сконденсировавшимися реакционными газами из конденсаторов поступает в сепаратор, где происходит отделение жидкой серы от газовой фазы, и далее в сборник серы. Тем самым параллельные технологические потоки стадии синтеза объединяются в данном сборнике серы. В сборнике серы происходит дополнительное отделение жидкой серы из реакционных газов.

Не сконденсировавшиеся реакционные газы из сборника серы поступают на дальнейшую очистку в колонну для улавливания серы. Колонна для улавливания серы заполнена кольцами из нержавеющей стали. Реакционные газы, выходящие сверху колонны, содержат еще небольшое количество серы в виде тумана, для освобождения от

остатков серы они направляются в колонну для промывки газов синтеза. Освобожденные от серы газы из верха колонны промывки поступают в горизонтальные параллельно работающие теплообменникиконденсаторы сероуглерода, охлаждаемые оборотной водой. Сконденсированный сероуглерод и не сконденсированные газы (сероводород, сероуглерод) поступают на стадию абсорбции и десорбции сероуглерода. Сера, выделенная из газов при конденсации, поступает в сборник и насосами подается в змеевик печи синтеза вместе со свежей серой.

Абсорбция, десорбция сероуглерода

Абсорбция сероуглерода

Жидкий сероуглерод и несконденсированные газы синтеза со стадии конденсации серы и сероуглерода поступают в дополнительный теплообменник-конденсатор и затем самотеком в фазоразделитель, где происходит разделение газовой фазы и сконденсированного сероуглерода-сырца на органическую и водную фракции.

Поток не сконденсировавшихся реакционных газов, состоящих из паров сероуглерода, сероводорода и небольшого количества метана, из фазоразделителя поступает в колонну абсорбции, в которой происходит удаление абсорбентом сероуглерода из газовой фазы. В качестве абсорбента используются нефтепродукты. Абсорбент на орошение колонны подается насосом из емкости для жидких нефтепродуктов.

Освобожденные от сероуглерода газы (сероводород), выходящие из верха абсорбционной колонны, поступают в каплеотбойник.

Выходящий из верхней части каплеотбойника сероводород подается на стадию рекуперации серы.

Десорбция сероуглерода

Насыщенный сероуглеродом абсорбент из куба колонны абсорбции подается насосом через теплообменники-подогреватели в колонну десорбции.

Десорбция сероуглерода из абсорбента осуществляется с помощью острого пара, который подается в нижнюю часть колонны.

Регенерированный абсорбент поступает в емкость для жидких нефтепродуктов. Газы, выходящие из верха колонны десорбции, содержащие пары сероуглерода, абсорбента и воды, поступают в параллельно расположенные конденсаторы, которые охлаждаются оборотной водой.

Сконденсированный сероуглерод возвращается на узел абсорбции сероуглерода в фазоразделитель сероуглерода-сырца для отделения водного слоя.

Основной поток сероуглерода-сырца подается из фазоразделителя на стадию стабилизации и дистилляции сероуглерода в колонну стабилизации. Водный слой поступает на узел очистки стоков.

Стабилизация и дистилляция сероуглерода

Стадия стабилизации и дистилляции сероуглерода предназначена для освобождения сероуглерода-сырца, поступающего из фазоразделителя, от примесей сероводорода, абсорбента (нефтепродуктов).

Сначала сероуглерод-сырец проходит процедуру стабилизации в насадочной колонне, которая заключается в освобождении его от сероводорода. Сероуглерод-сырец вводится в головную часть колонну выше насадки и затем стекает в куб колонны, где подогревается парами сероуглерода, поднимающимися из куба колонны. При этом идет процесс испарения сероводорода из сероуглерода. Газовая фаза, состоящая из

сероводорода с примесью сероуглерода, направляется через холодильник-дефлегматор в колонну абсорбции на стадию абсорбции-десорбции для окончательной очистки сероводорода от сероуглерода.

Освобожденный от сероводорода сероуглерод из кубовой части колонны стабилизации поступает в колонну дистилляции.

Очищенные пары сероуглерода выходят из верхней части дистилляционной колонны. В кубе колонны дистилляции собираются высококипящие органические соединения и откачиваются в колонну десорбции.

Пары дистиллированного сероуглерода из верха колонны поступают в конденсатор, в который в качестве хладагента подается оборотная вода.

Сконденсированный очищенный от высококипящих органических соединений сероуглерод самотеком поступает из конденсатора в сборник сероуглерода под слой воды. Из сборника сероуглерод насосом подается на отмывку.

Вода эжектируется сероуглеродом, в камере смешения происходят интенсивное взаимодействие сред и поглощение остаточного сероводорода водой. Из смесителя сероуглерод с водой по сифону поступает в сборник готового сероуглерода.

Сборник готового сероуглерода работает как фазоразделитель, где происходит разделение поступающей смеси на два слоя: нижний слой – очищенный сероуглерод и верхний слой – вода.

Сероуглерод из сборника постоянно подается в хранилища складов готовой продукции. Верхний – водный слой – из сборника поступает в сборник на узел сбора и очистки стоков, содержащих сероуглерод.

Рекуперация серы из газов

Одним из продуктов синтеза сероуглерода является сероводород, который составляет основную часть потока газов, выходящего из верха колонны абсорбции.

Назначением стадии рекуперации серы являются превращение (рекуперация) сероводорода в жидкую серу по методу Клауса и возврат ее в процесс синтеза сероуглерода в качестве исходного сырья.

Поток газов, выходящий из колонны абсорбции и прошедший каплеотбойник, поступает на стадию рекуперации серы.

Процесс переработки сероводорода производится на двух ступенях стадии рекуперации серы – термической и каталитической.

Термическая ступень процесса рекуперации протекает в котле-утилизаторе с топкой, где окисляют (сжигают) примерно 1/3 от подаваемого количества сероводорода до двуокиси серы при недостатке воздуха. При этом часть сероводорода окисляется до элементарной серы.

Продукты горения сероводорода в среде воздуха из топки поступают в трубчатку котла-утилизатора, в межтрубное пространство которого подается питательная вода.

В трубчатке происходит охлаждение продуктов горения, сера конденсируется и собирается на дне задней камеры котла, откуда через гидравлический затвор самотеком отводится в коллектор сбора рекуперированной серы и далее поступает в сборник рекуперированной серы.

В результате охлаждения технологических газов в котле происходит образование пара, который отводится по трубопроводу в коллектор пара производства.

Несконденсированные в трубном пучке котла утилизатора газы реакции поступают в первый конденсатор серы. Реакционные газы, пройдя через трубный пучок первого конденсатора, поступают из задней камеры конденсатора в сепаратор и далее для подогрева во вспомогательную печь, в качестве топлива использующую часть сероводорода.

Освобожденные от частиц серы газы поступают последовательно во вспомогательные печи для подогрева и затем в слой алюмооксидного катализатора двух реакторов-конвертеров, где сероводород реагирует с образовавшейся на первом термическом этапе двуокисью серы с образованием жидкой серы.

Из конвертора технологические газы поступают в конденсаторы и сепараторы серы. Сконденсированная сера из конденсаторов и сепараторов самотеком через гидрозатвор поступает в сборник рекуперированной серы.

Полученная на стадии рекуперации сера откачивается из сборника погружным насосом в промежуточный подземный резервуар для дальнейшего использования ее на стадии синтеза сероуглерода. Освобожденные от серы технологические газы через каплеотбойник направляются на печь конечного сжигания, обогреваемую природным газом, и затем на дымовую трубу.

Описание технологического процесса приведено в таблице 2.1, перечень основного оборудования – в таблице 2.2.

Таблица 2.1 – Описание технологического процесса производства технического сероуглерода

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Природный газ	Очистка природного газа	Очищенный природный газ Газовая фаза		Абсорбционная колонна	
Очищенный природный газ Расплавленная сера	Синтез сероуглерода	Реакционные газы		Реактор синтеза	
Реакционные газы	Конденсация серы и сероуглерода	Сероуглерод Несконденсированные газы		Конденсатор	
Сероуглерод Сероводород Пар	Абсорбция и десорбция сероуглерода	Сероводород	Технологический конденсат на стадию очистки стоков	Абсорбционная колонна	

Окончание таблицы 2.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Сероуглерод-сырец Производственная вода	Стабилизация и дистилляция сероуглерода	Сероуглерод	Сероуглеродсодержащая вода на стадию очистки стоков	Дистяллициионная колонна	
Сероводород	Рекуперация серы из газов	сера жидкая на стадию синтеза сероуглерода,	Отходящие газы Отработанный алюмооксидный катализатор	Котел-утилизатор Реактор-конвертер	

Таблица 2.2 – Основное технологическое оборудование производства технического сероуглерода

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Печь синтеза сероуглерода	Нагрев и испарение реагентов	Кожух из стали, футерован огнеупорами, внутри вмонтирован змеевик и газовые горелки, Vтр = 3095 л L=12,5 м В =2,81 м Н = 25,9 м Д змеевика = 168х13 Fзмеевика = 110 м^2
Реактор синтеза сероуглерода	Синтез сероуглерода	Вертикальный цилиндрический аппарат, футерован огнеупорным кирпичом. Внутри аппарата насадка из колец Рашига и катализатора: V = 20 м^3 В= 2,6 м Н = 5,9 м Ррасч= 0,9 МПа (9,0 кгс/см^2) Трасч = 0 - 700 °С

Окончание таблицы 2.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Котел-утилизатор	Получение серы из кислых газов по методу Клауса	Горизонтальный одноходовой теплообменник с циклонной топкой: L= 5460 мм D = 2100/3480 мм V = 5,7 м^{3,} F = 710 м^2 D = 2800 мм L = 4960 мм, V = 29,8 м^3 Q = 24,58 т/ч пара Трубная часть: Ррасч. = 1 бар Трасч. = 400 °С. Среда: сероводород, сероуглерод, сернистый газ, топливный газ, сера - Межтрубная часть: Ррасч. = 13 бар Трасч. = 250 °С Среда: вода питательная, пар
Реактор-конвертор	Получение серы из кислых газов по методу Клауса	Горизонтальный стальной цилиндрический аппарат, футерованный кирпичом, со слоем катализатора: V = 26,6 м^3 L = 7500 мм D = 3480 мм Ррасч = 1,0 бар Трасч = 220 °С

2.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве технического сероуглерода

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве технического сероуглерода

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Жидкая сера	кг/т	–	1705
Природный газ (сырье)	тыс. $м^3$/т	–	0,35
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	45,9
Пар	Гкал/т	–	2,59
Азот	$нм^3$/т	–	41,7
Сжатый воздух	$нм^3$/т	–	4,36
Природный газ (топливо)	тыс. $м^3$/т	–	0,24
Оборотная вода	$м^3$/т	–	148,09

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве технического сероуглерода, приведена в таблицах 2.4-2.5.

Таблица 2.4 – Выбросы при производстве технического сероуглерода

Наименование загрязняющего вещества	Масса выбросов загрязняющих веществ, кг/т		
	Минимальное значение	Максимальное значение	Среднее значение
Азота диоксид	–	0,52	–
Азота оксид	–	0,09	–
Бензапирен	–	0,0000003	–
Сероводород	0,09	0,10	–
Сероуглерод	0,15	0,16	–
Серы диоксид	72,7	74,3	–
Углерода оксид	1,61	1,65	–
Углеводороды предельные С1-С-5 (исключая метан)	–	0,0045	–
Углеводороды предельные С12-С-19	–	0,0009	–
Сера элементарная	–	0,0003	–

Таблица 2.5 – Отходы при производстве технического сероуглерода

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства, кг/т		
				Минимальное значение	Максимальное значение	Среднее значение
Катализатор на основе оксида алюминия с содержанием оксида никеля не более 11% отработанный	3	Производство сероуглерода	Захоронение		0,38	
Смесь углей активированных, отработанных при производстве метионина, сероуглерода и получении полупродуктов в производстве анилина	3	Абсорберы очистки стоков	Захоронение		0,16	
Отходы зачистки оборудования производства сероуглерода с преимущественным содержанием серы	3	Зачистка оборудования при подготовке к ремонту	Захоронение		0,85	

Раздел 3 Производство ксантогенатов калия

Бутиловый и амиловый ксантогенаты калия используются для применения в качестве реагентов-собирателей при флотации руд тяжелых цветных металлов, руд благородных и редких металлов, самородной меди. Эффективны для флотации всех сульфидов, а также окисленных минералов свинца и меди после их сульфидизации в гидрометаллургической промышленности.

3.1 Производство амилового ксантогената калия

3.1.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве амилового ксантогената калия

Технологический процесс получения амилового ксантогената калия основан на взаимодействии амилового спирта с гидроксидом калия и сероуглеродом в присутствии воды и состоит из нескольких основных стадий (рисунок 3.1):

- синтез раствора ксантогената (ксантогенерирование);
- сушка раствора ксантогената;
- ректификация спиртового и водного слоев.

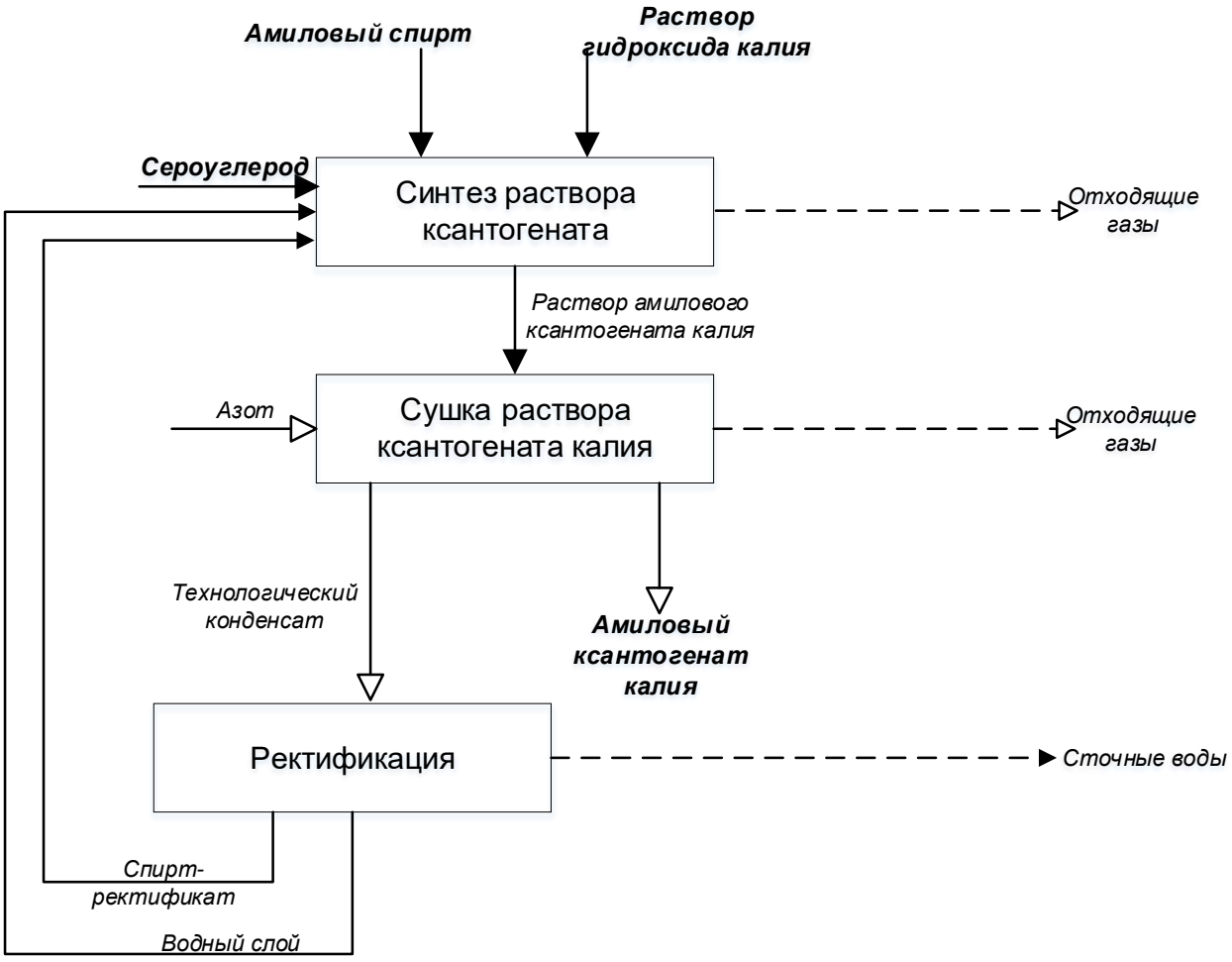


Рисунок 3.1 – Схема получения амилового ксантогената калия

Реакция ксантогенирования протекает в два этапа: на первом этапе происходит образование водно-спиртового раствора алкоголята калия, на втором этапе – взаимодействие полученного алкоголята с сероуглеродом с образованием ксантогената.

Процесс ксантогенирования осуществляют периодическим способом реакторе с мешалкой.

Загрузка каждого компонента производится через дозирующие устройства. По окончании загрузки водных растворов загрузки амилового спирта и гидроксида калия и при температуре реакционной массы не более 35 °С приступают к дозированию сероуглерода. По окончании дозирования сероуглерода в реакторы загружают расчетное количество воды. Синтез ксантогената осуществляют при постоянном перемешивании, а также непрерывной циркуляции реакционного раствора для отвода тепла реакции по контуру реактор – насос – теплообменник – реактор.

По окончании загрузки всех компонентов осуществляют «дозревание» полученного раствора при работающей мешалке. Затем перекачивают готовый раствор амилового ксантогената калия в промежуточные емкости для дальнейшей подачи на стадию сушки.

Процесс сушки раствора ксантогената является непрерывным и происходит в грануляторе с псевдоожиженным слоем. Раствор ксантогената распыляется в псевдоожиженный слой твердых частиц ксантогената, приводимый в движение от потока технологического газа, подаваемого снизу слоя через решетчатое дно сушилки.

Процесс сушки происходит в среде технологического газа с пониженным содержанием кислорода.

Полученный гранулированный ксантогенат выгружается из гранулятора последовательно через комкодробилку и классификатор в бункер готового продукта

Технологический газ, очищенный от пыли фильтрами установки, насыщенный парами летучих веществ, направляется на последовательно расположенные охлаждаемые конденсаторы.

Освобожденный конденсацией паров от летучих компонентов технологический газ вентилятором направляется через паровой нагреватель в гранулятор для создания псевдоожиженного слоя и сушки распыляемого раствора.

Сконденсированная в процессе сушки ксантогената спиртово-водная смесь разделяется на спиртовой и водный слои.

Спиртовой слой ректифицируется на колонне, полученный спирт-ректификат повторно используется для синтеза ксантогената. Водный слой перерабатывается на ректификационной колонне.

Освобожденный от остатков спирта водный слой используется на производстве для приготовления раствора гидроксида калия или для разбавления операций синтеза либо откачивается на биологическую очистку стоков для возврата в общий оборотный цикл.

Описание технологического процесса приведено в таблице 3.1, перечень основного оборудования – в таблице 3.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 3.3.

Таблица 3.1 – Описание технологического процесса производства амилового ксантогената калия

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Амиловый спирт Водный раствор гидроксида калия Сероуглерод	Синтез раствора ксантогената	Раствор амилового ксантогената калия	Отходящие газы	Реактор синтеза Центробежно-барботажный аппарат узла приготовления раствора гидрооксида калия	
Раствор амилового ксантогената калия	Сушка	Амиловый ксантогенат калия Технологический конденсат	Отходящие газы	Гранулятор	
Водный и спиртовый слой конденсата	Ректификация	Вода Спирт-ректификат	Сточные воды	Дистилляционная колонна	

Таблица 3.2 – Основное технологическое оборудование производства амилового ксантогената калия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Реактор синтеза ксантогената	Ксантогенерирование	Цилиндрический, вертикальный с эллиптическим днищем аппарат с пропеллерной мешалкой и рубашкой: V = 16 м^3 D = 2400 мм H = 7240 мм
Гранулятор	Сушка и грануляция ксантогената	Сушка и грануляция в кипящем слое, непрерывного действия, прямоугольной основной поверхностью: Объем – 72,5 м^3 Габариты – 6,5×3,1×3,6 м площадь днища – 8,5 м^2

Окончание таблицы 3.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Колонна ректификационная водного слоя	Выделение спирта из технологического конденсата	Цилиндрическая вертикальная насадочная: D = 800 мм H = 11230 мм P расчет. = 4 бара (0,4 МПа) T расчет. = 150 °C среда: пары амилового спирта, вода

Таблица 3.3 – Природоохранное оборудование производства амилового ксантогената калия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Фильтр на установке обеспыливания узла фасовки продукции	Очистка отходящего воздуха узла фасовки продукции	Фильтр с плоскими фильтрующими элементами Вертикальный аппарат с коническим дном: V = 2 м^2 Ррасч = 10 бар (0,1 МПа) габариты – D1,1×1,50 м
Фильтр мокрой очистки	Очистка отходящего воздуха узла приготовления раствора от частиц гидрооксида калия	Центробежно-барботажный аппарат с двумя ступенями очистки: D = 310 мм H = 650 мм Q возду х= 1000 м^3/ч

3.1.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве амилового ксантогената калия

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 3.4.

Таблица 3.4. – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве амилового ксантогената калия

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Спирт амиловый технический	кг/т	–	431,9
Калий едкий 100%	кг/т	–	290,2
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	372,05
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	281,39
Пар	Гкал/т	–	1,15
Хладоносители	Гкал/т	–	0,72
Азот	нм^3/т	–	213,73

Окончание таблицы 3.4

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Воздух сжатый	нм^3/т	–	10,87
Вода оборотная	м^3/т	–	281,0

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве амилового ксантогената калия, приведена в таблицах 3.5-3.6.

Таблица 3.5 – Выбросы при производстве амилового ксантогената калия

Наименование загрязняющего вещества	Масса выбросов загрязняющих веществ, кг/т		
	Минимальное значение	Максимальное значение	Среднее значение
Взвешенные вещества	0,000037	0,000038	–
Сероуглерод	2,83	2,90	–
Спирт амиловый	1,0	1,02	–

Таблица 3.6 – Отходы при производстве амилового ксантогената калия

Наименов-ание	Класс опас-ности	Источник образова-ния	Способ утилизации, обезврежи-вания, размещения	Масса образующихся отходов производства, кг/т		
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	Среднее значение
Ткани фильтровальные из синтетических волокон, отработанные при фильтрации	4	Замена рукавных фильтров	Захоронение	–	3,13	–

3.2 Производство бутилового ксантогената калия

3.2.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве бутилового ксантогената калия

Технологический процесс получения бутилового ксантогената калия основан на взаимодействии бутилового спирта с гидроксидом калия и сероуглеродом в присутствии воды и состоит из нескольких основных стадий (рисунок 3.2):

- синтеза раствора ксантогената (ксантогенерирование);
- сушки раствора ксантогената;
- ректификации спиртового и водного слоев.

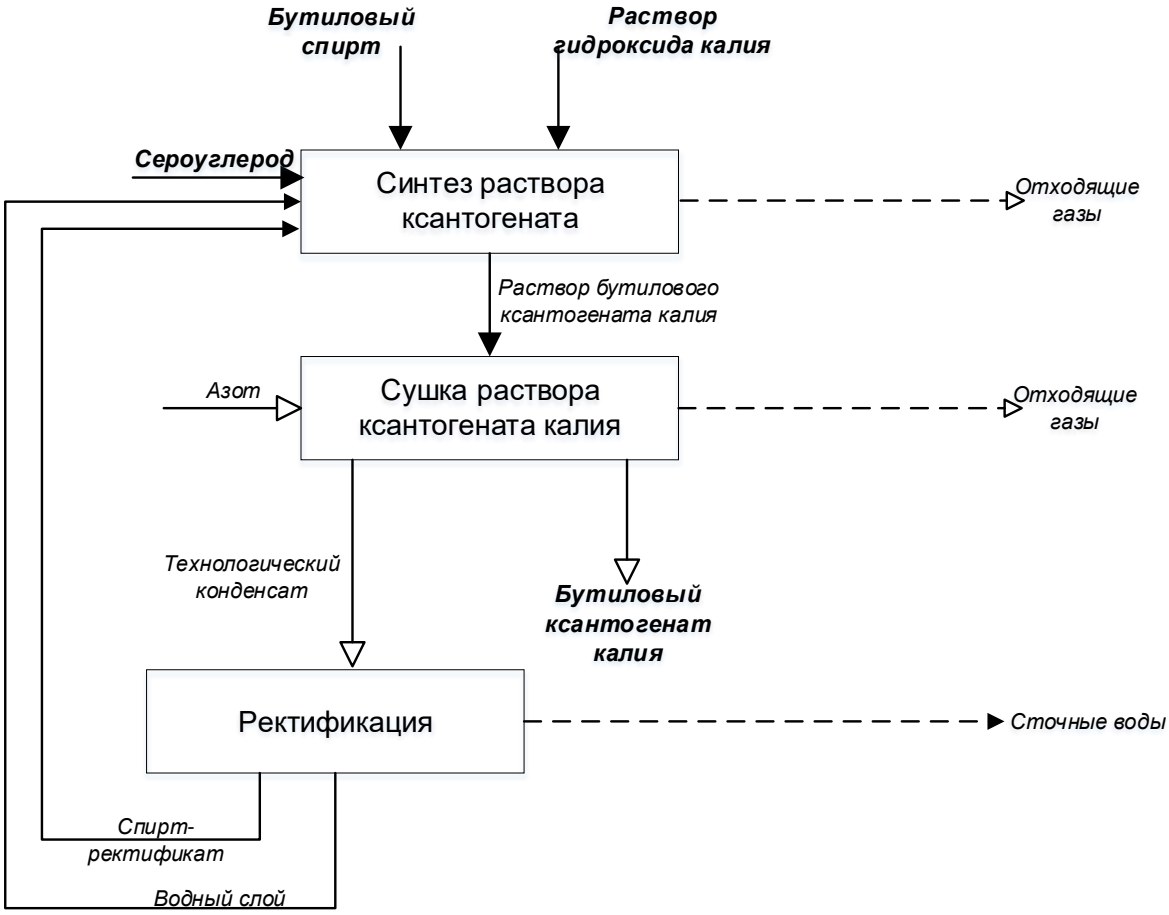


Рисунок 3.2 – Схема получения бутилового ксантогената калия

Реакция ксантогенирования протекает в два этапа: на первом этапе происходит образование водно-спиртового раствора алкоголята калия, на втором этапе – взаимодействие полученного алкоголята с сероуглеродом с образованием ксантогената.

Синтез бутилового ксантогената калия осуществляют на двух технологических потоках.

Синтез бутилового ксантогената калия на технологическом потоке №1 осуществляют непрерывным способом в каскаде из четырех реакторов, представляющих собой вертикальные аппараты с мешалкой и циркуляционным насосом. Водные растворы бутилового спирта и гидроксида калия подают в первый

реактор. Сероуглерод подают в первый, второй и третий реакторы каскада. В четвертом реакторе происходит «дозревание» полученного раствора.

Синтез бутилового ксантогената калия осуществляют при постоянном перемешивании, а также непрерывной циркуляции реакционного раствора для отвода тепла реакции по контуру реактор – насос – теплообменник – реактор.

Процесс ксантогенирования на технологическом потоке № 2 стадии синтеза аналогичен процессу на первом потоке и осуществляется периодическим способом в трех реакторах. Реакторы представляют собой вертикальные аппараты с мешалкой. Каждый реактор имеет свой циркуляционный контур: реактор → насос → теплообменник → реактор.

Загрузка каждого компонента в реакторы производится через дозирующие устройства, установленные на общей линии для всех реакторов. Синтез бутилового ксантогената калия осуществляют при постоянном перемешивании, а также непрерывной циркуляции реакционного раствора для отвода тепла реакции по контуру реактор – насос – теплообменник – реактор.

Раствор бутилового ксантогената калия с технологических потоков стадии синтеза подают в промежуточные напорные емкости, представляющие собой вертикальные аппараты и предназначенные для приема и бесперебойной выдачи раствора ксантогената в контур распыления стадии сушки.

Процесс сушки раствора ксантогената является непрерывным и происходит в грануляторе с псевдоожиженным слоем. Раствор ксантогената и распылительный газ подаются на сопла двухкомпонентных форсунок, где раствор распыляется в псевдоожиженный слой твердых частиц ксантогената, приводимый в движение от потока технологического газа, подаваемого снизу слоя через решетчатое дно сушилки.

Нагретый технологический газ (азот), проходя через псевдоожиженный слой твердых частиц, находящихся на решетчатом дне гранулятора, испаряет летучие вещества из распыляемого через форсунки раствора и с поверхности орошаемых раствором твердых частиц ксантогената.

Процесс сушки происходит в среде технологического газа.

Полученный гранулированный ксантогенат выгружается из гранулятора последовательно через комкодробилку и сито в бункер готового продукта.

Технологический газ, очищенный от пыли фильтрами установки, насыщенный парами летучих веществ, направляется на последовательно расположенные конденсаторы, охлаждаемые оборотной водой и рассолом.

Освобожденный конденсацией паров от летучих компонентов технологический газ вентилятором направляется через паровой нагреватель в гранулятор для создания псевдоожиженного слоя и сушки распыляемого раствора.

Часть технологического газа из контура циркуляции направляется на системы распылительного и транспортировочного газа. Сконденсированная в процессе сушки ксантогената спиртово-водная смесь разделяется на спиртовой и водный слои.

Спиртовой слой ректифицируется на колонне, полученный спирт-ректификат повторно используется для синтеза ксантогената.

Водный слой перерабатывается на ректификационной колонне.

Освобожденный от остатков спирта водный слой используется на производстве для приготовления раствора гидроксида калия или для разбавления операций синтеза либо откачивается на биологическую очистку стоков для возврата в общий оборотный цикл.

Описание технологического процесса приведено в таблице 3.7, перечень основного оборудования – в таблице 3.8, перечень природоохранного оборудования – в таблице 3.9.

Таблица 3.7 – Описание технологического процесса производства бутилового ксантогената калия

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Бутиловый спирт Водный раствор гидроксида калия Сероуглерод	Синтез раствора ксантогената	Раствор бутилового ксантогената калия	Отходящие газы	Реактор синтеза	Центробежно-барботажный аппарат узла приготовления раствора гидрооксида калия
Раствор бутилового ксантогената калия	Сушка	Бутиловый ксантогенат калия Технологический конденсат	Отходящие газы	Гранулятор	
Водный и спиртовый слой конденсата	Ректификация	Вода Спирт-ректификат	Сточные воды	Дистилляционная колонна	

Таблица 3.8 – Основное технологическое оборудование производства бутилового ксантогената калия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Реактор синтеза ксантогената	Ксантогенерирование	Цилиндрический, вертикальный с эллиптическим днищем аппарат с пропеллерной мешалкой и рубашкой: V=16 м^3
Гранулятор	Сушка и грануляция ксантогената	Аппарат, работающий по принципу сушки в кипящем слое с преимущественно прямоугольной основной поверхностью для непрерывного действия: Объем – 72,5 м^3 Габариты – 6,5×3,1×3,6 м Площадь днища – 8,5 м^2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Колонна ректификационная водного слоя	Выделение спирта из технологического конденсата	Колонна насадочная: D = 800 мм H = 11230 мм Среда – пары бутилового спирта

Таблица 3.9 – Природоохранное оборудование производства бутилового ксантогената калия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Фильтр на установке обеспыливания	Очистка отходящего воздуха узла фасовки	Фильтр с плоскими фильтрующими элементами Вертикальный аппарат с коническим дном: V = 2 м^2 Габариты – D1,1×1,50 м
Фильтр мокрой очистки	Очистка отходящего воздуха узла приготовления раствора от частиц гидрооксида калия	Центробежно-барботажный аппарат с двумя ступенями очистки: D = 310 мм H = 650 мм Q воздух = 1000 м^3/ч

3.2.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве бутилового ксантогената калия

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 3.10.

Таблица 3.10 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве бутилового ксантогената калия

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Спирт бутиловый технический	кг/т	–	370,76
Калий едкий 100%	кг/т	–	318,44
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	400,70
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	283,6
Пар	Гкал/т	–	1,17
Вода производственная	м^3/т	–	0,009
Хладоносители	Гкал/т	–	0,73
Азот	нм^3/т	–	138,08
Воздух сжатый	нм^3/т	–	26,4
Газ природный (топливо)	тыс. м^3/т	–	0,018
Вода оборотная	м^3/т	–	176,4

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве бутилового ксантогената калия, приведена в таблицах 3.11-3.12.

Таблица 3.11 – Выбросы при производстве бутилового ксантогената калия

Наименование загрязняющего вещества	Масса выбросов загрязняющих веществ, кг/т		
	Минимальное значение	Максимальное значение	Среднее значение
Азота диоксид	–	0,06	–
Азота оксид	–	0,009	–
Бензапирен	–	0,000000041	–
Сероуглерод	0,11	0,12	–
Серы диоксид	0,92	0,94	–
Углерода оксид	–	0,06	–
Спирт бутиловый	0,25	0,26	–
Ксантогенат калия бутиловый	0,119	0,122	–

Таблица 3.12 – Отходы при производстве бутилового ксантогената калия

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства, кг/т		
				Минимальное значение	Максимальное значение	Среднее значение
Ткани фильтровальные из синтетических волокон, отработанные при фильтрации	4	Замена рукавных фильтров	Захоронение	–	0,12	–

Раздел 4 Производство диметилдитиокарбамата натрия

Диметилдитиокарбамат натрия (N, N-диметилдитиокарбамат натрия, натрий диметилдитиокарбаминовокислый, метилнамат) применяется при обогащении руд цветных и редких металлов: депрессор пирротина при флотации медно-никелевых руд; реагент бесцианной технологии флотации сульфидных руд, а также в качестве стабилизатора полимеризации в производстве синтетических каучуков и латексов.

4.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве диметилдитиокарбамата натрия

Диметилдитиокарбамат натрия получают непрерывным синтезом из сероуглерода и диметиламина в присутствии гидроксида натрия с последующей сушкой раствора диметилдитиокарбамата натрия.

Процесс производства диметилдитиокарбамата натрия состоит из нескольких основных стадий (рисунок 4.1):

- синтез раствора диметилдитиокарбоната натрия;
- кристаллизация;
- центрифугирование;
- сушка;
- фасовка.

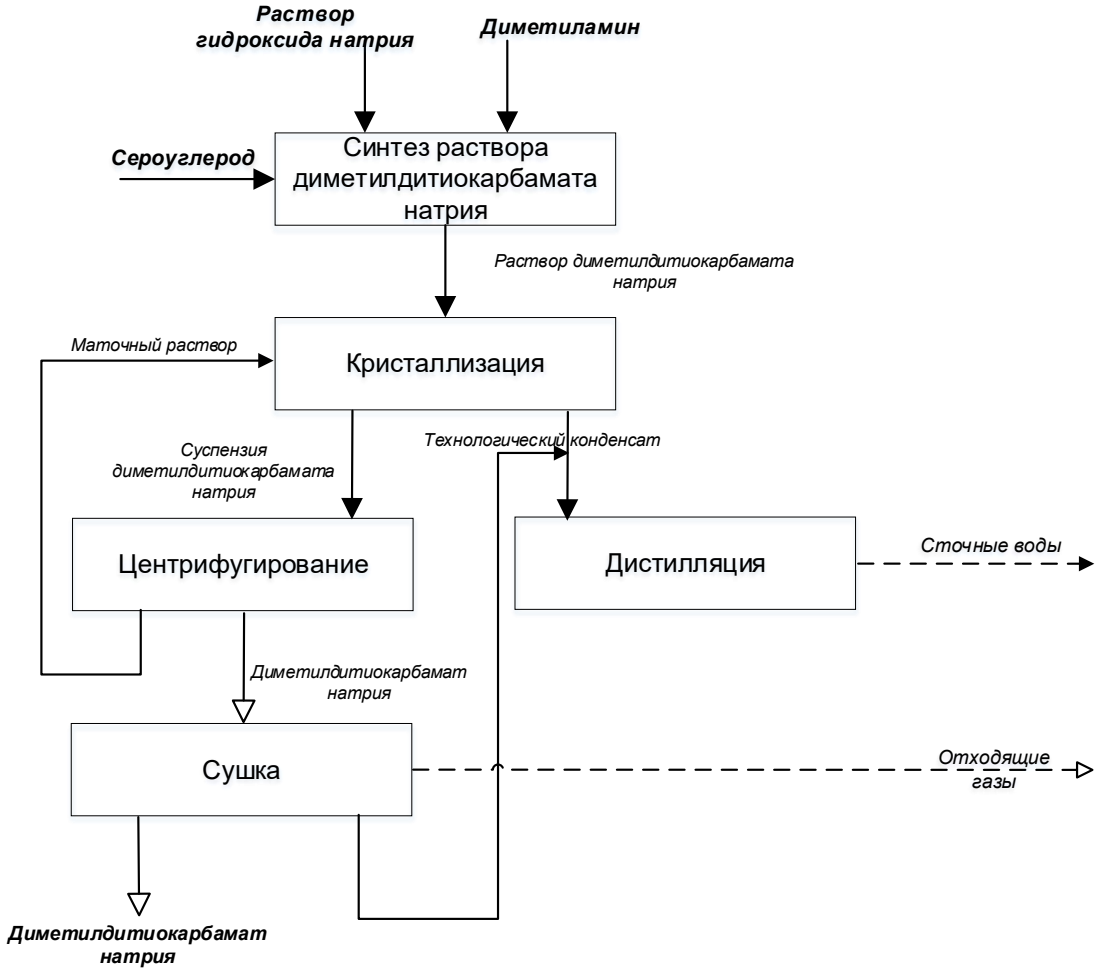


Рисунок 4.1 – Схема получения диметилдитиокарбамата натрия

Раствор диметилдитиокарбамат натрия (далее – карбамата) получают из раствора гидроксида натрия, сжиженного диметиламина и сероуглерода непрерывным способом в каскаде реакторов смешения. Разбавленный раствор гидроксида натрия насосом подают на смешение с сжиженным диметиламином и направляют в реактор, туда же дозируют сероуглерод.

Раствор после реактора насосом непрерывно подают в сепаратор. Раствор карбамата, освобожденный от свободного сероуглерода, самотеком поступает в емкость стадии промежуточного хранения растворов.

Раствор карбамата со стадии промежуточного хранения непрерывно подают в выпарной контур. В кристаллизаторе из раствора карбамата при нагревании и под вакуумом испаряют воду. Часть суспензии насосом непрерывно отводят в буферную емкость, а выпарной контур подпитывают раствором карбамата из емкости стадии промежуточного хранения. В кристаллизатор так же подают маточный раствор со стадии центрифугирования.

Соковый пар из кристаллизатора отводят по двум направлениям: в конденсатор и в колонну дистилляции технологического конденсата.

В конденсатор непрерывно подают азот для предотвращения образования взрывоопасной смеси из воздуха, паров диметиламина и сероуглерода. Несконденсировавшиеся газы, выходящие из конденсатора, направляют на стадию очистки отходящего воздуха.

Затем суспензия карбамата подвергается центрифугированию, влажный карбамат выгружается из центрифуги в подогреватель. Маточный раствор из центрифуги самотеком поступает в промежуточную емкость с одновременным отводом части маточного раствора в кристаллизатор.

После этого подогретый карбамат из подогревателя по трубопроводу поступает в сушилку. Отработанный воздух из сушилки поступает в конденсатор, откуда воздух вентилятором подают в скруббер для очистки воздуха от частиц карбамата. Технологический конденсат, предварительно охлажденный в теплообменнике, впрыскивают в конденсатор. Очищенную от частиц карбамата и освобожденную от воды газовую фазу направляют на стадию очистки отработанного воздуха.

Высушенный в сушилке карбамат через шлюз поступает на охлаждение в емкость для охлаждения. Охлажденный карбамат из емкости подают транспортером на стадию фасовки.

Охлажденный карбамат поступает в бункер. Газовую фазу из бункера, предварительно очищенную от пыли на фильтре, отводят в скруббер на стадию очистки отходящего воздуха. Фасовку карбамата осуществляют дозирующим аппаратом, фасовочным аппаратом и весами.

Описание технологического процесса производства диметилдитиокарбамата натрия приведено в таблице 4.1, перечень основного оборудования – в таблице 4.2., перечень природоохранного оборудования – в таблице 4.3.

Таблица 4.1 – Описание технологического процесса получения диметилдитиокарбамата натрия

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Раствор гидроксида натрия Диметиламин Сероуглерод	Синтез раствора диметилдитиокарбамата натрия	Раствор диметилдитиокарбамата натрия		Реактор	
Раствор диметилдитиокарбамата натрия	Кристаллизация	Суспензия диметидитиокарбамата натрия Технологический конденсат		Кристаллизатор	
Суспензия диметидитиокарбамата натрия	Центрифугирование	Влажный диметилдитиокарбамат Маточные растворы		Центрифуга	
Влажный диметилдитиокарбамат Воздух	Сушка	Высушенный диметилдитиокарбамат натрия Технологический конденсат Отработанный воздух	Отходящие газы	Сушилка	
Технологический конденсат со стадий кристаллизации и сушки	Прием технологического конденсата	Технологический конденсат для повторного использования	Сточные воды	Дистилляционная колонная	
Высушенный диметилдитиокарбамат натрия	Упаковка готовой продукции	Готовый фасованный продукт			

Таблица 4.2 – Перечень основного оборудования производства диметилдитиокарбамата натрия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза диметилдитиокарбамата натрия	Проведение реакции синтеза диметилдитиокарбамата натрия	Стальной вертикальный аппарат с пропеллерной мешалкой: V = 8 м^3 D = 2100 мм H = 2000 мм
Кристаллизатор	Получение суспензии диметилдитиокарбамата натрия	Вертикальный стальной аппарат: V = 35 м^3 D =3000 мм H = 5000 мм
Центрифуга	Фильтрация суспезии	Вертикальная: L = 3000 мм B = 2300 мм H = 2500 мм N = 160 кВт
Сушилка	Сушка диметилдитиокарбамата натрия	Лопастная, горизонтальная: Q = 90 кВт B = 5000 мм H = 2700 мм L = 11000 мм Сушильный агент – пар

Таблица 4.3 – Перечень природоохранного оборудования производства диметилдитиокарбамата натрия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Очистка отходящих газов производства	Колонный аппарат с внутренними распылительными устройствами для промывной жидкости: V = 3,07 м^3 D = 645 мм H = 6400 мм

4.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметилдитиокарбаната натрия

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства диметилдитиокарбаната натрия приведены в таблице 4.4.

Таблица 4.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметилдитиокарбамата натрия

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диметиламин технический	кг/т	–	324,09
Натр едкий 100%	кг/т	–	286,56
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	544,30
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	160,30
Пар	Гкал/т	–	1,26
Азот	$нм^3$/т	–	13,75
Воздух сжатый	$нм^3$/т	–	2,40
Вода оборотная	$м^3$/т	–	358,54

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве технического сероуглерода, приведена в таблицах 4.5-4.6.

Таблица 4.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве диметилдитиокарбамата натрия

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Сероуглерод	Сухая и мокрая очистка отходящих газов	2,25	2,30	–
Диметиламин		0,814	0,831	–
Минеральное масло		0,0057	0,0058	–
Диметилдитиокарбамата натрия		0,00000125	0,00000128	–

Таблица 4.6 – Отходы, образующиеся при производстве диметилдитиокарбамата натрия

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Ткани фильтровальные из полимерных волокон, загрязненная малорастворимыми неорганическими солями кальция	4	Фильтр узлов сушки и фасовки готовой продукции	Захоронение	–	0,03	–

Раздел 5 Производство кормового метионина

Кормовой метионин (DL-2-амино-4-(метилтио)-бутановая кислота) предназначен для использования в рационе питания сельскохозяйственных животных и птиц в виде добавки.

5.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве кормового метионина

Кормовой метионин получают путем синтеза гидантоина из метилтиопропионового альдегида путем воздействия на него цианистого натрия, водного раствора аммиака и углекислого газа с последующим гидролизом гидантоина едким натром и нейтрализацией гидролизных растворов метионата натрия серной кислотой с последующим выделением и сушкой метионина.

Производство метионина представляет многостадийный процесс и включает в себя следующие основные технологические стадии (рисунок 5.1):

1. Получение цианистого натрия.
2. Получение метилмеркаптана (ММК).
3. Получение акролеина.
4. Получение метилтиопропионового альдегида (АМТП).
5. Получение метионата натрия.
6. Получение метионина кормового.
7. Получение сульфата натрия.

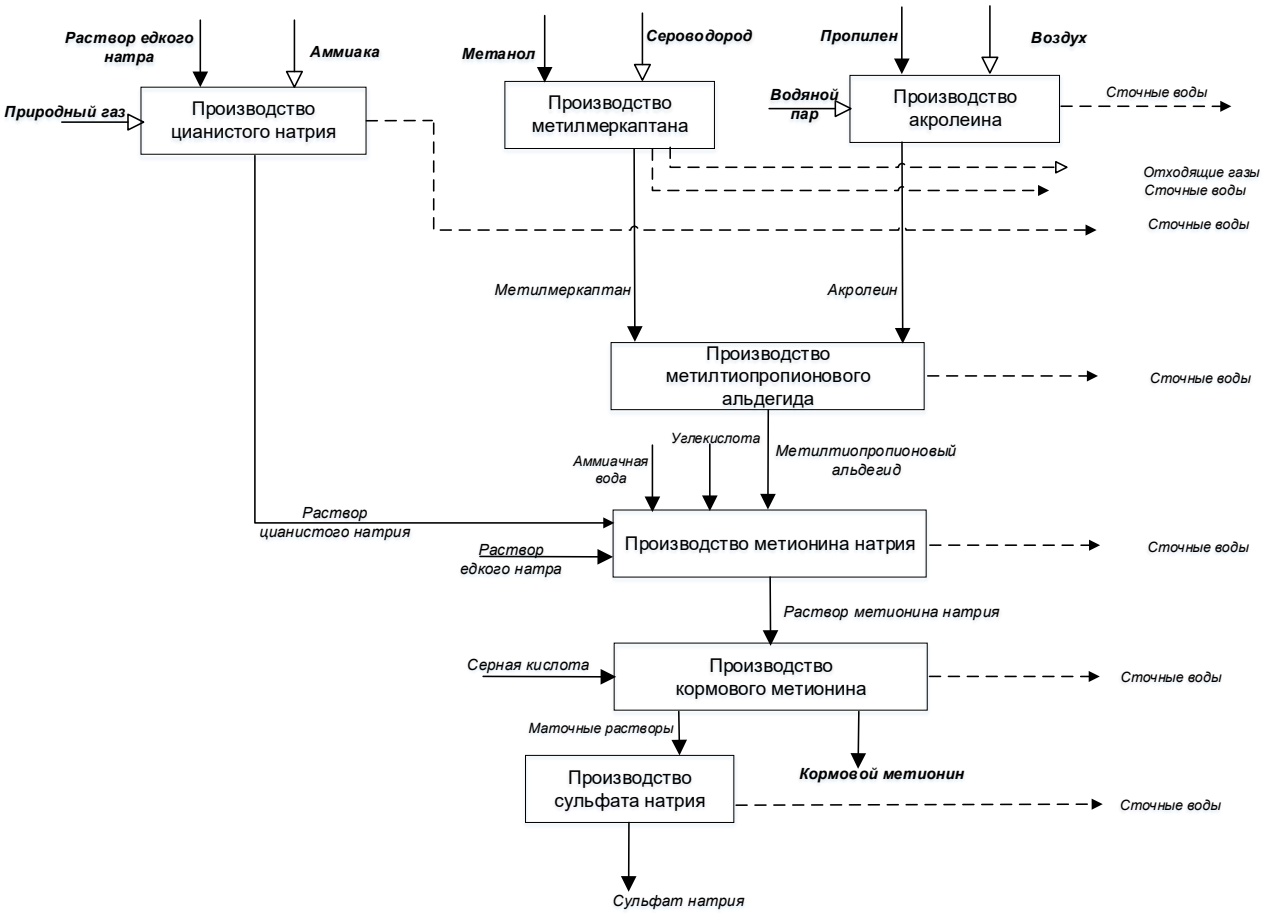


Рисунок 5.1 – Схема получения кормового метионина

Получение цианистого натрия

Сущность процесса по получению водного раствора цианистого натрия заключается в абсорбции раствором едкого натра цианистого водорода, получаемого каталитическим синтезом из мета-на, аммиака и кислорода воздуха.

Процесс проводится в газовой фазе на катализаторе (сетки из платиновых сплавов с активированной поверхностью) в реакторе-генераторе со встроенным теплообменником.

Абсорбция цианистоводородной кислоты раствором едкого натра осуществляется в абсорберах. Полученный раствор цианистого натрия охлаждается путем его гомогенизации с охлажденным раствором цианистого натрия и направляется для промежуточного хранения и последующего использования для синтеза метилтиопропионового альдегида.

После каплеотделения в циклоне и промывки в колонном аппарате деминерализованной водой остаточные неабсорбированные газы направляются для сжигания на факельную установку.

Получение метилмеркаптана и диметилсульфида

Сущность процесса состоит в непрерывном синтезе метилмеркаптана и диметилсульфида из метанола и сероводорода в парогазовой фазе на катализаторе – активной окиси алюминия с дальнейшей ректификацией и сушкой метилмеркаптана.

Сероводород подается из корпуса по производству сероуглерода, предварительно очищается от масла в каплеотбойнике и от механических примесей на фильтрах.

Сжатый сероводород поступает в емкость-буфер, где смешивается с рециркулируемым сероводородом, поступающим после дегазации органической фазы в колонне дегазации.

Из емкости-буфера подогретый сероводород поступает на синтез в последовательно соединенные реакторы, заполненные катализатором. В каждый реактор подается метанол. После последнего реактора реакционные газы направляются на конденсацию.

Жидкая фаза направляется на декантацию в отстойник, а не сконденсировавшиеся газы из сепаратора подаются на установку по производству рекуперированной серы производства сероуглерода.

Органическая фаза из отстойника подается для отгонки сероводорода в колонну дегазации. По верху колонны дегазации отгоняются сероводород с примесью ММК, а в кубе собирается жидкость, состоящая из ММК, ДМС и примесей. Кубовый остаток колонны дегазации, содержащий ММК, ДМС и примеси, поступает в ректификационную колонну для выделения ММК. Кубовый остаток из ректификационной колонны, содержащий ДМС, метанол, подается на охлаждение или в испаритель для возврата на синтез. Пары из верха ректификационной колонны, содержащие чистый ММК, конденсируются, охлаждаются, и выделенный ММК собирается в емкость и затем направляется на сушку.

Сушка проводится в колоннах, заполненных водопоглотителем. Периодически водопоглотитель регенерируется нагретым газом, вода, удаленная с молекулярных сит при регенерации, поступает в сборник. Осушенный ММК поступает в хранилища и затем на производство АМТП.

Получение акролеина

Акролеин получают каталитической реакцией, протекающей в парогазовой фазе, из газообразного пропилена, кислорода воздуха и водяного пара. Синтез акролеина проводят на катализаторе – окиси цветных металлов на основе кобальта и молибдена.

Жидкий пропилен для синтеза акролеина непрерывно подают с хранилищ сырья непосредственно в испаритель пропилена.

Смесь газов для синтеза акролеина получают на основе поступающего после компримирования и подогрева воздуха, испаренного и подогретого пропилена и водяного пара путем смешивания в смесителе. Полученную в смесителе смесь газов направляют на стадию синтеза в реактор, трубки которого заполнены катализатором.

Реакционные газы из реактора поступают на охлаждение в теплообменник рекуперации. Охлажденный в теплообменнике рекуперации реакционный газ направляют на промывку от кислот.

На стадии промывки реакционных газов от кислот происходят резкое охлаждение реакционных газов с целью прекращения побочных реакций и абсорбция органических кислот водой в колонне быстрого охлаждения с последующим удалением частично абсорбированного акролеина из раствора кислот.

Акролеин, содержащийся в реакционных газах, частично конденсируется в холодильнике и вместе с реакционными газами направляется в абсорбционную колонну.

Кубовую жидкость колонны резкого охлаждения, представляющую собой водный раствор акриловой и уксусной кислот и акролеина, направляют в верхнюю часть колонны стриппинга, которая позволяет предельно уменьшить потери акролеина при отмывке реакционного газа от кислот.

Реакционный газ со стадии промывки реакционных газов от кислот подается в абсорбционную колонну. В качестве абсорбирующей жидкости в верхнюю часть колонны абсорбции подают кубовую жидкость колонны стадии дистилляции акролеина, предварительно охлажденную в теплообменниках.

В результате процесса абсорбции акролеин, поглощенный орошающей жидкостью из реакционного газа, стекает в куб колонны абсорбции, а освобожденные от акролеина газы поднимаются в верх колонны.

Для предотвращения вспенивания раствора акролеина в колоннах в линию подачи орошающей жидкости подается раствор пеногасителя.

Для удаления кислорода и попутно инертных газов водный раствор акролеина направляют в колонну стриппинга. Десорбированные в вакуумной колонне стриппинга инертные газы и кислород направляют в конденсатор-холодильник. Освобожденный от кислорода и инертных газов водный раствор акролеина из куба колонны стриппинга после подогрева направляют в дистилляционную колонну.

Основную часть кубовой жидкости колонны дистилляции направляют в качестве орошающей жидкости в верхнюю часть колонны стадии абсорбции акролеина. Часть кубовой жидкости колонны дистилляции после холодильника направляют в верхнюю часть колонны стадии отмывки кислот.

В линию отбора паров акролеина из колонны дистилляции подается раствор стабилизатора для предотвращения полимеризации акролеина.

Газовые потоки, поступающие из коллекторов дыхания и линий сбросов предохранительных клапанов аппаратов установки получения акролеина до подачи на установку термического разложения органических веществ, предварительно обрабатываются в промывной колонне. В верхнюю часть колонны подают деминерализованную воду для поглощения акролеина из газовой фазы, поступающей в

нижнюю часть колонны. Жидкость из нижней части колонны направляют в технологический цикл.

Получение метилтиопропионового альдегида

Синтез метилтиопропионового альдегида (далее АМТП) осуществляется путем взаимодействия метилмеркаптана (ММК) и акролеина.

Реакция экзотермическая и может идти только в присутствии катализатора, который представляет собой смесь триэтиламина (ТЭА) и уксусной кислоты и подается в циркуляционный контур. Полученный сырец АМТП подвергается ректификации в колоннах, работающих под вакуумом.

Из реактора АМТП-сырец подается в реактор окончательной обработки. Реактор представляет собой вертикальный трубчатый аппарат, в межтрубное пространство которого поступает АМТП-сырец, а в трубную часть подается захоложенная вода. Из реактора окончательной обработки АМТП-сырец подается насосом на стадию отгонки легких фракций в колонну.

Отгонка тяжелых фракций АМТП происходит в дистилляционной колонне, работающей под вакуумом.

Кубовый продукт из колонны через кипятильник подается в баллон мгновенного испарения. В баллоне происходит разделение подогретого кубового продукта на пары, насыщенные АМТП, и жидкость, содержащую тяжелые фракции. Пары, насыщенные АМТП, постоянно отводятся в колонну стадии отгонки легких фракций, а жидкость собирается в нижней части баллона. Из баллона мгновенного испарения тяжелые фракции, освобожденные от паров АМТП, откачиваются на установку термического разложения органических веществ.

Получение метионата натрия

Метионат натрия получают проведением двух последовательных реакций:

- синтеза гидантоина по методу Бухерера;
- гидролиза гидантоина раствором едкого натра.

Гидантоин по методу Бухерера получают путем воздействия цианистого натрия на метилтиопропионовый альдегид (АМТП) в водном растворе аммиака и углекислого газа.

Водный раствор цианистого натрия поступает в одно из хранилищ и затем насосом подается на установку синтеза. Аммиачная вода с углекислым газом со стадии рекуперации аммиака подается на всас насоса, в котором происходит смешение с двумя другими реагентами – цианистым натрием и АМТП. В насосе смесь гомогенезируется и затем подается на синтез.

Реакционная смесь из трубчатого реактора направляется в колонну стриппинга, где осуществляются разложение бикарбоната натрия и удаление избыточного аммиака и углекислого газа с помощью пара, подаваемого в нижнюю часть колонны.

Газы из колонны стриппинга направляются на рекуперацию. Полученный гидантоин из нижней части колонны стриппинга через циклон поступает в сборник промежуточного хранения.

Процесс гидролиза гидантоина состоит из двух последовательных стадий:

- непосредственно реакции гидролиза;
- разложения бикарбоната натрия.

Гидантоин из сборника через узел смешения с водным раствором щелочи подается на гидролиз. Гомогенезированная смесь подвергается нагреву в теплообменниках. Для

удаления аммиака и углекислого газа реакционная масса подается в колонну стриппинга. Из верха колонны газы поступают в сепаратор, газовая фаза из сепаратора направляется на стадию рекуперации аммиачной воды, а жидкость возвращается в колонну.

Из куба колонны раствор метионата натрия поступает в сборник, а затем через холодильник перекачивается в емкость отделения получения кормового метионина.

Процесс рекуперации аммиака и углекислого газа, выделяющихся при разложении бикарбоната натрия, гидролизе гидантоина, нейтрализации метионата натрия, заключается в их повторном использовании для приготовления аммиачных вод, направляемых вновь в процесс синтеза гидантоина.

Получение кормового метионина

Процесс получения метионина кормового является непрерывным. Технологическая схема производства метионина кормового включает в себя следующие стадии:

- нейтрализации гидролизных растворов;
- кристаллизации метионина из раствора;
- фильтрования суспензии метионина;
- центрифугирования метионина;
- сушки метионина;
- рекуперации метионина второго потока;
- пневмотранспорта и фасовки метионина кормового.

Гидролизные растворы из производства метионата натрия после предварительного подогрева поступают в контур нейтрализации. Серную кислоту насосом также подают в контур нейтрализации.

Смешение гидролизных растворов с серной кислотой происходит в трубчатом реакторе, представляющем собой металлическую трубу с внутренним покрытием из фторопласта. После трубчатого реактора реакционная масса поступает в емкостной реактор. Выделяющиеся в емкостном реакторе газы нейтрализации, нагревая поступающие гидролизные растворы, охлаждаются и частично конденсируются и направляются для поглощения в производство метионата натрия.

Реакционную массу из емкостного реактора подают в кристаллизатор стадии кристаллизации метионина.

Реакционная масса после нейтрализации поступает в кристаллизаторы. Кристаллизацию метионина из реакционной массы осуществляют в кристаллизаторах, снабженных мешалками.

Пары из кристаллизаторов отводятся на всасы вакуум-насосов и проходят через конденсаторы, где происходят охлаждение и конденсация паров воды. Конденсат подают на орошение головной части колонны производства метионата натрия.

Образовавшаяся в кристаллизаторах суспензия метионина направляется на стадию фильтрации.

Фильтрование суспензии метионина и промывку слоя метионина от сульфата натрия производят на вращающемся барабанном вакуумном фильтре.

Промывку пасты метионина от сульфата натрия осуществляют при помощи устройств форсуночного типа, расположенных над верхней частью барабана. Через форсунки вода разбрызгивается на поверхность пасты метионина;

Промытая и обезвоженная паста метионина отдувается от полотна барабанного вакуум-фильтра воздухом, срезается с барабана ножом и попадает в смеситель. Паста

метионина в смесителе перемешивается с водой, после чего метионин в виде суспензии перекачивают насосом в емкость стадии центрифугирования метионина.

Маточные растворы с центрифуг собирают и перекачивают на стадию фильтрования метионина. Отжатый метионин с центрифуг выгружается в бункеры и далее горизонтальными цепными питателями подается на конвейер для транспортировки на стадию сушки.

Сушка метионина осуществляется в кипящем слое инертного сушильного газа. Влажный метионин со стадии центрифугирования подается конвейером на шнековый транспортер и далее в шнек-рыхлитель. Из шнека-рыхлителя метионин поступает в шлюзовой питатель, из которого сушильным газом пневматически транспортируется в сушилку. Сушильный газ циркулирует по замкнутому контуру «сушилка – обработка – сушилка».

После сушилки метионин отделяют от сушильного газа в циклоне.

Газ после циклона поступает в колонну для очистки, а метионин падается шлюзовым питателем в автоматическую систему взвешивания.

Взвешенный метионин из бункера через шлюзовой питатель отбирается системой пневмотранспорта и подается на промежуточное хранение.

Сушильный газ из циклона проходит обработку, которая включает в себя промывку щелочным раствором от частиц метионина, не задержанных в циклоне, и промывку водой для охлаждения и удаления водяного пара.

Очищенный от частиц метионина газ подается далее вновь на сушилку.

Маточные растворы от производства сульфата натрия поступают в кристаллизаторы. Парожидкостная смесь из кристаллизатора поступает в сепаратор, где происходит отделение газообразной фазы от жидкой, возвращаемой в кристаллизатор под слой жидкости.

Из кристаллизаторов суспензию метионина насосом непрерывно подают в сборник. Из сборника суспензию метионина подают в корыто вращающегося барабанного вакуум-фильтра. Маточники фильтрования из сборника перекачивают в хранилище производства сульфата натрия.

Осадок метионина с вакуум-фильтра осыпается в шнековый смеситель, где он репульпируется в циркулирующих гидролизных растворах, возвращающихся обратно в на стадию нейтрализации гидролизных растворов.

Получение сульфата натрия

Сущность технологического процесса производства сульфата натрия заключается в извлечении кристаллического сульфата натрия из маточных вод производства метионина путем их упаривания и сепарации полученной суспензии с последующей сушкой порошка сульфата натрия и расфасовкой.

Стадия концентрирования маточных растворов предназначена для выпаривания воды из маточных растворов сульфата натрия с помощью тепла пара в трехступенчатой установке.

Маточные растворы, промывные воды, содержащие сульфат натрия, поступают для промежуточного хранения перед переработкой в емкости стадии.

После выпарной установки суспензия сульфата натрия поступает в сгуститель стадии сепарации и сушки сульфата натрия.

Сепарация и сушка сульфата натрия производятся путем сгущения суспензии сульфата натрия в сгустителе и выделения кристаллического порошка сульфата натрия из сгущенной суспензии в центрифуге с последующей сушкой порошка в аэрационной сушилке.

Сгущенная суспензия сульфата натрия из шнека через загрузочную трубу поступает в центрифугу.

Маточные воды из центрифуги через циклон поступают в емкость. Из емкости осветленные маточные воды насосами подаются на стадию выпаривания и на установку кристаллизации метионина. Кристаллический сульфат натрия в виде порошка через выгружную течку центрифуги поступает в шнековый транспортер. Из транспортера сульфат натрия поступает в аэрационную сушилку. Подачу воздуха в сушилку осуществляет вентилятор через калорифер, который обогревается паром. Из сушилки смесь порошка сульфата натрия с воздухом поступает в циклон, где порошок сульфата натрия отделяется от воздуха и поступает в бункер. Воздух из циклона вентилятором подается в колонну промывки газов.

Колонна промывки газов представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с насадкой из колец Рашига и двумя узлами орошения. Запыленный воздух от вентилятора подается в нижнюю часть колонны, где орошается циркуляционной водой. Очищенный воздух из колонны поступает на печь сжигания. Из бункера сульфат натрия питателем подается в линию пневмотранспорта, который транспортирует сульфат натрия в приемный бункер.

Сульфат натрия со стадии сушки пневмотранспортом подается в циклон. Отделившийся в циклоне сульфат натрия ссыпается в бункер. Запыленный воздух из циклона подается на пылеуловитель. Предварительно очищенный от пыли сульфата натрия воздух вентилятором подается в циклон мокрой очистки. В циклоне происходит разделение очищенного воздуха и жидкой фазы. Газовая фаза направляется по газоходу в промывную колонну. Циркуляционная вода из циклона направляется в выносной куб колонны и поступает на всас насосов.

Для окончательной очистки отходящего из колонны воздуха головная часть колонны орошается деминерализованной водой. Очищенный воздух из колонны выбрасывается в атмосферу.

Из бункера сульфат натрия порошковым пневматическим насосом подается на стадию фасовки готового продукта в бункеры готового продукта.

Описание технологического процесса производства кормового метионина приведено в таблице 5.1, перечень основного оборудования – в таблице 5.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 5.3.

Таблица 5.1 – Описание технологического процесса получения кормового метионина натрия

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Аммиак Природный газ Водный раствор едкого натра	Получение цианистого натрия	Раствор цианистого натрия		Генератор реакционных газов узла синтеза цианистоводородной кислоты	
Сероводород Метанол	Получение метилмеркаптана	Метилмеркаптан Кислые газы на производство сероуглерода	Сточные воды Отходящие газы	Реактор	Адсорбционная колонна
Пропилен Воздух Водяной пар	Получение акролеина	Акролеин	Сточные воды	Реактор	
Метилмеркаптан Акролеин Триэтиамин Уксусная кислота	Получение метилтиопропионового альдегида	Метилтиопропионовый альдегид	Сточные воды	Реактор	
Раствор цианистого натрия Метилтиопропионовый альдегид Углекислота Аммиачная вода Раствор гидрооксида натрия	Получение метионата натрия	Раствор метионата натрия Аммиак и углекислота на узел рекуперации	Сточные воды	Реакторы	
Раствор метионата натрия Серная кислота	Получение кормового метионина Нейтрализация гидролизных растворов	Раствор метионина Раствор сульфата натрия Углекислота	Сточные воды		

Окончание таблицы 5.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Раствор метионина Раствор сульфата натрия	Получение кормового метионина	Кормовой метионин Маточные растворы сульфата натрия Технологический конденсат	Сточные воды	Кристаллизатор Центрифуга Сушилка	Вакуум-фильтр
Маточные растворы и промывные воды, содержащие сульфат натрия	Получение сульфата натрия	Сульфат натрия	Отходящие газы Сточные воды		

Таблица 5.2 – Перечень основного оборудования производства кормового метионина натрия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Генератор реакционных газов	Получение цианистоводородной кислоты для процесса производства цианистого натрия	Генератор стальной, составной из 2 частей: 1 вертикальная футерованная: D = 1400 мм H = 6000 мм 2 горизонтальная кожухотрубчатая: D = 1400 мм L = 4675 мм V = 2,85 м^3
Реактор	Предназначен для синтеза метилмеркаптана	Вертикальный цилиндрический аппарат с неподвижным слоем катализатора: D = 800–1400 мм, H = 800–5000 мм, V = 1,03–4,4 м^3

Продолжение таблицы 5.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Предназначен для синтеза акролеина	Вертикальный трубчатый аппарат, снабженный солевым обогревом и встроенным охладителем соли Среда трубного пространства реактора – реакционный газ Среда межтрубного пространства – расплав соли-теплоносителя: Nтр. = 4500 шт. Lтр. = 4000 мм
Реактор	Предназначен для синтеза метилтиопропионового альдегида	Вертикальный стальной аппарат со сферическим днищем: D = 800 мм H = 5240 мм и каплеотбойником V = 2,3 м^3
Реактор	Предназначен для завершения синтеза метилтиопропионового альдегида	Вертикальный стальной трубчатый аппарат Трубное пространство: V = 0,113 м^3 D = 324 мм H = 4700 мм Межтрубное пространство: V = 0,196 м^3
Реактор	Предназначен для процесса синтеза гидантоина	Горизонтальный стальной аппарат трубчатого типа с рубашкой Lтр. = 10 × 6650 мм Lтр. = 10 × 6116 мм Lтр. = 10 × 6535 мм Lтр. = 12 × 10433,5 мм Трубное пространство: Ррасч.= 2,5–2,6 МПа Трасч. = 100–195 °С Dвнут.= 80–159,3 мм V = 0,325–1,3 м^3
Реактор нейтрализации	Предназначен для нейтрализации гидролизных растворов метионата натрия	Горизонтальный цилиндрический аппарат с наружным змеевиковым обогревом: V = 19 м^3 D = 2200 L = 5150 мм H = 5282 мм Внутри аппарата: P расч. = 0,95 МПа T расч.= 175 °С

Продолжение таблицы 5.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор нейтрализации	Предназначен для нейтрализации гидролизных растворов метионата натрия	Аппарат трубчатого типа, вертикальный, цилиндрический: D = 219 мм H = 6000 мм Ррасч. = 1,3 МПа Трасч.= 160 °С Среда – гидролизные растворы и серная кислота
Кристаллизатор	Предназначен для кристаллизации суспензии метионина	Вертикальный стальной цилиндрический аппарат с лопастной мешалкой, снабженный змеевиком для обогрева: V = 11 м^3 D = 2200 мм H = 4200 мм Ррасч.= 0,7–0,95 МПа Трасч.= 140–160 °С
Центрифуга	Предназначена для получения пасты метионина	Центрифуга с горизонтальной осью и ротором консольного типа: Скорость вращения = 625 об/мин D = 4700 мм H = 2900 мм
Вакуум-фильтр	Предназначен для фильтрации суспензии метионина	Вращающийся барабанный вакуум-фильтр с мешалкой маятникового типа: Fфильтр. = 10 м^2
Вакуум-фильтр	Предназначен для фильтрации суспензии метионина	Барабанного типа с наружной поверхностью фильтрования:, Поверхность фильтрования – 10 м^2 Vчана = 0,87 м^3
Сушилка	Предназначен для сушки метионина	Вертикальный аппарат с вращающимся барабаном и рубашкой: D = 1100 мм H = 21180 мм Внутри аппарата: Ррасч. = 0,05 МПа Трасч.= 150 °С В рубашке: Ррасч. = 0,25 МПа Трасч.= 150 °С

Окончание таблицы 5.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Испаритель	Упаривание раствора сульфата натрия	Вертикальный аппарат: Ррасч. = минус 0,1–0,3 МПа Трасч.= 150 °С, Среда – водный раствор сульфата натрия и метионина: V = 65 м^2 D = 3200 м Н = 9650мм
Испаритель	Упаривание суспезии сульфата натрия	Вертикальный аппарат: Трасч. = 150 °С Ррасч.= 0,3 МПа Среда – суспензия сульфата натрия в водном растворе сульфата натрия и метионина: V = 65 м^3 D = 3200мм Н = 9650мм
Центрифуга	Получение сульфата натрия	Центрифуга горизонтальная непрерывного действия с двухступенчатым ротором, с пульсирующей выгрузкой
Квенч-колонна (барботажный сатуратор)	Предназначена для улавливания сульфата натрия образующегося при сжигании вод в печах	Горизонтальный цилиндрический аппарат: Среда – раствор сульфата натрия, V = 35,5 м^3 Д = 3010 мм L = 5195 мм

Таблица 5.3 – Перечень природоохранного оборудования производства кормового метионина натрия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Фильтр	Для функционирования пылеулавливающей установки узла фасовки метионина	Фильтр рукавный, тканевый, поверхность фильтрования – 60 м^2, с автоматическим встряхиванием
Циклон	Для функционирования пылеулавливающей установки узла фасовки метионина	Вертикальный цилиндрический аппарат с коническим днищем: D = 600 мм Н = 4000 мм

Продолжение таблицы 5.3

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Фильтр	Для функционирования пылеулавливающей установки узла пневмотранспорта сульфата натрия	Карманного типа с автоматической системой очистки от забивания: Количество фильтрующих карманов – 6 шт. L = 1020 мм B = 850 мм Рраб. = атм Фильтрующая ткань – полотно полиэфирное, F = 9,6 м^2
Фильтр	Для функционирования пылеулавливающей установки узла загрузки сульфата натрия в вагоны	Карманного типа со встряхивающим механизмом, количество карманов – 6 шт. Фильтрующий материал – полиэфирная ткань, Поверхность фильтрования – 10 м^2
Циклон	Для функционирования пылеулавливающей установки узла фасовки сульфата натрия	Вертикальный цилиндрический аппарат с коническим днищем: H = 3000 мм, D = 400 мм
Фильтр	Для функционирования пылеулавливающей установки узла фасовки сульфата натрия	Карманного типа со встряхивающим механизмом, количество карманов – 12 шт. Фильтрующее полотно –полиэфирная ткань: F = 20 м^2 L = 1700 мм B = 1080 мм H = 2800 мм
Колонна мокрой очистки	Для функционирования пылеулавливающей установки узла пневмотранспорта сульфата натрия	Вертикальный колонный аппарат: Ррасч. – атмосферно, Трасч. = 65 °С Среда – водный раствор сульфата D = 1600 мм H = 10525 мм
Циклон	Для функционирования пылеулавливающей установки узла пневмотранспорта сульфата натрия	Вертикальный аппарат циклонного типа: D = 600 мм H = 1000 мм

Продолжение таблицы 5.3

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Печь (котёл-утилизатор с топкой) для сжигания серосодержащих вод	Для сжигания серосодержащих вод	Горизонтальный аппарат со встроенным котлом-утилизатором, имеющий 1 горелку для топлива и 3 форсунки для подачи стоков Для котла: V водяной = 9,5 м^3 V паровой = 3,5 м^3 V питательный = 0,6 м^3, Паропроизводительность = 4,7 т/ч
Печь для сжигания акролеиновых вод	Для сжигания акролеиновых вод	Вертикальный цилиндрический аппарат, имеющий 1 горелку для топлива и 4 форсунки для подачи сульфатированных вод: Д = 3100 мм Н = 9915 мм
Печь для сжигания цианистых и серосодержащих вод	Для сжигания цианистых и серосодержащих вод	Горизонтальный, цилиндрический аппарат, имеющий 1 горелку для топлива и 6 форсунок для подачи акролеиновых стоков: V = 54,6 м³ Д = 3100 мм L = 12600 мм
Электрофильтр	Предназначен для улавливания пыли образующейся при сжигании различных вод в печах	Вертикальный, цилиндрический аппарат, имеющий 1 горелку для топлива и 4 форсунки для подачи стоков: V = 21 м^3 Д = 2200 мм Н = 8250 мм
Скруббер Вентури	Предназначен для улавливания аэрозоля сульфата натрия уносимого из квенч- колонны	Труба Вентури с регулируемым отверстием: Среда – дымовые газы Д = 800 мм L = 6730 мм
Колонна дезодорации газовых выбросов	Предназначена для промывки газовых выбросов озонированной водой	Аппарат железобетонный квадратного сечения с трубой для выброса в атмосферу дезодорированных газовых выбросов. Внутри аппарата два слоя насадки из полимерного материала: Нтр.= 18,65 м Dтр .= 1500 мм L = 4000 мм Н = 9000 мм В = 4000 мм V = 144 м^3

Окончание таблицы 5.3

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Колонна озонирования воды	Предназначена для озонирования воды используемой для промывки газовых выбросов	Аппарат железобетонный квадратного сечения, снабжен 80 пористыми дисками для подачи противотоком озонированного воздуха: L = 4000 мм H = 5700 мм B = 4000 мм V = 91 м^3
Колонна адсорбционная	Предназначена для улавливания паров метанола при сливе цистерн с сырьем	Вертикальный аппарат с насадкой: уголь активированный: V = 0,8 м^3 D = 600 мм H = 3000 мм Среда – азот, метанол
Аэротенк	Биологическая очистка стоков производства метионина	Аппарат железобетонный прямоугольного сечения, заглублен в грунт. В нижней части находится аэратор: Среда – биоразрушающиеся стоки в смеси с активным илом V = 480 м^3

5.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве кормового метионина

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства кормового метионина приведены в таблице 5.4.

Таблица 5.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве кормового метионина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Натр едкий 100 %	кг/т	–	770,92
Кислота серная, 100%	кг/т	–	1005
Двуокись углерода, 100%	кг/т	–	30
Пеногаситель «Пента»	кг/т	–	0,11
Триэтиламин	кг/т	–	0,08
Уксусная кислота	кг/т	–	0,23
Гидрохинон	кг/т	–	1,61
Метанол	кг/т	–	314,59

Окончание таблицы 5.4

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Сероводород, 100%	кг/т	–	442,89
Цеолит синтетический	кг/т	–	0,13
Катализатор алюмооксидный	кг/т	–	0,30
Пропилен	кг/т	–	509,21
Природный газ (сырье)	нм^3/т	–	413,37
Аммиак сжиженный	кг/т	–	230,64
Вода деминерализованная	м^3/т	–	1,302
Пар	Гкал/т	–	4,21
Вода оборотная	м^3/т	–	805,8
Вода захоложенная	тыс. ккал/т	–	1897,2
Гликолевая вода	кг/т	–	8530
Котловая вода	м^3/т	–	2,78
Азот	нм^3/т	–	92,73
Воздух сжатый	нм^3/т	–	65,59
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	1203,4
Природный газ (топливо)	нм^3/т	–	160,63
Вода горячая технологическая	м^3/т	–	4,28

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве кормового метионина, приведена в таблицах 5.5-5.6.

Таблица 5.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве кормового метионина

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	Сухая и мокрая очистка отходящих газов	2,78	2,83	–
Азота оксид		0,45	0,46	–
Аммиак		0,051	0,053	–
Бензапирен		–	0,000000655	–
Водород цианистый		0,010	0,011	–
Метан		0,39	0,40	–
Метилмеркаптан, этилмеркаптан		0,108	0,111	–
Озон		–	0,011	–

Окончание таблицы 5.5

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Сероводород		–	0,031	–
Сероуглерод		–	0,0012	–
Серная кислота		–	0,01	–
Серы диоксид		105,08	106,14	–
Углерода оксид		6,81	6,88	–
Углеводороды предельные С1-С5 (исключая метан)		0,032	0,033	–
Пропилен		0,048	0,049	–
Спирт метиловый		0,043	0,045	–
Акролеин		0,033	0,034	–
Кислота уксусная		0,0177	0,0180	–
Диметилсульфид		0,036	0,038	–
Минеральное масло		0,0147	0,0150	–
Метионин		0,122	0,124	–
Сульфат натрия		5,044	5,15	–
Альдегид метилтиопропионовый		0,017	0,018	–
Гидрохинон		0,00046	0,00047	–
Тринатрийфосфат		–	0,009	–

Таблица 5.6 – Отходы, образующиеся при производстве кормового метионина

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор на основе оксида алюминия, отработанный при крекинге диметилсульфида в производстве метилмеркаптана	2	Замена отработанного катализатора крекинга ДМС	Захоронение	–	0,18	–
Катализатор на основе оксида алюминия, содержащий вольфрамат калия, отработанный при производстве метилмеркаптана	2	Замена отработанного катализатора крекинга ММК	Захоронение	–	0,14	–
Цеолит, отработанный при сушке метилмеркаптана в производстве метионина	2	Замена водопоглотителя при сушке метилмеркаптана	Захоронение	–	0,09	–
Отходы зачистки оборудования для абсорбции цианида водорода едким натром при производстве цианида натрия, содержащие преимущественно карбонаты кальция и магния	3	Чистка оборудования получения раствора цианистого натрия	Захоронение	–	0,065	–
Отходы зачистки оборудования производства акролеина, содержащие преимущественно полимеры акролеина	3	Производство акролеина	Захоронение	–	0,019	–

Окончание таблицы 5.6

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы зачистки оборудования производства метионина, содержащие преимущественно оксиды железа и кремния	3	Оборудование производства метионина	Захоронение	–	0,074	–
Просыпи сульфата натрия при его транспортировании и фасовке	3	Очистка производственных помещений и оборудования	Захоронение	–	0,16	–
Смесь углей активированных, отработанных при производстве метионина, сероуглерода и получении полупродуктов в производстве анилина	3	Замена загрузки из адсорбционных колонн	Захоронение	–	0,30	–
Осадок (ил) биологической очистки сточных вод производства метионина стабилизированный	3	Биологические очистные сооружения производство метионина	Захоронение	–	1,86	–

Раздел 6 Производство α-олефинов

6.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве α-олефинов

6.1.1 Высокотемпературный процесс получения α-олефинов

Получение α-олефинов основано на процессе олигомеризации этилена в присутствии катализатора.

Основными стадиями получения α олефинов являются (рисунок 6.1):

- олигомеризация;
- ректификация.



Рисунок 6.1 – Схема получения α-олефинов высокотемпературным процессом

Линейные альфа-олефины образуются в реакторе в результате реакции олигомеризации этилена, растворенного в толуоле, в присутствии циркониевого катализатора (ZrX4) и алюмоорганического сокатализатора. Свежий этилен смешивается с рецикловым этиленом, компримируется до рабочего давления в компрессоре и поступает в нижнюю часть реактора. Олигомеризат после реакторов направляется в декантеры на водно-щелочную отмывку. Поток толуола и альфа-олефинов подается на ректификацию и выделение товарных фракций. Линейные альфа-олефины С4, С6, С8, С10, С12-14, С16-18 после ректификации направляются в товарные емкости. Толуол (фр. С7) направляется в адсорберы, где осушается от следов влаги и поступает в емкость толуола для использования в технологическом процессе. Тяжелые олефины (фр. С20+ с полимером) подаются на сжигание в печь узла нейтрализации и обезвреживания отходов производства линейных альфа-олефинов и

алюмоорганических соединений. Технологические сдувки и выбросы продуктов производства альфа-олефинов отправляются на факел.

Описание технологического процесса производства α-олефинов приведено в таблице 6.1, перечень основного оборудования – в таблице 6.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 6.3.

Таблица 6.1 – Описание технологического процесса получения α-олефинов

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Этилен	Олигомеризация	Олигомеризат этилена	Отходящие газы	Реактор Компрессор	
Олигомеризат этилена	Ректификация	Бутен-1, гексен-1, фракции С8, С10, С12-14, С16-18	Отходящие газы	Ректификационная колонна Печи	

Таблица 6.2 – Перечень основного оборудования процесса получения α-олефинов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор олигомеризации	Получение линейных альфа олефинов	Вертикальный цилиндрический аппарат: объем – 76,5 м^3 диаметр – 4200/1600 мм
Декантер	Разделение водно-щелочной, углеводородной и газовой фаз	Вертикальный цилиндрический аппарат с конусным днищем: Высота цилиндрической части – 4550 мм Объем – 41,5 м^3
Декантер	Разделение водной, углеводородной и газовой фаз	Горизонтальный цилиндрический аппарат: Высота цилиндрической части – 46840 мм Объем – 21,8 м^3
Компрессор	Циркуляция этилена через реакторы	Центробежный горизонтальный: Производительность – 154350 кг/ч Мощность – 355 кВт Частота – 5736 об/мин
Колонна ректификации	Выделение олефинов фракции С7-, С8+	Вертикальный цилиндрический аппарат с клапанными тарелками: Объем – 891 м^3 Диаметр – 4000 мм Высота – 68,3 м

Окончание таблицы 6.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Печь	Утилизация сдувок и жидких отходов производства	Вертикальный цилиндрический аппарат: Объем – 202 м^3 Диаметр – 3400 мм Высота – 21 м Температура расчетная – 230 °С
Трубчатая печь	Нагрев масла-теплоносителя	Вертикальный цилиндрический аппарат: Объем – 202 м^3 Диаметр – 3965 мм Высота – 15,7 м Температура разрешенная – 340 °С

Таблица 6.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения α-олефинов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Факел сжигания	Сжигание сухих технологических отдувок с аппаратов и аварийных сбросов	Диаметр – 324 мм высота – 70,6 м

6.1.2 Низкотемпературный процесс получения α-олефинов

Процесс получения α-олефинов низкотемпературным процессом состоит из следующих этапов (рисунок 6.2):

- подготовка катализатора;
- димеризация этилена;
- удаление катализатора;
- выделение непрореагировавшего этилена;
- выделение бутена-1.

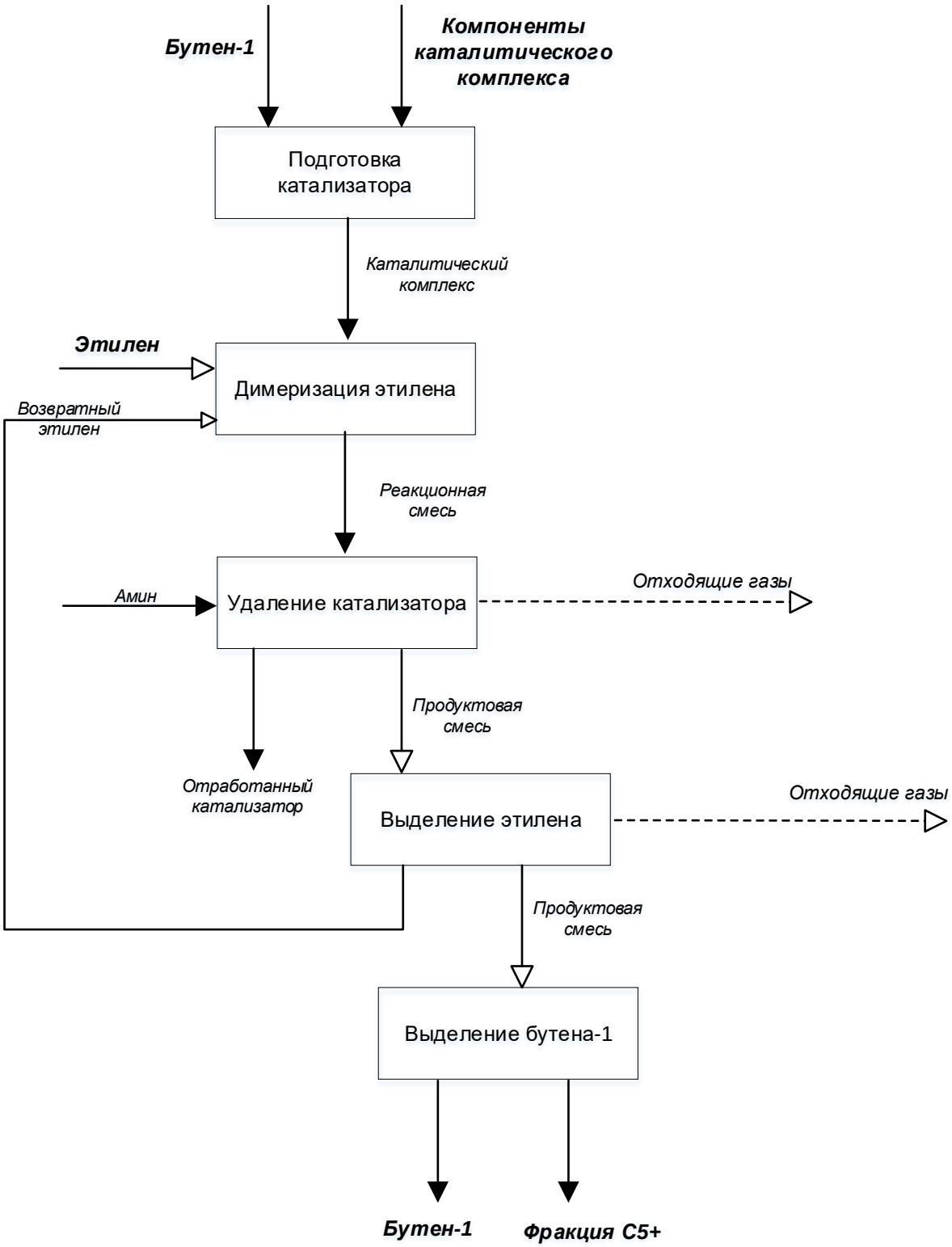


Рисунок 6.2 – Схема получения α-олефинов низкотемпературным процессом

Секция катализатора

Газообразный этилен димеризуется с образованием бутена-1. При выбранных температуре и рабочем давлении продукт бутен-1 находится в жидкой фазе, и реакция протекает в жидкой фазе бутена с растворенным катализатором.

Активация реакции димеризации производится путем смешивания двух катализаторов.

Первый из них – это катализатор ТЭА, который представляет собой соединение алкилалюминия, второй изготовлен из соединения титана и ускорителя. Оба катализатора по отдельности смешиваются с бутеном-1 и подаются в реактор димеризации.

Реакционная секция

Сырьевой этилен, поступающий от секции предварительной очистки, смешивается с потоком рециркуляции этилена далее поступает в реактор димеризации.

Реакция является экзотермической: тепло реакции отводится посредством холодильников. Оптимальная температура процесса 50–53 °С.

Жидкая продуктовая смесь реактора, отбирается из нижней части реактора – димеризации. Регулирование давления и температуры в реакторе необходимо для поддержания постоянной конверсии: давление в верхней части регулируется путем подачи этилена в реактор, а температура регулируется корректировкой расхода оборотной воды к холодильникам циркуляции.

Секция удаления катализатора

Для полного удаления следов катализаторов жидкая продуктовая смесь реактора, отбираемая из нижней части реактора, подвергается испарению в два этапа.

Нейтрализация катализатора. Перед испарением продуктовой смеси реактора ее смешивают с чистым амином для образования химического комплекса с катализатором и предотвращение нежелательной изомеризации бутена-1 внутри испарителя с получением бутена-2.

Первый этап испарения. Смесь выходящего потока реактора и амина перекачивается к испарителям при помощи насосов. Жидкая и паровая фазы из испарителя разделяются:

- жидкая фаза подается в тонкопленочный испаритель в режиме регулирования расхода с помощью регулятора уровня жидкости в испарительной емкости;
- паровая фаза смешивается с парами, выходящими из тонкопленочного испарителя, и направляется в секцию колонны рециркуляции.

Второй этап испарения. Второй этап испарения осуществляется в тонкопленочном испарителе.

Тонкопленочный испаритель предназначен для максимального извлечения бутена-1, этилена и компонентов С5+ из смеси полимеров и использованного катализатора. Сырье входит в испаритель сверху: тонкая пленка жидкости образуется в зазоре между краями лопастей и обечайкой за счет центробежной силы, возникающей при вращении лопастей. При нагреве за счет конденсации пара в рубашке вдоль всей стенки происходит равномерное непрерывное испарение жидкости. Испарившиеся пары проходят между лопастями к выходу в противотоке с концентрирующимся потоком жидкой фазы.

Остаточная жидкая фаза из тонкопленочного испарителя собирается в приемнике испарителя и подается в емкости отработанного катализатора. Пары, высвобождаемые из отработанного катализатора, направляются на факел.

Паровая фаза из тонкопленочного испарителя из верхней части реактора направляется к конденсатору сырья колонны рециркуляции.

Секция колонны рециркуляции. Для выделения непрореагировавшего этилена продуктовая смесь реактора, отделенная от каталитического комплекса, конденсируется в конденсаторах сырья и направляется в колонны рециркуляции. Непрореагировавший этилен возвращается обратно в реактор димеризации. Сдувки направляются в процесс пиролиза. Нижний продукт последней колонны рециркуляции направляется в колонну бутена-1.

Секция колонны бутена-1. Колонна бутена-1 предназначена для отделения продуктового бутена-1, выходящего с верха, от фракций С5+ и более тяжелых компонентов, выходящих из кубовой части.

Продуктовый бутен-1 колонны бутена-1 отбирается в виде жидкого дистиллята.

Продуктовая фракция С5+ в режиме регулирования уровня жидкости в нижней части колонны бутена-1 поступает в секцию продукта С5+. Продукт С5+ из куба колонны бутена-1 охлаждается в холодильнике продукта С5+ и поступает в емкость продукта.

Описание низкотемпературного процесса производства α-олефинов приведено в таблице 6.4, перечень основного оборудования – в таблице 6.5.

Таблица 6.4 – Описание низкотемпературного технологического процесса получения α-олефинов

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологи-ческое оборудование	Природо-охранное оборудо-вание
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Компоненты каталитического комплекса Бутен-1	Подготовка катализатора	Каталитический комплекс		Реактор	
Этилен Каталитический комплекс	Димеризация этилена	Реакционная смесь		Реактор Теплообменное оборудование	
Реакционная смесь Амин	Удаление катализатора	Продуктовая смесь Отработанный катализатор	Отходящие газы	Испарители	
Продуктовая смесь	Выделение этилена	Этилен Продуктовая смесь	Отходящие газы	Колонное обрудование	
Продуктовая смесь	Выделение бутена-1	Бутен-1 Фракция С5+		Колонное обрудование	

Таблица 6.5 – Перечень основного оборудования низкотемпературного процесса получения α-олефинов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор димеризации	Реакция димеризации	Габариты –3900х11200 мм Масса – 85300 кг Давление (расч.) = 2,66 МПа (изб) Температура (расч.) = 125 ^{0}С
Холодильники циркуляционного орошения	Отведение тепла экзотермимичекой реакции	Габариты –1380х9774 мм Масса – 35900 кг Давление (расч.) = 2,54/3,3 МПа(изб) Температура (расч.) = 80/125 ^{0}С
Насосы циркуляционного орошения	Циркуляция реакционной смеси реактора	Габариты – 3900х2150 мм Масса – 6641 кг Давление (расч.) = 3,24 МПа (изб) Температура (расч.) = 125 ^{0}С
Испарители	Излечение бутен-1 из реакционной смеси	Габариты – 680х8232 мм Масса – 8200 кг Давление (расч.) = 2,85/3,7 МПа (изб) Температура (расч.) = 325/325 ^{0}С меж.тр/тр.
Насосы продуктовой смеси реактора	Подача продуктовой смеси на испааритель	Габариты – 1900х1600 мм Масса – 1365 кг Давление (расч.) = 2,69 МПа (изб) Температура (расч.) = 125 ^{0}С
Тонкопленочный испаритель	Максимальное излечение бутен-1 из реакционной смеси	Габариты – 1400х17000 мм Масса – 54500 кг Давление (расч.) = 2,42/1,9 МПа (изб) Температура (расч.) = 206/340 ^{0}С внутр./рубашка
Емкость отработанного катализатора	Сбор и дезактивация отработанного катализатора	Габариты – 2000х6700 мм Масса – 7500 кг Давление (расч.) = 1,0 МПа (изб) Температура (расч.) = 130 ^{o}С
Уравнительная емкость подачи рециркуляционной колонны	Сбор и подача реакционной смеси в рециркуляционную колонну	Габариты – 1900х6250 мм Масса – 9700 кг Давление (расч.) = 2,37 МПа (изб) Температура (расч.) = 123 ^{0}С
Рециркуляционная колонна	Извлечение непрореагировавшего этилена для рецикуляции в реактор димеризации	Габариты – 1600х24500 мм Масса – 37600 кг Давление (расч.) = 3,13 МПа (изб) Температура (расч.) = 178 ^{0}С
Колонна	Отделение продукта бутена-1 с минимальной чистотой 99,5% мас.	Габариты – 1250х15500 мм Масса – 11500 кг Давление (расч.) = 0,58 МПа (изб) Температура (расч.) = 127 ^{0}С

Окончание таблицы 6.5

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость продукта С5+	Сбор и хранение продукта С5+	Габариты – 4000х11750 мм Масса – 28640 кг Давление (расч.) = 0,41 МПа (изб) Температура (расч.)=116 С
Емкость продуктового бутена-1	Сбор и хранение продуктового бутена-1	Габариты – 4000х12000 мм Масса – 24570 кг Давление (расч.) = 0,58 МПа (изб) Температура (расч.) = 80 ^{0}С

6.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве α-олефинов

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства α-олефинов приведены в таблицах 6.6 – 6.7.

Таблица 6.6 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве α-олефинов по высокотемпературной технологии

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	кг/т	1140	1140
Электроэнергия	кВт·ч/т	1075,7	1183,2
Теплоэнергия	Гкал/т	2,49	2,74
Топливный газ	кг.у.т./т	1200,9	1320,95
Вода оборотная	м^3/т	677	745

Таблица 6.7 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве α-олефинов по низкотемпературной технологии

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	кг/т	0,67	1,33
Изопентан	кг/т	–	0,007
Пар среднего давления	кг/т	834,6	1060,8
Пар низкого давления	кг/т	172,9	260
Топливный газ	нм^3/т	31,8	66,3
Электроэнергия	кВт·ч/т	1200	1600

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве α-олефинов, приведена в таблицах 6.8–6.12.

Таблица 6.8 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве α-олефинов по высокотемпературной технологии

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	3,48	–
Азота оксид		–	0,50	–
Метан		–	0,29	–
Углерода оксид		–	2,51	–
Бутилен		–	0,12	–
Этилен		–	0,27	–
Метилбензол (толуол)		–	0,13	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	0,04	–
Гекс-1-ен		–	0,07	–
Олефины С15-С18		–	0,30	–

Таблица 6.9 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве α-олефинов по низкотемпературной технологии

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Метан	–	–	0,37	–
Углеводороды предельные С1-С-5 (исключая метан)		–	1,07	–
Бутилен		–	3,6	–
Этилен		–	1,14	–
Гексен-1		–	0,97	–
Гексан		–	0,01	–
2-Аминоэтанол (Моноэтаноламин)		–	0,13	–

Таблица 6.10 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве α-олефинов по высокотемпературной технологии

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные воды отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	6,5	9,0	–
ХПК		0,0067	0,02	0,013
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 6.11 – Отходы, образующиеся при производстве α-олефинов по высокотемпературной технологии

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Изделия керамические производственного назначения, утратившие потребительские свойства	4	Осушка толуола	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,04	–
Сорбент на основе оксидов кремния, бария и алюминия отработанный	3	Замена молекулярного сита	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,15	–
Сорбент на основе алюмосиликата отработанный, загрязненный нефтепродуктами (содержание нефтепродуктов менее 15%)	4	Замена адсорбентов при очистке этилена	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,10	–

Продолжение таблицы 6.11

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы пропарки и очистки железнодорож-ных вагонов-цистерн перевозки негалогенированных органических веществ (содержание негалогенированных органических веществ 15% и более)	3	Шлам от зачистки оборудова-ния	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,17	–
Катализатор на основе оксида алюминия, содержащий серебро, отработанный	3	Очистка этилена от серосодержащих соединений арсинов и фосфинов на узле дополнительной очистки этилена	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,05	–
Катализатор - сульфокатионит на основе полистирола отработанный	4	Замена катализатора при снижении или потере каталитической активности при удалении остаточного кислорода и водорода на узле дополнительной очистки этилена	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,16	–

Продолжение таблицы 6.11

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор на основе оксида алюминия активного, содержащий палладий отработанный	3	Замена при удалении непредельных углеводородов в этилене на узле дополнительной очистки этилена	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,08	–
Отходы при разложении (гидролизе) отходов производства триизобутилалюминия, содержащие гидроксид алюминия и хлорид натрия	3	Разделение альфа-олефинов, разложение и переработка алюмоорганических соединений	Термическое обезвреживание	–	44,34	–
Жидкость кубовая при выделении альфа-олефинов	3	Разделение альфа-олефинов, разложение и переработка алюмоорганических соединений	Термическое обезвреживание	–	12,5	–
Отходы производства углеводородов и их производных	3	Нейтрализация сточных вод	Термическое обезвреживание	–	0,06	–
Зола от сжигания жидких отходов	4	Сжигание жидких отходов	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,010	–
Изомеры альфа-олефинов при рекуперации аминов	2	Очистка от аминов	Термическое обезвреживание	–	15,33	–
Отходы зачистки оборудования	3	Олигомеризация этилена	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,17	–

Окончание таблицы 6.11

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор на основе оксида алюминия с содержанием цинка менее 70% отработанный	3	Олигомеризация этилена	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,07	–
Катализатор цинкмедный, содержащий серебро, платину, палладий, отработанный	3	Олигомеризация этилена	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,08	–

Таблица 6.12 – Отходы, образующиеся при производстве α-олефинов по низкотемпературной технологии

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы производства углеводородов и их производных	III	Производство в целом	Передача специализированной организации	–	172,4	–

Раздел 7 Производство дициклопентадиена

7.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве дициклопентадиена

Дициклопентадиен получают из фракции углеводородов С5 жидких продуктов пиролиза методом ректификации (рисунок 7.1).

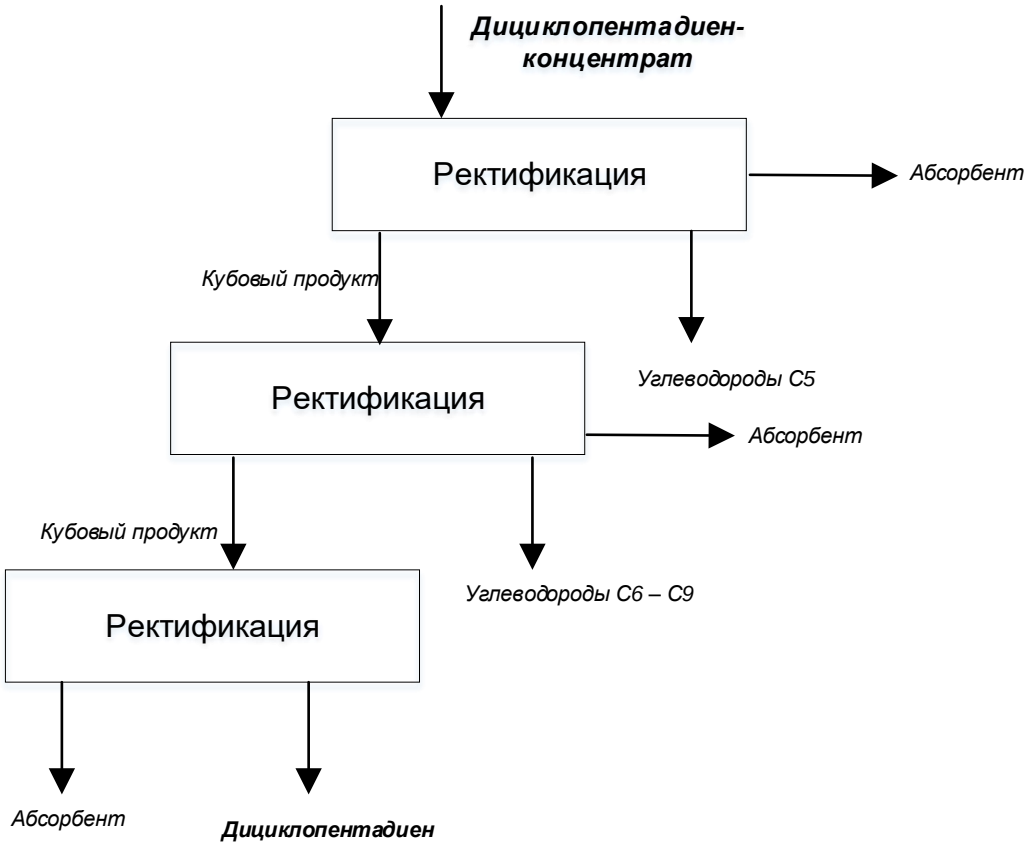


Рисунок 7.1 – Схема получения дициклопентадиена

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 пароэжекторной 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 пароэжекторной 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 пароэжекторной 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.

Описание технологического процесса производства дициклопентадиена приведено в таблице 7.1, перечень основного оборудования – в таблице 7.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 7.3.

Таблица 7.1 – Описание технологического процесса получения дициклопентадиена

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Фракция С5 (не гидрированная)	Ректификация	ДЦПД, факция углеводородов С5, абсорбент	Отходящие газы Сточные воды	Колонны Теплообменненное оборудование Емкостное оборудование Насосы	

Таблица 7.2 – Перечень основного оборудования процесса получения дициклопентадиена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна	Ректификация дициклопентадиена от углеводородов С5	Диаметр – 1000 мм Высота общая – 16350 мм Объем – 8,5 м³ Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 200 °С Разрешенное давление – 0,07 МПа Разрешенная температура – 127 °С Рабочее давление – ост – 0,0017 МПа Рабочая температура – 127 °С

Продолжение таблицы 7.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна	Ректификация дициклопентадиена от углеводородов С6–С9	Диаметр – 2600 мм Высота общая – 45320 мм Объем – 203 м³ Расчетное давление – 0,1 МПа (наружное) Расчетная температура – 200 °С Разрешенное давление – вакуум 0,004 МПа Разрешенная температура – 130 °С Рабочее давление вакуум – 0,007 МПа Рабочая температура – 94 °С
Колонна	Ректификация дициклопентадиена от содимеров и олигомеров циклопентадиена	Диаметр – 2400 мм Высота общая – 45100 мм Объем – 74,4 м³ Расчетное давление – 0,1 МПа (наружное) Расчетная температура – 150 °С Разрешенное давление – вакуум 40 мм рт. ст. Разрешенная температура – 120 °С Рабочее давление – вакуум 57 мм рт. ст. Рабочая температура – 115 °С
Емкость	Прием дициклопентадиена после узла концентрирования дициклопентадиена	Объем – 100 м³ Диаметр – 3200 мм Длина цилиндрической части – 11200 мм Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 50 °С Разрешенное давление – 0,6 МПа Разрешенная температура – 50 °С Рабочее давление – 0,2 МПа Рабочая температура – 20 °С
Емкость	Прием дициклопентадиена после узла концентрирования дициклопентадиена	Объем – 100 м³ Диаметр – 3200 мм Длина цилиндрической части – 11200 мм Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 50 °С Разрешенное давление – 0,6 МПа Разрешенная температура – 50 °С Рабочее давление – 0,2 МПа Рабочая температура – 20 °С

Окончание таблицы 7.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость	Прием и хранение дициклопентадиена.	Объем – 100 м³ Диаметр – 3200 мм Длина цилиндрической части – 11200 мм Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 30 °С Разрешенное давление – 0,6 МПа Разрешенная температура – 30 °С Рабочее давление – 0,2 МПа Рабочая температура – 20 °С
Емкость	Сбор дистиллята колонны	Объем – 4 м³ Диаметр – 1200 мм Длина цилиндрической части – 3000 мм Расчетное давление – 0,1 МПа (наружное) Расчетная температура – 100 °С Разрешенное давление – вакуум 0,017 МПа Разрешенная температура – 20 °С Рабочее давление вакуум – вакуум 0,017 МПа Рабочая температура – 9 °С
Насос	Создание и поддержание вакуума в колонне	Производительность – 10 кг/ч Остаточное давление – 2700 Па Длина насоса – 2515 м Ширина насоса – 400 мм Высота насоса – 3540 мм
Насос	Подача дициклопентадиена	Производительность – 12,5 м³/час Напор – 50 м. ст. ж. Мощность – 4 кВт Число оборотов в минуту – 3000 Тип уплотнение вала – герметичный Электродвигатель типа – встроенный
Пароэжекторная установка	Создание и поддержание вакуума в колонне	Производительность – 64 кг/ч, Остаточное давление – 5300 Па Длина насоса – 3400 м Ширина насоса – 640 мм Высота насоса – 3780 мм
Пароэжекторная установка	Создание и поддержание вакуума в колонне	Производительность– 25 кг/ч Остаточное давление – 5300 Па Длина насоса – 2860 м Ширина насоса–570 мм Высота насоса – 2140 мм

Таблица 7.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения дициклопентадиена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Емкость	Сбор ливневых стоков с площадки наружной установки отделения очистки фракции С5 пиролиза бензина, получения дицик–лопентадиена	Объем – 100 м³ Диаметр – 3000 мм Длина цилиндрической части – 11000 мм Расчетное давление – 0,06 МПа Расчетная температура – 200 °С Разрешенное давление – атм. Разрешенная температура – 20 °С Рабочее давление – атм. Рабочая температура – 20 °С

7.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве дициклопентадиена

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства дициклопентадиена приведены в таблице 7.4.

Таблица 7.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве дициклопентадиена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Дициклопентадиен-концентрат	кг/т	2320	2552
Третбутилпирокатехин	кг/т	–	0,19
Электроэнергия	кВт·ч/т	32,8	36,63
Теплоэнергия	Гкал/т	3,43	3,8
Вода оборотная	$м^3$/т	160	176
Холод	Гкал/т	0,1	0,242
Горячая вода	Гкал/т	0,53	0,58

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве дициклопентадиена, приведена в таблицах 7.5–7.7.

Таблица 7.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве дициклопентадиена

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С1-С5 (исключая метан)	–	–	3,38	–
Амилены (смесь изомеров)		–	3,49	–
1,3-бутадиен (дивинил)		–	0,06	–
Изопрен (2-метилбутадиен-1,3)		–	4,26	–
Дициклопен-тандиен		–	1,87	–

Таблица 7.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве дициклопентадиена

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
ХПК	-	-	5,74	-

Таблица 7.7 – Отходы, образующиеся при производстве дициклопентадиена

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы зачистки оборудования получения дициклопентадиена в произвосдтве изопрена	3	Чистка оборудования	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	1,7	–

Раздел 8 Производство неодеканоата неодима

8.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве неодеканоата неодима

Технологический процесс получения неодеканоата неодима периодический и двухстадийный. Процесс получения неодеканоата неодима двухстадийным способом заключается в реакции взаимодействия неодекановой кислоты и водного раствора аммиака с получением неодеканоата аммония на первой стадии и обменной реакции полученного раствора неодеканоата аммония с водорастворимой солью нитрата неодима в присутствии гексана на второй стадии процесса. Получение водного раствора нитрата неодима производится периодически. Процесс получения водного раствора нитрата неодима заключается в реакции взаимодействия оксида неодима и водного раствора азотной кислоты с образованием водного раствора нитрата неодима.

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

Схема получения неодеканоата неодима приведена на рисунке 8.1.

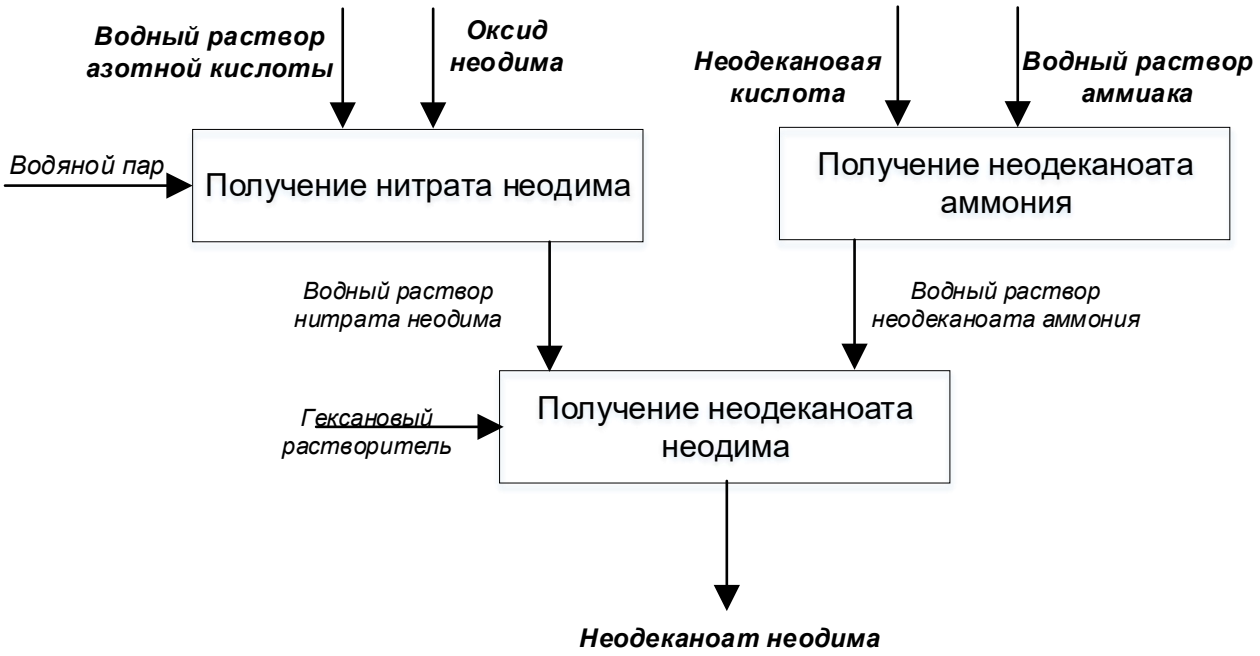


Рисунок 8.1 – Схема получения неодеканоата неодима

Описание технологического процесса производства неодеканоата неодима приведено в таблице 8.1, перечень основного оборудования – в таблице 8.2.

Таблица 8.1 – Описание технологического процесса получения неодеканоата неодима

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Техноло-гическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Оксид неодима, водный раствор азотной кислоты, конденсат водяного пара	Синтез нитрата неодима	Водный раствор нитрата неодима		Аппарат с мешалкой	
Неодекановая кислота, 10% водный раствор аммиака	Синтез неодеканоата аммония	Водный раствор неодеканоата аммония		Аппарат с мешалкой	
Водный раствор неодеканоата аммония, водный раствор нитрата неодима, гексановый растворитель	Конверсия сырья в целевой продукт	Эмульсия раствора неодеканоата неодима		Аппарат с мешалкой	
Водный раствор неодеканоата неодима	Выделение товарного продукта	Раствор неодеканоата неодима в гексановом растворителе и водный слой		Аппарат с мешалкой	

Таблица 8.2 – Перечень основного оборудования процесса получения неодеканоата неодима

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Аппарат эмалированный с мешалкой	Получение нитрата неодима	V = 5,4 м^3 D = 1800 мм H = 1640 мм Ррасч = 0,6 МПа Трасч = 200 °С
Аппарат эмалированный с мешалкой	Получение неодеканоата аммония или синтез неодеканоата неодима	V = 8,2 м^3 D = 2000 мм H = 2090 мм Ррасч = 0,6 МПа Трасч = 200 °С

8.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве неодеканоата неодима

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства неодеканоата неодима приведены в таблице 8.3.

Таблица 8.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве неодеканоата неодима

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
49,5% раствор нитрата неодима	кг/т	–	279,4
Неодекановая кислота	кг/т	–	222,6
Гексан	кг/т	–	289,7
Аммиачная вода	кг/т	–	208,2
Электроэнергия	кВт·ч/т	209	229,9
Теплоэнергия	Гкал/т	6,4	7,04
Вода оборотная	$м^3$/т	500	550

Характеристика выбросов, сбросов, образующихся при производстве неодеканоата неодима, приведена в таблицах 8.4-8.5.

Таблица 8.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве неодеканоата неодима

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азотная кислота	–	–	0,60	–
Аммиак		–	0,11	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	1,57	–

Таблица 8.5 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве неодеканоата неодима

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Взвешенные вещества	Технологические сточные отводятся в цех очистки промышленных сточных вод на сооружения биохимической очистки	–	0,039	–
ХПК		–	0,057	–
pH*		6,6	7,9	–
* единица измерения – ед. pH				

Раздел 9 Производство алкилфенолов

9.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве алкилфенолов

Алкилфенолы получают методом алкилирования фенола тримерами пропилена.

Реакция алкилирования фенола тримерами пропилена производится в адиабатических реакторах, в жидкой фазе в присутствии катализатора – ионообменной смолы. Образовавшийся в процессе алкилат поступает на узел ректификации, где последовательно происходит выделение тримеров пропилена и фенола, которые возвращаются в реакторы. На последней стадии происходит выделение непосредственно алкилфенолов. Товарный алкилфенол откачивается на склад хранения. В процессе производства образуются отходящие газы, которые по коллектору абгазов подаются на установку термического обезвреживания отходов. В состав данной установки входит печь сжигания, куда на утилизацию подаются сдувки, твердые и жидкие отходы. Блок-схема получения алкилфенолов приведена на рисунке 9.1.

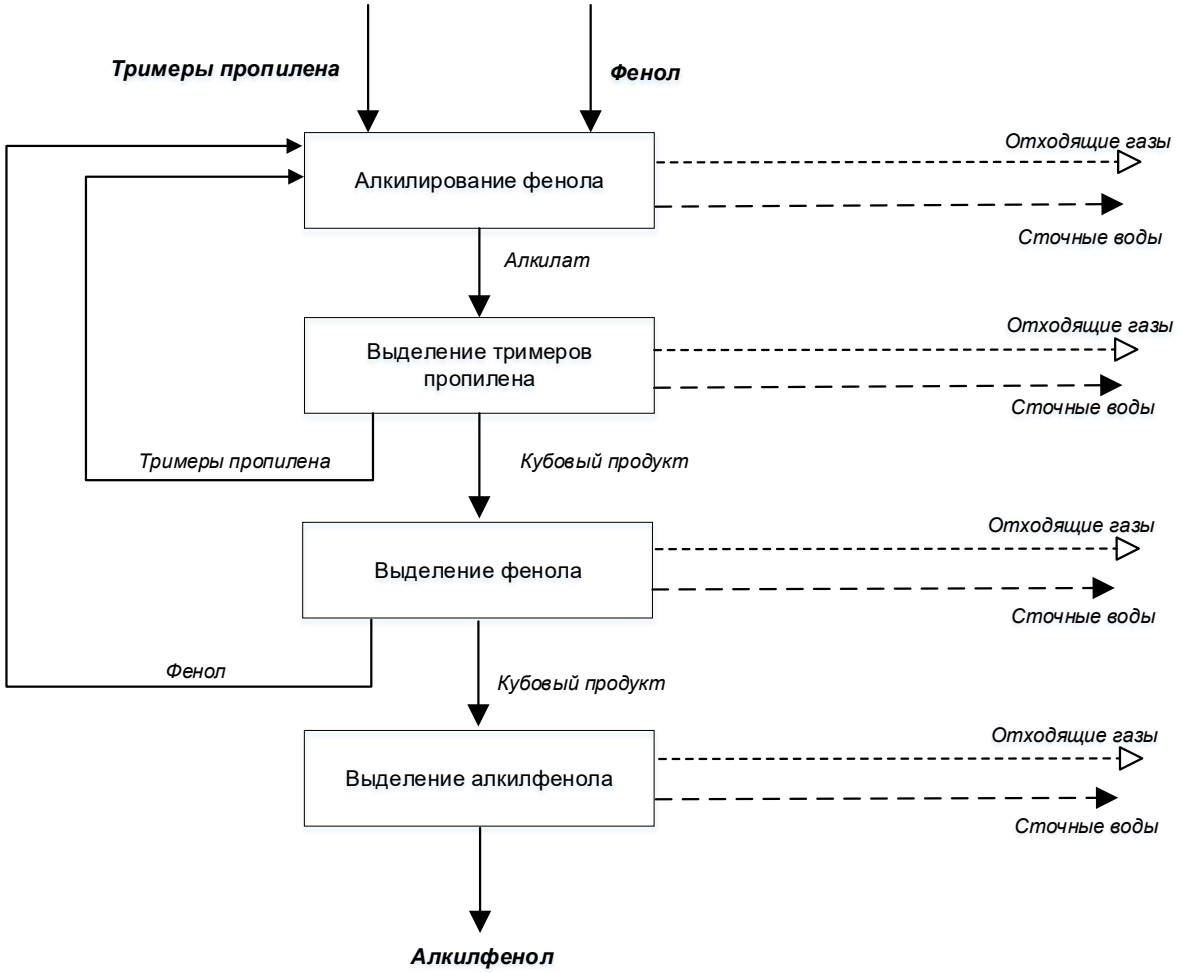


Рисунок 9.1 – Схема получения алкилфенолов

Описание технологического процесса производства алкилфенолов приведено в таблице 9.1, перечень основного оборудования – в таблице 9.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 9.3.

Таблица 9.1 – Описание технологического процесса получения алкилфенолов

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Фенол Тримеры пропилена	Алкилирование	Алкилат	Отходящие газы Сточные воды	Реакторы	
Алкилат	Ректификация	Алкилфенолы Возвратные тримеры пропилена и фенол	Отходящие газы Сточные воды	Колонны	

Таблица 9.2 – Перечень основного оборудования процесса получения алкилфенолов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна тарельчатая	Выделение тримеров пропилена	Высота цилиндрической части – 10940/4900мм Диаметр – 1400/1000мм Расчетное давление – 0,3 МПа, расчетная температура – 250 °С
Колонна тарельчатая	Выделение алкилфенолов	Высота цилиндрической части – 2250/7150 мм Диаметр – 1580/5564 мм Расчетное давление – 0,3 МПа, Расчетная температура – 250 °С
Реактор	Синтез алкилфенолов	Высота цилиндрической части – 9950 мм Диаметр – 1200 мм Расчетное давление – 1,0 МПа Расчетная температура – 150 °С
Колонна тарельчатая	Выделение фенола	Высота цилиндрической части – 2284/8875 мм Диаметр – 1600/4200мм Расчетное давление – 0,3 МПа Расчетная температура – 250 °С

Таблица 9.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения алкилфенолов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Печь сжигания	Утилизация сдувок, твердых и жидких отходов с производств: алкилфенолов, неонолов и тримеров пропилена	Длина цилиндрической части – 5823 мм Диаметр – 3100 мм Расчетное давление – 0,04 МПа Расчетная температура – 350 °С

9.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве алкилфенолов

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства алкилфенолов приведены в таблице 9.4.

Таблица 9.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве алкилфенолов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Тримеры пропилена	кг/т	–	626
Фенол	кг/т	–	439
Катализатор	кг/т	–	0,035
Электроэнергия	кВт·ч/т	75,16	82,68
Теплоэнергия	Гкал/т	1,112	1,223
Газ топливный	кг.у.т./т	80,11	88,12
Вода оборотная	$м^3$/т	116	127,6

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве алкилфенолов, приведена в таблицах 9.5–9.7.

Таблица 9.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве алкилфенолов

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	1,58	–
Азота оксид		–	0,26	–
Метан		–	0,34	–
Углерода оксид		–	4,29	–
Фенол		–	0,38	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	0,002	–
Алкилфенолы на основе тримеров пропилена		–	1,2	–

Таблица 9.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве алкилфенолов

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH	Технологические сточные отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	6,5	8,6	–
Фенол, гидроксибензол		0,00062	0,0019	0,00126
ХПК*		0,37	1,24	0,805
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 9.7 – Отходы, образующиеся при производстве алкилфенолов

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Кубовый остаток ректификации олефинового сырья при производстве смеси моно- и диалкилфенолов	3	Узел ректификации	Термическое обезвреживание	–	463,97	–
Фракция парафиновая при отделении парафинов от алкилата в производстве моноалкилфено-лов	3	Узел ректификации	Термическое обезвреживание	–	255,4	–

Окончание таблицы 9.7

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Отходы производства углеводородов и их производных (фракция фенольно-водная при отделении моноалкилфенола от алкилата в производстве моноалкилфенолов)	2	Узел ректификации	Термическое обезвреживание	–	140,79	–
Катализатор – сульфокатионит на основе полистирола отработанный	4	Узел синтеза алкилфенолов	Захоронение	–	3,27	–
Зола от сжигания жидких отходов производства алкилфенолов и линейных альфа-олефинов	4	Печь сжигания отходов	Захоронение	–	0,021	–

Раздел 10 Производство оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов)

10.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов)

Оксиэтилированные алкилфенолы (неонолы) получают путем присоединения окиси этилена к алкилфенолам на основе тримеров пропилена.

Алкилфенолы подаются на узел деаэрации и осушки для удаления газов и влаги. Осушенные алкилфенолы направляются в смеситель на смешение с катализатором – водным раствором гидроксида натрия и далее поступают в реакторы оксиэтилирования. Реакторный блок состоит из двух параллельных реакционных узлов, которые работают со сдвигом по времени, в первом реакторе идет загрузка сырья, во втором – реакция или выгрузка готового продукта. Неонолы подаются на узел деаэрации для удаления «следов» окиси этилена и растворенного азота. Деаэрация обеспечивается за счет распыления оксиэтилированных алкилфенолов. Из деаэратора щелочные оксиэтилированные алкилфенолы подаются на нейтрализацию уксусной кислотой, которая принимается периодически. Товарные оксиэтилированные алкилфенолы откачиваются на сырьевой склад для отгрузки потребителю. Газовые сдувки с деаэраторов направляются на узел очистки отходящих газов в абсорбционный скруббер для поглощения органических веществ водно-гликолевым раствором. Отработанный водно-гликолевый раствор, а также жидкие отходы производства перекачивают на утилизацию (сжигание в печи). Схема получения оксиэтилированных алкилфенолов приведена на рисунке 10.1.

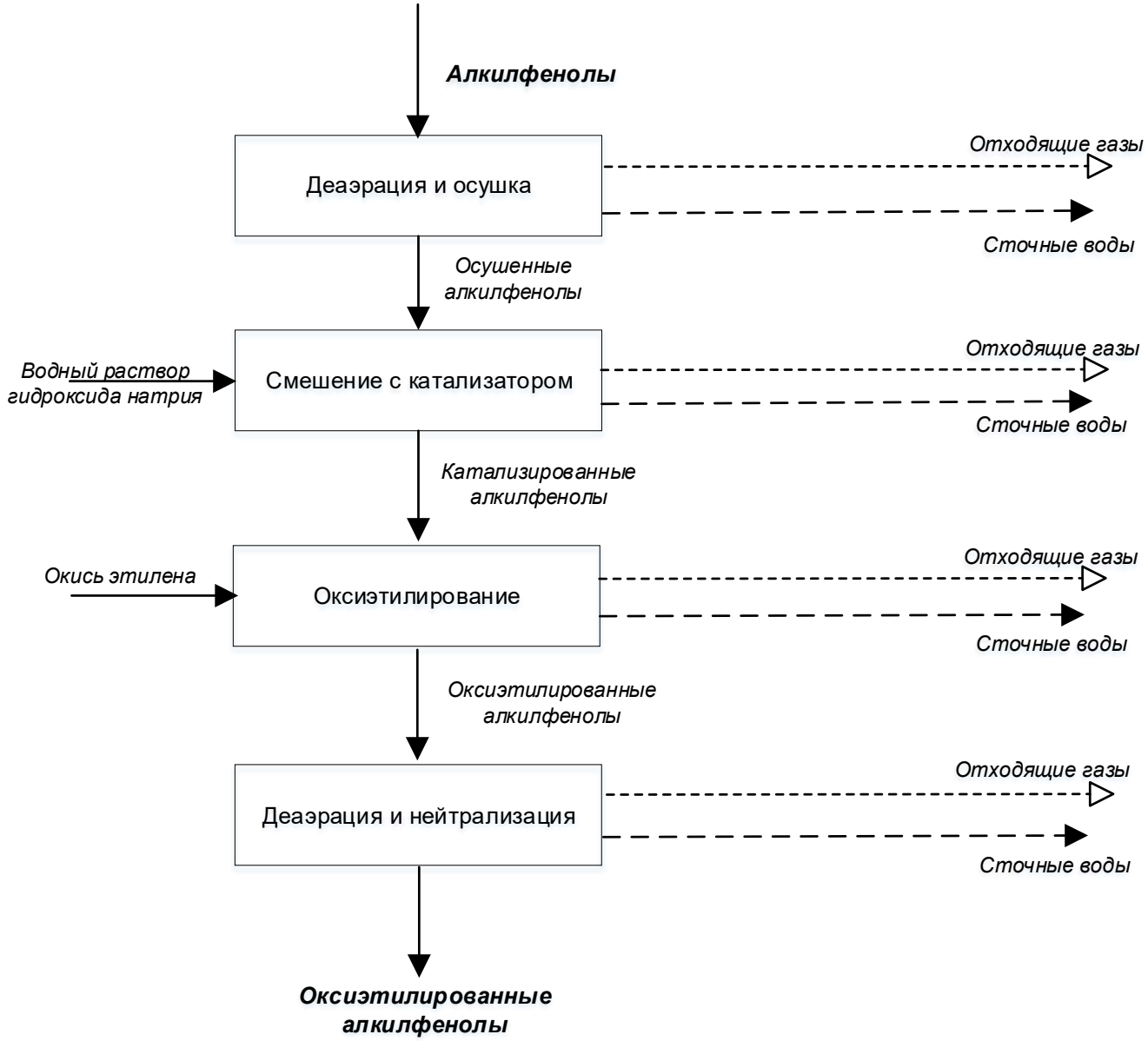


Рисунок 10.1 – Схема получения оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов)

Описание технологического процесса производства оксиэтилированных алкилфенолов приведено в таблице 10.1, перечень основного оборудования – в таблице 10.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 10.3.

Таблица 10.1 – Описание технологического процесса получения оксиэтилированных алкилфенолов

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Алкилфенолы	Деаэрация и осушка	Осушенный алкилфенол	Отходящие газы Сточные воды	Деаэратор, скруббер	
Осущенный алкилфенол Водный раствор едкого натра	Смешение с катализатором	Катализированный алкилфенол	Отходящие газы Сточные воды	Смеситель, резервуар	
Катализированный алкилфенол Окись этилена	Оксиэтилирование	Оксиэтилированные алкилфенолы (неонолы)	Отходящие газы Сточные воды	Реактор, резервуар	
Оксиэтилированные алкилфенолы (неонолы), уксусная кислота	Деаэрация и нейтрализация	Оксиэтилированные алкилфенолы (неонолы) товарные	Отходящие газы Сточные воды	Деаэратор, скруббер	

Таблица 10.2 – Перечень основного оборудования процесса получения оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Деаэратор	Удаление растворенных газов из алкилфенолов	Объем – 33,67 м^3 Диаметр – 2500 мм Высота – 6000 мм
Смеситель	Смешивание алкилфенолов с катализатором (водным раствором едкого натра)	Диаметр – 100 мм Длина – 920 мм
Резервуар	Сбор осушенного катализированного алкилфенола перед подачей в реакторы	Объем – 100 м^3 Диаметр – 3600 мм Высота – 10000 мм
Реактор	Прием катализированных алкилфенолов с узла деаэрации, защелачивания и осушки алкилфенола, а также приема реакционной массы из реакторов	Объем – 26,8 м^3 Диаметр – 1650 мм Длина – 12000 мм

Окончание таблицы 10.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Проведение реакции оксиэтилирования в паровой фазе и частичного сбора продукта	Объем – 11,8 м^3 Диаметр – 1200 мм Длина – 10000 мм
Резервуар	Прием щелочных оксиэтилированных алкилфенолов из реакторов	Объем – 100 м^3 Диаметр – 3600 мм Высота – 10000 мм
Деаэратор	Удаление из оксиэтилированных алкилфенолов азота и остаточной окиси этилена	Объем – 33,67 м^3 Диаметр – 2500 мм Высота – 6000 мм

Таблица 10.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Поглощение паров органических веществ из отдувок аппаратов циркулирующим водным гликолевым раствором	Объем – 70,4 м^3 Диаметр – 3000 мм Высота – 10500 мм Расчетное давление – 0,05 кгс/см^2, Расчетная температура – 100 °С

10.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве оксиэтилированных алкилфенолов (неонолов)

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства оксиэтилированных алкилфенолов приведены в таблице 10.4.

Таблица 10.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Моноалкилфенолы	кг/т	293,5	668
Этилена окись очищенная	кг/т	400	719
Электроэнергия	кВт·ч/т	20,8	22,88
Теплоэнергия	Гкал/т	0,213	0,234
Вода оборотная	м^3/т	20	22

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве оксиэтилированных алкилфенолов, приведена в таблицах 10.5–10.7.

Таблица 10.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Кислота уксусная	–	–	0,15	–
Этилена окись		–	0,032	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	0,11	–
Алкилфенолы на основе тримеров пропилена		–	0,010	–

Таблица 10.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные воды отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	6,8	9	–
ХПК		0,06	0,301	0,181
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 10.7 – Отходы, образующиеся при производстве оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Водный раствор моноэтиленгликоля с гидроксидом натрия, отработанный при поглощении паров окиси этилена в производстве простых полиэфиров и неонолов	3	–	Термическое обезвреживание	–	0,22	–
Смесь неонолов при отстаивании вод промывки и пропарки оборудования хранения и транспортирования неонолов	3		Термическое обезвреживание	–	5,88	–
Стоки производства неонолов и простых эфиров концентрированные, содержащие гликоли	3		Термическое обезвреживание	–	0,32	–

Раздел 11 Производство циклогексана

11.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве циклогексана

Циклогексан получают гидрированием бензола в паровой фазе в присутствии никелевого или никель-хромового катализатора при температуре 100–250°С и давлении 1,8–2,0 МПа пиролизным (метано-водородная фракция) или техническим водородом. Гидрирование бензола в циклогексан является обратимой реакцией, сопровождающейся выделением значительного количества тепла. При каталитическом гидрировании к молекуле бензола одновременно присоединяется шесть атомов водорода с образованием циклогексана. Реакция гидрирования бензола протекает с уменьшением объема и с высоким тепловым эффектом, следовательно, для смещения реакции в сторону образования циклогексана условия должны осуществляться при повышенном давлении и низкой температуре.

Схема получения циклогексана приведена на рисунке 11.1.

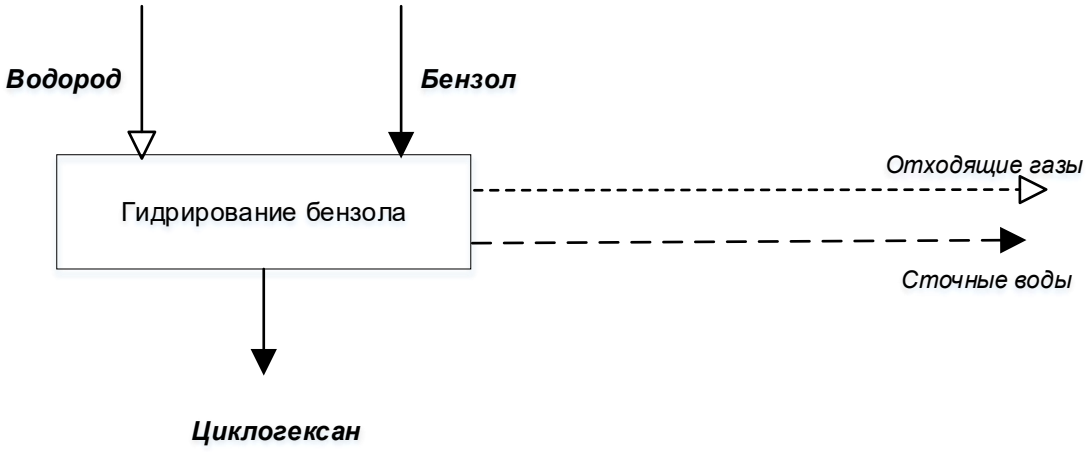


Рисунок 11.1 – Схема получения циклогексана

Описание технологического процесса производства циклогексана приведено в таблице 11.1, перечень основного оборудования – в таблице 11.2.

Таблица 11.1 – Описание технологического процесса получения циклогексана

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Бензол Гексановый растворитель Водород	Гидрирование бензола	Циклогексан	Отходящие газы Сточные воды	Реакторы Теплообменник Емкость Сепаратор Конденсатор Насосы	

Таблица 11.2 – Перечень основного оборудования процесса получения циклогексана

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Гидрирование смеси углеводородов С6	Объем реактора – 7,6 м^3 Диаметр – 1000 мм Высота цилиндрической части – 9046 мм Расчетное давление – 16,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 350 °С
Сепаратор	Отделение непрореагировавшего водорода и инертов от циклогексана	Объем – 1,0 м^3 Диаметр – 700 мм Высота цилиндрической части – 2100 мм Расчетное давление – 25,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 130 °С
Емкость	Прием продукта и/или полупродукта	Объем – 25,0 м^3 Диаметр – 2400 мм Высота цилиндрической части – 4500 мм Расчетное давление – 16,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 100 °С
Конденсатор	Конденсация паров циклогексана	Поверхность теплообмена – 80 м^2 Диаметр – 800 мм Трубки – 25х2х3000 мм Количество трубок – 346 шт Расчетное давление: в трубном пространстве – 10,0 кгс/см^2 в межтрубном пространстве – 10,0 кгс/см^2 Расчетная температура: в трубном пространстве – 100 °С в межтрубном пространстве – 150 °С
Подогреватель	Охлаждение смеси углеводородов С6, циклогексановой фракции перед подачей в реактор	Поверхность теплообмена – 33,6 м^2 Диаметр – 400 мм Трубки – 25х2х4000 мм Количество трубок – 107 шт. Расчетное давление: в трубном пространстве – 16,0 кгс/см^2 в межтрубном пространстве – 16,0 кгс/см^2 Расчетная температура: в трубном пространстве – 100 °С в межтрубном пространстве – 100 °С
Насос	Подача циклогексана	Электродвигатель типа – встроенный: Напряжение – 380 В Производительность – 12,5 м^3/ч Напор – 120 м.ст.ж. Уплотнение вала – герметичное Мощность –13 кВт Число оборотов в минуту – 3000

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Насос	Подача смеси углеводородов С6	Электродвигатель типа – встроенный: Напряжение – 380 В Производительность – 5,0 м^3/ч Напор – 200 м.ст.ж. Уплотнение вала – герметичное Мощность –11,6 кВт Число оборотов в минуту – 3000

11.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве циклогексана

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства циклогексана приведены в таблице 11.3.

Таблица 11.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве циклогексана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Бензол	кг/т	–	758
Гексановый растворитель	кг/т	–	203
Водород	кг/т	–	118,82
Электроэнергия	кВт·ч/т	201,4	221,54
Теплоэнергия	Гкал/т	2,2	2,46
Холод аммиачный	Гкал/т	0,034	0,037
Вода оборотная	м^3/т	137,9	151,69

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве циклогексана, приведена в таблицах 11.4–11.6.

Таблица 11.4 — Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве циклогексана

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	–	–	39,09	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	40,41	–
Циклогексан		–	61,4	–
Амилены (смесь изомеров)		–	5,23	–
Бензол		–	10,86	–
Метилбензол (толуол)		–	4,65	–
Циклогексанон		–	2,57	–

Таблица 11.5 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве циклогексана

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
ХПК	Технологические сточные отводятся в цех очистки промышленных сточных вод на сооружения биохимической очистки	–	9,75	–
pH*		6,5	9,0	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 11.6 – Отходы, образующиеся при производстве циклогексана

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор «никель на кизельгуре» отработанный, загрязненный нефтепродуктами	3	Замена отработанного катализатора	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	51	–
Керамические изделия прочие, утратившие потребительские свойства незагрязненные	5	Замена керамических изделий, утративших потребительские свойства	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	40	–

Раздел 12 Производство тримеров и тетрамеров пропилена

12.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Производство тримеров и тетрамеров пропилена основано на реакции олигомеризации пропилена в присутствии фосфорнокислотного катализатора. Исходным сырьем является пропилен, который поступает на промежуточный склад и далее в процесс в реактор олигомеризации. Полученный олигомеризат после водно-щелочной отмывки подается на ректификацию. На первой стадии выделяются пропан-пропиленовая фракция, которая возвращается на рецикл, и побочная фракция изоолефинов С7-С8. Далее происходит выделение тримеров и тетрамеров пропилена, а также побочного продукта – пентамеров пропилена. Полученные товарные фракции откачиваются на склад хранения готовой продукции.

Схема получения тримеров и тетрамеров пропилена приведена на рисунке 12.1.

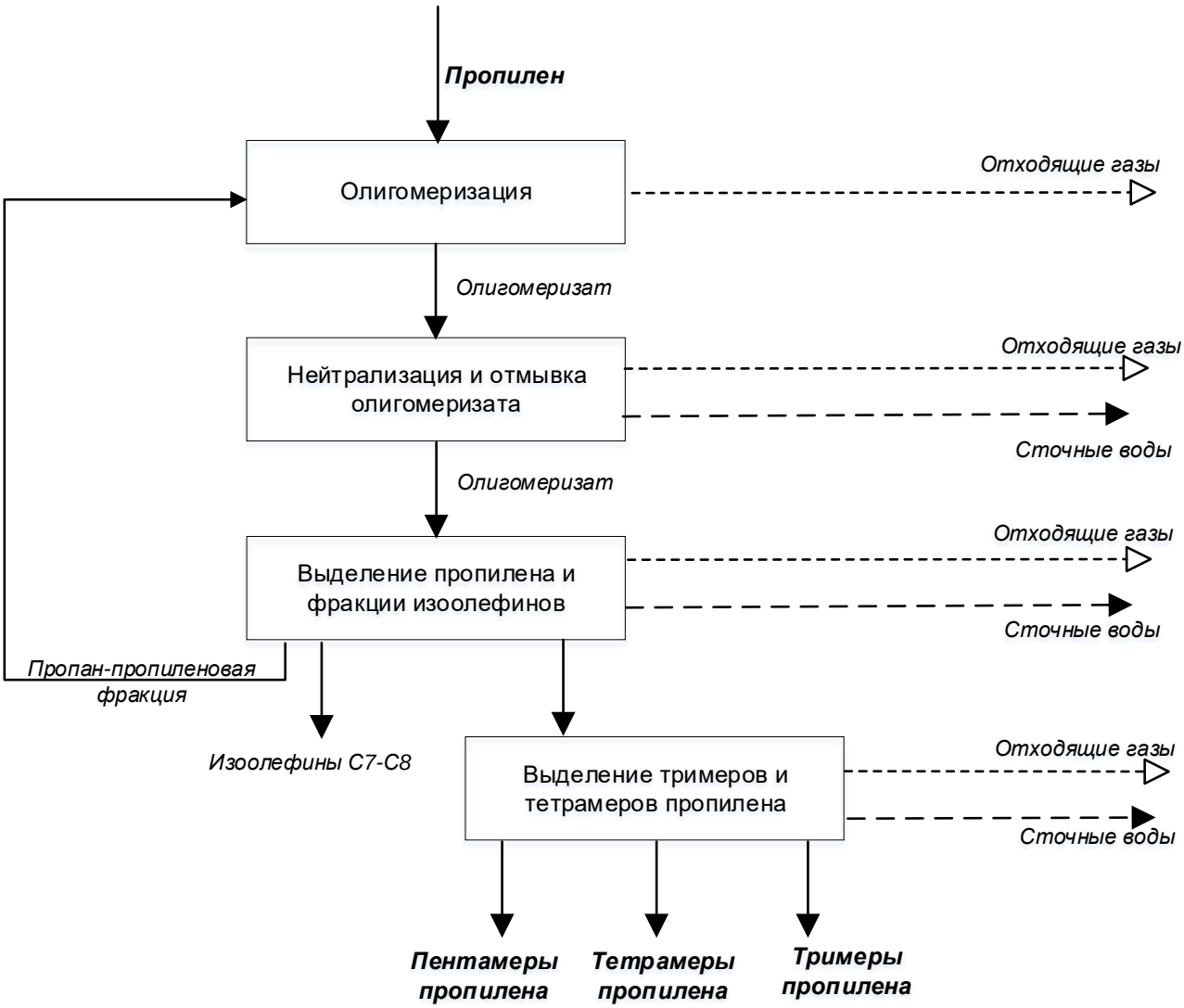


Рисунок 12.1 – Схема получения тримеров и тетрамеров пропилена

Описание технологического процесса производства тримеров и тетрамеров пропилена приведено в таблице 12.1, перечень основного оборудования – в таблице 12.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 12.3.

Таблица 12.1 – Описание технологического процесса получения тримеров и тетрамеров пропилена

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Пропилен	Олигомеризация	Олигомеризат	Отходящие газы	Реактор кожухотрубный, вертикальный	
Олигомеризат	Нейтрализация и отмывка	Олигомеризат	Отходящие газы Сточные воды	Нейтрализатор	
Олигомеризат	Ректификация	Тримеры пропилена	Отходящие газы Сточные воды	Колонны выделения	

Таблица 12.2 – Перечень основного оборудования процесса получения тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Олигомеризация пропилена	Диаметр – 1400 мм Высота – 9000 мм Давление: расчетное в трубном пространстве – 80 кгс/см^2 расчетное в межтрубном пространстве – 32 кгс/см^2 Температура: расчетная в трубном пространстве – 220 °С в межтрубном пространстве– 200 °С
Ректификационная колонна	Нейтрализация олигомеризата	Диаметр – 1600 мм Высота – 15400 мм Расчетное давление – 20 кгс/см^2 Расчетная температура – плюс 190 °С
Колонна выделения	Выделение тримеров пропилена	Диаметр – 2000 мм Высота – 26425 мм Расчетное давление – 1,0 кгс/см^2 Расчетная температура – плюс 170 °С

Таблица 12.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Факельная установка (труба)	Сжигание газовых выбросов	Диаметр – 800/1200 мм Высота – 74200 мм Расчетное давление – 0,1 кгс/см^2 Расчетная температура – минус 40 – плюс 300 °С

12.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства тримеров и тетрамеров пропилена приведены в таблице 12.4.

Таблица 12.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропилен	кг/т	1133	1135
Катализатор	кг/т	–	1,85
Электроэнергия	кВт·ч/т	81,35	89,50
Теплоэнергия	Гкал/т	1,45	1,6
Холод	Гкал/т	0,14	0,153
Вода оборотная	м^3/т	114	125,4

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве тримеров и тетрамеров пропилена, приведена в таблицах 12.5–12.7.

Таблица 12.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Азота диоксид	–	–	0,002	–
Азота оксид		–	0,0002	–
Углерода оксид		–	0,009	–
Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		–	0,04	–
Пропилен		–	6,27	–
Тримеры пропилена		–	1,95	–
Тетрамеры пропилена		–	0,52	–

Таблица 12.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	6,5	8,6	–
ХПК		0,22	0,66	0,44
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 12.7 – Отходы, образующиеся при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор силикофосфорный отработанный закоксованный	3	Узел олигомеризации пропилена	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	5,45	–
Смесь тримеров и тетрамеров пропилена обводненная при их получении для производства алкилфенолов	2	Склад хранения	Термическое обезвреживание	–	0,84	–
Отходы пропарки и очистки железнодорожных вагонов-цистерн перевозки негалогенированных органических веществ (содержание негалогенированных органических веществ 15% и более)	3	Склад хранения	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	0,084	–

Раздел 13 Производство диизобутилалюминийгидрида

13.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве диизобутилалюминийгидрида

Диизобутилалюминийгидрид (ДИБАГ) получают одностадийным синтезом путем взаимодействия суспензии алюминия с водородом и изобутиленом. Схема получения ДИБАГ приведена на рисунке 13.1.

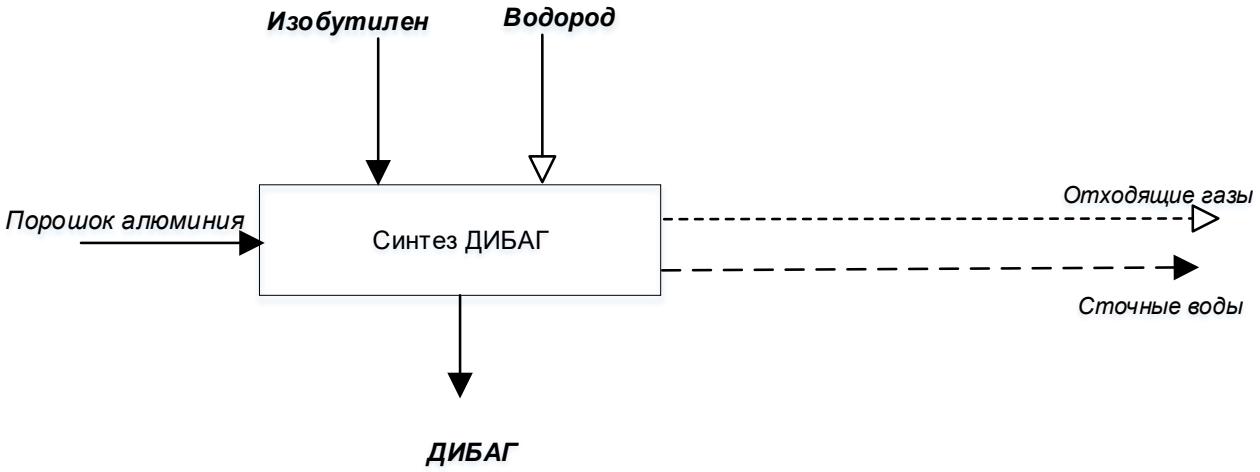


Рисунок 13.1 – Схема получения диизобутилалюминийгидрида

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/ч. По окончании дозировки изобутилена создают давление водорода 50–55 кгс/см^2. За счет тепловыделения процесса синтеза температура возрастает до 155 °С – 180 °С. Реакция происходит при интенсивном перемешивании. Синтез ДИБАГ протекает не менее 5 ч, при постоянной подаче водорода. Окончание синтеза характеризуется падением температуры и заметным снижением расхода водорода, после чего прекращают подачу водорода и охлаждают реакционную массу. При получении удовлетворительного анализа содержимое реакторов передавливается азотом на узел хранения.

Описание технологического процесса производства ДИБАГ приведено в таблице 13.1, перечень основного оборудования – в таблице 13.2.

Таблица 13.1 – Описание технологического процесса получения ДИБАГ

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологи-ческое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Изобутилен Водород Порошок алюминиевый	Синтез ДИБАГ	ДИБАГ	Отходящие газы Сточные воды	Реакторы Теплообменное оборудование Аппарат с мешалкой	

Таблица 13.2 – Перечень основного оборудования процесса получения тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез ДИБАГ	Объем – 2 м^3 Диаметр – 1400 мм Расчетное давление: в аппарате/рубашке – 70/10 кгс/см^2 Поверхность теплообмена рубашки – 7 м^2 Расчетная температура: в корпусе/рубашке – 200/200 °С Число оборотов в минуту – 970
Предреактор	Синтез ДИБАГ	Объем – 2 м^3 Диаметр – 1400 мм Расчетное давление: в аппарате/рубашке – 10/10 кгс/см^2 Поверхность теплообмена рубашки – 7 м^2 Расчетная температура: в корпусе/рубашке – 100/100 °С Число оборотов в минуту – 970
Аппарат с мешалкой	Сборник концентрированного ДИБАГ	Объем – 16 м^3 Диаметр – 2400 мм Расчетное давление: – 6,0 кгс/см^2 Расчетная температура: 40 °С Число оборотов в минуту – 970
Аппарат с мешалкой	Аварийная емкость	Объем – 16 м^3 Диаметр – 2400 мм Расчетное давление – 9,0 кгс/см^2 Расчетная температура: 175 °С Число оборотов в минуту – 970

Окончание таблицы 13.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость	Прием и хранение изобутилена	Горизонтальная емкость: Диаметр – 1600 мм Объем – 8,0 м^3 Расчетное давление – 8,1 кгс/см^2 Расчетная температура – 200 °С
Сепаратор	Сепарация газовых отдувок	Вертикальная емкость: Объем – 2,0 м^3 Расчетное давление – 21,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 200 °С
Теплообменник	Конденсация газовых отдувок	Кожехотрубчатый вертикальный теплообменник: Диаметр обечайки – 426 мм Расчетное давление: трубное/межтрубное пространство – 16,0/16,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 100 °С

13.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диизобутилалюминийгидрида

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства диизобутилалюминийгидрида (ДИБАГ) приведены в таблице 13.3.

Таблица 13.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве ДИБАГ

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Изобутилен	кг/т	1150	1150
Водород	нм^3/т	1100	1100
Порошок алюминиевый АСД-Т	кг/т	219,5	220
ТИБА	кг/т	530	530
Масло	кг/т	45	45
Электроэнергия	кВт·ч/т	1373	1510,3

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве ДИБАГ, приведена в таблицах 13.4-13.5.

Таблица 13.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве ДИБАГ

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С6-С10	–	–	10,03	–
Метилбензол (толуол)		–	6,7	–
Минеральное масло		–	0,03	–
Изобутилен (Изобутен)		–	15,8	–
Алюминия оксид		–	0,14	–

Таблица 13.5 – Отходы, образующиеся при производстве ДИБАГ

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы синтеза диизобутилалюминий-гидрида в его производстве замасленные	3	Синтез ДИБАГ	Термическое обезвреживание	–	1609	–
Отходы зачистки технологического оборудования химических и нефтехимических производств, содержащие пирофорные вещества	3	Синтез ДИБАГ	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	80,45	–

Раздел 14 Производство гексанового растворителя

14.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве гексанового растворителя

14.1.1 Получение гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Гексановый растворитель получают выделением из гексановой фракции методом ректификации с последующей гидроочисткой.

Схема получения гексанового растворителя приведена на рисунке 14.1.

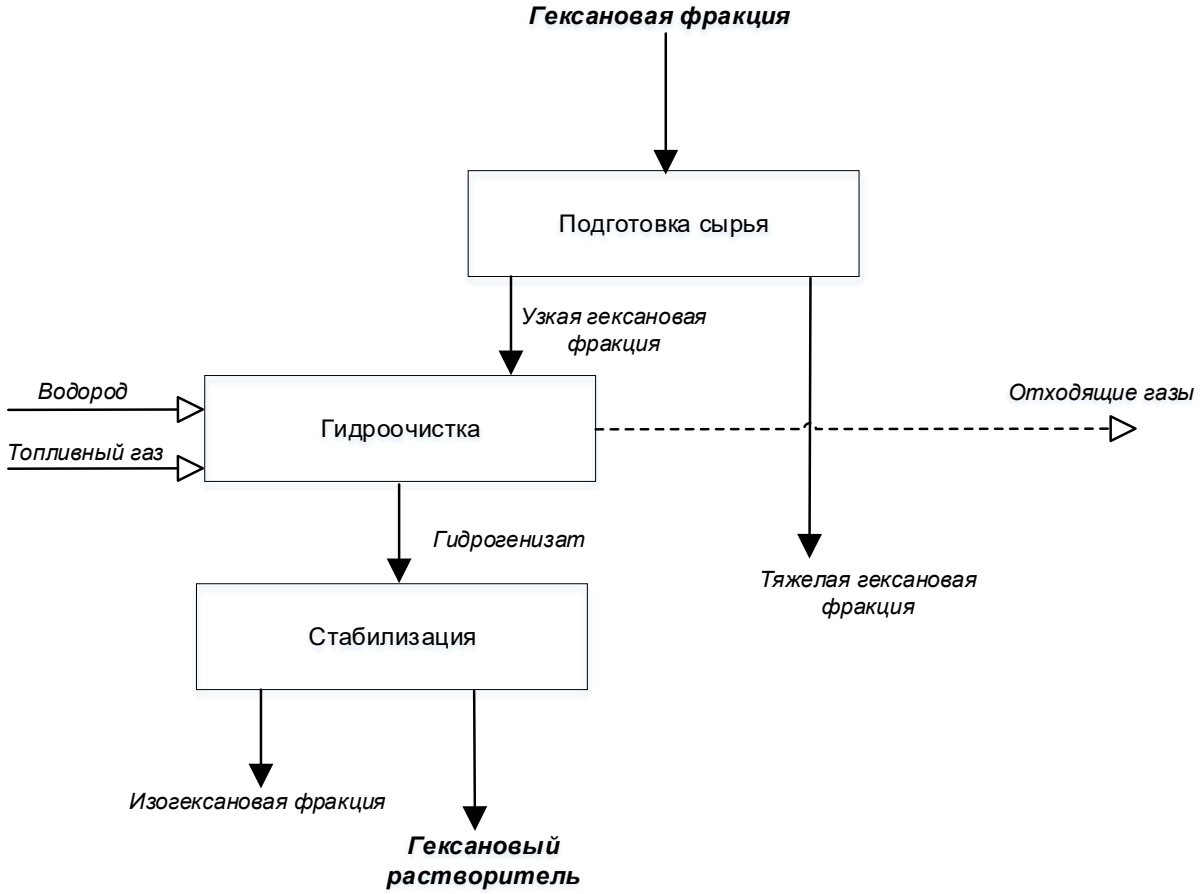


Рисунок 14.1 – Схема получения гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Гексановая фракция поступает на узел подготовки сырья, в котором в ректификационной колонне отделяется от тяжелой гексановой фракции с температурой кипения более 75 °С. Тяжелая гексановая фракция с куба ректификационной колонны отводится на склад. Узкая гексановая фракция с верха колонны ректификации с температурой кипения не более 75 °С 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 катализатора. Процесс гидроочистки заключается в гидрировании сернистых,

непредельных и ароматических углеводородов. Гидрирование осуществляется на стационарном катализаторе пиролизным водородом (метано-водородная фракция) или техническим водородом.

После реактора гидроочистки 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 – отводится на склад.

Описание технологического процесса производства гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации приведено в таблице 14.1, перечень основного оборудования – в таблице 14.2.

Таблица 14.1 – Описание технологического процесса получения гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Гексановая фракция	Подготовка сырья	Узкая гексановая фракция Тяжелая гексановая фракция		Ректификационная колонна	
Узкая гексановая фракция Водород Топливный газ	Гидроочистка	Гидрогенизат	Отходящие газы	Печь Реактор	
Гидрогенизат	Стабилизация	Гексановый растворитель Изогексановая фракция		Ректификационная колонна	

Таблица 14.2 – Перечень основного оборудования процесса получения гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Гидрирование	Объем – 40 м^3 Объем насадки –15,9 м^3 Объем фарфоровых шариков – 7,5 м^3
Печь технологическая	Нагрев газосырьевой смеси	Длина печи – 9115 мм Высота – 5030 мм Ширина – 2600 мм Поверхность радиантной части змеевика – 120 м^2 Поверхность конвекционной части змеевика – 84 м^2
Колонна ректификационная	Выделение узкой гексановой фракции	Внутренний диаметр – 3600 мм Высота – 47300 мм Число тарелок – 101 шт. Тип тарелок – центробежно-вихревые

14.1.2 Получение гексанового растворителя методом гидрирования

Гексановый растворитель получают выделением из гексановой фракции методом гидрирования.

Схема получения гексанового растворителя приведена на рисунке 14.2.

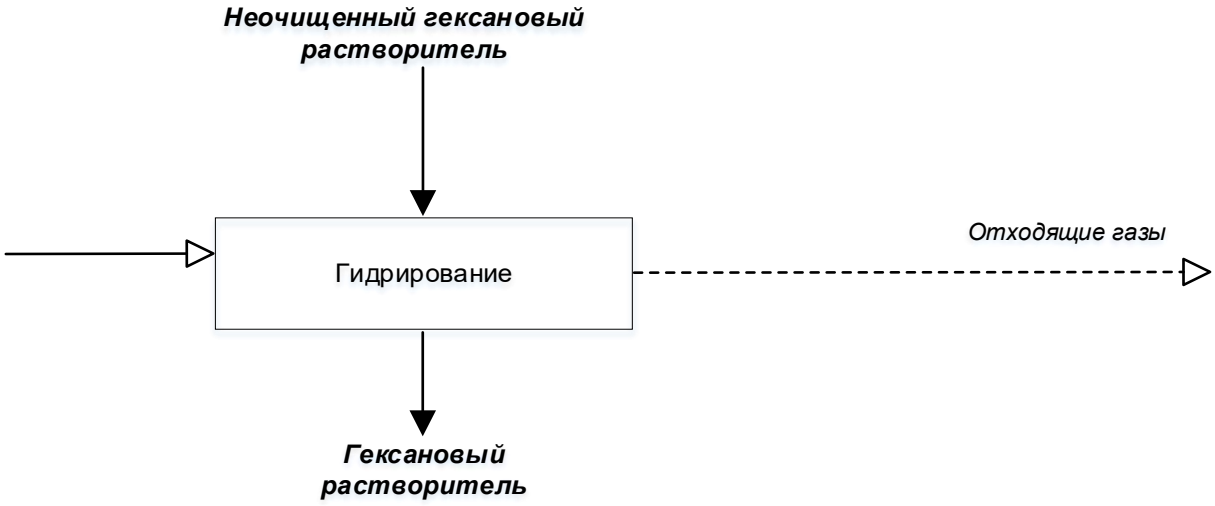


Рисунок 14.2 - Схема получения гексанового растворителя методом гидрирования

Неочищенный гексановый растворитель поступает на очистку от ароматических и непредельных углеводородов в реакторы гидрирования через теплообменник, обогреваемый горячей водой. Смесь гексанового растворителя и рецикла, подогреваемая в теплообменнике до 100–120 °С, подается в нижнюю часть одного из реакторов, где происходит гидрирование ароматических и непредельных углеводородов. Гидрирование (жидкофазное) осуществляется на стационарном катализаторе 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

проводится при давлении после последнего по ходу реактора 1,3–5,5 кгс/см^2, температуре 27–160 °С. Процесс гидрирования сопровождается выделением тепла (экзотермическая реакция). С верха первого по ходу продукта реактора смесь частично прогидрированного гексанового растворителя с водородом через теплообменник, охлаждаемый промышленной водой, или помимо него, 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, а водород и инерты сдуваются на факел. Гексановый растворитель из сепаратора через холодильник, охлаждаемый захоложенной водой, или помимо него, поступает в емкость, а затем откачивается на склад.

Описание технологического процесса производства гексанового растворителя методом гидрирования приведено в таблице 14.3, перечень основного оборудования – в таблице 14.4.

Таблица 14.3 – Описание технологического процесса получения гексанового растворителя методом гидрирования

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Неочищенный гексановый растворитель Водород	Гидрирование	Гексановый растворитель	Отходящие газы	Реакторы Емкостное оборудование Теплообменное оборудование Сепаратор Насосы	

Таблица 14.4 – Перечень основного оборудования процесса получения гексанового растворителя методом гидрирования

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Сепаратор	Отделение непрореагировавшего водорода и инертов от гексанового растворителя	Объем – 10 м^3 Диаметр – 2000 мм Высота цилиндрической части – 1250 мм Материал – ст. угл. Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 80 °С Разрешенное давление – 0,6 МПа Разрешенная температура – 80 °С Рабочее давление – 0,35 МПа Рабочая температура – 37 °С Среда – углеводороды С5-С6
Емкость	Сбор гексанового растворителя после гидрирования	Объем – 10 м^3 Диаметр – 1800 мм Длина цилиндрической части – 3400 мм Материал – ст. угл. Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 80 °С Разрешенное давление – 0,6 МПа Разрешенная температура – 80 °С Рабочее давление – 0,35 МПа Рабочая температура 50 °С Среда – гексан
Емкость	Прием и хранение гексанового растворителя «Нефрас»	Объем – 100 м^3 Диаметр – 3200 мм Длина цилиндрической части – 11200 мм Материал – ст. угл. Расчетное давление – 0,6 МПа Расчетная температура – 100 °С Разрешенное давление – 0,6 МПа Разрешенная температура – 45 – 50 °С Рабочее давление – 0,2 МПа Рабочая температура – 20 °С Среда – гексан
Реактор	Гидрирование ацетиленовых соединений в изопрене, ароматических и непредельных углеводородов в гексановом растворителе «Нефрас	Диаметр – 1200 мм Высота цилиндрической части – 6000 мм Объем – 6,7 м^3 Расчетное давление – 0,65 МПа Расчетная температура – 350 °С Разрешенное давление – 0,65 МПа Разрешенная температура – 350 °С Рабочее давление – 0,35 МПа Рабочая температура – 120 °С Среда – гексан, водород

Продолжение таблицы 14.4

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Гидрирование ароматических и непредельных углеводородов в гексановом растворителе	Диаметр – 1200 мм Высота цилиндрической части – 6000 мм Объем – 6,7 м^3 Расчетное давление – 0,65 МПа Расчетная температура – 350 °С Разрешенное давление – 0,65 МПа Разрешенная температура – 350 °С Рабочее давление – 0,35 МПа Рабочая температура – 120 °С Среда – гексан, водород
Реактор	Гидрирование ароматических и непредельных углеводородов в гексановом растворителе	Рабочее давление – 6,0кгс/см^2 Рабочая температура – 10 – 350 °С Объем – 7,3 м^3
Холодильник	Охлаждение изопрена, гексанового растворителя «Нефрас» после гидрирования	Поверхность теплообмена – 129 м^2 Диаметр – 800 мм Объем тр/мтр–1,04/1,21 м^3 Материал – ст. угл. Расчетное давление тр/мтр – 2,5/2,5 МПа Расчетная температура тр/мтр – 100/100 °С Разрешенное давление тр/мтр – 2,5/2,5 МПа Разрешенная температура тр/мтр – 100/100 °С Рабочее давление тр/мтр – 0,6/0,6 МПа Рабочая температура тр/мтр – 10/70 °С в трубном пространстве – вода захоложенная в межтрубном пространстве – гексан
Насосы	Откачка гексанового растворителя после гидрирования, а также для подачи гексанового растворителя в реакторы в качестве рецикла	Производительность – 45 м³/час Напор – 54 м. ст. ж. Мощность – 22 кВт Число оборотов в минуту – 2940
Насосы	Подача гексанового растворителя на узел гидрирования и для циркуляции продукта через емкость	Производительность – 12,5 м³/час Напор – 91 м. ст. ж. Мощность – 5,5 кВт Число оборотов в минуту – 3000
Насосы	Подача гексанового растворителя в цех, некондиционного гексанового растворителя на гидрирование и циркуляция продукта через емкость	Производительность – 25 м³/час Напор – 80 м. ст. ж. Мощность – 11 кВт Число оборотов в минуту – 3000

Окончание таблицы 14.4

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Теплообменник	Охлаждение гексанового растворителя после первого по ходу реактора гидрирования	Поверхность теплообмена – 38,6 м^2 Диаметр – 400 мм Объем тр/мтр – 0,66/1,65 м^3 Расчетное давление тр/мтр – 1,6/1,6 МПа Расчетная температура тр/мтр – 400/400 °С Разрешенное давление тр/мтр – 1,6/0,9 МПа Разрешенная температура тр/мтр – 100/150 °С Рабочее давление тр/мтр – 0,4/0,35 МПа Рабочая температура тр/мтр – 35/120 °С Среда: в трубном пространстве – вода в межтрубном пространстве – гексан
Теплобменник	Охлаждение гексанового растворителя после реакторов гидрирования перед сепаратором	Поверхность теплообмена – 38,6 м^2 Диаметр – 400 мм Объем тр/мтр – 0,66/1,65 м^3 Расчетное давление тр/мтр – 1,6/1,6 МПа Расчетная температура тр/мтр – 400/400 °С Разрешенное давление тр/мтр – 1,6/1,25 МПа Разрешенная температура тр/мтр – 100/200 °С Рабочее давление тр/мтр – 0,4/0,3 МПа Рабочая температура тр/мтр – 50/120 °С Среда: в трубном пространстве – вода в межтрубном пространстве – гексан, водород

14.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве гексанового растворителя

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства гексанового растворителя приведены в таблицах 14.5-14.6.

Таблица 14.5 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Гексановая фракция	кг/т	1016	1105
Водород	кг/т	8,6	17
Электроэнергия	кВт·ч/т	92,46	101,75
Теплоэнергия	Гкал/т	1,14	1,26
Топливный газ	кг.у.т./т	38,89	42,78
Вода оборотная	м^3/т	259,4	285,34

Таблица 14.6 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве гексанового растворителя методом гидрирования

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Гексан	кг/т	1000	1100
Водород	кг/т	17	18,7
Электроэнергия	кВт·ч/т	42,2	46,42
Теплоэнергия	Гкал/т	0,17	0,187
Холод	Гкал/т	0,02	0,022

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве гексанового растворителя, приведена в таблицах 14.7–14.11.

Таблица 14.7 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	1,09	–
Азота оксид		–	0,18	–
Метан		–	0,17	–
Углерода оксид		–	2,46	–
Углеводороды предельные С1-С5 (исключая метан)		–	0,56	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	3,49	–

Таблица 14.8 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве гексанового растворителя методом гидрирования

Источники выбросов	Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
			Диапазон		Среднее значение
			Минимальное значение	Максимальное значение	
Производство гексанового растворитля	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	–	–	0,13	–
	Углеводороды предельные С6-С10		–	1,56	–
	Амилены (смесь изомеров)		–	0,11	–
	Метилбензол (толуол)		–	0,25	–
	Этенилбензол (стирол)		–	0,02	–
	Циклогексанон		–	0,053	–
	Диметилформамид		–	0,34	–
	Изопрен (2-метилбутадиен-1,3)		–	0,65	–

Таблица 14.9 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве гексанового растворителя методом гидрирования

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
ХПК	Технологические сточные отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	–	0,42	–

Таблица 14.10 – Отходы, образующиеся при производстве гексанового растворителя методом гидроочистки и ректификации

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор на основе оксида алюминия, содержащий платину, отработанный	3	Реактор	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,34	–
Цеолит отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществами	5	Осушители	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	1,033	–

Таблица 14.11 – Отходы, образующиеся при производстве гексанового растворителя методом гидрирования

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор «никель на кизельгуре» отработанный, загрязненный нефтепродуктами	3	Замена катализатора при снижении или потере каталитической активности при гидрировании гексанового растворителя «Нефрас»	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	1,98	–

Окончание таблицы 14.11

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Керамические изделия прочие, утратившие потребительские свойства незагрязненные	5	Замена совместно с катализатором	Передача сторонним организациям	–	1,66	–

Раздел 15 Производство этилцеллозольва

15.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве этилцеллозольва

Этилцеллозольв получают методом жидкофазной этерификации окиси этилена этанолом в присутствии катализатора.

Процесс производства этилцеллозольва состоит из нескольких основных стадий (рисунок 15.1):

- обезвоживание этанола;
- жидкофазная этерификация;
- ректификация.

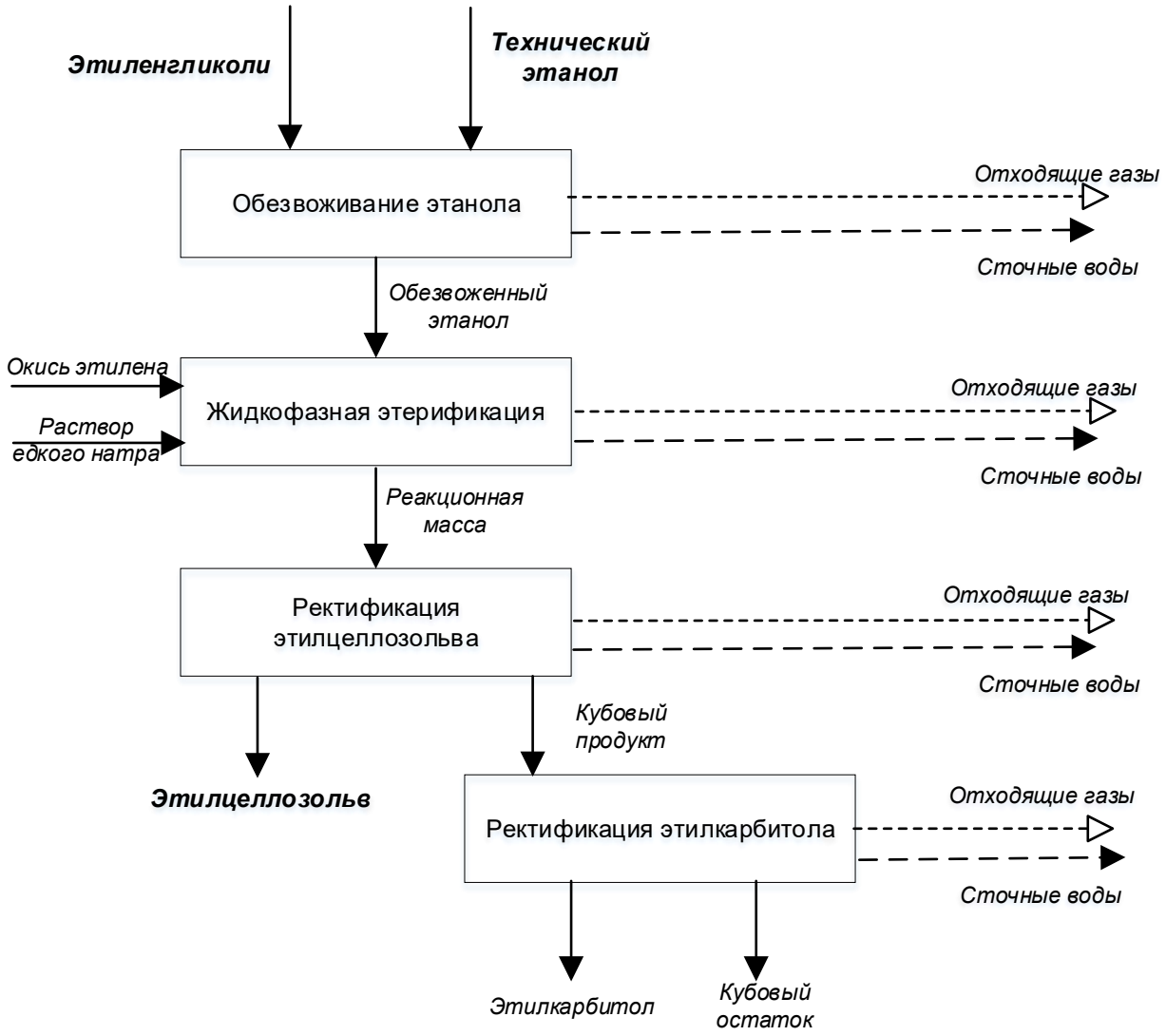


Рисунок 15.1 – Схема получения этилцеллозольва

Технический этанол со склада поступает в колонну на обезвоживание методом экстрактивной ректификации. В качестве экстрагента применяются этиленгликоли. Спускаясь вниз по колонне, экстрагент увлекает воду, содержащуюся в этаноле, в куб колонны. Кубовая жидкость колонны, состоящая в основном из воды и небольшого количества этанола и этиленгликоля, охлаждается и совместно с жидкими отходами

производства направляется на утилизацию. Обезвоженный этанол смешивается с окисью этилена и поступает в реактор жидкофазной этерификации, в который подается также катализатор – раствор едкого натра в этилцеллозольве. Реакционная масса охлаждается и направляется на ректификацию – с выделением готового товарного продукта этилцеллозольва и побочного товарного этилкарбитола, которые направляются на склад. Кубовый остаток после ректификации этилкарбитола перерабатывается с получением осушителя. Газовые сдувки, образующиеся в процессе производства, очищаются от органических веществ в сепараторе и сбрасываются в атмосферу.

Описание технологического процесса производства этилцеллозольва приведено в таблице 15.1, перечень основного оборудования – в таблице 15.2.

Таблица 15.1 – Описание технологического процесса получения этилцеллозольва

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
Этанол Этиленгликоль	Обезвоживание	Обезвоженный этанол	Отходящие газы Сточные воды	Колонна ректификации	
Обезвоженный этанол Окись этилена Катализатор	Жидкофазная этерификация	Реакционная масса, содержащая этилцеллозольв, этилкарбитол, этанол, этиленгликоли	Отходящие газы Сточные воды	Реактор этерификации	
Реакционная масса, содержащая этилцеллозольв, этилкарбитол, этанол, этиленгликоли	Ректификация	Этилцеллозольв, этилкарбитол, осушитель	Отходящие газы Сточные воды	Ректификационные колонны	

Таблица 15.2 – Перечень основного оборудования процесса получения этилцеллозольва

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна тарельчатая	Экстрактивная ректификация этанола	Длина – 1400мм Нгаб.–27490мм Ррасч.– атмосферное Трасч. – 205 °С

Окончание таблицы 15.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор-этерификатор	Жидкофазная этерификация окиси этилена этанолом	V – 34м^3 Длина – 1600мм Нгаб .– 12148мм Ррасч. – 40кгс/см^2 Трасч. – 200 °С
Колонна тарельчатая	Ректификация, выделение товарного продукта этилцеллозольва	Длина – 3600мм Нгаб. – 26080мм Ррасч. – от вакуума до 1,0 кгс/см^2 Трасч. – 170 °С
Колонна тарельчатая	Ректификация этилкарбитола	Длина – 1600мм Нгаб.– 23800мм Ррасч. – вакуум Трасч. – 200 °С

15.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этилцеллозольва

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства этилцеллозольва приведены в таблице 15.3.

Таблица 15.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве этилцеллозольва

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый	дкл/т	–	64,5
Этилена окись	кг/т	–	630
Натр едкий технический	кг/т	–	1
Электроэнергия	кВт·ч/т	40,02	44,022
Теплоэнергия	Гкал/т	4,608	5,069
Вода оборотная	м^3/т	257,6	283,4
Холод	Гкал/т	0,366	0,403

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве этилцеллозольва, приведена в таблицах 15.4–15.6.

Таблица 15.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве этилцеллозольва

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Спирт этиловый	–	–	3,31	–
Диэтиловый эфир		–	0,76	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	1,7	–
Натрий гидроксид (натрия гидроокись, натр едкий, сода каустическая)		–	0,009	–

Таблица 15.5 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве этилцеллозольва

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	5,5	9	–
ХПК		0,15	1,33	–
Этиленгликоль (гликоль, этандиол-1,2)		0,166	1,49	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 15.6 – Отходы, образующиеся при производстве этилцеллозольва

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Эфирная фракция при выделении этилцеллозольва в его производстве	3	Производство этилцеллозольва в целом	Термическое обезвреживание	–	115,1	–

Раздел 16 Производство этилалюминийсесквихлорида

16.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве этилалюминийсесквихлорида

Этилалюминийсесквихлорид получают взаимодействием алюминия с алкилгалогенидами.

Процесс получения этилалюминийсесквихлорида состоит из двух этапов: приготовления суспензии активированного алюминия и прямого периодического синтеза этилалюминийсесквихлорида (рисунок 16.1).

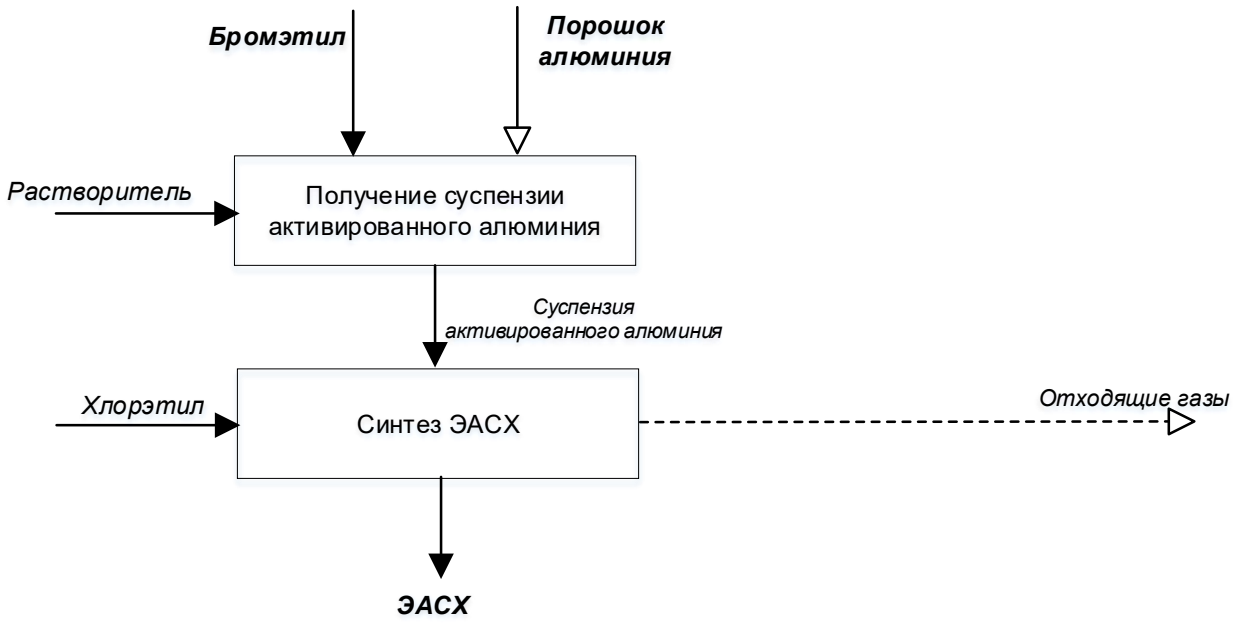


Рисунок 16.1 – Схема получения этилалюминийсесквихлорида (ЭАСХ)

Суспензию активированного алюминия готовят активацией алюминиевого порошка в жидкой фазе бромэтилом.

Сырьем для получения этилалюминийсесквихлорида являются суспензия активированного алюминия и хлорэтил. При температуре 60 °С в реакторы начинают подавать расчетное количество хлорэтила, скорость подачи которого выдерживают таким образом, чтобы давление в реакторе в процессе синтеза не превышало 3,0 кгс/см^2, а температура – не более 80 °С.

По окончании дозирования хлорэтила содержимое реакторов выдерживается при температуре не более 80 °С и давлении не более 3,0 кгс/см^2 не менее четырех часов. При этих условиях происходит «дозревание» этилалюминийсесквихлорида.

По окончании процесса «дозревания» в реакторах этилалюминийсесквихлорид охлаждается до 40°С. Охлаждение осуществляется подачей в рубашки реакторов трансформаторного масла. Охлажденная реакционная масса из реакторов передавливается азотом в специальные отстойники, где отстаивается несколько часов от непрореагировавшего алюминия. Осветленная часть концентрированного раствора ЭАСХ передавливается азотом в сборники для приготовления раствора

этилалюминийсесквихлорида. Готовый к применению раствор этилалюминийсесквихлорида из сборника передавливается на узел хранения.

Описание технологического процесса производства этилалюминийсесквихлорида приведено в таблице 16.1, перечень основного оборудования – в таблице 16.2.

Таблица 16.1 – Описание технологического процесса получения этилалюминийсесквихлорида

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Бромэтил Порошок алюминия Растворитель	Получение суспензии активированного алюминия	Суспензия активированного алюминия		Аппараты с мешалкой	
Суспензия активированного алюминия Хлорэтил	Синтез ЭАСХ	ЭАСХ	Отходящие газы	Реактор Емкостное оборудование	

Таблица 16.2 – Перечень основного оборудования процесса получения этилалюминийсесквихлорида

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость	Емкость для приема и хранения этил хлористого	Горизонтальная емкость: Диаметр – 1600 мм
Аппарат	Предреактор синтеза	Расчетное давление – 8,1 кгс/см^2 Расчетная температура – 200 °С
Аппарат	Предреактор синтеза	Вертикальный аппарат с рубашкой и мешалкой: Объем: аппарат/рубашка – 2,0/0,5 м^3 Расчетное давление: аппарат/рубашка – 6,0/6,0 кгс/см^2 Расчетная температура: аппарат/ рубашка – 200/140 °С Диаметр аппарата – 1400 мм
Реактор	Реактор синтеза	Вертикальный аппарат с рубашкой и мешалкой: Объем: аппарат/рубашка – 2,0/0,5м^3 Расчетное давление: аппарат/рубашка – 64,0/6,0 кгс/см^2 Расчетная температура : аппарат/ рубашка – 140/80 °С Диаметр аппарата – 1400 мм

Окончание таблицы 16.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость	Сепаратор факельных отдувок	Вертикальный аппарат с подогревателем: Объем – 2,0 м^3 Расчетное давление: аппарата/ подогревателя – 25/25 кгс/см^2 Расчетная температура – 200 °С Диаметр аппарата – 1000 мм
Аппарат	Аппарат для приготовления разбавленного раствора ЭАСХ	Вертикальный аппарат с рубашкой и мешалкой: Объем: аппарат/рубашка – 2,0/0,5м^3 Расчетное давление: аппарат/рубашка – 64,0/6,0 кгс/см^2 Расчетная температура: аппарат/ рубашка – 140/80 °С Диаметр аппарата – 1400 мм
Аппарат	Отстойник после синтеза	Вертикальный аппарат с рубашкой и мешалкой: Объем – 16,0 м^3 Расчетное давление – 6,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 200 °С Диаметр аппарата – 2400 мм
Аппарат	Отстойник после синтеза	Вертикальный аппарат с рубашкой и мешалкой: Объем: аппарат/рубашка – 2,0/0,2 м^3 Расчетное давление: аппарат/рубашка – 6,0/6,0 кгс/см^2 Расчетная температура : аппарат/ рубашка – 110/30 °С Диаметр аппарата – 1400 мм
Реактор	Реактор синтеза	Вертикальный аппарат с рубашкой и мешалкой: Объем: аппарат/рубашка – 2,0/0,2 м^3 Расчетное давление: аппарат/рубашка – 10,0/10,0 кгс/см^2 Расчетная температура : аппарат/ рубашка – 150/150 °С Диаметр аппарата – 1400 мм

16.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этилалюминийсесквихлорида

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства этилалюминийсесквихлорида приведены в таблице 16.3.

Таблица 16.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве этилалюминийсесквихлорида

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Порошок алюминиевый ПА-1	кг/т	259,5	270
Этил хлористый	кг/т	1100	1210
Этил бромистый	кг/т	30	39
Масло	кг/т	183	201,3
Электроэнергия	кВт·ч/т	527	579,7
Теплоэнергия	Гкал/т	2,1	2,31

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при производстве этилалюминийсесквихлорида, приведена в таблицах 16.4-16.5.

Таблица 16.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве этилалюминийсесквихлорида

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С6-С10	–	–	193,14	–
Хлорэтан (этил хлористый)		–	132,51	–
Минеральное масло		–	2,90	–
Оксид алюминия		–	0,76	–

Таблица 16.5 – Отходы, образующиеся при производстве этилалюминийсесквихлорида

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы синтеза этилалюминий-сесквихлорида в его производстве замасленные	3	–	Термическое обезвреживание	–	38012	–

Окончание таблицы 16.5

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы зачистки технологического оборудования химических и нефтехимических производств, содержащие пирофорные вещества	3	–	Размещение на полигоне промышленных отходов	–	5848	–

Раздел 17 Производство полиэтиленгликолей

17.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве полиэтиленгликолей

Получение полиэтиленгликолей осуществляется путем присоединения оксида этилена к моноэтиленгликолю (диэтиленгликолю) в присутствии щелочного катализатора в реакторах периодического действия.

Схема получения полиэтиленгликолей приведена на рисунке 17.1.

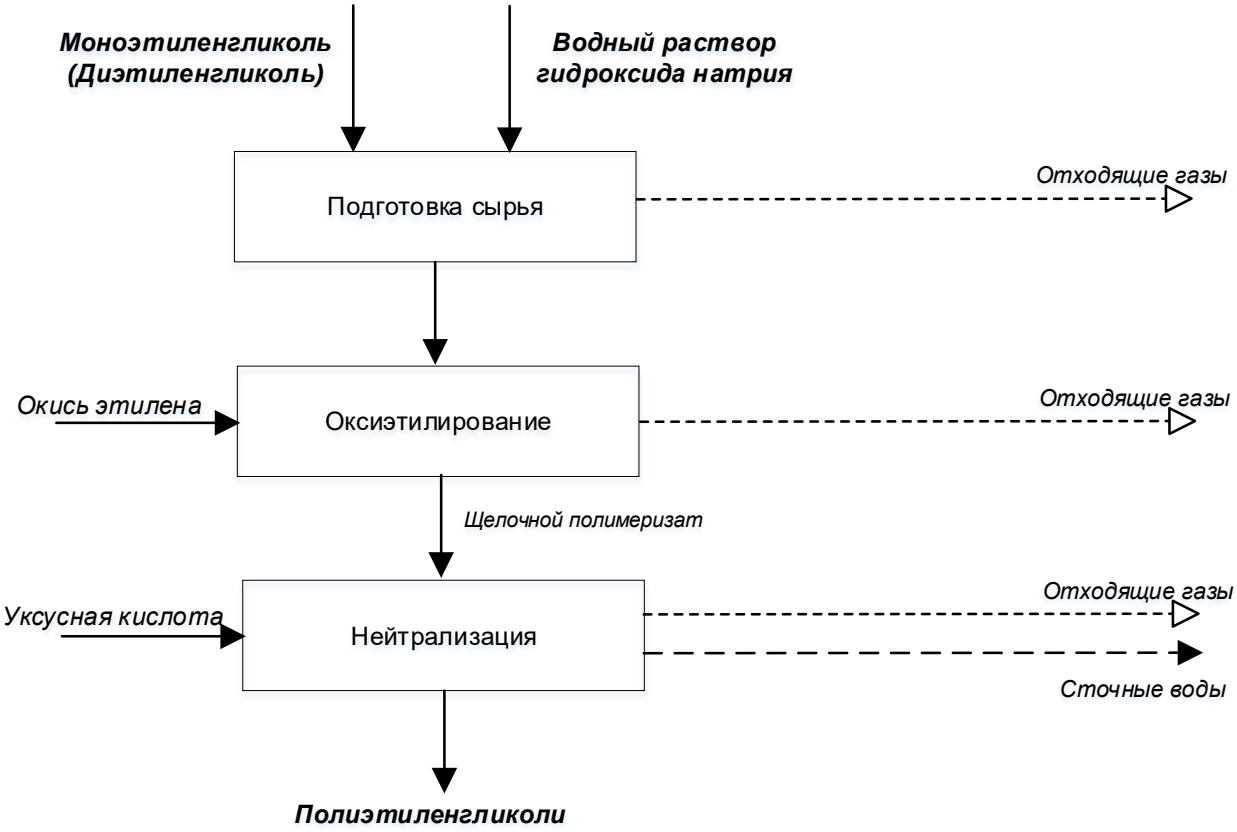


Рисунок 17.1 – Схема получения полиэтиленгликолей

Реакторный узел состоит из трех цилиндрических горизонтальных аппаратов, расположенных на двух уровнях. Нижний реактор служит для приема сырья и сбора продуктов реакции, а верхние аппараты служат для проведения реакции оксиэтилирования в паровой фазе и частично для сбора продуктов реакции. Реактора оксиэтилирования оснащены соплами для подачи циркулирующей массы и окиси этилена. Моноэтиленгликоль (диэтиленгликоль) со склада поступает в первый реактор на смешение с катализатором – водным раствором гидроксида натрия и далее поступает в реактора оксиэтилирования. Готовый щелочной полимеризат подается на нейтрализацию уксусной кислотой, которая принимается периодически. Товарные полиэтиленгликоли откачиваются на сырьевой склад для отгрузки потребителю. Отходящие газы направляются на узел очистки для предотвращения попадания органических веществ в окружающую среду. Для поглощения органических веществ используется водно-гликолевый раствор с катализатором – едким натром. Отработанный абсорбент перекачивают на утилизацию (сжигание в печи).

Описание технологического процесса производства полиэтиленгликолей приведено в таблице 17.1, перечень основного оборудования – в таблице 17.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 17.3.

Таблица 17.1 – Описание технологического процесса получения полиэтиленгликолей

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Моноэтиленгликоль (диэтиленгликоль) Водный раствор гидроксида натрия	Подготовка сырья	Реакционная масса	Отходящие газы	Реактор	
Реакционная масса Окись этилена	Оксиэтилирование	Щелочной полимеризат	Отходящие газы	Реактор	
Щелочной полимеризат Уксусная кислота	Нейтрализация	Полиэтиленгликоли	Отходящие газы Сточные воды	Резервуар	

Таблица 17.2 – Перечень основного оборудования процесса получения полиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Прием катализатора, моноэтиленгликоля (диэтиленгликоля), реакционной массы	Объем – 26,8 м^3 Диаметр – 1650 мм Длина – 12000 мм
Реактор	Проведение реакции оксиэтилирования и получения щелочного полимеризата	Объем – 11,8 м^3 Диаметр – 1200 мм Длина – 10000 мм
Резервуар	Прием щелочного полимеризата	Объем – 100 м^3 Диаметр – 3600 мм Высота – 10000 мм

Таблица 17.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения полиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Поглощение паров органических веществ из отдувок аппаратов циркулирующим водным гликолевым раствором	Объем – 70,4 м^3 Диаметр – 3000 мм Высота – 10500 мм Расчетное давление – 0,05 кгс/см^2 Расчетная температура – 100 °С

17.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве полиэтиленгликолей

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства полиэтиленгликолей приведены в таблице 17.4.

Таблица 17.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве полиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этиленгликоль	кг/т	104	315
Окись этилена	кг/т	700	913
Диэтиленгликоль	кг/т	168,8	536,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	27	29,7
Теплоэнергия	Гкал/т	0,278	0,306
Вода оборотная	м^3/т	22	24,2

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве полиэтиленгликолей, приведена в таблицах 17.5–17.7.

Таблица 17.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве полиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Кислота уксусная	–	–	0,045	–
Этилена окись		–	0,048	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	0,087	–
Натрий гидроксид		–	0,0004	–
Полиэтилен-гликоль		–	0,016	–
Диэтиленгликоль		–	0,0005	–
Триэтиленгликоль		–	0,0005	–

Таблица 17.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве полиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	6,6	8,5	–
ХПК		0,052	0,314	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 17.7 – Отходы, образующиеся при производстве полиэтиленгликолей

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Вводный раствор моноэтиленгликоля с гидроксидом натрия, отработанный при поглощении паров окиси этилена в производстве простых полиэфиров и неонолов	3	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	0,23	–

Раздел 18 Производство пропиленгликолей

18.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве пропиленгликолей

Пропиленгликоли получают гидратацией окиси пропилена.

Технологический процесс получения пропиленгликоля состоит из двух стадий (рисунок 18.1):

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

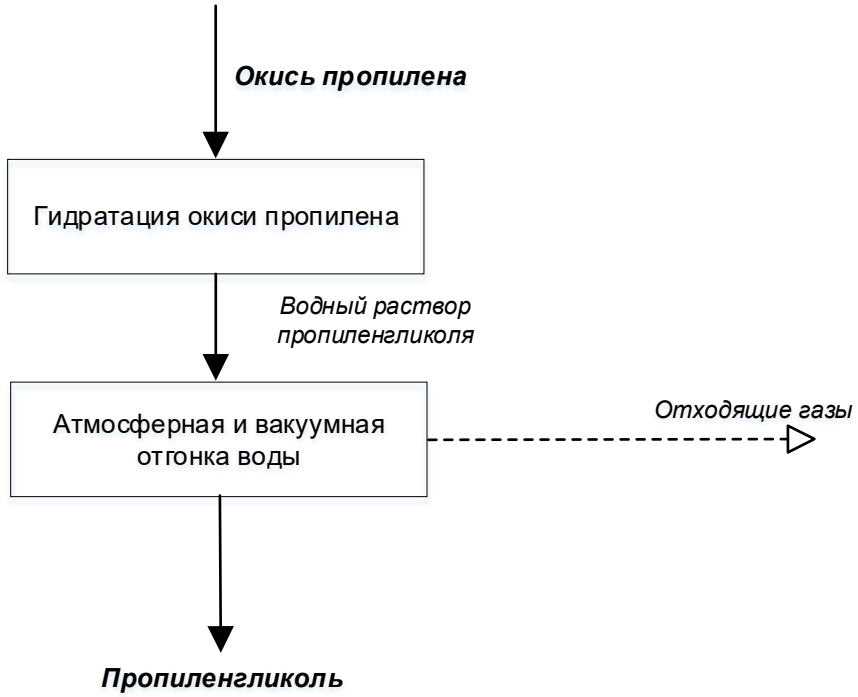


Рисунок 18.1 – Схема получения пропиленгликоля

Получение пропиленгликоля осуществляется в реакторе методом гидратации окиси пропилена при давлении от 0,2 до 0,4 МПа, температуре от 125 до 135 °С.

Атмосферная и вакуумная отгонка воды проводятся в реакторе сразу после выдержки реакционной массы.

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

После прекращения отгонки паров воды при атмосферном давлении, реактор подсоединяется к вакуумной системе, и отгонка оставшейся воды продолжается при остаточном давлении в пределах от 0,05 МПа до 0,06 МПа. Водногликолевые пары направляются также в холодильник, откуда водногликолевый раствор сливается в тот же сборник. Вода с примесью пропиленгликоля накапливается в сборнике и с добавлением парового конденсата используется в производстве следующей партии пропиленгликоля.

Сконцентрированный в реакторе пропиленгликолевый раствор с содержанием воды не более 10 % масс. насосом перекачивается в товарную емкость.

Описание технологического процесса производства пропиленгликоля приведено в таблице 18.1, перечень основного оборудования – в таблице 18.2.

Таблица 18.1 – Описание технологического процесса получения пропиленгликоля

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологи-ческое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Окись пропилена	Гидратация окиси пропилена	Водный раствор пропиленгликоля		Реактор	
Водный раствор пропиленгликоля	Атмосферная и вакуумная отгонка воды	Пропиленгликоль		Реактор	

Таблица 18.2 – Перечень основного оборудования процесса получения пропиленгликоля

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор с наружным змеевиком	Гидратация окиси пропилена	Объем – 10 м^3 Диаметр – 2400 мм Высота – 3210 мм Расчетное давление – 2,0 МПа Расчетная температура – 200 °С
Аппарат с рубашкой и мешалкой	Рецикл воды	Объем – 2,0 м^3 Диаметр – 1400 мм Высота – 800 мм Расчетное давление – 0,5 МПа Расчетная температура – 250 °С

18.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве пропиленгликолей

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства пропиленгликоля приведены в таблице 18.3.

Таблица 18.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве пропиленгликоля

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропилена окись	кг/т	–	800
Вода	кг/т	–	1157,4
Электроэнергия	кВт·ч/т	600	660
Теплоэнергия	Гкал/т	2,58	2,84
Вода оборотная	$м^3$/т	200	220

Характеристика выбросов, образующихся при производстве пропиленгликоля, приведена в таблице 18.4

Таблица 18.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве пропиленгликоля

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Пропилена окись	–	–	57,13	–
Пропиленгликоль (1,2-пропандиол)		–	13,84	–

Раздел 19 Производство метоксиполиэтиленгликолей

19.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве метоксиполиэтиленгликолей

Получение метоксиполиэтиленгликолей (МПЭГ) осуществляется путем присоединения оксида этилена к метанолу в присутствии катализатора.

Процесс получения метоксиполиэтиленгликолей состоит из нескольких этапов:

- получение стартового вещества (смешение катализатора с метанолом);
- оксиэтилирование стартового вещества (получение форполимера);
- оксиэтилирование форполимера (получение щелочного метилового полиэтиленгликоля);
- нейтрализация.

Схема получения метоксиполиэтиленгликолей приведена на рисунке 19.1.

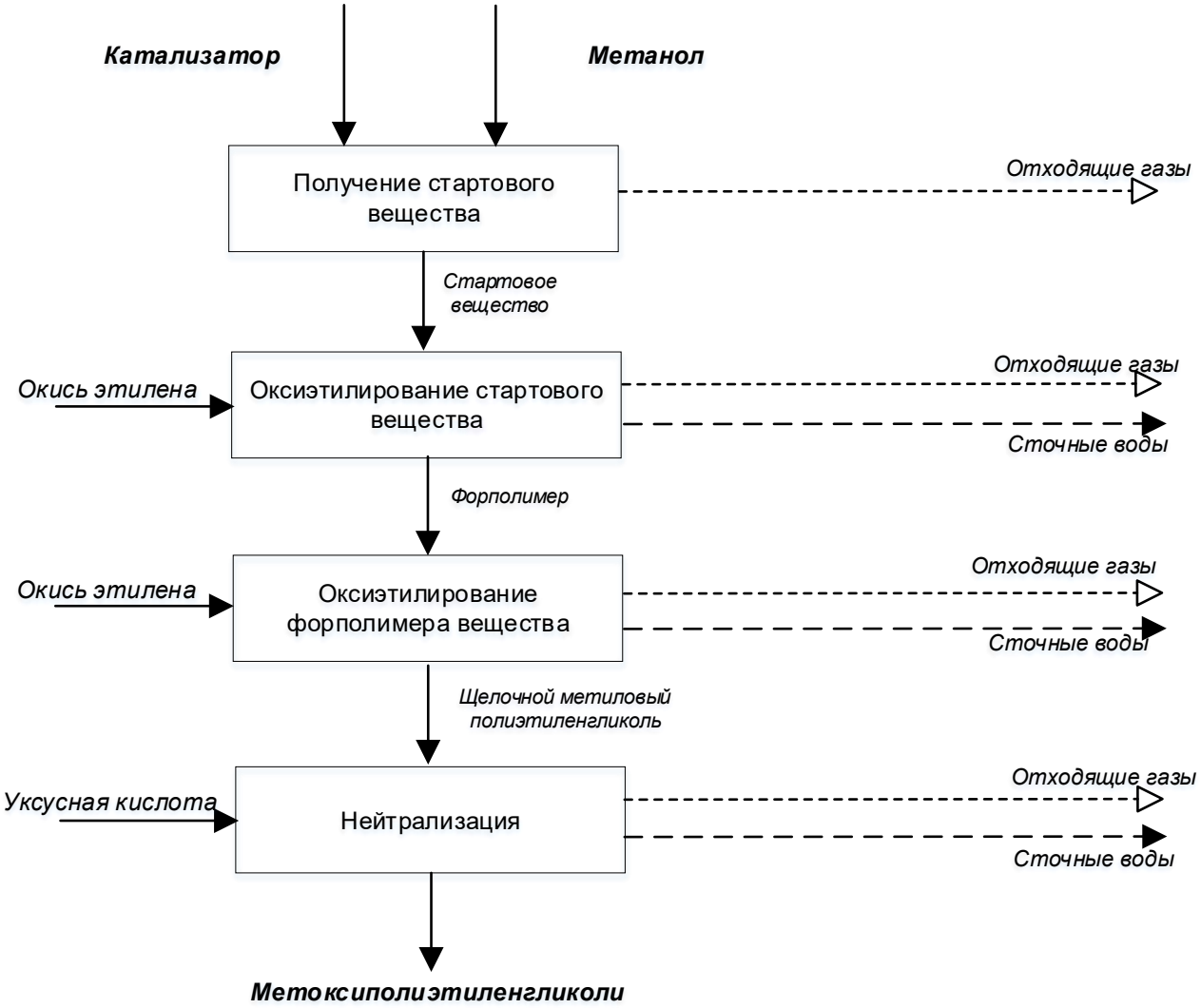


Рисунок 19.1 – Схема получения метоксиполиэтиленгликолей

Реакторный узел состоит из трех цилиндрических горизонтальных аппаратов, расположенных на двух уровнях. Нижний реактор служит для приема сырья,

форполимера и сбора продуктов реакции, а верхние аппараты служат для проведения реакции оксиэтилирования в паровой фазе и частично для сбора продуктов реакции. Реактора оксиэтилирования оснащены соплами для подачи циркулирующей массы и окиси этилена. Катализатор подается в первый реактор и смешивается с поступающим со склада метанолом. Готовое стартовое вещество подается в реакторы для последующего оксиэтилирования. Готовый форполимер откачивается в резервуар, а реакторы продуваются азотом до полного удаления форполимера. Расчетное количество форполимера принимается в реакторы и проходит реакцию оксиэтилирования. Щелочной метиловый эфир полиэтиленгликолей направляется в резервуар для нейтрализации уксусной кислотой. Товарный метоксиполиэтиленгколь откачивается на сырьевой склад для отгрузки потребителю. После освобождения реакторного блока от продукта и его продувки азотом производится сброс отходящих газов с парами органических веществ в скруббер узла очистки отходящих газов для предотвращения попадания органических веществ в окружающую среду. Для поглощения органических веществ используется водно-гликолевый раствор с регулятором pH – едким натром. Отработанный абсорбент перекачивают на утилизацию (сжигание в печи) на установку термического обезвреживания отходов.

Описание технологического процесса производства метоксиполиэтиленгликолей приведено в таблице 19.1, перечень основного оборудования – в таблице 19.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 19.3.

Таблица 19.1 – Описание технологического процесса получения метоксиполиэтиленгликолей

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Катализатор Метанол	Смешение	Стартовое вещество	Отходящие газы	Реактор	
Стартовое вещество Окись этилена	Оксиэтилирование	Форполимер	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Форполимер Окись этилена	Оксиэтилирование	Реакционная масса	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Реакционная масса, Уксусная кислота	Нейтрализация	МПЭГ	Отходящие газы Сточные воды	Резервуар	

Таблица 19.2 – Перечень основного оборудования процесса получения метоксиполиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Приема стартового вещества, форполимера, а также реакционной массы	Объем – 26,8 м^3 Диаметр – 1650 мм Длина – 12000 мм
Реактор	Оксиэтилирование и получения полимеризата (метоксиполиэтиленгликолей)	Объем – 11,8 м^3 Диаметр – 1200 м, Длина – 10000 мм
Резервуар	Прием форполимера	Объем – 100 м^3 Диаметр – 3600 мм Высота – 10000 мм
Резервуар	Прием щелочного метилового эфира полиэтиленгликоля на нейтрализацию	Объем – 100 м^3 Диаметр – 3600 мм Высота – 10000 мм

Таблица 19.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения метоксиполиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Поглощение паров органических веществ из отдувок аппаратов циркулирующим водным гликолевым раствором	Объем – 70,4 м^3 Диаметр – 3000 мм Высота – 10500 мм Расчетное давление – 0,05 кгс/см^2 Расчетная температура – 100 °С

19.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства метоксиполиэтиленгликолей приведены в таблице 19.4.

Таблица 19.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	7,8	63,9
Катализатор	кг/т	–	4,1
Окись этилена	кг/т	981	1039,69
Кислота уксусная	кг/т	–	1,1
Электроэнергия	кВт·ч/т	80	88
Теплоэнергия	Гкал/т	0,28	0,308
Вода оборотная	$м^3$/т	25	27,5

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве метоксиполиэтиленгликолей, приведена в таблицах 19.5–19.7.

Таблица 19.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	0,09	–
Азота оксид		–	0,02	–
Углерода оксид		–	0,11	–
Спирт метиловый		–	0,007	–
Кислота уксусная		–	0,0002	–
Этилена окись		–	0,005	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	0,11	–

Таблица 19.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	6,5	8,5	–
ХПК		0,071	0,47	–

* единица измерения – ед. pH

Таблица 19.7 – Отходы, образующиеся при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Водный раствор моноэтиленгликоля с гидроксидом натрия, отработанный при поглощении паров окиси этилена в производстве простых полиэфиров и неонолов	3	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	0,33	–
Жидкие отходы при улавливании окиси этилена водой, содержащие гликоли, в производстве метиловых эфиров полиэтиленгликолей	3	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	1,0	–
Жидкие отходы промывки оборудования производства полиэтиленгликолей, содержащие полиэтиленгликоли	4	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	0,12	–

Раздел 20 Производство ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

20.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Производство ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей (НПЭГ) осуществляется присоединением оксида этилена к металлиловому спирту, в присутствии щелочного катализатора.

Процесс получения ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей состоит из следующих этапов:

- смешение металлилового спирта с катализатором;
- оксиэтилирование стартового вещества;
- получение катализированного форполимера;
- оксиэтилирование форполимера;
- нейтрализация.

Схема получения ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей приведена на рисунке 20.1.

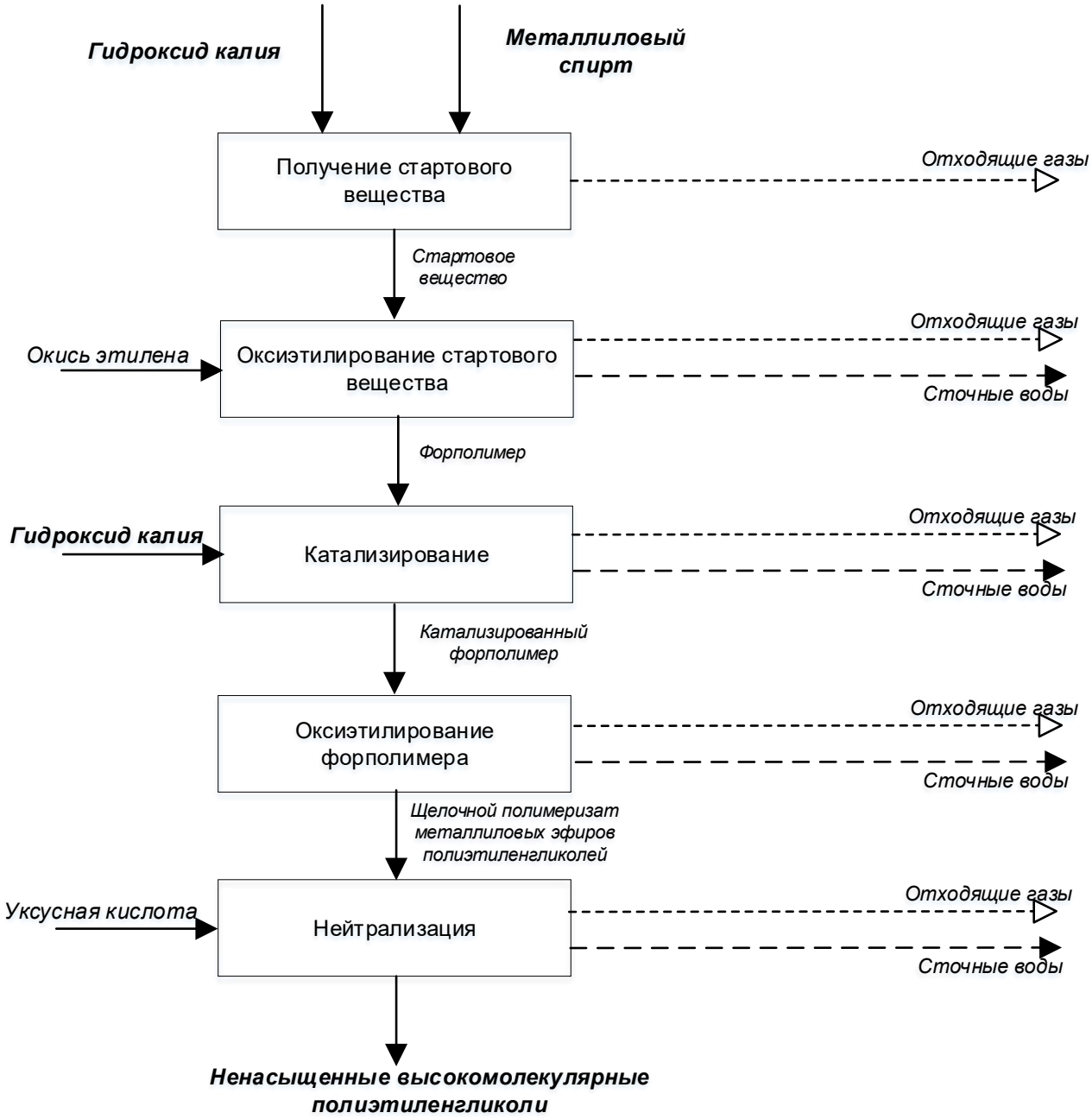


Рисунок 20.1 – Схема получения ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Металлиловый спирт выгружается в емкость, где смешивается с катализатором. Готовое стартовое вещество подается в реактор для последующего оксиэтилирования. Получившийся форполимер откачивается в резервуар, а реактор продувается азотом до полного удаления форполимера. Катализированный форполимер получают растворением катализатора в форполимере при перемешивании в течение 10–20 минут. Расчетное количество катализированного форполимера принимается в реактор и проходит повторную реакцию оксиэтилирования с получением щелочного полимеризата металлиловых эфиров полиэтиленгликолей, который направляется в резервуар для нейтрализации уксусной кислотой. Товарный высокомолекулярный полиэтиленгколь (НПЭГ) откачивается на сырьевой склад для фасовки и отгрузки потребителю. После

освобождения реакторного блока от продукта и его продувки азотом производится сброс отходящих газов с парами органических веществ в скруббер узла очистки отходящих газов для предотвращения попадания органических веществ в окружающую среду. Далее газы поступают в скруббер, где для поглощения органических веществ используется водно-гликолевый раствор с регулятором pH – едким натром. Отработанный абсорбент перекачивают на утилизацию (сжигание в печи) на установку термического обезвреживания отходов.

Описание технологического процесса производства ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей приведено в таблице 20.1, перечень основного оборудования – в таблице 20.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 20.3.

Таблица 20.1 – Описание технологического процесса получения ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Металлиловый спирт Катализатор	Смешение	Стартовое вещество	Отходящие газы	Емкость	
Стартовое вещество Окись этилена	Оксиэтилирование	Форполимер	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Форполимер Катализатор	Катализирование	Катализированный форполимер	Отходящие газы Сточные воды	Емкость	
Катализированный форполимер Окись этилена	Оксиэтилирование	Щелочной полимеризат металлиловых эфиров полиэтиленгликолей	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Щелочной полимеризат металлиловых эфиров полиэтиленгликолей Уксусная кислота	Нейтрализация	НПЭГ	Отходящие газы Сточные воды	Резервуар	

Таблица 20.2 – Перечень основного оборудования процесса получения ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Прием стартового вещества, форполимера и проведение реакции оксиэтилирования	Объем – 25,0 м3 Диаметр – 2800 мм Длина – 5850 мм
Емкость	Прием металлилового спирта и приготовление стартового вещества	Объем – 50,0 м^3 Диаметр – 2800 мм Длина – 7000 мм
Емкость	Прием готового форполимера и приготовление катализированно–го форполимера	Объем – 25 м^3 Диаметр – 2400 мм Высота – 9700 мм
Емкость	Прием и нейтрализация щелочного НПЭГ	Объем – 25 м^3 Диаметр – 3000 мм Высота – 12300 мм

Таблица 20.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Поглощение паров органических веществ из отдувок аппаратов циркулирующим водным гликолевым раствором	Объем – 70,4 м^3 Диаметр – 3000 мм Высота – 10500 мм Расчетное давление – 0,05 кгс/см^2 Расчетная температура – 100 °С
Скруббер	Очистка продувочных газов от паров окиси этилена водно–щелочным раствором	Объем – 22,3 м^3 Диаметр – 2000 мм Высота – 6400 мм

20.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей приведены в таблице 20.4.

Таблица 20.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Металлиловый спирт	кг/т	31,815	31,82
Катализатор	кг/т	1,05	1,05
Окись этилена	кг/т	983,5	1038,35
Кислота уксусная	кг/т	–	1,15
Электроэнергия	кВт·ч/т	284,4	312,84
Теплоэнергия	Гкал/т	0,28	0,31
Вода оборотная	$м^3$/т	25	27,5

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей, приведена в таблицах 20.5–20.7.

Таблица 20.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	1,56	–
Азота оксид		–	0,26	–
Углерода оксид		–	1,89	–
Кислота уксусная		–	0,002	–
Этилена окись		–	0,08	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	1,76	–

Таблица 20.6 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные воды отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	6,5	8,5	–
ХПК		1,31	7,88	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 20.7 – Отходы, образующиеся при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Водный раствор моноэтиленгликоля с гидроксидом натрия, отработанный при поглощении паров окиси этилена	3	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	5,51	–
Жидкие отходы промывки оборудования	4	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	0,62	–

Раздел 21 Производство простых полиэфиров

21.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве простых полиэфиров

21.1.1 Получение простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Полимеризацией окисей алкиленов (окиси пропилена, окиси этилена) в присутствии стартовых веществ получают полиэфиры различных марок. Технологический процесс состоит из следующих стадий:

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

Схема получения простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов приведена на рисунке 21.1.

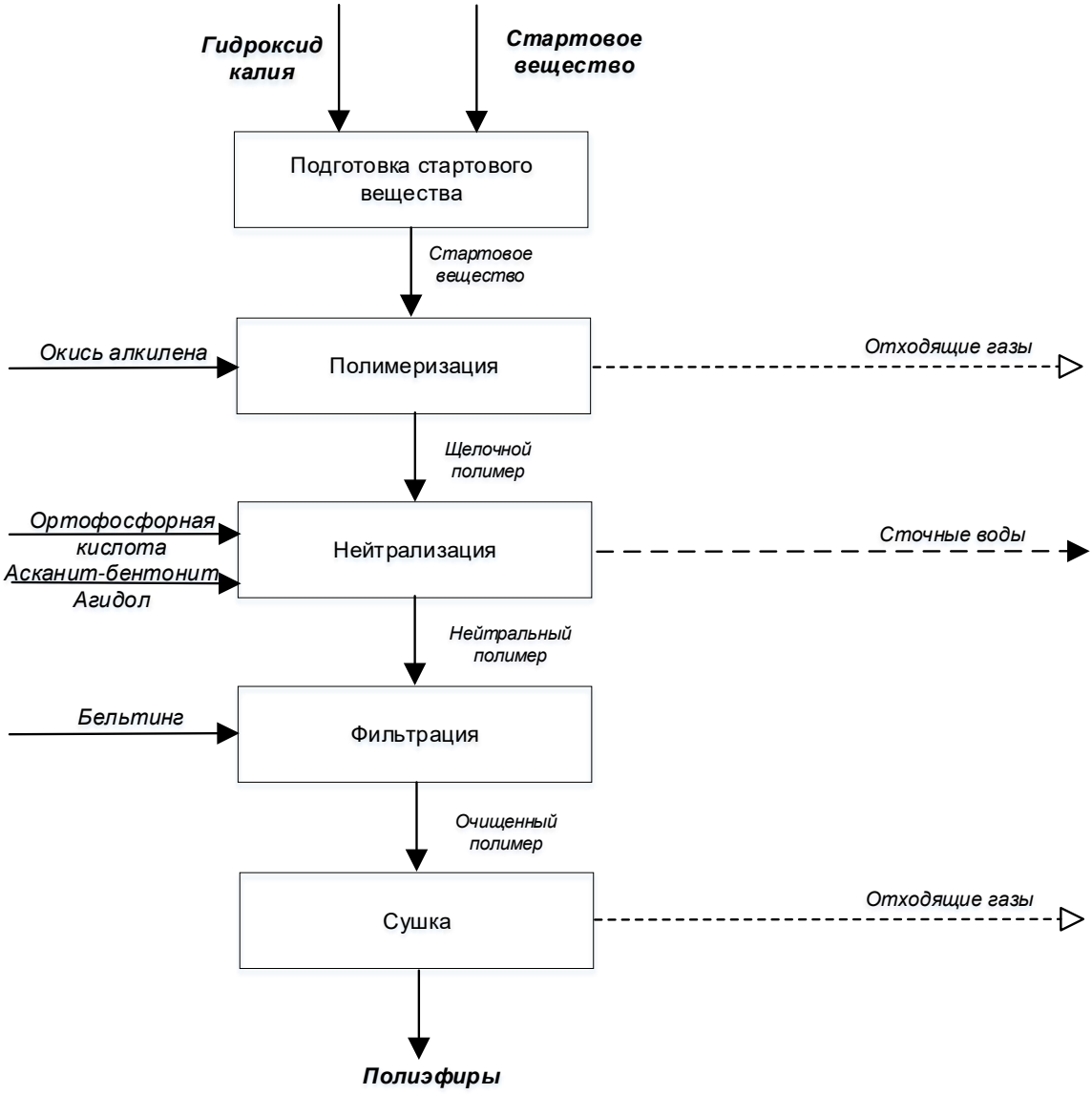


Рисунок 21.1 – Схема получения простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

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, суспензию сахара в глицерине, суспензию кристаллического сорбита в пропиленгликоле или суспензию сахара в диэтиленгликоле, этилендиамин и т. д.

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

Процесс полимеризации состоит из двух стадий: форполимеризации и полимеризации. Процесс осуществляют в реакторе с мешалкой и/или с циркуляционным контуром, включающем выносной теплообменник, в режиме постепенной подачи окиси алкилена. Температурный режим процесса полимеризации окиси алкилена в зависимости от марки выпускаемого полиэфира выбирают в интервале температур 80–140 °С. Давление в реакторе поддерживают не более 0,6 МПа. Съем тепла полимеризации окиси алкилена осуществляют подачей охлаждающей воды в рубашку реактора и/или выносной теплообменник. После окончания подачи окиси алкилена реакционную массу выдерживают при температуре около 115 °С. Полученный щелочной полимеризат направляют на узел очистки. Избыточное давление реактора стравливается на узел низкотемпературной конденсации.

Далее щелочной полимеризат проходит фосфатно-сорбционную очистку, которая включает: омыление щелочного полимеризата обессоленной водой, нейтрализацию ортофосфорной кислотой, сорбцию непрореагировавших щелочных примесей асканит-бентонитом и агрегирование осадка монокалийфосфата асканит-бентонитом. Фосфатно-сорбционную очистку осуществляют в герметичном реакторе-смесителе. Удаление осадка осуществляют на фильтре, заправленном фильтрующим материалом (бельтингом). Формирование осадка путем упаривания воды проводят при температуре 85–100 °С, которая поддерживается подачей пара в рубашку реактора. Пары воды, образующиеся при упаривании, конденсируются в конденсаторе и подаются на очистку стоков.

Фильтрация осуществляется на фильтре, заправленным фильтрующим материалом (бельтингом). Режим работы фильтра предусматривает следующие этапы: продувка азотом, намыв фильтровального слоя, фильтрация, просушка осадка, выгрузка осадка. Намывным слоем, наносимым на фильтр-ткань, служит слой осадка (соли ортофосфорной кислоты, адсорбированные асканит-бентонитом, асфилфлок). Осадок после каждой операции сбрасывается в специальный контейнер.

Сушка полиэфира осуществляется на роторном испарителе-дистилляторе при температуре 115–145 °С и вакууме до минус 0,1 МПа, 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.

Образующиеся в процессе газовые выбросы и сточные воды направляются на очистку.

Высококонцентрированные стоки производства, образующиеся в технологическом процессе, собираются и нагреваются до температуры 95–100 °С.

Затем нагретая сточная вода направляется в испаритель-дистиллятор, где проводится частичная отпарка легкокипящих водорастворимых кислородсодержащих компонентов.

Из испарителя-дистиллятора отпаренная сточная вода сливается в емкости и проводится отстаивание химзагрязненной воды при температуре 50–98 °С в течение 3,5–6 часов с последующим расслоением на «осадок» высокомолекулярных полиэфиров с полигликолями и химзагрязненной воды. После расслоения нижний слой («осадок» высокомолекулярных полиэфиров с полигликолями) отгружается потребителям. Химзагрязненная вода, полученная после выделения осадка, охлаждается и направляется на биологические очистные сооружения или на установку огневого обезвреживания.

Описание технологического процесса производства простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов приведено в таблице 21.1, перечень основного оборудования – в таблице 21.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 21.3.

Таблица 21.1 – Описание технологического процесса получения простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Гидроксид калия Стартовое вещество	Подготовка стартового вещества	Стартовое вещество		Реактор-алкоголятор	Роторный испаритель-дистиллятор
Стартовое вещество Окись алкилена	Полимеризация	Щелочной полимер	Отходящие газы	Алкоголятор-форполимеризатор Полимеризатор Циркуляционный насос	Абсорбционная колонна
Щелочной полимер Ортофосфорная кислота Асконит-бентонит Агидол	Нейтрализация	Нейтральный полимер	Сточные воды	Реактор-смеситель	
Нейтральный полимер	Фильтрация	Очищенный полимер		Фильтр-пресс	
Очищенный полимер	Сушка	Полиэфиры	Отходящие газы	Роторный испаритель-дистиллятор	

Таблица 21.2 – Перечень основного оборудования процесса получения простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор-алкоголятор	Получение стартового вещества	V = 5 м^3 D = 1800 мм H = 5930 мм Ррасч. = 0,6 МПа
Алкоголятор-форполимеризатор	Полимеризация	V = 5 м^3 D = 1600 мм H = 6600 мм Ррасч. = 1,4 МПа Трасч. = 150 °С
Полимеризатор	Полимеризация	V = 5 м^3 D = 1600 мм H = 6600 мм Ррасч. = 1,4 МПа Трасч. = 150 °С
Насос циркуляционный	Циркуляция реакционной массы	Q = 450 м^3/ч Напор = 0,6 МПа n = 1485 об/мин
Реактор-смеситель	Нейтрализация щелочного полимеризата	V = 25 м^3 D = 2800 мм H = 8450 мм Ррасч. = 0,8 МПа Трасч. = 164,2 °С Эл.дв. = 55 кВт
Компрессор поршневой	Создание вакуума	Q = 2000 м^3/ч Рвсас = - 10...30 мм.рт.ст. Рнагнетания = - 0…0,1 МПа Тнагнетания = н.б. 170 °С
Фильтр-пресс автоматический камерный	Фильтрация	Sфильтрации = 25 м^2 L = 3780 мм H = 4240 мм Ррасч. = 1,2 МПа Nплит = 16 шт. N = 7,5 кВт n = 1450 об/мин

Таблица 21.3 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Абсорбционная колонна	Конденсация и абсорбция газовых сдувок	Sфильтрации = 53,7 м^2 V = 1,55 м^3 Трасч. = 100 ºС Ррасч. = 0,6 МПа Vнасадки = 22,4 м^3
Испаритель-дистиллятор роторный	Очистка сточных вод	Объем: - корпуса – 3,1 м^3 - труб – 0,15 м^3 Поверхность теплообмена – 12,5 м^2 Диаметр – 800/600 мм Высота – 8820 мм Давление расчетное: - в корпусе – 1,7 МПа - в рубашке – 1,6 МПа Температура расчетная, ºС: - в корпусе – 160 ºС - в рубашке – 160 ºС Давление разрешенное, МПа: - в корпусе – 0,3 мм рт.ст. - в рубашке – 0,6 МПа

21.1.2 Получение простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Процесс получения простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена состоит из следующих основных этапов:

- получение стартового вещества;
- получение форполимера оксипропилированием стартового вещества;
- оксипропилирование и оксиэтилирование форполимера;
- получение простого полиэфира.

Схема получения простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена приведена на рисунке 21.2.

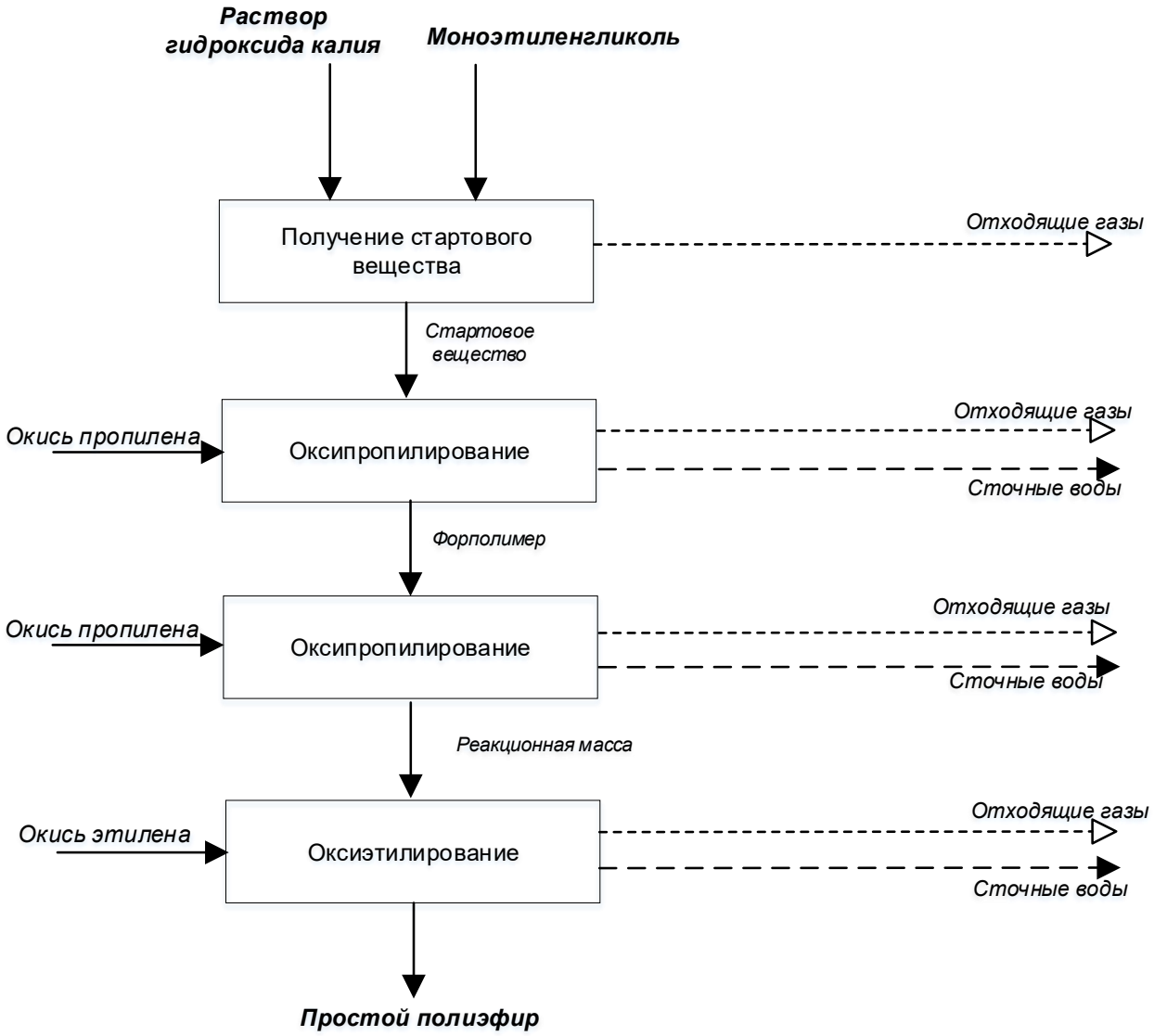


Рисунок 21.2 – Схема получения простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Реакторный узел состоит из трех цилиндрических горизонтальных аппаратов, расположенных на двух уровнях. Нижний реактор служит для приема сырья, форполимера и сбора продуктов реакции, а верхние аппараты служат для проведения реакции оксипропилирования и оксиэтилирования в паровой фазе и частично для сбора продуктов реакции. Реакторы оксиэтилирования оснащены соплами для подачи циркулирующей массы, окиси пропилена и окиси этилена. Моноэтиленгликоль со склада поступает в первый реактор на смешение с катализатором – раствором гидрокиси калия. Готовое стартовое вещество подается в реакторы для последующего оксипропилирования. Готовый форполимер откачивается в резервуар, а реакторы продуваются азотом до полного удаления форполимера. Расчетное количество форполимера принимается в реакторы и проходит последовательные реакции оксипропилирования и оксиэтилирования. Товарный простой полиэфир откачивается на сырьевой склад для отгрузки потребителю. После освобождения реакторного блока от продукта и его продувки азотом производится сброс отходящих газов с парами органических веществ в скруббер узла очистки отходящих газов для предотвращения

попадания органических веществ в окружающую среду. Для поглощения органических веществ используется водно–гликолевый раствор с регулятором pH – едким натром. Отработанный абсорбент перекачивают на утилизацию на установку термического обезвреживания отходов.

Описание технологического процесса производства простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолем окиси пропилена и окиси этилена приведено в таблице 21.4, перечень основного оборудования – в таблице 21.5, перечень природоохранного оборудования – в таблице 21.6.

Таблица 21.4 – Описание технологического процесса получения простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Моноэтиленгликоль Раствор гидроокиси калия	Смешение	Стартовое вещество	Отходящие газы	Реактор	
Стартовое вещество Окись пропилена	Оксипропилирование	Форполимер	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Форполимер Окись пропилена	Оксипропилирование	Реакционная масса	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Реакционная масса Окись этилена	Оксиэтилирование	Простой полиэфир	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Отходящие газы с парами органических веществ	Очитка отходящих газов	Отработанный водно–гликолевый абсорбент	Отходящие газы	Скруббер	

Таблица 21.5 – Перечень основного оборудования процесса получения простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Прием катализатора, моноэтиленгликоля, форполимера, а также прием реакционной массы	Объем – 26,8 м^3 Диаметр – 1650 мм Длина – 12000 мм

Окончание таблицы 21.5

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Проведение реакции оксипропилирования этиленгликоля, форполимера, оксиэтилирования и получения простых полиэфиров в паровой фазе	Объем – 11,8 м^3 Диаметр – 1200 мм Длина – 10000 мм
Резервуар	Прием форполимера из реактора и откачки его в реактор на получение простых полиэфиров	Объем – 25 м^3 Диаметр – 2200 мм Длина – 6000 мм

Таблица 21.6 – Перечень природоохранного оборудования процесса получения простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Поглощение паров органических веществ из отдувок аппаратов циркулирующим водным гликолевым раствором	Объем – 70,4 м^3, Диаметр – 3000 мм Высота – 10500 мм Расчетное давление – 0,05 кгс/см^2 Расчетная температура – 100 °С

21.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве простых полиэфиров

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства простых полиэфиров приведены в таблицах 21.7-21.8.

Таблица 21.7 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Оксид пропилена	кг/т	–	1000
Оксид этилена	кг/т	–	192
Электроэнергия	кВт·ч/т	76,55	84,21
Теплоэнергия	Гкал/т	0,245	0,27
Холод	Гкал/т	0,113	0,124
Вода оборотная	м^3/т	71,254	78

Таблица 21.8 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилена окись очищенная	кг/т	–	306
Пропилена окись техническая	кг/т	–	692
Этиленгликоль	кг/т	–	8,23
Гидроксид калия	кг/т	–	1,27
Электроэнергия	кВт·ч/т	20,5	22,55
Теплоэнергия	Гкал/т	0,5	0,55
Вода оборотная	$м^3$/т	20	22

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве простых полиэфиров, приведена в таблицах 21.9–21.14.

Таблица 21.9 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	1,83	–
Азота оксид		–	0,31	–
Углерода оксид		–	3,73	–
Серы диоксид		–	0,002	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	0,22	–
Пропилена окись		–	1,26	–
Этилена окись		–	0,09	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	0,03	–
Ортофосфорная кислота		–	0,0004	–
Глицерин		–	0,03	–

Таблица 21.10 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Пропилена окись	–	–	0,08	–
Этилена окись		–	0,1	–
Этиленгликоль (1,2-этандиол)		–	0,09	–
Натрий гидроксид (натрия гидроокись, натр едкий, сода каустическая)		–	0,0008	–

Таблица 21.11 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные воды отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	6,5	9,0	–
ХПК		–	7,06	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 21.12 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные воды отводятся на очистку промышленных сточных вод на биологические очистные сооружения	6,6	8,5	–
ХПК		0,24	1,32	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 21.13 – Отходы, образующиеся при производстве полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы очистки фильтрацией полиэфиров от фосфатов калия в их производстве, содержащие фильтрующий материал	4	Производство в целом	Размещение на полигоне	–	1,32	–
Ткань фильтровальная из смешанных волокон, отработанная при сушке и фильтрации полиэфиров в их производстве	4	Производство в целом	Размещение на полигоне	–	0,86	–

Окончание таблицы 21.13

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы производства полиэфиров в первичных формах (пыль сыпучих ингредиентов с газопылеулавливающих установок при производстве полиэфирных смол)	–	Производство в целом	Размещение на полигоне	–	0,006	–

Таблица 21.14 – Отходы, образующиеся при производстве полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Водный раствор моноэтиленгликоля с гидроксидом натрия, отработанный при поглощении паров окиси этилена	3	Производство в целом	Термическое обезвреживание	–	0,1	–

Раздел 22 Производство триэтилалюминия

22.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве триэтилалюминия

22.1.1 Получение триэтилалюминия из этилена

Триэтилалюминий (ТЭА) образуется в результате двухступенчатой реакции между алюминием, этиленом и водородом с образованием промежуточного продукта диэтилалюминийгидрида (ДЭАГ).

Процесс получения триэтилалюминия из этилена состоит из следующих основных стадий:

- подготовка сырья;
- синтез;
- дистилляция.

Схема получения триэтилалюминия из этилена приведена на рисунке 22.1.

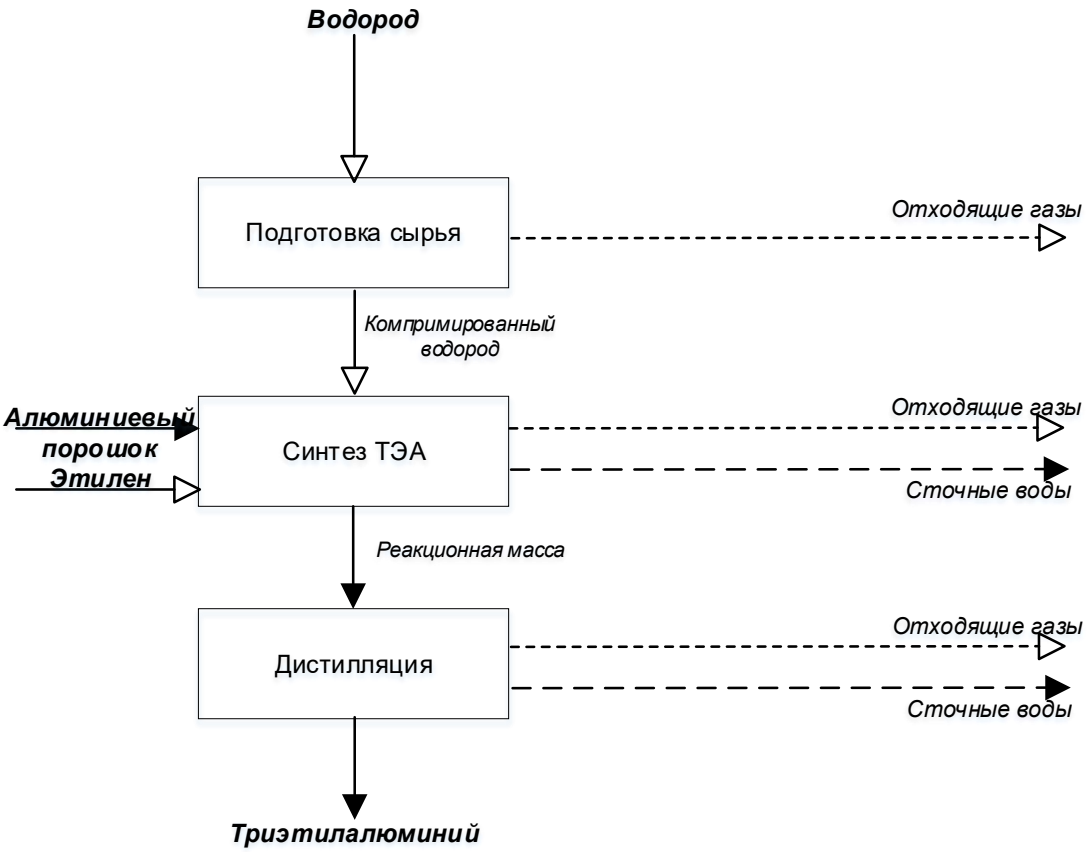


Рисунок 22.1 – Схема получения триэтилалюминия из этилена

Для получения ТЭА используется реактор – аппарат с мешалкой и двумя внутренними змеевиками, в который подается холодный или горячий теплоноситель в зависимости от стадии процесса. В реактор загружается алюминиевый порошок, включается в работу мешалка и начинается разогрев реактора. При достижении температуры реакции начинается подача водорода. При достижении рабочего давления начинается совместная подача в реактор этилена и водорода. Для снятия тепла

экзотермической реакции на этой стадии в змеевики реактора подается холодный теплоноситель. После окончания синтеза реакционную массу охлаждают и стравливают давление на факел. Для удаления механических примесей производят дистилляцию полученного продукта. Готовый товарный триэтилалюминий откачивают на узел хранения товарного продукта. Один раз в три партии производится вывод загрязненной смеси алюмоорганических соединений из реактора по короткому отпуску в емкость.

Описание технологического процесса производства триэтилалюминия из этилена приведено в таблице 22.1, перечень основного оборудования – в таблице 22.2.

Таблица 22.1 – Описание технологического процесса получения триэтилалюминия из этилена

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Водород	Подготовка сырья	Водород	Отходящие газы	Компрессор	
Водород Этилен Алюминиевый порошок	Синтез ТЭА	Триэтилалюминий	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Триэтилалюминий	Дистилляция	Триэтилалюминий	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	

Таблица 22.2 – Перечень основного оборудования процесса получения триэтилалюминия из этилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза и дистилляции	Получение триэтилалюминия в результате реакции между алюминием, этиленом и водородом	Общая высота – 5070 мм Диаметр – 2300 мм Расчетное давление – 7,974 МПа, Расчетная температура – 260°С
Компрессор	Подача этилена в реактор	Общая высота – 3380 мм Диаметр – 2320 мм Давление на нагнетании – 3,6/32/157 кгс/см^2 Температура – 40/40 °С

22.1.2 Получение триэтилалюминия из изобутилена

Процесс получения триэтилалюминия из изобутилена состоит из следующих основных стадий:

- синтез триизобутилалюминия;
- синтез триэтилалюминия;
- дистилляция триэтилалюминия.

Схема получения триэтилалюминия из изобутилена приведена на рисунке 22.2.

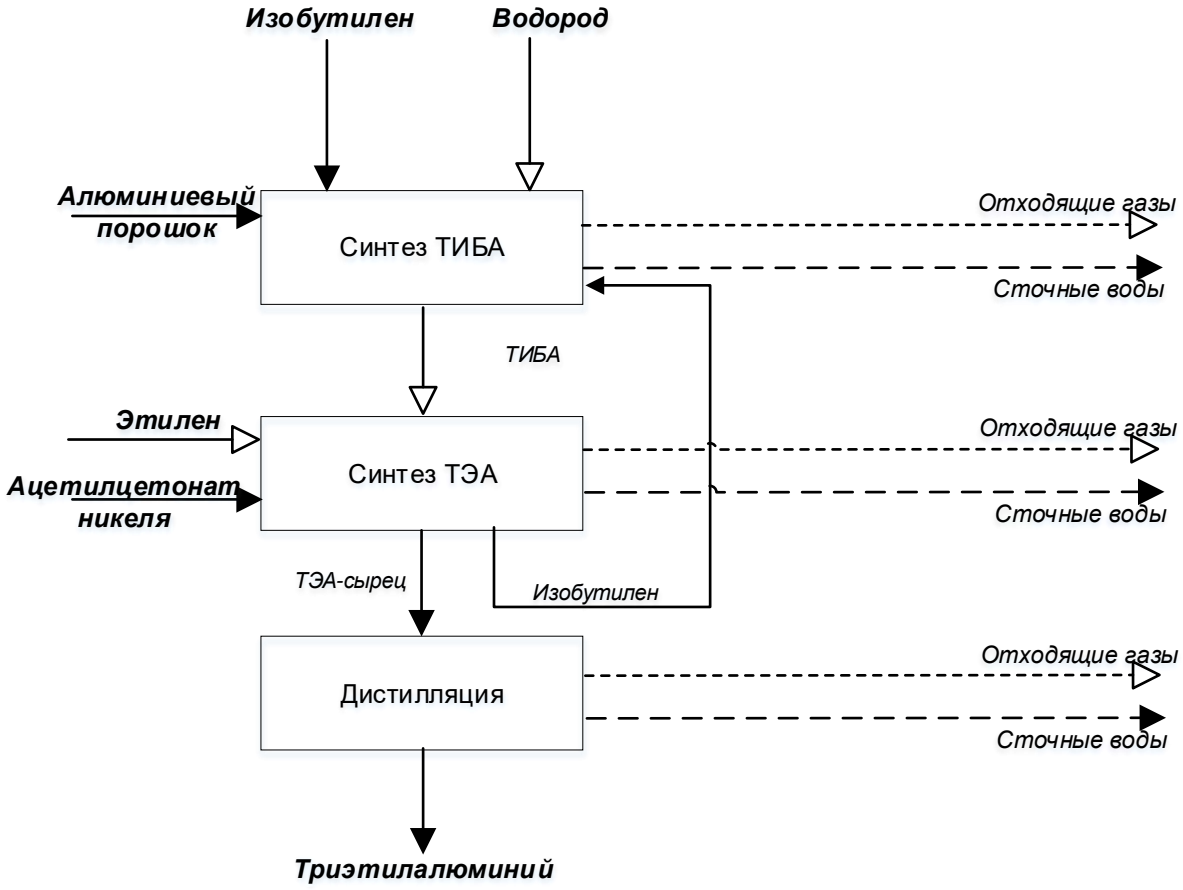


Рисунок 22.2 – Схема получения триэтилалюминия из изобутилена

Первой стадией получения триэтилюлюминия из изобутилена является синтез триизобутилюлюминия (ТИБА). Процесс получения триизобутилюлюминия начинается с приготовления суспензии алюминия в триизобутилалюминии, которая поступает в реактор, куда последовательно подают водород и изобутилен. Следующим этапом технологического процесса являются синтез триэтилалюминия и отделение изобутилена от этилена, который начинается с приготовления суспензии ацетилацетоната никеля в триизобутилалюминии. Синтез триэтилалюминия (ТЭА) осуществляется непрерывным методом в реакторах.

В реактор непрерывно подается этилен, одновременно с этиленом непрерывно подается суспензия ацетилацетоната никеля в ТИБА. Из реактора продукты реакции и избыток этилена непрерывно поступают в сепаратор, где происходит разделение жидкой и газовой фаз. Для удаления из триэтилалюминия растворенных газов проводится дегазация ТЭА.

Из реактора продукты реакции и избыток этилена непрерывно поступают в сепаратор, где происходит разделение жидкой и газовой фаз. Для удаления из триэтилалюминия растворенных газов проводится дегазация ТЭА. После прохождения

сепаратора и отделения от жидкой фазы газовая смесь направляется в колонну ректификации. Компримирование проводится в два этапа. После прохождения второй ступени компримирования этилен-изобутиленовая смесь подается на газоразделение в колонну ректификации, где происходит отделение изобутилена от этилена, этилен, в качестве возвратного, поступает в реактор.

Дистилляция ТЭА проводится в колонне тарельчатого типа под вакуумом. Процесс дистилляции носит периодический характер и, как правило, проводится в несколько этапов.

Описание технологического процесса производства триэтилалюминия из изобутилена приведено в таблице 22.3, перечень основного оборудования – в таблице 22.4.

Таблица 22.3 – Описание технологического процесса получения триэтилалюминия из изобутилена

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Водород Изобутилен Алюминий средней дисперсности с добавлением титана	Синтез ТИБА	Триизобутил-алюминий	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Триизобутилалюминий Этилен Никельацетилацетонат	Синтез ТЭА	Триэтил-алюминий–сырец	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	
Триэтилалюминий-сырец	Дистилляция	Триэтил-алюминий	Отходящие газы Сточные воды	Колонна дистилляции	

Таблица 22.4 – Перечень основного оборудования процесса получения триэтилалюминия из изобутилена

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез триизобутилалюминия	Вертикальный цилиндрический сосуд с масляной рубашкой: Расчетное давление – 21,6 МПа Расчетная температура – 250 °С
Реактор	Синтеза триэтилалюминия	Вертикальный цилиндрический сосуд с турбинной мешалкой и масляной рубашкой: Расчетное давление – 3,4 МПа Расчетная температура – 250 °С

Окончание таблицы 22.4

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна дистилляции	Дистилляция ТЭА	Колонна с 10 тарелками: Расчетное давление: вакуум – 1,6 МПа Расчетная температура – 250 °С

22.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилалюминия

22.2.1 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилалюминия из этилена

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства триэтилалюминия из этилена приведены в таблице 22.5.

Таблица 22.5 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триэтилалюминия из этилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	кг/т	–	1020
Алюминиевый порошок	кг/т	–	292
Водород технический	$м^3$/т	–	900
Электроэнергия	кВт·ч/т	10925	12017,5
Теплоэнергия	Гкал/т	27	29,7
Топливный газ	кг.у.т./т	1,137	1,25
Вода охлаждающая	$м^3$/т	2440	2684

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве триэтилалюминия из этилена, приведена в таблицах 22.6–22.8.

Таблица 22.6 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве триэтилалюминия из этилена

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	1,32	–
Азота оксид		–	0,22	–
Углерода оксид		–	1,32	–
Динил (смесь 25 процентов дифенила и 75 процентов дифенилоксида)		–	0,063	–
Изобутилен (Изобутен)		–	9,21	–
Олефины С15–С18		–	3,89	–
Алюминия оксид (в пересчете на алюминий)		–	0,123	–

Таблица 22.7 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве триэтилалюминия из этилена

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	6,5	9,0	–
ХПК		0,16	0,48	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 22.8 – Отходы, образующиеся при производстве триэтилалюминия из этилена

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы синтеза триэтилалюминия, содержащие алюминийалкилы	II	Реактор синтеза	Термическое обезвреживание	–	12855	–
Воды промывки оборудования производства триизобутила–люминия, загрязненные гидроксидом алюминия	IV	Оборудование производства	Размещение на полигоне	–	112	–

22.2.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства триэтилалюминия из изобутилена приведены в таблице 22.9.

Таблица 22.9 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Изобутилен	кг/т	980	1064
Алюминий средней дисперсности с добавлением титана (АСД-Т)	кг/т	252	270
Водород	$м^3$/т	1140	1140
Этилен	кг/т	–	1100
Никельацетилацетонат (NiAA)	кг/т	6,5	6,8
Пар	Гкал/т	–	5,2
Оборотная вода	$м^3$/т	3782	6052
Электроэнергия	кВт·ч/т	5874	7300
Азот	$м^3$/т	1104	3385
Воздух	$м^3$/т	250	1068

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве триэтилалюминия из изобутилена, приведена в таблицах 22.10–22.12.

Таблица 22.10 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)	–	–	0,54	–
Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		–	0,04	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	105	–
Этилен		–	14	–
Метилбензол (толуол)		–	0,01	–
Изобутилен (изобутен)		–	30	–

Таблица 22.11 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Алюминий	Технологические сточные отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	–	15,3	–
Нефтепродукты (нефть)		–	3,5	–

Таблица 22.12 – Отходы, образующиеся при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы (осадок) механической очистки нейтрализованных стоков производств органического синтеза	4	Оборудование производства	Термическое обезвреживание	–	266	–
Отходы минеральных масел трансформаторных, не содержащих галогены	3	Оборудование производства	Термическое обезвреживание			
Отходы прочих минеральных масел (вазелиновое масло)	3	Оборудование производства	Термическое обезвреживание			
Отходы минеральных масел индустриальных (диатермическое масло)	3	Оборудование производства	Термическое обезвреживание	–	33	–

Раздел 23 Производство триизобутилалюминия

23.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве триизобутилалюминия

23.1.1 Получение триизобутилалюминия (высококонцентрированного)

Триизобутилалюминий (ТИБА) получают прямым синтезом из активного алюминия, изобутилена и водорода в реакторе смешения при температуре до 173 °С, давлении до 55 кгс/см^2.

Процесс получения триизобутилалюминия состоит из следующих основных стадий:

- загрузка алюминиевого порошка, нагрев и набор давления водородом;
- синтез – совместная подача изобутилена и водорода;
- перегонка.

Схема получения триизобутилалюминия приведена на рисунке 23.1.

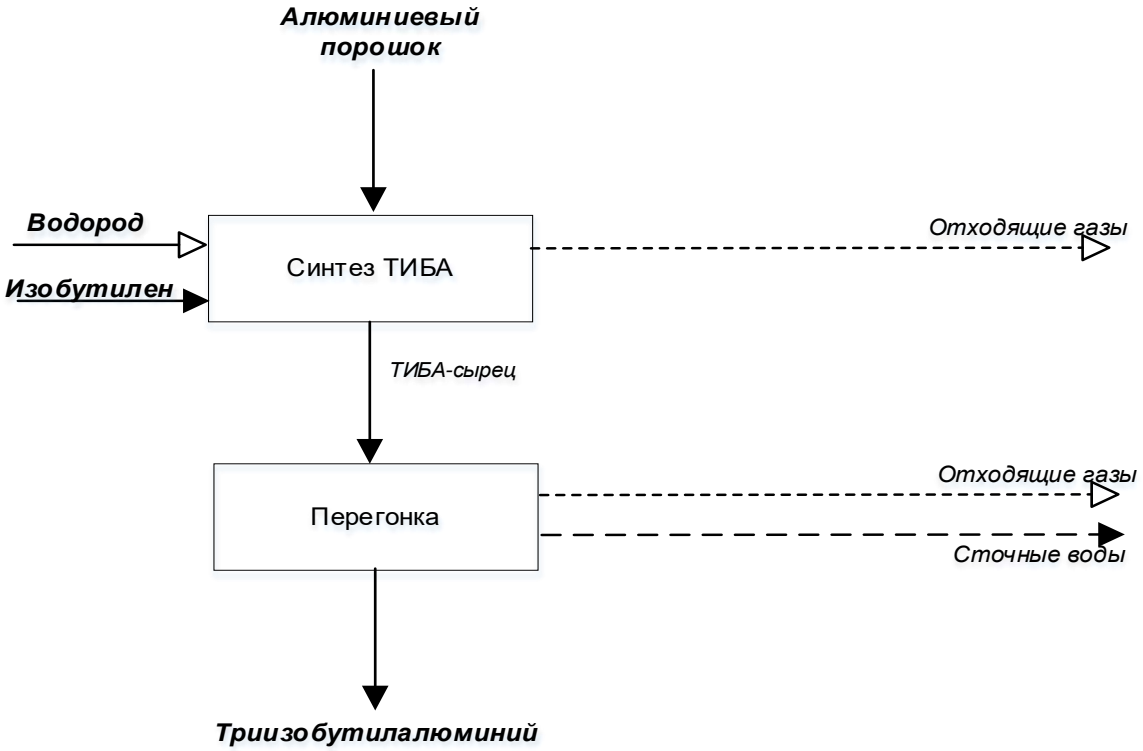


Рисунок 23.1 – Схема получения триизобутилалюминия (высококонцентрированного)

Алюминиевый порошок в чистом виде загружается непосредственно в реактор. Далее приступают к разогреву реактора. При достижении определенной температуры нагрева начинается подача водорода от компрессоров, которые служат источником

давления процесса. В это время в реакционной массе происходит образование ДИБАГ. При достижении определенного давления в реакторе начинается совместная подача в реактор изобутилена и водорода. В реакторе происходит постоянное перемешивание реакционной массы мешалкой. Температура на этой стадии синтеза поддерживается подачей холодного или горячего теплоносителя во внутренний змеевик реактора. Совместная подача изобутилена и водорода прекращается при достижении уровня 85% в реакторе. Далее производится выдержка реакционной массы в реакторе в течение 4 часов, т. к. изобутилен характеризуется низкой скоростью вступления в реакцию, по окончании выдержки реакционную массу охлаждают для снижения температуры стравливаемых газов на факел. Пары ТИБА из реактора конденсируются в теплообменнике и поступают в сепаратор, где сконденсированный ТИБА отделяется от газовой фазы и самотеком сливается в емкость. Перегонка ведется до остаточного уровня не менее 12% в реакторе. Готовый продукт отправляется на узел хранения ТИБА. Один раз в три партии производится вывод загрязненной смеси алюмоорганических соединений из реактора по короткому отпуску в емкость, предназначенную для сбора жидких продуктов, содержащих алюминийалкилы, из всех аппаратов узла получения ТИБА. Далее загрязненная смесь разбавляется олефинами и отводится на узел нейтрализации и обезвреживания отходов производства линейных альфа-олефинов и алюмоорганических соединений.

Описание технологического процесса производства высококонцентрированного триизобутилалюминия приведено в таблице 23.1, перечень основного оборудования – в таблице 23.2.

Таблица 23.1 – Описание технологического процесса получения высококонцентрированного триизобутилалюминия

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Водород Изобутилен Алюминиевый порошок	Синтез ТИБА	Трибутилалюминий–сырец	Отходящие газы	Реактор	
Трибутилалюминий-сырец	Перегонка	Трибутилалюминий	Отходящие газы Сточные воды	Реактор	

Таблица 23.2 – Перечень основного оборудования процесса получения высококонцентрированного триизобутилалюминия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза и дистилляции	Получение ТИБА	Высота общая – 5070 мм Диаметр – 2300 мм Расчетное давление – 7,974 МПа Расчетная температура – 260 °С
Компрессор	Подача этилена в реактор	Высота общая – 3380 мм Диаметр – 2320 мм Давление на нагнетании – 3,6/32/157 кгс/см^2 Температура – 40/40 °С

23.1.2 Совместное получение триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия

Схема совместного получения триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия приведена на рисунке 23.2.

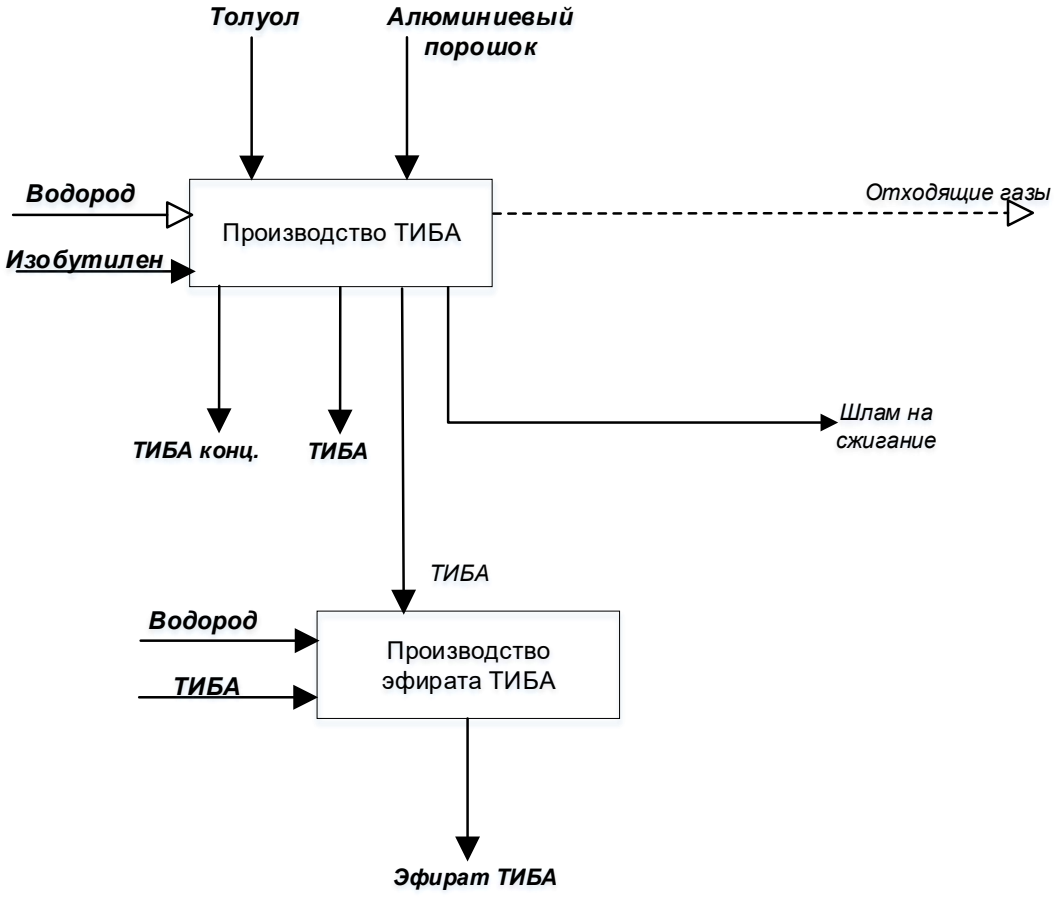


Рисунок 23.2 – Схема совместного получения триизобутилалюминия эфирата триизобутилалюминия

Триизобутилалюминий (ТИБА) получают прямым синтезом активного алюминия, изобутилена и водорода в каскаде реакторов при температуре до 160 °С и давлении до 50 кгс/см^2 по реакции:

$$Al+3/2H2 + 3iC4H8 \rightarrow Al(iC4H9)3+43ккал/моль$$

Алюминиевый порошок на синтез подается в виде суспензии, состоящей из алюминия, ТИБА и толуола. Водород для синтеза ТИБА поступает от компрессоров, которые служат источником давления процесса синтеза.

Количество подаваемого сжиженного изобутилена зависит от количества активного алюминия в процессе.

В каскаде реакторов производится постоянное перемешивание реакционной массы.

Реакционная масса (ТИБА-сырец) из последнего реактора поступает через холодильник в аппараты, где происходит дегазация, из реакционной массы выделяются побочные продукты синтеза ТИБА – изобутан и непрореагировавшие в процессе изобутилен и водород. Газовая фаза через холодильник и сепаратор выводится на ФСД.

Дегазированный ТИБА-сырец в горизонтальных центрифугах проходит очистку от непрореагировавшего алюминия (шлама). Шлам производства ТИБА подвергается термическому обезвреживанию (сжиганию в печи). Очищенный ТИБА подается на производства потребителю, а также направляется на приготовление раствора эфирата ТИБА.

Раствор эфирата ТИБА представляет собой толуольный раствор комплексного соединения дифенилоксида (ДФО) и ТИБА. Расплавленный ДФО самотеком сливается в аппарат, где готовится раствор в толуоле с концентрацией до 50% массовых. Раствор ДФО передавливается в аппараты с мешалками для приготовления раствора эфирата ТИБА.

Со смежного производства поступает дополнительный объем ТИБА, который разбавляется толуолом до концентрации 35÷60% масс. и используется на приготовление раствора ТИБА, эфирата ТИБА.

Описание технологического процесса совместного производства триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия приведено в таблице 23.3, перечень основного оборудования – в таблице 23.4.

Таблица 23.3 – Описание технологического процесса совместного получения триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Алюминиевый порошок Толуол Изобутилен Водород	Производство ТИБА	Триизобутил-алюминий Триизобутил-алюминий конц.	Отходящие газы	Реактор Аппараты с мешалками	
ТИБА ТИБА конц. Дифенилоксид	Производство эфирата ТИБА	Эфират ТИБА	Отходящие газы	Реактор Аппараты с мешалками	

Таблица 23.4 – Перечень основного оборудования процесса совместного получения триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез ТИБА	Объем: аппарат/рубашка –2,0/0,2м^3 Расчетное давление: аппарат/рубашка – 64/6,0 кгс/см^2 Расчетная температура: аппарат/рубашка – 150/150 °С
Аппарат с мешалкой и погружным насосом	Подача триизобутилалюминия на центрифугирование	Объем: 2,0 м^3 Расчетное давление: 6,0 кгс/см^2 Расчетная температура: 40 °С
Аппарат с мешалкой и погружным насосом	Прием ТИБА, приготовление раствора эфирата ТИБА	Объем – 12,0 м^3 Расчетное давление – 6,0 кгс/см^2. Расчетная температура – 40 °С
Аппарат с мешалкой и погружным насосом	Сбоник концентрированного эфирата ТИБА в толуоле	Объем – 16,0 м^3 Расчетное давление – 6,0 кгс/см^2 Расчетная температура – 40 °С

23.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триизобутилалюминия

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства высококонцентрированного триизобутилалюминия и совместного производства триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия приведены в таблице 23.5.

Таблица 23.5 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве высококонцентрированного триизобутилалюминия и совместном производстве триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Производство ТИБА высококонцентрированного			
Изобутилен	кг/т	1700	1700
Порошок алюминиевый	кг/т	160	160
Водород	м^3/т	778	778
Электроэнергия	кВт·ч/т	6632	7295
Теплоэнергия	Гкал/т	22	24
Вода оборотная	м^3/т	1400	1540
Топливный газ	кгут/т	1598	1758
Холод	Гкал/т	0,37	0,407
Производство ТИБА			
Изобутилен	кг/т	1344	1478,4

Окончание таблицы 23.5

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Порошок алюминиевый	кг/т	154,5	169,95
Толуол	кг/т	800	880
Водород	нм^3/т	900	990
Электроэнергия	кВт·ч/т	1005	1106
Теплоэнергия	Гкал/т	2,074	2,281
Вода оборотная	м^3/т	210	231
Производство эфирата ТИБА			
Изобутилен	кг/т	1199	1318,9
Водород	нм^3/т	850	935
Порошок алюминиевый АСД–Т	кг/т	135,5	149,05
ДФО	кг/т	128	140,8
ТИБА	кг/т	880	968
Электроэнергия	кВт·ч/т	1004,94	1105,43
Теплоэнергия	Гкал/т	2,074	2,281
Вода оборотная	м^3/т	210	231

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве высококонцентрированного триизобутилалюминия, приведена в таблицах 23.6–23.8.

Таблица 23.6 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве высококонцентрированного триизобутилалюминия

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	0,99	–
Азота оксид		–	0,16	–
Углерода оксид		–	0,99	–
Алюминия оксид		0,092	0,21	–
Изобутилен (изобутен)		6,92	39,6	–
Олефины С15–С18		2,91	4,18	–

Таблица 23.7 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве высококонцентрированного триизобутилалюминия

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH	Технологические сточные воды отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	6,5	8,5	–
ХПК		0,012	0,036	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 23.8 – Отходы, образующиеся при производстве высококонцентрированного триизобутилалюминия

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы синтеза триэтилалюми–ния, содержащие алюминийалкилы	II	Синтез ТИБА	Термическое обезвреживание	–	45	–
Воды промывки оборудования, загрязненные гидроксидом алюминия	IV	Синтез ТИБА	Размещение на полигоне	–	2	–

Характеристика выбросов, отходов, образующихся при совместном производстве триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия, приведена в таблицах 23.9-23.10.

Таблица 23.9 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при совместном производстве триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–		13,01	–
Азота оксид		–	6,27	–
Углерода оксид		–	5,05	–
Метилбензол (толуол)		–	12,11	–
Изобутилен (изобутен)		–	4,89	–
Динил (смесь 25 процентов дифенила и 75 процентов дифенилоксида)		–	2,72	–

Таблица 23.10 – Отходы, образующиеся при совместном производстве триизобутилалюминия и эфирата триизобутилалюминия

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Смесь отходов толуола и отходов замасленная	III	Синтез ТИБА	Терми-ческое обезврежи-вание	–	250	–
Отходы зачистки технологического оборудования химических и нефтехимических производств, содержащие пирофорные вещества	III	Синтез ТИБА	Размещение на полигоне	–	20	–
Остатки от сжигания отходов производства алюминийорганических соединений, содержащие преимущественно оксид алюминия и углерод	III	Термическое обезврежи-вание	Размещение на полигоне	–	50	–

Раздел 24 Производство очищенного пропана

24.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве очищенного пропана

Процесс получения очищенного пропана состоит из следующих стадий: гидрирование и конденсация образовавшегося гидрогенизата.

Схема получения очищенного пропана приведена на рисунке 24.1.

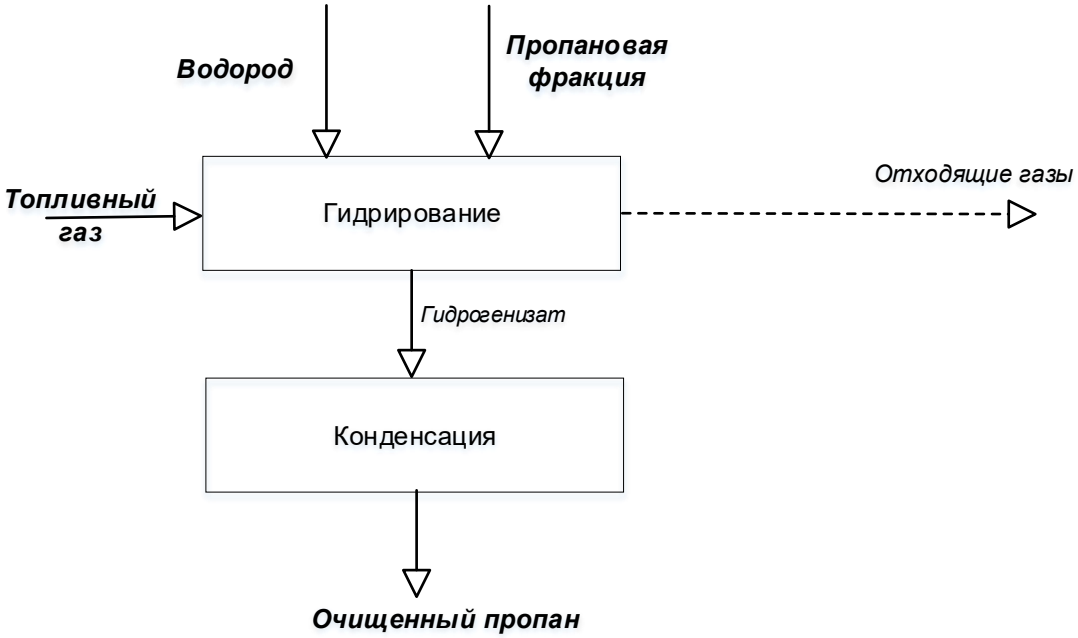


Рисунок 24.1 – Схема получения очищенного пропана

Фракция пропановая смешивается с водородсодержащим газом, нагревается в печи до температуры реакции и подается в реактор на гидрирование.

В реакторе, заполненном алюмоплатиновым катализатором, происходит процесс гидрирования метанола и гидрирования серы, содержащихся в пропановой фракции, с превращением в метан и сероводород.

После реактора контактный газ проходит ступенчатое охлаждение и конденсацию, часть водородсодержащего газа отдувается в топливную сеть. Сконденсировавшиеся углеводороды – очищенный пропан – накапливаются в продуктовой емкости. Водород, израсходованный в реакции гидрирования и уносимый с газами отдувок, восполняется техническим водородом из сети.

Описание технологического процесса производства очищенного пропана приведено в таблице 24.1, перечень основного оборудования – в таблице 24.2.

Таблица 24.1 – Описание технологического процесса получения очищенного пропана

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Пропановая фракция Водород Топливный газ	Гидрирование	Гидрогенизат	Отходящие газы	Реактор Печь	
Гидрогенизат	Конденсация	Очищенный пропан		Конденсатор	

Таблица 24.2 – Перечень основного оборудования процесса получения очищенного пропана

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Реакция гидрирования	Объем – 40 м^3 Объем насадки – 15,9 м^3 Объем фарфоровых шариков – 7,5 м^3
Печь технологическая	Нагрев газосырьевой смеси	Длина печи – 9115 мм Высота – 5030 мм Ширина – 2600 мм Поверхность радиантной части змеевика – 120 м^2 Поверхность конвекционной части змеевика – 84 м^2
Конденсатор	Конденсация реакционных газов	Внутренний диаметр – 1200 мм Поверхность теплообмена – 435 м^2 Длинна – 6662 мм Трубки – 25х2,5х5990 мм Число трубок – 954 шт Температура разрешенная в межтрубном / трубном пространстве – 110 / 40 °С

24.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве очищенного пропана

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов производства очищенного пропана приведены в таблице 24.3.

Таблица 24.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве очищенного пропана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропановая фракция	кг/т	1231	1850
Водород технический	кг/т	38,7	60
Вода оборотная	$м^3$/т	131,5	144,65
Электроэнергия	кВт·ч/т	180	198
Топливный газ	кг.у.т./т	92,3	101,53

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве очищенного пропана, приведена в таблицах 24.4–24.6.

Таблица 24.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве очищенного пропана

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	1,4	1,85	–
Азота оксид		0,23	0,30	–
Метан		0,20	0,27	–
Серы диоксид		0,011	0,015	–
Углерода оксид		0,68	0,90	–
Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,67	0,88	–

Таблица 24.5 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве очищенного пропана

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
pH*	Технологические сточные отводятся на очистку на биологические очистные сооружения	6,5	8,5	–
ХПК		–	0,04	–
* единица измерения – ед. pH				

Таблица 24.6 – Отходы, образующиеся при производстве очищенного пропана

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор алюмоплатиновый отработанный	III	Реактор гидрирования	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,76	–
Насадки кислотоупорные керамические	V	Осушители	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	0,19	–
Цеолит отработанный при сушке газов	V	Осушители	Передача сторонней организации, имеющей лицензию	–	2,26	–

Раздел 25 Производство терефталоилхлорида–Т чешуированного

Терефталоилхлорид–т чешуированный (дихлорангидрид терефталевой кислоты, химическая формула $C_6H_4(COCl)_2$) выпускается в виде белых чешуек или со слегка сероватым, желтоватым оттенком.

Терефталоилхлорид-Т чешуированный применяют для получения термостойких полимеров и полиамидных волокон. Производят хлорированием п-ксилола в присутствии инициатора – порофора (перкадокса).

25.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного

Промышленный способ получения терефталоилхлорида–Т чешуированного – хлорирование п-ксилола в присутствии инициатора – порофора (перкадокса). Процесс состоит из следующих стадий:

- хлорирование п-ксилола;
- синтез ТФХ-сырца;
- перегонка ТФХ-сырца.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 25.1.

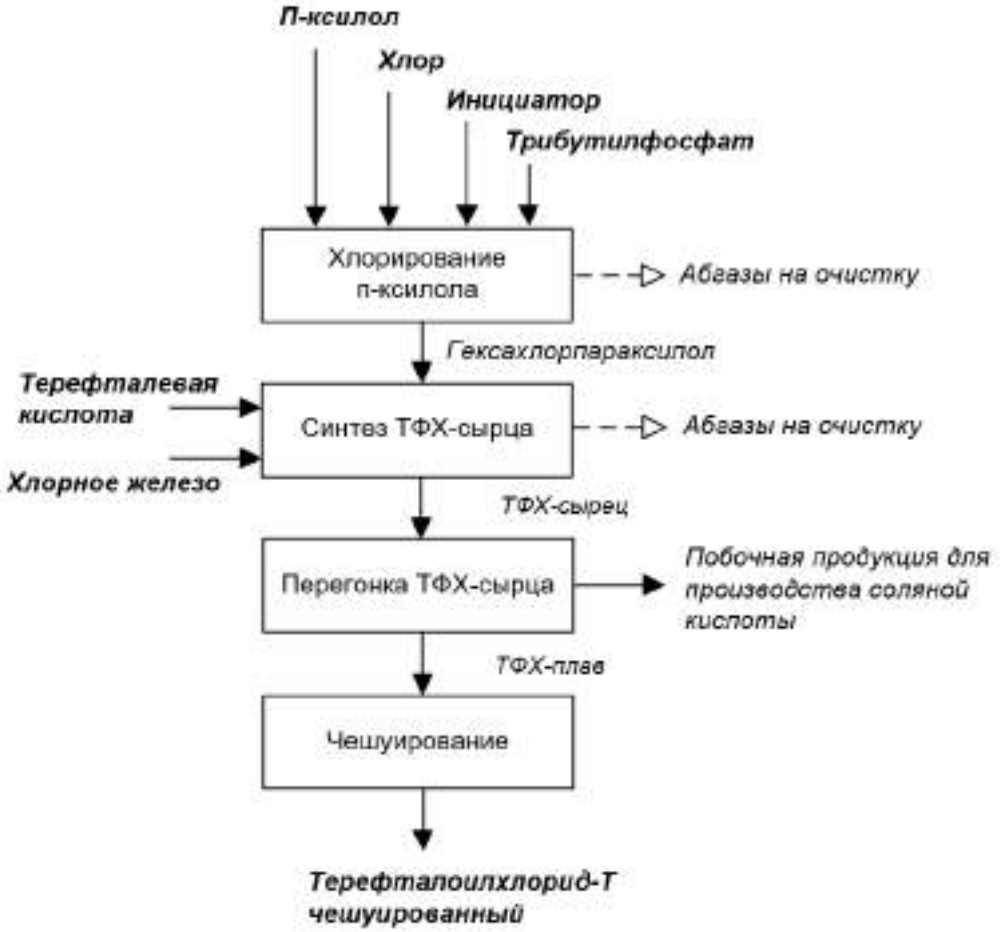


Рисунок 25.1 – Принципиальная схема производства терефталоилхлорида–Т чешуированного

Хлорирование п-ксилола проводят при температуре 40–115 °С в каскаде из трех емкостных аппаратов в присутствии инициатора – порофора (перкадокса), обеспечивающего избирательное хлорирование в метильные группы. Массовая доля порофора (перкадокса) составляет не менее 1% от массы реакционного п-ксилола. 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. Массовая доля трибутилфосфата составляет не менее 0,02% от массы реакционного п-ксилола. Полученный при хлорировании п-ксилола гксахлорпараксилол передавливают в реактор для синтеза ТФХ-сырца, который осуществляют в эмалированном аппарате с рубашкой теплообмена и мешалкой при температуре 110–130 °С, атмосферном давлении и в присутствии катализатора – хлорного железа. Молярное соотношение ГХПК: ТФК = 1 : (0,53–0,54). Массовая доля катализатора $FeCl_3$ составляет 0,20–0,35% от суммарной массы ГХПК и ТФК. Механизм реакции – ионообменный, реакция проходит через ряд промежуточных соединений: трихлорметилбензоилхлорид, п-трихлорметилбензойная кислота, монохлоргидрид терефталевой кислоты. Избыток ТФК снижает выход целевого продукта, однако, в отличие от промежуточных продуктов реакции, она легко отделяется при перегонке. Перегонку ТФХ-сырца осуществляют в колонне, имеющей насадку из колец Рашига и рубашку теплообмена для обогрева паром давлением не более 0,3 МПа, и проводят под вакуумом во избежание разложения терефталоилхлорида под действием высоких температур. Полученный продукт – расплав ТФХ-Т – из сборника поступает в кристаллизатор, представляющий собой аппарат, снабженный полым вращающимся и охлаждаемым изнутри оборотной водой барабаном и обогреваемой циркуляционной горячей водой ванной, в которую подается расплав ТФХ-Т. Фасовку готового продукта ведут в потоке азота в полиэтиленовые бочки. Описание технологического процесса приведено в таблице 25.1, перечень основного оборудования – в таблице 25.2.

Таблица 25.1 – Описание технологического процесса производства терефталоилхлорида–Т чешуированного

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
П-ксилол Хлор Инициатор (порофор в хлороформе) Трибутилфосфат	Хлорирование п-ксилола	Гексахлорпара-ксилол на стадию синтеза Тетрахлор-параксилол Пентахлор-параксилол		Хлоратор	Абсорбционная колонна
Гексахлорпараксилол со стадии хлорирования Терефталевая кислота Хлорное железо	Синтез ТФХ-сырца	ТФХ-сырец на стадию перегонки Трихлорметил-бензоил-хлорид П-трихлорметил-бензойная кислота Монохлор-гидрид терефталевой кислоты	Хлор Хлористый водород Трихлорметан (хлороформ)	Реактор с мешалкой	Абсорбционная колонна
ТФХ-сырец со стадии синтеза	Перегонка ТФХ-сырца	ТФХ-плав на стадию чешуирования Побочная продукция для производства соляной кислоты		Колонна перегонки	
ТФХ-плав со стадии перегонки	Чешуирование	Терефталоил-хлорид–Т чешуированный		Барабанный кристаллизатор	Гидрозатвор

Таблица 25.2 – Перечень основного технологического оборудования производства терефталоилхлорида–Т чешуированного

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Хлорирование п-ксилола	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой теплообмена и эллиптическим днищем типа: Вместимость – 1,6 м^3 Диаметр– 1200 мм Высота – 2290 мм Площадь поверхности теплообмена рубашки – 5,3 м^2
Реактор	Синтез ТФХсырца	Вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищами, крышкой, рубашкой теплообмена и перемешивающим устройством: Вместимость – 2,5 м^3 Диаметр – 1400 мм Высота – 3330 мм
Колонна	Перегонка ТФХ-сырца	Вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическим днищем и рубашкой теплообмена: Диаметр – 400 мм Высота – 3630 мм Высота насадки – 2700 мм
Барабаннй кристаллизатор	Чешуирование терефталоилхлорида	Производительность – 250 л/ч Высота – 570 мм Ширина – 846 мм Длина – 1492 мм Мощность электродвигателя – 7,5 кВт Частота вращения барабана – от 3 до 15 об/мин

25.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве терефталоилхлорида–Т чешуированного

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 25.3

Таблица 25.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
П-ксилол нефтяной	кг/т	–	370
Хлор жидкий	кг/т	–	1300
Кислота терефталевая	кг/т	–	490
Хлороформ технический	кг/т	–	45
Порофор ЧХЗ-57	кг/т	–	4
Железо хлорное техническое	кг/т	–	2,80
Трибутилфосфат	кг/т	–	0,1
Азот 8 атм	тыс.м^3/т	–	1,0
Вода оборотная	тыс.м^3/т	–	0,446
Электроэнергия	МВт·ч/т	–	1,8
Пар	Гкал/т	–	18

Выбросы в атмосферу при производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного приведены в таблице 25.4.

Таблица 25.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хлор	Абсорбционная очистка	–	6,098	–
Хлористый водород		–	3,166	–
Трихлорметан (хлороформ)		–	17,7	–

Сточные воды перед сбросом направляются в цех нейтрализации и очистки промышленных сточных вод – биологические очистные сооружения. Показатели сбросов загрязняющих веществ приведены в таблице 25.5.

Таблица 25.5 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Железо	Сточные воды перед сбросом направляются на биологические очистные сооружения	–	0,23	–
Сульфат-анион (сульфаты)		–	27	–
Хлороформ (трихлорметан)		–	2,23	–
Хлорид-анион (хлориды)		–	352,5	–

При производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного отходы не образуются.

Раздел 26 Производство ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Ингибитор коррозии Викор ИСК-Д предназначен для защиты оборудования от коррозии при травлении черных металлов и изделий из них, при химической очистке котлов и аппаратов от отложений различного состава, для защиты оборудования от коррозии в растворах соляной и фтороводородной кислот и их смесей, при солянокислотной обработке скважинного оборудования, для ингибирования кислотных составов. Выпускается в виде жидкости от светло-коричневого до темно-коричневого цвета. Ингибитор коррозии Викор ИСК-Д производят путем синтеза раствора солянокислых солей высокомолекулярных соединений аминопарафинов и уротропина в соляной кислоте.

26.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Водный раствор уротропина готовят в реакторе. Заливают расчетное количество обессоленной воды, при работающей мешалке загружают расчетное количество уротропина. Перемешивание уротропина производят в течение 1–2 ч до полного растворения. Отбирают пробу на массовую долю аминов в пределах 15–25%. Синтез ингибитора коррозии Викор ИСК-Д проводят в эмалированном реакторе, снабженном мешалкой и рубашкой теплообмена. При работающей мешалке заливают расчетное количество неонола, хлорпарафинов и уротропина, после чего постепенно поднимают температуру реакционной массы до температуры 135–150 °С подачей пара в рубашку реактора. Перемешивание продолжают в течение 9–11 ч. Образующиеся в ходе реакции пары из реактора направляют в трубное пространство холодильника, в межтрубное пространство холодильника подают оборотную воду. Сконденсировавшиеся пары из холодильника возвращают в реактор. По окончании синтеза в реактор кратковременно подают оборотную воду для понижения температуры реакционной массы до температуры 110–145 °С. Затем в реактор подают расчетное количество водного раствора уротропина. За счет дозировки водного раствора уротропина реакционная масса охлаждается до температуры в пределах 50–80 °С и при включенной мешалке и достигнутой температуре выдерживается в течение 30 мин. После выдержки реакционную массу охлаждают до температуры 30–50 °С подачей оборотной воды в рубашку реактора, в реактор подают расчетное количество соляной кислоты. После окончания дозирования реакционную массу выдерживают при температуре в пределах 30–50 °С и включенной мешалке не менее 1 ч. Далее реакционную массу охлаждают до температуры 25–35 °С. Ингибитор коррозии сливают в реактор, куда добавляют расчетное количество ингибитора «Напор-КБ» для улучшения защитного действия. Затем смесь перемешивают в течение 0,5–1,0 ч и готовый продукт разливают в тару. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 26.1. Описание технологического процесса приведено в таблице 26.1, перечень основного оборудования – в таблице 26.2.

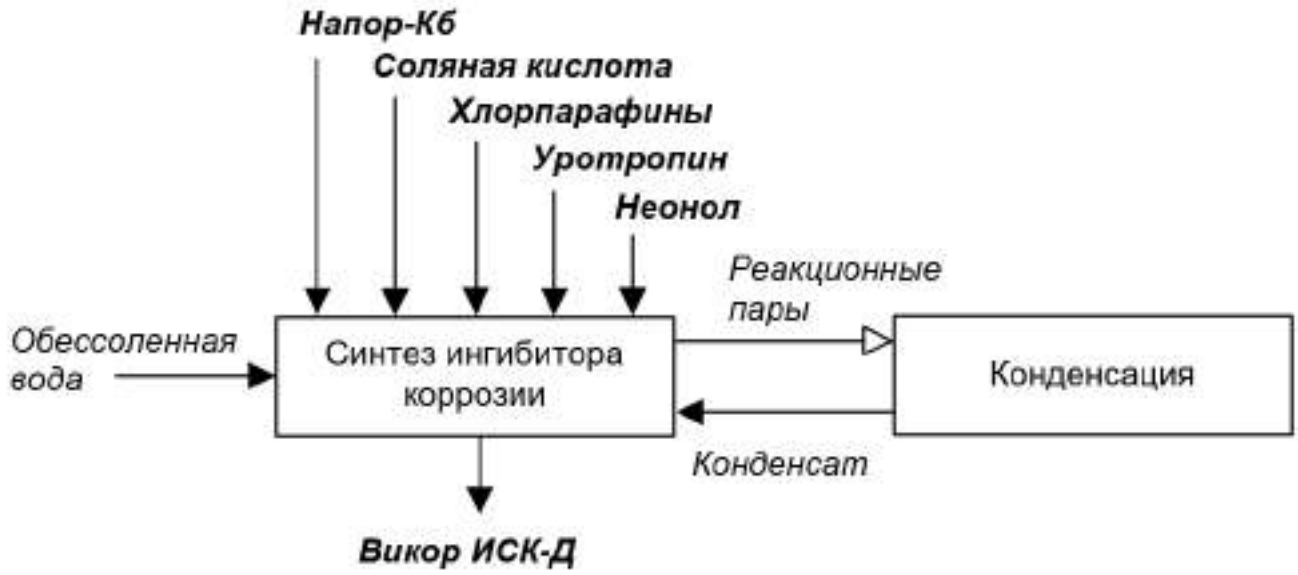


Рисунок 26.1 – Принципиальная схема производства ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Таблица 26.1 – Описание технологического процесса производства ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Неонол Уротропин Хлорпарафины Соляная кислота Обессоленная вода Напор-Кб	Синтез ингибитора коррозии	Викор ИСК-Д Реакционные пары на стадию конденсации		Реактор	
Реакционные пары со стадии синтеза	Конденсация	Конденсат на стадию синтеза		Холодильник	

Таблица 26.2 – Перечень основного технологического оборудования производства ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез ингибитора коррозии	Вертикальный эмалированный цилиндрический аппарат с мешалкой и рубашкой телообмена: Объем – 1,6 м^3
Холодильник	Конденсация паров	Поверхность теплообмена – 11 м^2

26.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 26.3.

Таблица 26.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Вода обессоленная	м^3/т	0,3	0,5
Уротропин технический	т/т	0,24	0,241
Неонол АФ 9-10	т/т	0,06	0,0604
Кислота соляная	т/т	0,26	0,3
Парафины хлорированные жидкие ХП-470	т/т	0,068	0,072
Напор-КБ	т/т	0,015	0,02
Вода оборотная	м^3/т	20	30
Пар	Гкал/т	0,9	1
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,013	0,015
Теплоноситель пар	м^3/т	1,25	1,35

При производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д выбросы в атмосферу, сбросы сточных вод и отходы отсутствуют.

Раздел 27 Производство Каустамина-15

Синтетический полиэлектролит «Каустамин-15» (полимер на основе эпихлоргидрина и диметиламина) выпускается в виде бесцветной или желтого цвета однородной по консистенции жидкости. Используют в качестве коагулянта. Производят синтезом из эпихлоргидрина и диметиламина в водной среде.

27.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве Каустамина-15

В реактор подают расчетное количество диметиламина насосом из емкости и самотеком обессоленную вода. После окончания загрузки включают перемешивающее устройство реактора и в рубашку реактора подают холод с целью охлаждения раствора до температуры в пределах 5–10 °С. При достижении данной температуры подают расчетное количество эпихлоргидрина с такой скоростью, чтобы температура в реакторе поддерживалась в пределах 40–50 °С. Дыхание реактора осуществляется через теплообменник, охлаждаемый оборотной водой. После окончания процесса дозировки эпихлоргидрина прекращают подачу холода в рубашку реактора, останавливают мешалку реактора и отбирают пробу реакционной массы. Затем включают мешалку и подают пар. Реакционную массу нагревают до температуры 80–85 °С, выдерживают при интенсивном перемешивании до достижения остаточного содержания диметиламина и эпихлоргидрина в реакционной массе не более 0,1% масс. Охлаждают реакционную массу до температуры 40–50 °С, выключают мешалку и отбирают пробы на анализ. Если остаточное содержание диметиламина и эпихлоргидрина превышает 0,1%, то подают редуцированный азот в куб реактора для отдувки остаточного содержания примесей. При достижении положительных результатов по остаточному содержания диметиламина и эпихлоргидрина полученный полиэлектролит разбавляют расчетным количеством обессоленной воды из мерника до массовой доли активного вещества не менее 50%. Разбавление полиэлектролита производят при температуре в 65–75 °С при постоянном перемешивании. Готовый продукт «Каустамин-15» сливают в тару потребителя. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 27.1.

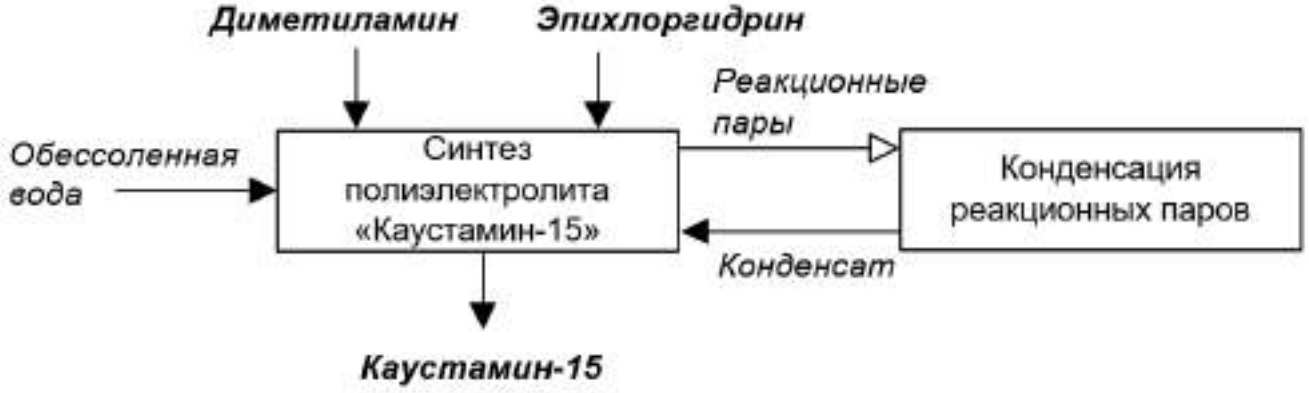


Рисунок 27.1 – Принципиальная схема производства Каустамина-15

Описание технологического процесса приведено в таблице 27.1, перечень основного оборудования – в таблице 27.2.

Таблица 27.1 – Описание технологического процесса производства Каустамина-15

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудо-вание
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Диметиламин Эпихлоргидрин Вода обессоленная	Синтез полиэлектролита «Каустамин-15»	Каустамин-15 Реакционные пары		Реактор	
Реакционные пары	Конденсация реакционных паров	Конденсат на стадию синтеза		Реактор, теплообменник	

Таблица 27.2 – Перечень основного технологического оборудования производства Каустамина-15

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез полиэлектролита	Вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой и рубашкой телообмена
Теплообменник	Конденсация паров воды, диметиламина,эпихлоргидрина, полиэлектролита	Объем – 2,7 м^3 Диаметр – 1400 мм Высота – 2040 мм

27.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве Каустамина-15

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 27.3

Таблица 27.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве Каустамина-15

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диметиламин технический	т/т	0,362	0,37
Эпихлоргидрин	т/т	0,671	0,68
Вода обессоленная	м^3/т	1,0	1,2
Вода оборотная	м^3/т	137,5	179
Пар	Гкал/т	1,02	1,03

Окончание таблицы 27.3

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,01	0,0123
Азот газообразный	тыс. $м^3$/т	0,09	0,016
Холод-28	Гкал/т	0,027	0,029
Теплоноситель пар	$м^3$/т	1,43	1,45

При производстве Каустамина-15 выбросы в атмосферу, сбросы сточных вод и отходы отсутствуют.

Раздел 28 Производство катионного водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Полиэлектролит ВПК-402 (высокомолекулярный сильноосновной катионный полимер линейно-циклической структуры) выпускается в виде бесцветной до желтого цвета однородной по консистенции жидкости без посторонних включений. Применяют в качестве флокулянта и коагулянта. Производят путем полимеризации мономера диметилдиаллиламмонийхлорида, который, в свою очередь, синтезируют из аллихлорида и диметиламина нагреванием в щелочной среде.

28.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве катионного водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Промышленный способ получения полиэлектролита марки ВПК-402 – синтез мономера диметилдиаллиламмонийхлорида с последующей полимеризацией.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 28.1.

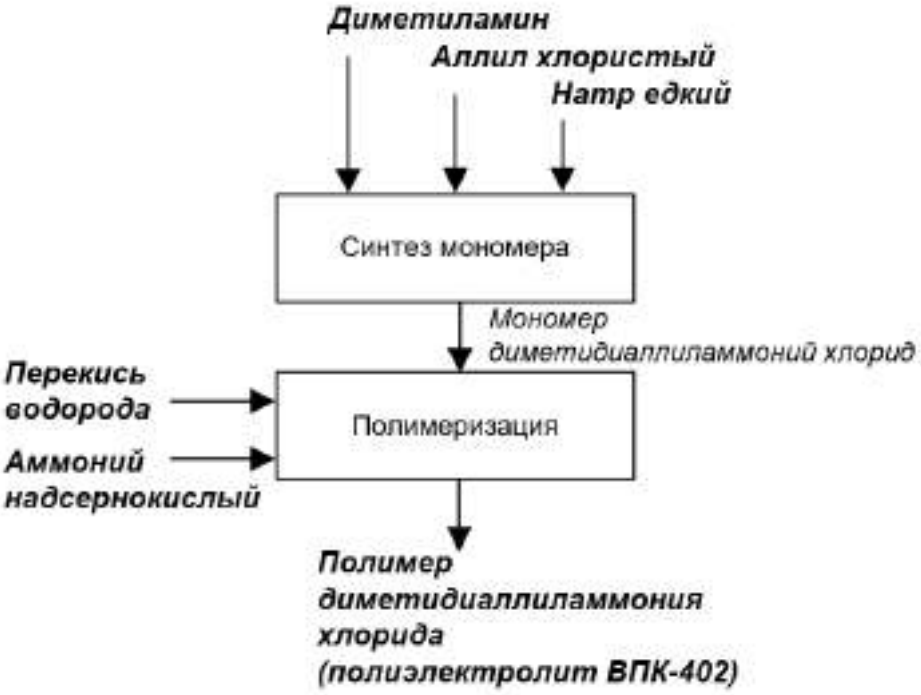


Рисунок 28.1 – Принципиальная схема производства водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Перед пуском циркуляционный контур узла синтеза мономера полностью заполняют обессоленной водой. Затем одновременно подают хлористый аллил, водный раствор диметиламина, водный раствор едкого натра.

Синтез мономера протекает при температуре реакционной смеси в пределах 40–110 ºС и давлении в пределах 0,08–0,12 МПа. Пары реакционной смеси конденсируются в теплообменнике, а затем поступают в один из реакторов. Реакционная смесь после теплообменника заполняет один из реакторов, после чего закрывается запорная арматура на подаче мономера из теплообменника.

При достижении расчетных показателей производят отгонку непрореагировавшей органической фазы. После отгона органики водный раствор мономера анализируется на массовую долю мономера, хлористого натрия, гидроксида натрия, аминохлоргидратов, диметиламина и pH раствора и насосом перекачивается для полимеризации в реактор.

Полимеризацию мономера проводят в реакторах, представляющих собой вертикальные цилиндрические аппараты, снабженные мешалкой и рубашкой, в которую подведены пар и оборотная вода.

В реактор подают серную кислоту для создания буфера раствора. При достижении pH значения в пределах 3–6 и при температуре в пределах 60–110 ºС в реактор загружают инициатор полимеризации персульфат аммония. Во время полимеризации pH раствора мономера поддерживают в пределах 4–6. Температура полимеризации – в пределах 60–110 ºС. Полимеризация считается законченной, если при очередной загрузке порции инициатора температура в реакторе не повышается и массовая доля остаточного мономера составляет не более 5,0%. Раствор полимера до разбавления анализируют на определение массовой доли основного вещества, хлористого натрия, кинематической вязкости, внешний вид и pH раствора.

Дополимеризация водного раствора полимера проводят в реакторах, представляющих собой вертикальные цилиндрические аппараты, снабженные мешалкой и рубашкой. По окончании дополимеризации отбирают пробу на соответствие всех показателей требованиям ТУ.

Готовый продукт полиэлектролит марки ВПК-402 из реактора насосом откачивают в емкость, в ж/д цистерну, в полиэтиленовые бочки или в тару потребителя.

Описание технологического процесса приведено в таблице 28.1, перечень основного оборудования – в таблице 28.2.

Таблица 28.1 – Описание технологического процесса производства водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Диметиламин Аллил хлористый Натр едкий	Синтез мономера	Мономер диметидиал-лиламмоний хлорид		Реактор	
Мономер диметидиаллиламмоний хлорид Перекись водорода Аммоний надсернокислый	Полимеризация	Полимер диметидиал-лиламмония хлорида (полиэлектролит ВПК-402)		Реактор	Абсорбционная колонна

Таблица 28.2 – Перечень основного технологического оборудования производства водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез мономера, полимеризация мономера	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой и лопастной мешалкой: Вместимость – 6,3 м^3 Диаметр – 1800 мм Высота – 5280 мм
Реактор	Полимеризация мономера	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой и мешалкой: Вместимость – 16 м^3 Диаметр – 2600 мм Высота – 3935 мм

28.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 28.3.

Таблица 28.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Аллил хлористый	кг/т	–	1040
Диметиламин	кг/т	–	300
Натр едкий	кг/т	–	271
Перекись водорода	кг/т	–	6,8
Аммоний надсернокислый	кг/т	–	13,4
Азот 8 атм	тыс. $м^3$/т	–	0,51
Воздух КИП	тыс. $м^3$/т	–	0,71
Вода оборотная	тыс. $м^3$/т	–	0,078
Холод минус 28	Гкал/т	–	0,13
Электроэнергия	МВт·ч/т	–	1,1
Пар	Гкал/т	–	3,8

Выбросы в атмосферу при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402 приведены в таблице 28.4.

Таблица 28.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Диметиламин	Абсорбционная очистка	–	3,85	–
Аллил хлористый		–	1,41	–

Сточные воды перед сбросом направляются в цех нейтрализации и очистки промышленных сточных вод – биологические очистные сооружения.

Сточные воды с указанной максимальной концентрацией перед сбросом направляются в цех нейтрализации и очистки промышленных сточных вод. Показатели сбросов загрязняющих веществ приведены в таблице 28.5.

Таблица 28.5 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ, мг/л		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хлорид-анион (хлориды)	В цех нейтрализации и очистки промышленных сточных вод	–	374	–

При производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402 отходы не образуются.

Раздел 29 Производство Оксилина-6

Хлорсодержащая эпоксидная смола Оксилин-6 выпускается в виде вязкой прозрачной жидкости от желтого до темно-оранжевого цвета. Предназначена для получения эпоксидных компаундов, применяемых в электротехнической и радиоэлектронной отраслях промышленности. Применяется в энергетической промышленности как компонент наполненных наливных эпоксидных композиций. Оксилин-6 производят путем синтеза хлорсодержащего полиэфира с последующим дегидрохлорированием.

29.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве Оксилина-6

Промышленный способ получения Оксилина-6 – синтез хлорсодержащего полиэфира из эпихлоргидрина и глицерина в присутствии катализатора с последующим дегидрохлорированием. Процесс включает следующие стадии:

- синтез хлорсодержащего полиэфира;
- дегидрохлорирование полиэфира;
- отгонка воды;
- отгонка толуола.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 29.1.



Рисунок 29.1 – Принципиальная схема производства Оксилина-6

В реактор загружают расчетное количество глицерина и толуола. После окончания загрузки включают мешалку и загружают катализатор. Для предотвращения образования взрывоопасной концентрации паров эпихлоргидрина и толуола дозирование эпихлоргидрина в реактор ведут при постоянной подаче азота. Пары воды и толуола выходят из верхней части реактора и поступают в теплообменник, охлаждаемый оборотной водой. Сконденсировавшиеся вода и толуол возвращаются обратно в реактор.

В рубашку реактора подают пар, реакционная масса нагревается до температуры 60–70 °С. После этого загружают расчетное количество эпихлоргидрина. Дозирование эпихлоргидрина ведут с таким расходом, чтобы температура реакционной массы поддерживалась в пределах 60–105 °С. В начале дозировки эпихлоргидрина прекращают подачу пара в рубашку реактора и подают оборотную воду. Охлаждение реакционной массы ведут до конца дозирования эпихлоргидрина. Синтез ведут 15–20 ч до полного срабатывания эпихлоргидрина, что определяется анализом на массовую долю эпоксидных групп. После срабатывания эпихлоргидрина в реактор принимают расчетное количество обессоленной воды и закрывают подачу оборотной воды в рубашку реактора. В рубашку реактора подают пар, реакционную массу нагревают до температуры 80–95 °С и дозируют расчетное количество раствора едкого натра в течение 2–4 часов. Дегидрохлорирование полиэфира проводят при температуре в пределах 80–95 °С до содержания массовой доли эпоксидных групп 5–10%. После окончания дегидрохлорирования полиэфира подачу пара прекращают, подают оборотную воду и снижают температуру реакционного раствора до 40–70 °С. Мешалку реактора останавливают, выдерживают реакционную массу в течение 2–3 часов, при этом происходит расслоение реакционнооого раствора. После расслаивания нижний слой (водно-солевой) сливают в емкость, где разбавляют водой до нормы по концентрации хлоридов и сливают в общезаводские стоки. Из верхнего слоя реакциионной массы, состоящего из смолы «Оксилин-6» и толуола, отгоняется вода путем подачи в рубашку реактора пара и нагрева реакционной массы до температуры 90–120 °С. Пары воды и толуола выходят из верхней части реактора и поступают в теплообменник, охлаждаемый водой. Сконденсировавшиеся вода и толуол сливаются во флорентийский сосуд, где происходит разделение толуола и воды. Толуол из верхней части флорентейского сосуда возвращается в реактор, а нижний слой – воду – по мере накопления сливают в общезаводские стоки. При достижении массовой доли влаги 0,3% масс. прекращают подачу пара в рубашку реактора и открывают подачу воды для охлаждения реакционной массы до температуры 30–35 °С. Далее раствор подают в фильтр, где происходит фильтрация толуольного раствора смолы от хлорида натрия. Фильтрат, состоящий из смолы Оксилин-6 и толуола, сливают в емкость, а осадок, оставшийся на фильтре, состоящий из хлорида натрия, разбавляют водой до нормы по массовой концентрации хлоридов не более 3000 мг/дм3 и сливают в общезаводские стоки. Из полученного толуольного раствора смолы Оксилин-6 отгоняют растворитель – толуол. Отгонку толуола ведут в пленочном испарителе, снабженном мешалкой и рубашкой теплообмена под вакуумом. Для отгона толуола раствор смолы нагревают паром до температуры 75 ºС, который подают в рубашку испарителя. В процессе отгонки толуола температуру в реакторе контролируют в пределах 75–115 °С.

Образовавшиеся пары толуола с верхней части испарителя поступают в теплообменник, охлаждаемый водой, конденсируются, конденсат сливают в емкость. После отгонки толуола смола Оксилин-6 накапливается в нижней части испарителя и выгружается в емкость. Готовый продукт закачивают в полиэтиленовые канистры.

Описание технологического процесса приведено в таблице 29.1, перечень основного оборудования – в таблице 29.2.

Таблица 29.1 – Описание технологического процесса производства Оксилина-6

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Глицерин Эпихлоргидрин Толуол Катализатор	Синтез хлорсодержащего полиэфира	Полиэфир		Реактор	
Полиэфир Обессоленная вода Раствор едкого натра	Дегидрохлорирование полиэфира	Смола эпоксидная, толуол, вода		Реактор	
Смола эпоксидная, толуол, вода	Отгонка воды	Толуольный раствор смолы Оксилин-6		Реактор	
Толуольный раствор смолы Оксилин-6	Отгонка толуола	Оксилин-6 Толуол		Пленочный испаритель	

Таблица 29.2 – Перечень основного технологического оборудования производства Оксилина-6

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез оксилина-6	Вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой и рубашкой теплообмена: Диаметр – 1800 мм Высота – 2250 мм
Теплообменник	Конденсация водяных паров и толуола	Тип – кожухотрубчатый, площадь поверхности теплообмена – 17 м^2
Пленочный испаритель	Отгонка толуола	Вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой и рубашкой теплообмена: Диаметр –280 мм Высота – 2800 мм Вместимость – 0,3 м^3

29.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве Оксилина-6

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 29.3.

Таблица 29.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве Оксилина-6

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Эпихлоргидрин	т/т	1,05	1,10
Вода обессоленная	м^3/т	2,0	3,5
Глицерин дистиллированный	кг/т	60	70
Толуол нефтяной	т/т	0,14	0,22
Бор трифторид	т/т	0,0039	0,0046
Натр едкий марки РД	т/т	0,133	0,170
Вода оборотная	м3/т	60	70
Пар	Гкал /т	1,1	1,3
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,45	0,9
Азот газообразный	тыс.м^3/т	0,012	0,014
Теплоноситель пар	м^3/т	1,4	1,5

При производстве Оксилина-6 выбросы в атмосферу и отходы отсутствуют. Технологические сточные воды направляют в цех нейтрализации и очистки промышленных вод (собственные биологические очистные сооружения).

Раздел 30 Производство смазки Олеол-М

Комплексную смазку для ПВХ-композиций Олеол-М производят путём взаимодействие олеиновой кислоты с глицерином в присутствии щелочи.

30.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве смазки Олеол-М

Промышленный способ получения смазки Олеол-М – синтез из олеиновой кислоты и глицерина в присутствии щелочи. Синтез комплексной смазки проводят в реакторе, снабженным мешалкой и рубашкой теплообмена. В реактор при постоянном перемешивании подают расчетное количество олеиновой кислоты и едкого натра. Температуру реакционной массы контролируют в пределах 120–130 °С подачей пара в рубашку реактора. Отгон воды из реакционной массы продолжают до прозрачности реакционной массы, после чего загружают расчетное количество глицерина. Температуру в реакторе поднимают до 145–150 °С подачей дополнительного количество пара в рубашку и открывают подачу азоту в нижнюю часть реактора. Пары реакции из реактора направляют в теплообменник, охлаждаемый оборотной водой, где происходит их конденсация. Жидкую фазу, состоящую из сконденсировавшихся паров воды, периодически сливают в сборник, а азот сбрасывают в атмосферу. Воду из сборника сливают в общезаводские стоки. Через 4 ч после дозировки глицерина отбирают пробу. При достижении соответствующего кислотного числа реакционной массы в пределах 5–30 мг КОН/г синтез считается завершенным.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 30.1.

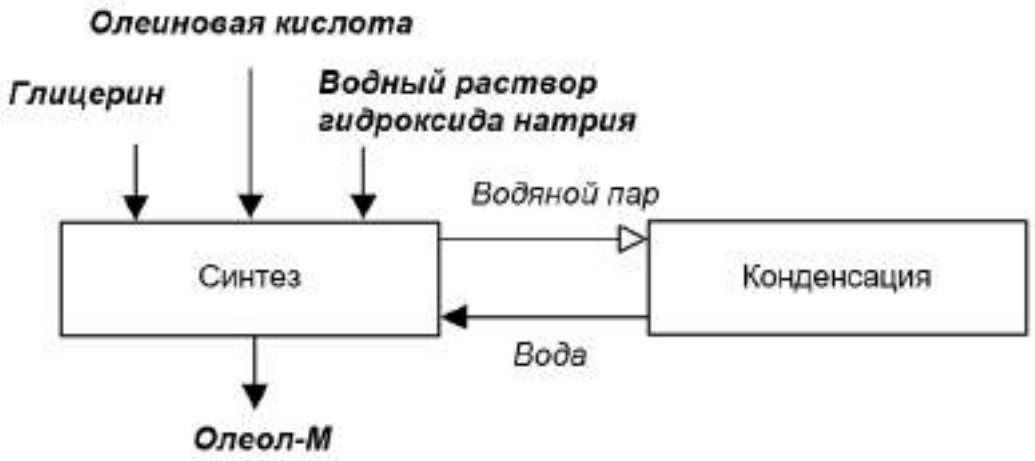


Рисунок 30.1 – Принципиальная схема производства смазки Олеол–М

Описание технологического процесса приведено в таблице 30.1, перечень основного оборудования – в таблице 30.2.

Таблица 30.1 – Описание технологического процесса производства смазки Олеол-М

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Олеиновая кислота Глицерин Водный раствор гидроксида натрия	Синтез	Олеол-М Водяной пар на стадию конденсации		Реактор	
Водяной пар	Конденсация реакционных паров	Вода		Реактор, теплообменник	

Таблица 30.2 – Перечень основного технологического оборудования производства смазки Олеол-М

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез комплексной смазки Олеол-М	Вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой и рубашкой: Диаметр – 1400 мм Высота – 2400 мм Вместимость – 2,3 м^3
Теплообменник	Конденсация реакционных паров	Вертикальный аппарат, площадь поверхности теплообмена – 9,2 м^2

30.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве смазки Олеол-М

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 30.3.

Таблица 30.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве смазки Олеол-М

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Глицерин дистиллированный	кг/т	–	250
Кислота олеиновая Б	т/т	0,08	0,74
Теплоноситель пар	м^3/т	1	1,1
Пар	Гкал /т	0,8	1,3
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,022	0,13
Азот газообразный	тыс.м^3/т	0,02	0,04

При производстве смазки Олеол-М выбросы в атмосферу и отходы отсутствуют. Технологические сточные воды направляют в цех нейтрализации и очистки промышленных вод (собственные биологические очистные сооружения).

Раздел 31 Производство сульфированной продукции: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата, алкилбензолсульфоната натрия (сульфонола)

В данном разделе описано производство следующих анионоактивных поверхностно-активных веществ (ПАВ) и промежуточных продуктов, используемых для их получения:

Продукт	Химическая формула
Алкилбензолсульфокислота (АБСК)	$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$
Сульфоэтоксилаты жирных спиртов (лауретсульфат натрия)	$RO(C_2H_4)_nOSO_3Na$ (R=C10–C16, n=2-3)
Алкилсульфат (сульфаты жирных кислот, лаурилсульфат натрия)	$R–CH_2–O–SO_3Na$ (R=C11–C17)
Сульфонол (алкилбензолсульфонат натрия)	$R–C_6H_4SO_3Na$ (R=C10–C14)

Алкилбензолсульфокислоту используют для получения алкилбензолсульфонатов, компонентов моющих средств, поверхностно-активных веществ для флотации руд. Сульфаты и сульфоэтоксилаты жирных спиртов используют в производстве косметики и моющих средств. Сульфонол применяют для производства порошкообразных синтетических моющих средств, для увеличения нефтеотдачи пластов в нефтедобывающей отрасли, в процессах органического синтеза, в качестве ингибитора сероводородной и кислотной коррозии и в других сферах в качестве ПАВ.

В основу производства сульфосодержащих продуктов (алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата) положена технология сульфирования органических продуктов (линейных алкилбензолов, этоксилатов жирных спиртов, высших жирных спиртов) триоксидом серы, получаемым окислением элементарной серы. Сульфонол производят путем нейтрализации алкилбензолсульфокислоты водным раствором каустической соды.

31.1 Описание технологических процессов

31.1.1 Производство сульфонола

Промышленный способ получения сульфонола – нейтрализация алкилбензолсульфокислоты (АБСК) водным раствором щелочи.

Основная реакция:

$$RC_6H_4SO_3H + NaOH \rightarrow RC_6H_4SO_3Na + H_2O.$$

Процесс нейтрализации осуществляется с выделением тепла. Для съема избыточного тепла нейтрализатор АБСК оборудован встроенными теплообменниками, охлаждаемыми водой.

В техническом продукте наряду с АБСК может содержаться 2% серной кислоты. Побочная реакция:

$$H_2SO_4+2NaOH \rightarrow Na_2SO_4+2H_2O.$$

Образующийся сульфат натрия является одним из компонентов сырья в рецептурах синтетических моющих средств, поэтому он не выделяется из состава ПАВ и не является отходом производства.

Все потоки в расчетном количестве синхронно подают насосом-дозатором в реактор-нейтрализатор. Реактор-нейтрализатор представляет собой вертикальный четырехсекционный аппарат с 5 камерами стекания. Каждая секция включает в себя камеру смешения, теплообменник и перемешивающее устройство. Для съема тепла внутри секции вмонтирован вертикальный кожухотрубный одноходовой теплообменник Процесс нейтрализации проводится при температуре 60–80 °С и атмосферном давлении.

Готовый продукт – алкилбензолсульфонат натрия (сульфонол) в виде пасты с концентрацией ПАВ не менее 25% – непрерывно выводится после 4–й секции нейтрализатора и самотеком по наклонному трубопроводу поступает в емкость для приема готового продукта, оборудованную мешалкой, рубашкой для обогрева, уровнемером и сигнализацией уровня. Температура пастообразного ПАВ в емкости поддерживается в пределах 60–70 °С автоматически. Готовый продукт после анализа на содержание ПАВ, pH насосами откачивают на участок приготовления композиции синтетических моющих.

В технологической схеме предусмотрены линии перелива с промежуточных напорных емкостей щелочи, АБСК, воды в соответствующие буферные емкости при заполнении их не более 80–90%.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 31.1.

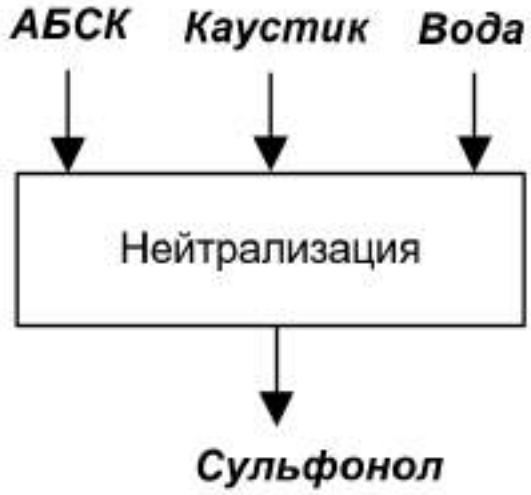


Рисунок 31.1 – Принципиальная схема производства сульфонола

Описание технологического процесса приведено в таблице 31.1, перечень основного оборудования – в таблице 31.2.

Таблица 31.1 – Описание технологического процесса производства сульфонола

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
АБСК Каустик Вода	Нейтрализация	Сульфонол		Реактор-нейтрализатор	

Таблица 31.2 – Перечень основного технологического оборудования производства сульфонола

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор-нейтрализатор	Производство сульфонола	Расход 1000 кг/ч

31.1.2 Производство алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Основные стадии процесса сульфирования:

- осушка воздуха;
- плавление и сжигание серы, каталитическая конверсия SO_2 в SO_3;
- пленочное сульфирование;
- дозревание ЛАБСК.
- вакуумная нейтрализация продукта сульфирования ЭЖС (СЭЖС) и жирных спиртов (алкилсульфат);
- дозревание и деаэрация СЭЖС, Na-соль, 70% паста;
- очистка реакционных газов.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 31.2.

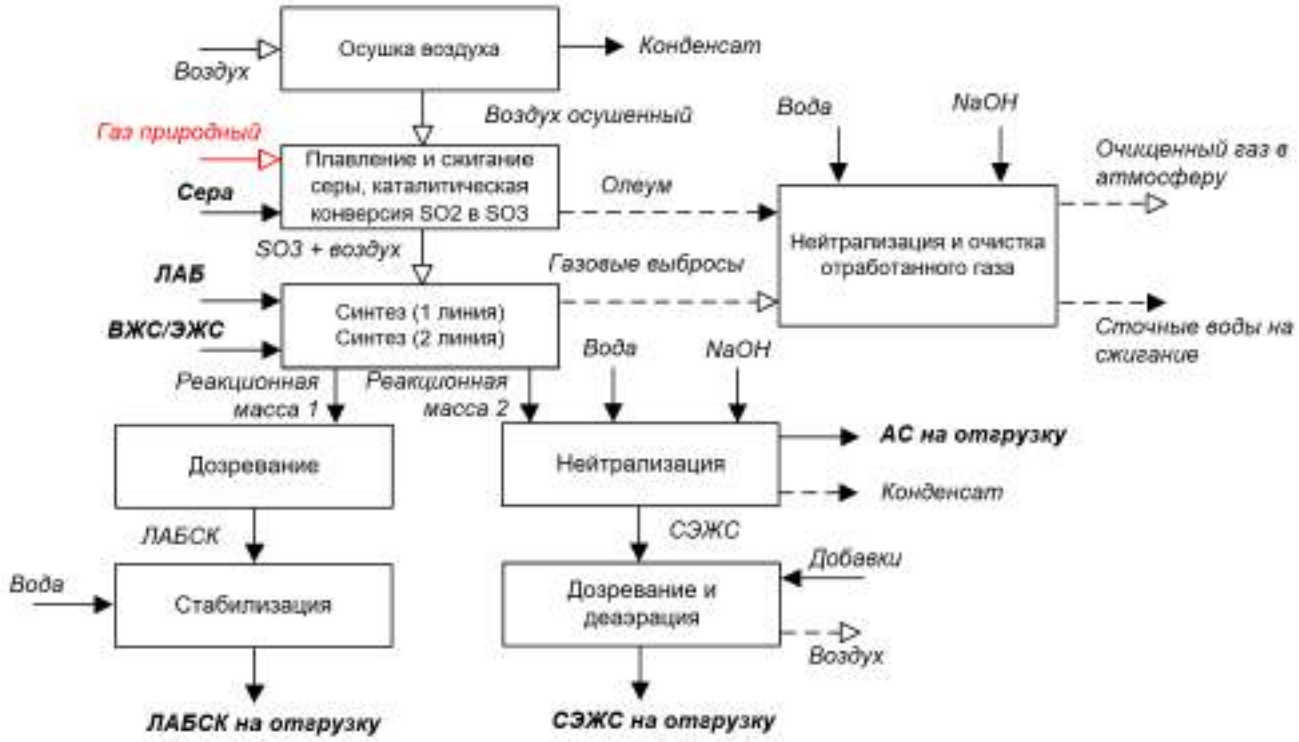


Рисунок 31.2 – Принципиальная схема производства алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Воздух, необходимый для сжигания серы и производства SO_2/SO_3, забирают воздуходувкой низкого давления из атмосферы. После сжатия воздуходувкой воздух охлаждают, при этом происходит конденсация части влаги из атмосферного воздуха. Образующийся конденсат отводят в производственную канализацию. Охлажденный технологический воздух поступает в колонну адсорбции, где осушается до точки росы.

Гранулированную серу растаривают в бункер, из которого при помощи транспортера загружают в плавитель. Все места перегрузки серы оборудованы местными отсосами, воздух от которых проходит очистку. Из плавителя расплавленную серу насосом подают в печь сжигания. Диоксид серы получают внутри печи сжигания путем сжигания расплавленной элементарной серы осушенным воздухом, поступающим из колонны абсорбции.

Смесь воздуха и SO_2, выходящая из печи сжигания, через теплообменник поступает в колонну конверсии, где происходит каталитическая конверсия диоксида серы в триоксид серы. Смесь воздуха и SO_3, выходящая из колонны конверсии, охлаждается воздухом последовательно в трех кожухотрубных теплообменниках и поступает в реактор сульфирования.

Сульфокислота, выходящая из реактора сульфирования, поступает в сепаратор, где от нее отделяется отработанный газ. СЭЖС или сульфокислоту из сепаратора насосом передают на установку нейтрализации. ЛАБСК из сепаратора передают на дозревание. Газ, выходящий из сепаратора, поступает в циклон, затем отправляется на очистку отработанного газа на фильтр и абсорбер.

После реактора сульфирования ЛАБСК насосом подаютя в реактор дозревания для завершения (дозревания) реакции сульфирования.

По окончании дозревания ЛАБСК стабилизируют водой в смесителе, после чего охлаждают и направляют в емкость для отгрузки потребителю. Нейтрализацию СЭЖС осуществляют раствором NaOH в вакуумном нейтрализаторе, в котором СЭЖС также разбавляется водой.

Из нейтрализатора пасту (СЭЖС, Na-соль) отправляют на установку доводки и деаэрации. Из нейтрализатора насосом алкилсульфат отправляется в емкости хранения готового продукта.

Для улучшения качества проводят доводку СЭЖС, Na-соли в смесителе, в который вводят необходимые добавки (нейтрализатор, отбеливатель и т. п.)

С целью гомогенизации продукта осуществляют операцию перемешивания в вертикальных аппаратах с мешалкой и наружным змеевиком объемом, работающих попеременно. После этого СЭЖС, Na-соль с целью удаления воздуха и получения однородного прозрачного продукта направляют на деаэрацию при помощи вакуума. Готовый продукт (СЭЖС, Na-соль) насосом отправляют на склад готового продукта в емкости хранения.

Поток отработанных газов с установки сульфирования перед выбросом в атмосферу проходит очистку на электростатическом электрофильтре и скруббере в целях удаления возможных органических примесей, остатков SO_3 и SO_2. Очищенный газ из скруббера отправляют в атмосферу. Сульфат-сульфитные сточные воды из скруббера направляют на сжигание.

Описание технологического процесса приведено в таблице 31.3, перечень основного оборудования – в таблице 31.4, перечень природоохранного оборудования – в таблице 31.5.

Таблица 31.3 – Описание технологического процесса производства алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Воздух	Осушка воздуха	Воздух осушенный	Кондесат	Воздуходувка	
Воздух осушенный Газ природный Сера	Плавление и сжигание серы, каталитическая конверсия SO_2 в SO_3	SO_3 + воздух	Олеум	Плавитель, печь сжигания, колонна конверсии	
ЛАБ, SO_3 + воздух	Синтез (1 линия)	Реакционная масса 1	Газовые выбросы на стадию очистки	Реактор сульфирования	Скруббер

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
			Сточные воды на сжигание		
Реакционная масса 1	Дозревание	ЛАБСК		Реактор дозревания	
ЛАБСК Вода	Стабилизация	ЛАБСК на отгрузку		Смеситель	
ВЖС или ЭЖС, SO_3 + воздух	Синтез (2 линия)	Реакционная масса 2	Газовые выбросы на стадию очистки Сточные воды на сжигание	Реактор сульфирования	Скруббер
Реакционная масса 2 NaOH Вода	Нейтрализация	АС на отгрузку СЭЖС стадию дозревания и деаэрации	Конденсат	Нейтрализатор	
СЭЖС + добавки	Дозревание и деаэрация	СЭЖС на отгрузку	Воздух	Смеситель Бак-мешалки Деаэратор	
Олеум со стадии каталитической конверсии Газовые выбросы со стадии синтеза NaOH Вода	Нейтрализация и очистка отработанного газа	Очищенный газ в атмосферу	Сточные воды на сжигание	Скруббер	Скруббер

Таблица 31.4 – Перечень основного технологического оборудования производства алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Пленочный реактор сульфирования	Сульфирование реакционной массы	Диаметр – 500–594 мм Высота — 7347–7671 мм
Реактор дозревания ЛАБСК	Дозревание лабск	Диаметр – 1376 мм Высота – 4430 мм
Циклон	Отделение жидкой фазы от отработанных газов	Диаметр – 500–600 мм Высота – 2464–2900 мм
Печь сжигания серы	Сжигание серы	Диаметр – 1700/1270 мм Высота – 6940 мм
Теплогенератор	Генерация горячего воздуха	Диаметр – 800 мм Высота – 5320 мм
Аппарат плавления серы	Плавление серы	Производительность – 376 кг/ч
Деаэратор с мешалкой	Деаэрация нейтрализованных продуктов сульфирования	Диаметр – 1000 мм Высота – 2210 мм Частота вращения – 1440 об/мин
Нейтрализатор вакуумный пленочный	Нейтрализация готового продукта	Диаметр – 850 мм Высота – 6280 мм
Колонна конверсии	Реакция окисления SO_2 в SO_3	Диаметр – 1800 мм Высота – 10800 мм
Колонна адсорбции для осушки технологического воздуха	Осушка технологического воздуха	Диаметр – 2500 мм Высота – 9004 мм

Таблица 31.5 – Перечень природоохранного оборудования производства алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер для очистки отработанного газа	Очистка отработанных газов	Диаметр – 1800 мм Высота – 7500 мм
Циклонный реактор	Сжигание сточных вод	Диаметр – 2500 мм Высота – 7000 мм
Скруббер Вентури	Очистка дымовых газов	Диаметр – 800 мм Высота – 5700 мм

31.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

31.2.1 Производство сульфонола

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 31.6

Таблица 31.6 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве сульфонола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,651	0,890
Вода оборотная	тыс.$м^3$/т	0,098	0,134
Пар	Гкал/т	5,06	6,92

На производстве алкилбензолсульфонатов натрия (сульфонола) газообразные, твердые, жидкие отходы и сточные воды, отводимые в окружающую среду, отсутствуют.

В процессе нейтрализации АБСК образуется готовый продукт – натриевые соли алкилбензолсульфокислот (сульфонол) с выделением реакционной воды. При его нейтрализации отсутствуют газовые выбросы, твердые и жидкие отходы. Все проливы сырья и готовой продукции, сточные воды от мытья полов и периодической промывки оборудования собираются в приямке отделения нейтрализации, затем вновь поступают в процесс вместе с водой для разбавления готового продукта в реакторе нейтрализаторе. Основной источник потерь сырья, принятый не более 1%, – это потери с возвратной тарой, то есть с цистернами. Этот источник потерь не загрязняет окружающую среду.

31.2.2 Производство алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 31.7.

Таблица 31.7 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Высшие жирные спирты	кг/т	–	200
Линейные алкилбензолы	кг/т	–	750
Этоксилаты жирных спиртов	кг/т	520	565
Сера	кг/т	–	102
Электроэнергия	кВт·ч/т	140	240
Пар	Гкал/т	0,14	0,69
Газ природный	куб м/т	–	180
Газ природный на установку термического обезвреживания сточных вод производства оксиалкилированных и сульфированных продуктов	куб. м/т*	–	16,7
*Расход на тонну оксиалкилированных и сульфированных продуктов.			

Выбросы в атмосферу при производстве сульфированной продукции приведены в таблице 31.8.

Таблица 31.8 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Серная кислота	Сорбционная (химическая) очистка	–	0,0056	–
Серы диоксид		–	0,081	–
Азота диоксид*	Мокрая очистка установки термического обезвреживания сточных вод	–	0,076	–
Азота оксид*		–	0,012	–
Карбонат натрия (динатрий карбонат)*		–	0,036	–
Углерода оксид*		–	0,193	–
диНатрий сульфат*		–	0,027	–
* Выбросы с установки термического обезвреживания сточных вод производств оксиалкилированнной и сульфированной продукции (на тонну оксиалкилированных и сульфированных продуктов).				

Технологические сточные воды производства сульфированной продукции сбрасывают в централизованную систему водоотведения и в составе общего потока сточных вод предприятия отводят на городские сооружения биологической очистки. Концентрированные органосодержащие сточные воды направляют на установку термического обезвреживания сточных вод предприятия.

При производстве сульфированной продукции образуется отход – отработанный силикагель (таблица 31.9).

Таблица 31.9 – Отходы, образующиеся при производстве алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Силикагель отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществами	V	Осушка воздуха в колонне адсорбции	Передача на размещение	–	0,04	–

Раздел 32 Производство оксиалкилированной продукции: синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Синтанолы (оксиэтилированные жирные спирты) применяют в бытовой химии и косметике в качестве неиононгенного ПАВ.

Полиэтиленгликоли (ПЭГ) применяют в производстве мягких лекарственных форм, косметики; в качестве эмульгаторов, диспергаторов, антистатиков в текстильной и кожевенной промышленности; в качестве пластификаторов в целлюлозно-бумажной промышленности; в качестве компонентов смазочно-охлаждающих жидкостей; в производстве полиуретанов; в качестве растворителей и добавок в лаках и красках; в производстве вискозы, керамики, резино-технических изделий.

Метоксиполиэтиленгликоли (МПЭГ) применяют в фармацевтической, косметической и парфюмерной отраслях, в лакокрасочной, металлообрабатывающей и других отраслях промышленности как связующее вещество, сольвент, разбавитель, смазывающее вещество, основа для кремов и мазей.

Оксиалкилированную продукцию получают оксиалкилированием нуклеофильных соединений (первичных жирных спиртов различных фракций, синтетических жирных кислот, карбоновые кислоты, аминов и т. д.), этиленгликоля, диэтиленгликоля и др. при

щелочном или кислотном катализе с последующей нейтрализацией полученного продукта уксусной кислотой или щёлочью в зависимости от исходного катализатора.

32.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Процесс получения оксиалкилированных продуктов включает в себя следующие последовательно протекающие стадии:

- образование каталитического комплекса, инициирование катализированной реакционной массы, окиалкилирование инициированной реакционной массы;
- нейтрализация готового продукта.

Основной побочной реакцией оксиалкилирования является реакция образования низкомолекулярных оксиалкилированных соединений воды (полиэтиленгликолей, полипропиленгликолей или полиэтиленоксидов) ввиду того, что исходное сырье и катализатор в определенных количествах содержит воду. В то же время, данная реакция может являться основной при производстве тех же полиэтиленгликолей (полиэтиленоксидов) или полипропиленгликолей, т. е. вода может использоваться в качестве стартового вещества.

Принципиальная схема производства синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей приведена на рисунке 32.1.

В качестве сырья при производстве синтанолов используют высшие жирные спирты (ВЖС) различных фракций и окись этилена. В качестве сырья при производстве полиэтиленгликолей (ПЭГов) используют моноэтиленгликоль или диэтиленгликоль и окись этилена. Для производства ПЭГов более высокой молекулярной массы допускается использование ПЭГов более низкой молекулярной массы. При выпуске метоксиполиэтиленгликолей (МПЭГ) используют метилкарбитол (МК) или метанол и окись этилена.



Рисунок 32.1 – Принципиальная схема производства синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

В качестве катализатора используют водный раствор гидроокиси калия с массовой долей основного вещества 46–49%. В процессе получения МПЭГов в качестве катализатора используют 30%-й раствор метилата натрия в метаноле.

Основная реакция является экзотермической и сопровождается выделением большого количества тепла.

В качестве нейтрализатора используют уксусную кислоту (УК).

Сырье, подлежащее оксиалкилированию, подают в реакторы (или предреактор). Во избежание образования взрывоопасных смесей паров принимаемого сырья с кислородом воздуха реактор оксиэтилирования в момент приема сырья находится под избыточным давлением азота («азотной подушкой»). При достижении заданной температуры преднагрева начинают загрузку катализатора. Загрузку катализатора осуществляют в сырье, находящееся на циркуляции, что обеспечивает равномерное распределение катализатора по всему объему загруженного сырья. Одновременно с циркуляцией и вводом катализатора осуществляют нагрев катализированной массы до температуры дегидратации. После этого процесс переходит в стадию дегидратации. При производстве продуктов МПЭГ дегидратация катализированного сырья не проводится. Процесс переходит на стадию подготовки. На стадии подготовки в реакторе создается избыточное давление азота («азотная подушка»). При достижении обезвоженным катализированным сырьем температуры подготовки процесс переходит на стадию предреакции. Далее в реактор подается необходимое количество ОЭ. Подача ОЭ осуществляется до подъема давления в реакторе. После этого процесс переходит в стадию индукции. Происходит инициирование катализированного сырья с ОЭ, сопровождающееся снижением давления внутри реактора. Реакция взаимодействия

обезвоженного катализированного сырья с ОЭ является экзотермической и сопровождается выделением большого количества тепла. После окончания стадии индукции процесс переходит на стадию реакции, далее – стадию выдержки. На стадии выдержки происходит поглощение остаточной ОЭ. По истечении заданного времени выдержки и снижении давления в реакторе до заданного давления выдержки технологический процесс переходит на стадию дегазации. На стадии дегазации осуществляют сброс оставшейся в реакторе и не вступившей в реакцию ОЭ через колонну улавливания сдувок с одновременной остановкой насоса для снижения уноса продукта реакции. После дегазации продукт передают в нейтрализатор. Далее продукт охлаждают и направляют на стацию выгрузки. При производстве синтанолов, низкомолекулярных ПЭГов, МПЭГов выгрузку готового продукта производят в товарно-сырьевой парк, в емкости, в танк-контейнеры. При производстве твердых синтанолов, высокомолекулярных ПЭГов оксиэтилированный продукт подают на установку кристаллизации.

Описание технологического процесса приведено в таблице 32.1, перечень основного оборудования – в таблице 32.2, перечень природоохранного оборудования – в таблице 32.3.

Таблица 32.1 – Описание технологического процесса производства синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Сырье (ВЖС, ДЭГ, МЭГ др.) Окись этилена Катализатор	Синтез	Реакционная масса	Сточные воды на сжигание Газовые выбросы	Реактор	Колонна улавливания сдувок
Реакционная масса Уксусная кислота	Нейтрализация	Готовый оксиалкилированный продукт Оксиалкилированный продукт на стадию кристал-лизации	Газовые Выбросы	Нейтрализатор	Колонна улавливания сдувок
Оксиалкилированный продукт	Кристаллизация	Готовый твердый продукт	Выбросы	Кристаллизатор	

Таблица 32.2 – Перечень основного технологического оборудования производства синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реакторы оксиэтилирования	Оксиэтилирование реакционной массы	Диаметр – 1200–1650 мм Длина – 3250–13669 мм
Нейтрализаторы	Нейтрализация готового продукта	Объем 10–40 м^3 Высота – 3945–8430 мм
Станок чешуирования	Чешуирование готовой продукции	Производительность – 500 кг/час
Кристаллизатор	Кристаллизация готовой продукции	Производительность – 950–2000 кг/час

Таблица 32.3 – Перечень природоохранного оборудования производства синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Циклонный реактор	Сжигание сточных вод	Диаметр – 2500 мм Высота – 7000 мм
Скруббер Вентури	Очистка дымовых газов, упаривание	Диаметр – 800 мм Высота – 5700 мм
Колонна улавливания отработанных газов	Очистка отработанных газов	Диаметр – 1800 мм Высота – 7500 мм

32.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 32.4.

Таблица 32.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	180,6	996,0
Высшие жирные спирты	кг/т	169,0	825,4
МЭГ, ДЭГ	кг/т	135	550
Метанол, метилкарбитол	кг/т	24	245
Электроэнергия	кВт·ч/т	39	145
Пар	Гкал/т	0,01	0,7

Окончание таблицы 32.4

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Газ природный на установку термического обезвреживания сточных вод производства оксиалкилированных и сульфированных продуктов	куб. м/т*	–	16,7
*Расход на тонну оксиалкилированных и сульфированных продуктов.			

Выбросы в атмосферу при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей приведены в таблице 32.5.

Таблица 32.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Спирт метиловый	–	–	0,000010	–
Кислота уксусная		–	0,016	–
Пропилена окись		–	0,0066	–
Этилена окись	Сорбционная (химическая) очистка	–	0,013	–
Диэтиленгликоль	–	–	0,00010	–
Полиоксиэтиленгликолевые эфиры ВЖС (препарат ОС-20)		–	0,004	–
ПЭГ-6000		–	0,007	–
Спирты С7–С11		–	0,0002	–
Азота диоксид*	Мокрая очистка	–	0,076	–
Азота оксид*		–	0,012	–
Карбонат натрия (динатрий карбонат)*		–	0,036	–
Углерода оксид*		–	0,193	–
диНатрий сульфат*		–	0,027	–
* Выбросы с установки термического обезвреживания сточных вод производств оксиалкилированнной и сульфированной продукции (на тонну оксиалкилированных и сульфированных продуктов).				

Технологические сточные воды производства оксиалкилированной продукции сбрасывают в централизованную систему водоотведения и в составе общего потока сточных вод предприятия отводят на городские сооружения биологической очистки.

Концентрированные органосодержащие сточные воды направляют на установку термического обезвреживания сточных вод предприятия.

При производстве оксиалкилированной продукции отходы не образуются.

Раздел 33 Производство этаноламинов

В данном разделе описано производство следующих продуктов:

- моноэтаноламин (МЭА, 2– аминоэтанол, химическая формула C_2H_7NO);
- диэтаноламин (ДЭА, Ди (2–гидроксиэтил)амин, химическая формула $C_4H_{11}NO_2$);
- триэтаноламин (ТЭА, Три (2–гидроксиэтил)амин, химическая формула $C_6H_{15}NO_3$).

Моноэтаноламин используется в газовой и нефтяной промышленности для очистки от примесей кислых газов и серосодержащих соединений, а также в фармацевтической, текстильной, лакокрасочной промышленности, в производстве пластмасс и других отраслях хозяйственной деятельности, где необходимо использование моноэтаноламина.

Диэтаноламин предназначен для применения в технологии органического синтеза, в качестве сорбента для очистки природного газа; в производстве моющих средств, косметических препаратов, эмульгаторов, лекарственных веществ, ингибиторов коррозии.

Триэтаноламин предназначен для применения в текстильной и цементной промышленности, в производстве смазочно-охлаждающих жидкостей, косметических товаров, товаров бытовой химии и других отраслях хозяйственной деятельности, где возможно использование триэтаноламина.

33.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве этаноламинов

Промышленный способ получения этаноламинов основан на взаимодействии окиси этилена и безводного аммиака при мольном избытке последнего с использованием продукта реакции – моноэтаноламина – в качестве катализатора, возвратом непрореагировавших реагентов в рецикл и дальнейшим постадийным извлечением отдельных компонентов из смеси. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 33.1.

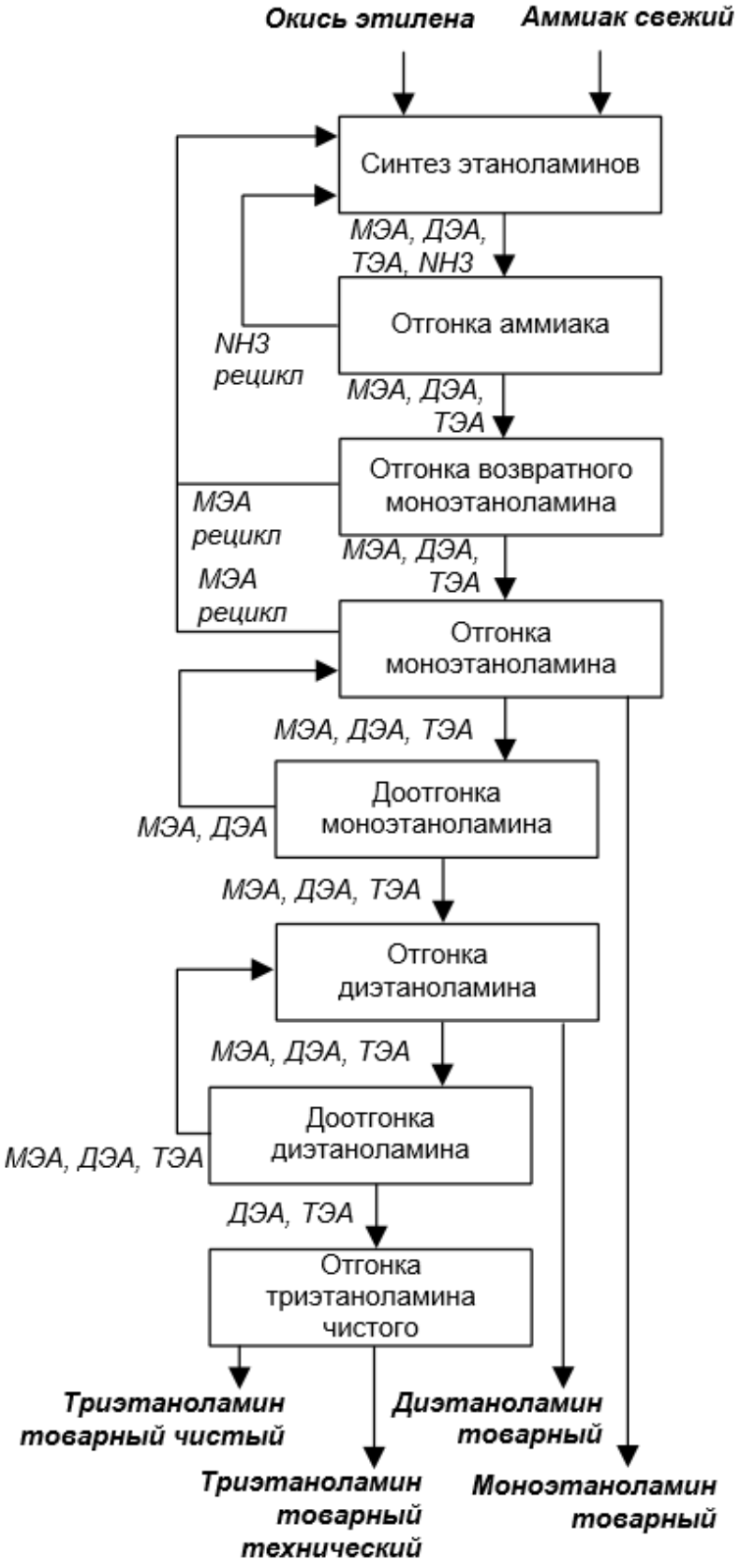


Рисунок 33.1 – Принципиальная схема производства этаноламинов

Описание технологического процесса приведено в таблице 33.1, перечень основного оборудования – в таблице 33.2.

Таблица 33.1 – Описание технологического процесса производства этаноламинов

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Окись этилена Аммиак свежий Аммиак рецикл Моноэтаноламин рецикл	Синтез этаноламинов	Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин Аммиак		Реактор Испаритель Теплообменник Конденсатор	
Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин Аммиак	Отгонка аммиака	Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин Аммиак в рецикл		Выпарной аппарат Испаритель Конденсатор Сепаратор Пленочный абсорбер	
Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин	Отгонка возвратного моноэтаноламина	Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин Моноэтаноламин в рецикл		Испаритель Сепаратор Конденсатор Емкость	
Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин	Отгонка моноэтаноламина	Моноэтаноламин товарный Моноэтаноламин в рецикл Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель Емкость	
Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин	Доотгонка моноэтаноламина	Моноэтаноламин и диэтаноламин на стадию отгонки моноэтаноламина Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель	
Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин	Отгонка диэтаноламина	Диэтаноламин товарный Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель	

Окончание таблицы 33.1

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Моноэтаноламин Диэтаноламин Триэтаноламин	Доотгонка диэтаноламина	Моноэтаноламин, диэтаноламин и триэтаноламин на стадию отгонки диэтаноламина Диэтаноламин Триэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель	
Диэтаноламин Триэтаноламин	Отгонка триэтаноламина чистого	Триэтаноламин товарный чистый Триэтаноламин товарный технический		Ректификационная колонна Испаритель	

Таблица 33.2 – Перечень основного технологического оборудования производства этаноламинов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез этаноламинов	Объем – 22 м^3 Диаметр – 1600 мм Высота – 13980 мм Давление – 4,0 МПа
Реактор	Синтез этаноламинов	Объем – 11 м^3 Диаметр – 1200 мм Высота– – 10300 мм Давление – 4,0 МПа
Испаритель	Синтез этаноламинов	Площадь поверхности – 112 м^2 Диаметр – 800 мм Длина – 3000 мм
Теплообменник	Синтез этаноламинов	Площадь поверхности – 243,4 м^2 Диаметр – 1000 мм Длина – 4000 мм
Конденсатор	Синтез этаноламинов	Площадь поверхности – 254 м^2 Диаметр – 1000 мм Длина – 4000 мм

Окончание таблицы 33.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Выпарной аппарат	Отгонка аммиака	Площадь поверхности – 25 м^2 Длина – 3000 мм Диаметр – 600 мм Диаметр сепаратора – 600 мм Высота сепаратора – 3500 мм
Испаритель	Отгонка аммиака	Площадь поверхности – 9 м^2 Диаметр – 400 мм Высота – 4020 мм
Конденсатор	Отгонка аммиака	Площадь поверхности – 106 м^2 Диаметр – 800 мм Длина – 3000 мм
Сепаратор	Отгонка аммиака	Объем – 0,32 м^3 Диаметр – 600 мм Высота – 1500 мм Давление – 1,0 МПа
Испаритель	Отгонка аммиака	Площадь поверхности – 9 м^2 Диаметр – 400 мм Высота – 4020 мм
Пленочный абсорбер	Отгонка аммиака	Площадь поверхности – 9,5 м^2 Диаметр – 300 мм Высота – 6190 мм Давление – 1,0 МПа
Ректификационная колонна	Отгонка моноэтаноламина	Диаметр=1100 мм Высота=15635 мм Vнасадки=48 м^3 Давление=006 МПа
Ректификационная колонна	Доотгонка моноэтаноламина	Диаметр=500 мм Высота=9030 мм Vнасадки=0882м^3 Давление=006 МПа
Ректификационная колонна	Отгонка диэтаноламина	Диаметр=1100 мм Высота=15635 мм Ннасадки=5058 мм Давление=006 МПа

33.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этаноламинов

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 33.3.

Таблица 33.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве этаноламинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	727	891
Аммиак	кг/т	132	329
Пар	Гкал/т	1,65	2,37
Азот	нм^3/т	25	45
Электроэнергия	кВт·ч/т	125	157
Сжатый воздух	нм^3/т	34	34

Выбросы в атмосферу при производстве этаноламинов приведены в таблице 33.4.

Таблица 33.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве этаноламинов

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Аммиак	–	–	0,11	–
Этилена окись		–	0,040	–
Моноэтаноламин		–	0,011	–
Диэтаноламин		–	0,012	–
Триэтаноламин		–	0,0096	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства этаноламинов приведены в таблице 33.5

Таблица 33.5 – Отходы, образующиеся при производстве этаноламинов

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Водный конденсат пароэжекторной установки в производстве этаноламинов	IV	Конденсация водяного пара, который подается в вакуумные пароэжекторные насосы, сливы от камер для отбора проб и при дренаже оборудования, смывы с полов, загрязненные ливневые стоки	Термическое обезвреживание	98,8	102,0	100,3

Раздел 34 Производство эмульгаторов ОП

Эмульгаторы ОП представляют собой продукт взаимодействия алкилфенолов с окисью этилена. Используются в качестве неионогенных ПАВ в различных отраслях: в горнорудной промышленности, в текстильной промышленности и производстве искусственного и синтетического волокна в качестве эмульгатора при приготовлении замасливающих композиций.

34.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве эмульгаторов ОП

Промышленный способ получения эмульгаторов основан на оксиэтилировании алкилфенолов (нонилфенола) в присутствии катализатора – едкого натра. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 34.1.

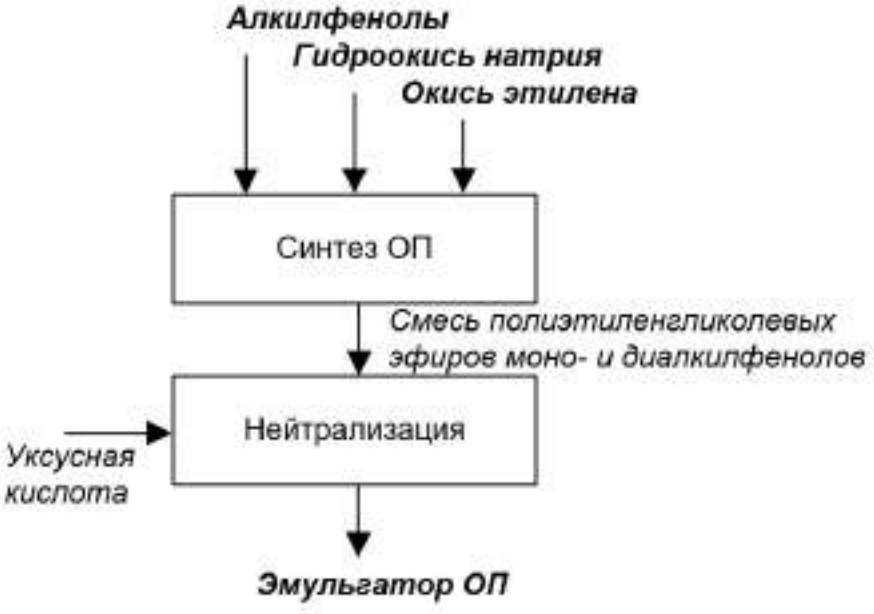


Рисунок 34.1 – Принципиальная схема производства эмульгаторов ОП

Описание технологического процесса приведено в таблице 34.1, перечень основного оборудования – в таблице 34.2.

Таблица 34.1 – Описание технологического процесса производства эмульгаторов ОП

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Алкилфенолы Гидроокись натрия Окись этилена	Синтез ОП	Смесь полиэтилен-гликолевых эфиров моно- и диалкилфенолов		Реактор	Ловушка паров окиси этилена
Смесь полиэтиленгликолевых эфиров моно- и диалкилфенолов Уксусная кислота	Нейтрализация	Эмульгатор ОП		Реактор	

Таблица 34.2 – Перечень основного технологического оборудования производства эмульгаторов ОП

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез эмульгаторов ОП	Объем – 6,3 м^3 Объем рубашки – 1,3 м^3 Давление – 0,3 МПа Давление в рубашке – 0,3 МПа Температура – 180 °С
Реактор	Синтез эмульгаторов ОП	Объем – 6,3 м^3 Объем рубашки – 1,3 м^3 Давление – 0,3 МПа Давление в рубашке – 0,3 МПа; Температура – 180 °С
Реактор	Синтез эмульгаторов ОП	Объем – 6,3 м^3 Объем рубашки – 1,3 м^3 Давление – 0,3 МПа Давление в рубашке – 0,3 МПа; Температура – 180 °С

34.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве эмульгаторов ОП

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 34.3.

Таблица 34.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве эмульгаторов ОП

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	481	755
Алкилфенолы (нонилфенол)	кг/т	260	526
Едкий натр	кг/т	1,4	2
Уксусная кислота	кг/т	0,65	1,5
Пар	Гкал/т	1,05	1,19
Азот	нм^3/т	96	110
Электроэнергия	кВт·ч/т	26	26
Сжатый воздух	нм^3/т	32	35

Выбросы в атмосферу при производстве эмульгаторов ОП приведены в таблице 34.4.

Таблица 34.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве эмульгаторов ОП

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Этилена окись	–	–	0,037	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства этаноламинов приведены в таблице 34.5.

Таблица 34.5 – Отходы, образующиеся при производстве эмульгаторов ОП

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Отходы промывки алкилфенола водой при производстве оксиэтилированных алкилфенолов	IV	Промывка алкилфенола из делительных воронок и после вакуум-рессивера	Термическое обезвреживание	9235	20222	14650

Раздел 35 Производство Синтамида–5К

Синтамид-5К является смесью полиоксиэтилированных эфиров моноэтаноламидов жирных кислот кокосового масла фракции С7–С17. Предназначен для применения в различных областях хозяйственной деятельности в качестве неионогенного ПАВ и компонента моющих смесей.

35.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве Синтамида-5К

Промышленный способ получения синтамида–5К основан на конденсации моноэтаноламина и кокосового масла с последующим оксиэтилированием моноэтаноламидов жирных кислот кокосового масла. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 35.1.

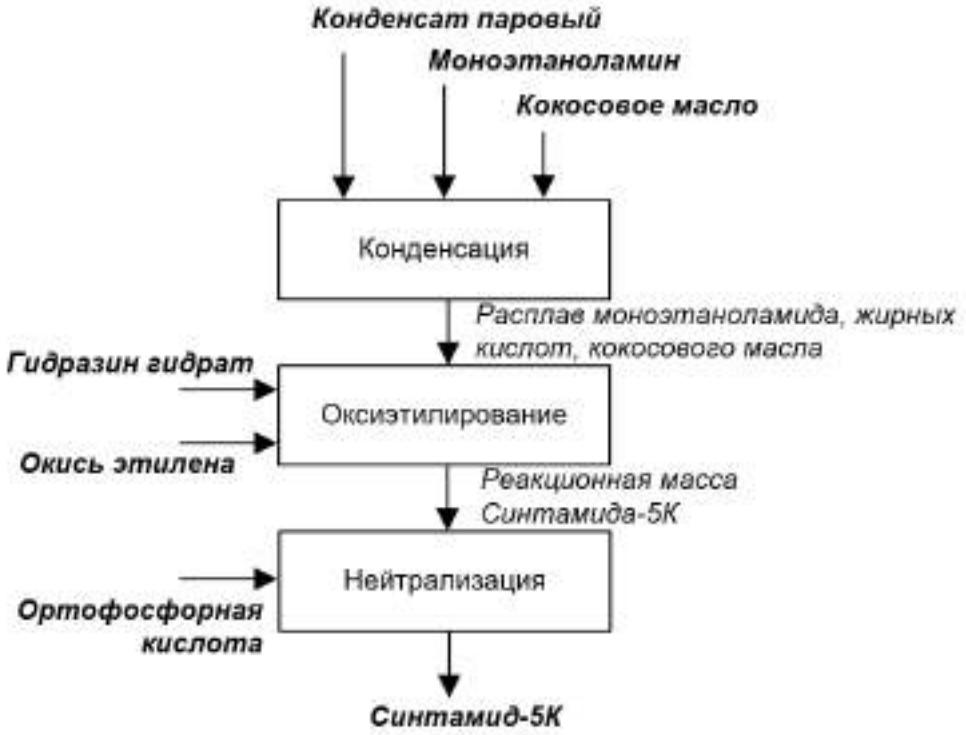


Рисунок 35.1 – Принципиальная схема производства Синтамида-5К

Описание технологического процесса приведено в таблице 35.1, перечень основного оборудования – в таблице 35.2.

Таблица 35.1 – Описание технологического процесса производства Синтамида-5К

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Конденсат паровый Моноэтаноламин Кокосовое масло	Конденсация	Расплав моноэтаноламида, жирных кислот, кокосового масла		Реакторы	Вакуум-ловушка
Расплав моноэтаноламида, жирных кислот, кокосового масла Гидразин гидрат Окись этилена	Оксиэтилирование	Реакционная масса Синтамида-5К		Реакторы	
Реакциооная масса Синтамида-5К Ортофосфорная кислота	Нейтрализация	Синтамид-5К		Реакторы	

Таблица 35.2 – Перечень основного технологического оборудования производства Синтамида-5К

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез Синтамида-5К	Объем – 5 м^3 Давление – 0,3 МПа Диаметр – 1800 мм Высота – 1260 мм
Реактор	Синтез Синтамида-5К	Объем – 6,3 м^3 Давление – 0,3 МПа Диаметр – 1600 мм Высота – 3420 мм

35.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве Синтамида-5К

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 35.3.

Таблица 35.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве Синтамида-5К

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	–	522
Моноэтаноламин	кг/т	–	101
Кокосовое масло	кг/т	317	320
Гидразин гидрат	кг/т	–	16
Ортофосфорная кислота	кг/т	–	15,5
Пар	Гкал/т	–	2
Азот	$нм^3$/т	200	223
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	45
Сжатый воздух	$нм^3$/т	–	53

Выбросы в атмосферу при производстве Синтамида-5К приведены в таблице 35.4.

Таблица 35.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве Синтамида-5К

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Этилена окись	–	–	0,15	–
Гидразин гидрат	–	–	0,012	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства Синтамида-5К приведены в таблице 35.5.

Таблица 35.5 – Отходы, образующиеся при производстве Синтамида-5К

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы зачистки оборудования фильтрации неионогенных поверхностно–активных веществ алифатических в их производстве	IV	Зачистка фильров	Термическое обезвреживание	715	937	819

Раздел 36 Производство диметилэтаноламина

Диметилэтаноламин (2- (Диметиламино)-этанол, химическая формула C4H11NO) предназначен для применения в производстве пенополиуретанов, линолеума, теплоизоляционных материалов, фармацевтических препаратов, лакокрасочной и текстильной продукции. Получают оксиэтилированием диметиламина.

36.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диметилэтаноламина

Промышленный способ получения диметилэтаноламина (ДМЭА) основан на оксиэтилировании диметиламина (ДМА) в присутствии катализатора – ДМЭА. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 36.1.

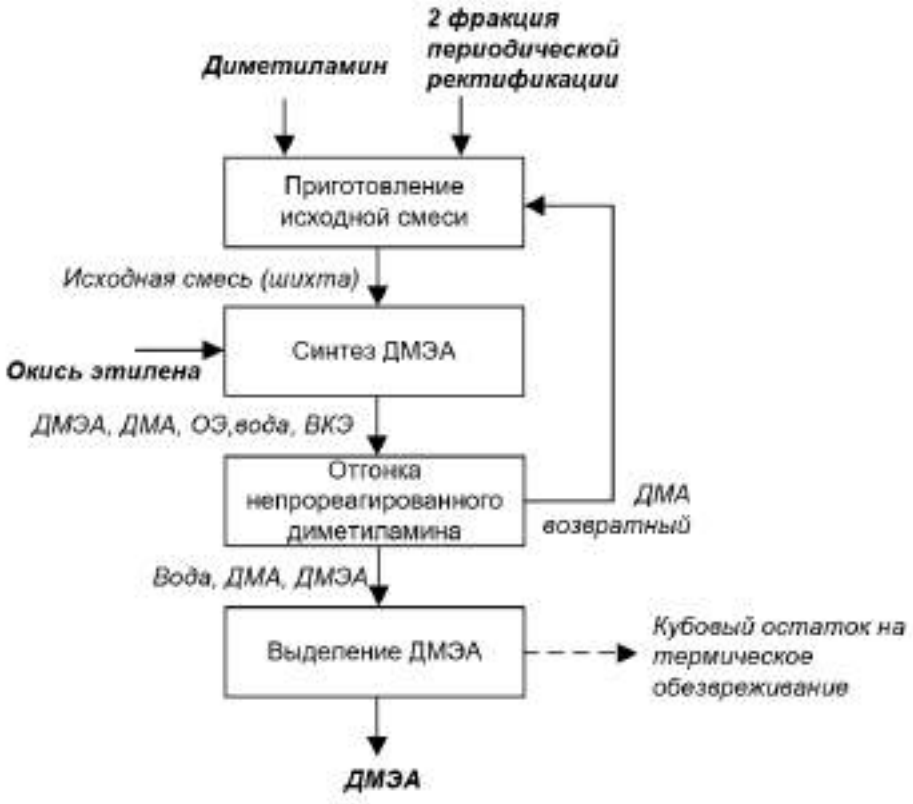


Рисунок 36.1 – Принципиальная схема производства диметилэтаноламина

Описание технологического процесса приведено в таблице 36.1, перечень основного оборудования – в таблице 36.2.

Таблица 36.1 – Описание технологического процесса производства диметилэтаноламина

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Диметиламин Диметиламин возвратный 2 фракция периодической ректификации	Приготовление исходной смеси	Исходная смесь (шихта)		Сборники	Скруббер
Исходная смесь Окись этилена	Синтез ДМЭА	ДМЭА, ДМА, ОЭ, вода, ВКЭ		Реактор	
Реакционная смесь	Отгонка непрореагированного диметиламина	Дистиллат – ДМА на стадию приготовления исходной смеси Куб – вода, ДМА, ДМЭА		Ректификационная колонна	
Кубовая жидкость от ректификациооной колонны	Выделение ДМЭА	Промфракция ДМЭА Кубовый остаток на термическое обезвреживание (ВКЭ + ДМЭА)		Ректификационная колонна	

Таблица 36.2 – Перечень основного технологического оборудования производства диметилэтаноламина

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Скруббер	Улавливание сдувок	Давление – атмосферное Диаметр – 400 мм Высота – 8275 мм Давление насадки – 2000 мм
Подогреватель	Синтез ДМЭА	Площадь поверхности – 0,2 м^3 Давление в трубном пространстве – 6 МПа Давление в межтрубном пространстве – 0,4 МПа Диаметр – 108/57 мм Длина – 1500 мм

Окончание таблицы 36.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез ДМЭА	Площадь поверхности – 9м^3 Давление в трубном пространстве – 6 МПа Давление в межтрубном пространстве – 0,4 МПа Диаметр – 155/89 мм Длина – 6000 мм
Ректификационная колонна	Отгонка ДМА	Давление – 0,6 МПа Диаметр – 400 мм Высота – 6735 мм Высота насадки – 5000 мм
Ректификационная колонна	Отгонка ДМЭА	Диаметр – 400 мм Н = 7060 мм
Куб колонны	Отгонка ДМА	V = 1м^3 Давление – 0,6 МПа Диаметр – 1000 мм Длина – 2240 мм
Куб колонны	Отгонка ДМЭА	V = 6,3 м^3 Давление – 0,07 МПа Диаметр – 1600 мм Длина – 2500 мм
Дефлегматор	Отгонка ДМА	Площадь поверхности – 38м^3 Давление в трубном пространстве – 0,3 МПа Давление в межтрубном пространстве – 6 МПа Диаметр – 612 мм Длина – 2900 мм
Дефлегматор	Отгонка ДМЭА	Площадь поверхности – 17м^3

36.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметилэтаноламина

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 36.3.

Таблица 36.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметилэтаноламина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	536	540
Диметиламин	кг/т	585	595
Пар	Гкал/т	5,5	6,5
Азот	нм^3/т	–	270
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	322
Сжатый воздух	нм^3/т	–	90

Выбросы в атмосферу при производстве диметилэтаноламина приведены в таблице 36.4.

Таблица 36.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве диметилэтаноламина

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Этилена окись	–	–	0,015	–
Диметиламин	Абсорбция	–	18,44	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства диметилэтаноламина приведены в таблице 36.5.

Таблица 36.5 – Отходы, образующиеся при производстве диметилэтаноламина

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Водный раствор аминов при абсорбции технологических сдувок водой в производстве диметил-этаноламина	IV	Улавливание технологических сдувок в скруббере, с мерников и реакторов производства	Термическое обезвреживание	70	127	90
Кубовый остаток при ректификации диметил-этаноламина-сырца в его производстве	II	Ректификация диметил-этаноламина-сырца в колоннах	Термическое обезвреживание	446	756	540

Раздел 37 Производство метилдиэтаноламина

В данном разделе описано производство метилдиэтаноламина (МДЭА) и метилдиэтаноламина модифицированного (МДЭАмс).

Метилдиэтаноламин (N-метил-2,2'-иминодиэтанол, химическая формула $C_5H_{13}NO_2$) предназначен для очистки природных и технологических газов от кислых примесей, использования в других отраслях промышленности. Получают оксиэтилированием безводного монометиламина.

МДЭАмс предназначен для приготовления рабочих растворов и подпитки системы в процессах очистки природных и технологических газов от кислых и серосодержащих примесей. Получают на основе МДЭА, в который вводятся активирующие добавки: пиперазин, OASE promoted S01, -N-(2-гидроксиэтил)пиперазин.

37.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве метилдиэтаноламина

Способ получения МДЭА заключается во взаимодействии окиси этилена с безводным монометиламином в жидкой фазе при повышенном давлении, осуществляемый в реакционно-разделительной двухконтурной реакторной системе в присутствии продуктов реакции. Процесс получения МДЭАмс периодический, состоит из следующих стадий: прием и подготовка сырья, приготовление МДЭАмс в смесителе. Принципиальная схема производства приведена на рисунках 37.1 и 37.2.

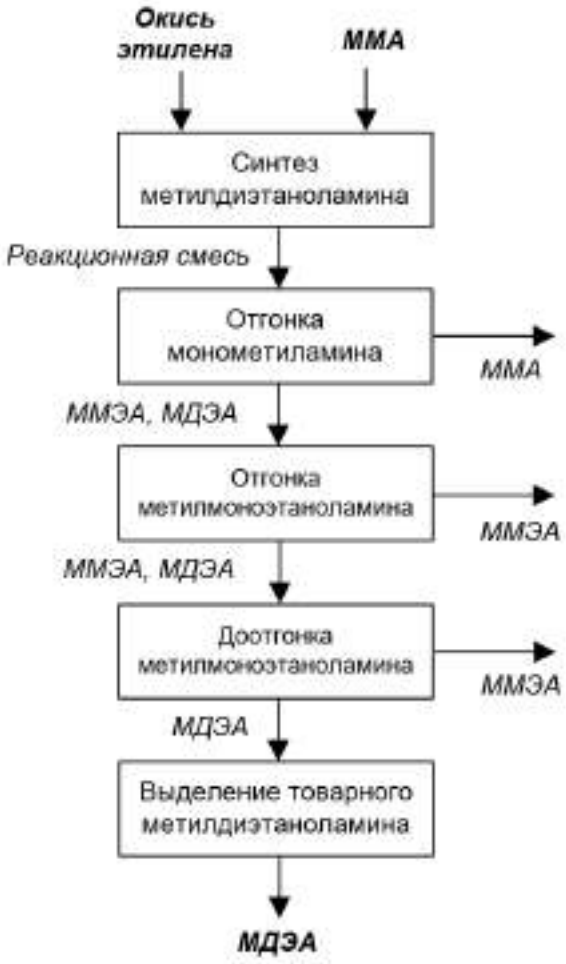


Рисунок 37.1 – Принципиальная схема производства метилдиэтаноламина



Рисунок 37.2 – Принципиальная схема производства метилдиэтаноламина модифицированного

Описание технологического процесса приведено в таблицах 37.1, 37.2 перечень основного оборудования – в таблице 37.3.

Таблица 37.1 – Описание технологического процесса производства метилдиэтаноламина

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Окись этилена Монометиламин	Синтез МДЭА	Реакционная смесь		Реактор	
Реакционная смесь	Отгонка монометиламина	Монометиламин Метилмоноэтаноламин Метилдиэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель	
Метилмоноэтаноламин Метилдиэтаноламин	Отгонка метилмоноэтаноламина	Метилмоноэтаноламин Метилдиэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель Абсорбер	
Метилмоноэтаноламин Метилдиэтаноламин	Доотгонка метилмоноэтаноламина	Метилмоноэтаноламин Метилдиэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель	
Метилдиэтаноламин	Выделение товарного метилдиэтаноламина	Метилдиэтаноламин		Ректификационная колонна Испаритель	

Таблица 37.2 – Описание технологического процесса производства метилдиэтаноламина модифицированного

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
МДЭА Пиперазин OASE promoted S01 `-N-(2гидроксиэтил) пиперазин Конденсат	Смешивание (приготовление МДЭА модифицированного)	МДЭАмс		Смеситель Сборник-смеситель	

Таблица 37.3 – Перечень основного технологического оборудования производства метилдиэтаноламина

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез МДЭА	Объем – 2 м^3 Р = 1,6 МПа Диаметр – 1200 мм Высота – 2380 мм
Реактор	Синтез МДЭА	Объем – 1,75м^3 Диаметр – 600 мм Высота – 7100 мм
Ректификационная колонна	Отгонка ММА	Диаметр – 400 мм Высота общая – 5000 мм Высота насадки – 3000 мм
Испаритель	Отгонка ММА	Площадь поверхности – 24м^2 Высота – 4735мм Диаметр – 600 мм
Ректификационная колонна	Отгонка ММЭА	Диаметр – 600 мм Высота общая – 7342мм Высота насадки – 5000 мм
Испаритель	Отгонка ММЭА	Площадь поверхности – 24м^2 Диаметр – 600 мм Высота – 4320 мм
Абсорбер	Отгонка ММЭА	Диаметр – 400 мм Высота – 3446 мм
Ректификационная колонна	Доотгонка ММЭА	Диаметр – 600 мм Высота – 11687 мм
Испаритель	Доотгонка ММЭА	Диаметр – 325 мм Высота – 4320 мм Площадь поверхности – 24 м^2
Ректификационная колонна	Выделение МДЭА	Диаметр – 1000 мм Н общ = 7540 мм $H_{нас}$=5000 мм
Испаритель	Выделение МДЭА	Площадь поверхности – 112 м^2 Диаметр – 1200 мм Высота – 6410 мм
Смеситель	Получение МДЭАмс	Объем – 10,0 м^3 Диаметр – 2200 мм Диаметр рубашки – 2404 мм Высота – 5405 мм
Сборник-смеситель	Получение МДЭАмс	Объем – 63 м^3 Диаметр – 3200 мм Высота – 9610 мм

37.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метилдиэтаноламина

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 37.4.

Таблица 37.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве метилдиэтаноламина и метилдиэтаноламина модифицированного

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т МДЭА		Расход на 1 т МДЭАмс	
		Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный
Окись этилена	кг/т	824	830	–	–
Монометиламин	кг/т	292	298	–	–
OASE Promoted S01	кг/т	–	–	12,54	12,54
-N-(2-гидроксиэтил) пиперазин	кг/т	–	–	154	378
Пиперазин 100%	кг/т	–	–	70	335
Пиперазин 68%	кг/т	–	–	106	606
Конденсат	кг/т	–	–	5	180
Метилдиэтаноламин	кг/т	–	–	404	988
Пар	Гкал/т	2,0	2,6	0,1	1,5
Азот	нм^3/т	37	42	50	135
Электроэнергия	кВт·ч/т	190	256	55	75
Сжатый воздух	нм^3/т	–	18	–	18

Выбросы в атмосферу при производстве метилдиэтаноламина приведены в таблице 37.5.

Таблица 37.5 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве метилдиэтаноламина

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Этилена окись	–	–	0,0048	–
Метиламин (монометиламин)		–	0,015	–
Ди(2-гидроксиэтил) метиламин (метилдиэтаноламин)		–	0,104	–
2-(метиламино)этанол (N–метилмоноэтаноламин)		–	0,036	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства метилдиэтаноламина приведены в таблице 37.6.

Таблица 37.6 – Отходы, образующиеся при производстве метилдиэтаноламина

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Кубовый остаток производства метилдиэтаноламина	II	Ректификация технического метилдиэтаноламина	Термическое обезвреживание	84,0	87,7	86,1
Воды пропарки и промывки оборудования производства метилдиэтаноламина, содержащие высококипящие амины не более 5%	IV	Мытье полов, пропарка оборудования при подготовке к ремонту, дренаж стоков от пробоотборных шкафов	Термическое обезвреживание	74,7	78,0	76,6

Раздел 38 Производство поликарбоксилатов

Поликарбоксилаты представляют собой сополимеры акриловой и/или метакриловой кислоты с их эфирами. Применяют в качестве функциональной добавки для бетонных смесей и цементных растворов при производстве различных типов бетонов, железобетонных изделий и конструкций.

38.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве поликарбоксилатов

Промышленный способ получения поликарбоксилатов основан на методе сополимеризации ненасыщенных карбоновых кислот и их эфиров с макромономерами, содержащими радикалы с оксиэтильными звеньями. Сополимеризацию мономеров проводят в присутствии инициатора радикального типа – персульфата аммония и передатчика полимерной цепи – меркаптопропионовой кислоты. В качестве растворителя для приготовления раствора макромономера и для получения поликарбоксилатов используют обессоленную воду. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 38.1.

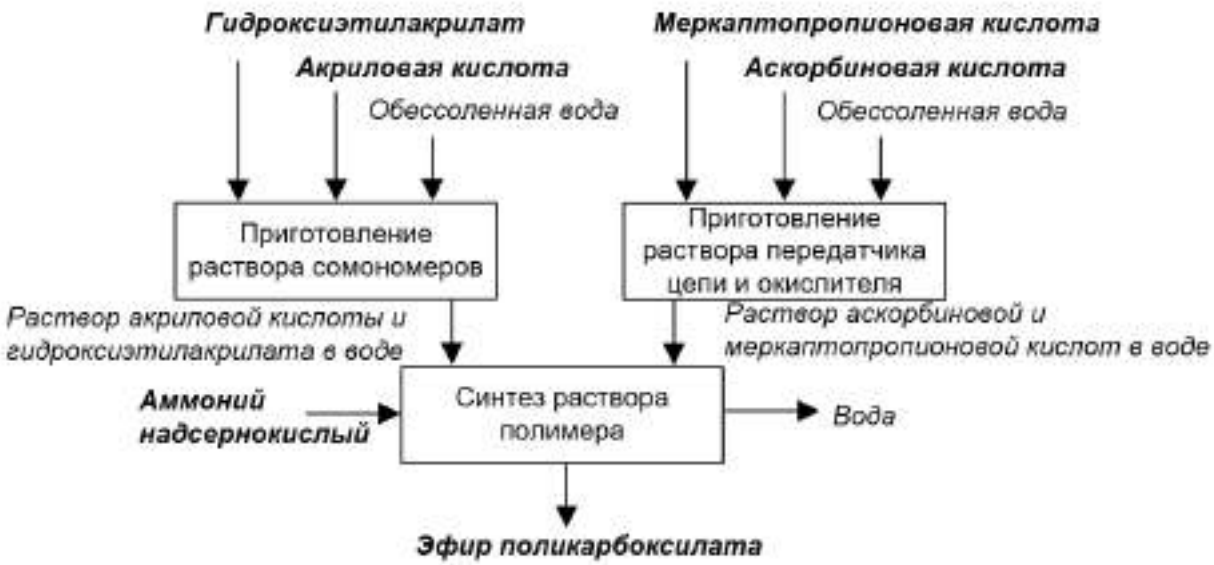


Рисунок 38.1 – Принципиальная схема производства поликарбоксилатов

Описание технологического процесса приведено в таблице 38.1, перечень основного оборудования – в таблице 38.2.

Таблица 38.1 – Описание технологического процесса производства поликарбоксилатов

Входной Поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Обессоленная вода Акриловая кислота Гидроксиэтилакрилат	Приготовление раствора сомономеров	Раствор акриловой кислоты и гидроксиэтилакрилата в воде		Смеситель	
Обессоленная вода Аскорбиновая кислота Меркаптопропионовая кислота	Приготовление раствора передатчика цепи и окислителя	Раствор аскорбиновой и меркаптопропионовой кислот в воде		Смеситель	
Водный раствор макромономера Аммоний надсернокислый Раствор сомономеров Раствор передатчика цепи	Синтез раствора полимера	Вода Эфир поликарбоксилата		Реактор	

Таблица 38.2 – Перечень основного технологического оборудования производства поликарбоксилатов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Смеситель	Приготовление раствора сомономеров, приготовление раствора передатчика цепи и окислителя	Давление атмосферное Объем – 2 м^3 Температура – 40 °С
Реактор	Сополимеризация	Давление – атмосферное Объем – 20 м^3 Температура – 40 °С

38.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве поликарбоксилатов

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 38.3.

Таблица 38.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве поликарбоксилатов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Макромономер	кг/т	450	455
Акриловая кислота	кг/т	28	46
Гидроксиэтилакрилат	кг/т	9,5	37
Меркаптопропионовая кислота	кг/т	–	2,35
Аммоний надсернокислый	кг/т	–	4,55
Аскорбиновая кислота	кг/т	1,35	1,37
Вода обессоленная	кг/т	–	550
Азот	нм^3/т	15	25
Электроэнергия	кВт·ч/т	100	101
Сжатый воздух	нм^3/т	30	30

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства поликарбоксилатов приведены в таблице 38.4.

Таблица 38.4 – Отходы, образующиеся при производстве поликарбоксилатов

Наименование	Класс Опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, разме-щения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Сточные воды от производства поликарбоксилатных добавок в строительной химии	IV	Отработанные сточные воды (с гидрозатвора, дренаж оборудования перед ремонтом от производства поликарбоксилатных добавок в стоительной химии)	Термическое обезвреживание	0,33	0,79	0,51
Промывочные воды от производства поликарбоксилатных добавок в строительной химии	IV	Промывка реактора после выгрузки готового продукта обессоленной водой	Термическое обезвреживание	24,5	59,2	38,2

Раздел 39 Производство поглотителей сероводорода (Триасорб, Триасорб М, Триасорб Ф)

Поглотитель сероводорода Триасорб (химическая формула $C_9H_{21}N_3O_3$) представляет собой раствор гексагидро-1,3,5-трис(гидроксиэтил)-s-триазина различной концентрации в воде.

Поглотитель сероводорода Триасорб М (химическая формула $C_6H_{15}N_3$) представляет собой раствор гексагидро-1,3,5-триметил-1,3,5-триазина в воде.

Поглотитель сероводорода Триасорб Ф представляет собой композицию раствора формальдегида в водно-спиртовом растворителе.

Триасорб и Триасорб М предназначены для применения в качестве поглотителя сероводорода в нефти и нефтепродуктах, в газовых и водных средах, а также в качестве биоцидной добавки для смазочно-охлаждающих жидкостей. Триасорб Ф предназначен для связывания кислых газов – сероводорода и меркаптанов в нефти и нефтепродуктах, а также в газовых и водных средах. Триасорб Ф предуприменяют на предприятиях переработки нефти, в пунктах перевалки нефтепродуктов и сырой нефти в портах, а также на предприятиях добычи нефти, газа и газового конденсата.

Триасорб получают в результате реакции конденсации формальдегида и моноэтаноламина.

Триасорб М получают в результате реакции конденсации формальдегида и метиламина.

Триасорб Ф получают смешением компонентов по заданной рецептуре.

39.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве поглотителей сероводорода

В основе процесса получения поглотителей сероводорода лежит двухстадийная химическая реакция деполимеризации метиленгликолей с выделением формальдегида и последующей конденсацией выделенного формальдегида с амином или метанолом. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 39.1.

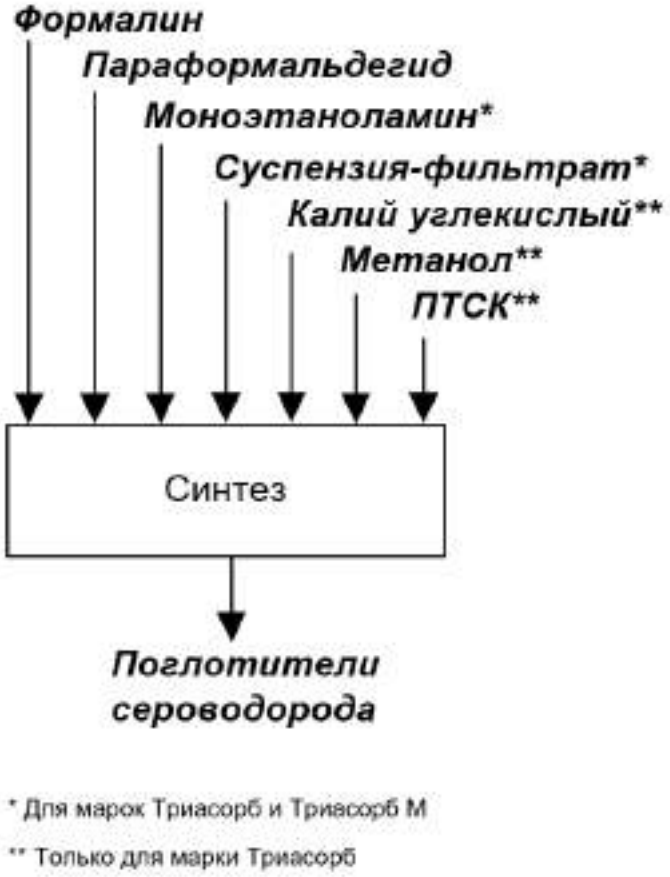


Рисунок 39.1 – Принципиальная схема производства поглотителей сероводорода

Описание технологического процесса приведено в таблице 39.1, перечень основного оборудования – в таблице 39.2.

Таблица 39.1 – Описание технологического процесса производства поглотителей сероводорода

Входной Поток*	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Формалин Параформальдегид Моноэтаноламин* Суспензия-фильтрат* Метанол** ПТСК** Калий углекислый**	Синтез	Поглотители сероводорода		Реактор	Абсорбер

Таблица 39.2 – Перечень основного технологического оборудования производства поглотителей сероводорода

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез триасорбов	Объем– 10 м^3 Объем рубашки – 1 м^3 Давление – 1 МПа Давление в рубашке – 0,6 МПа
Теплообменник	Синтез триасорбов	Площадь поверхности – 90 м^2 Давление – 0,7 МПа Температура – 100 °С

39.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве поглотителей сероводорода

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 39.3.

Таблица 39.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве поглотителей сероводорода

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Монометиламин	кг/т	–	340
Параформальдегид	кг/т	100	420
Формалин	кг/т	160	550
Метанол	кг/т	59	340
Пар	Гкал/т	–	0,4
Азот	нм^3/т	10	25
Электроэнергия	кВт·ч/т	28	80
Сжатый воздух	нм^3/т	5	10

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Отходы производства поглотителей сероводорода приведены в таблице 39.4.

Таблица 39.4 – Отходы, образующиеся при производстве поглотителей сероводорода

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Сточные воды при подготовке к ремонту оборудования	IV	Отработанные сточные воды перед ремонтом оборудования от производства поглотителей сероводорода	Термическое обезвреживание	1,49	3,46	2,16
Промывочные воды от производства поглотителей сероводорода	IV	Промывка оборудования	Термическое обезвреживание	1,92	4,47	2,8

Раздел 40 Производство интенсификаторов помола марок E, S, ES, R, FL, L, M

Интенсификаторы помола предназначены для применения в цементной промышленности в процессе помола клинкера. Получают смешением компонентов (глицерин, триэтаноламин, оксиэтильные производные диметилэтаноламина, тиоционат натрия, кубовая жидкость колонны очистки этиленгликоля, моноэтиленгликоль, диэтиленгликоль, полиэтиленгликоль, триизопропаноламин) по заданной рецептуре.

40.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве интенсификаторов помола

Промышленный способ производства интенсификаторов помола основан на смешении различных присадок в реакторах, в которые в определенной последовательности подают исходные компоненты в количествах, соответствующих рецептуре различных марок. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 40.1.



Рисунок 40.1 – Принципиальная схема производства интенсификаторов помола

Описание технологического процесса приведено в таблице 40.1, перечень основного оборудования – в таблице 40.2.

Таблица 40.1 – Описание технологического процесса производства интенсификаторов помола

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Конденсат паровый Едкий натр Уксусная кислота Триэтаноламин Глицерин[1] Хлористый натрий[1] ОЭП ДМЭА[2] Диэтиленгликоль[3] Кубовая жидкость колонны очистки этиленгликоля[4] Тиоцианат натрия[5] Триизопропаноламин[5] Декстрин[6] Этиленгликоль[6] Триэтиленгликоль[6] Полиэтиленгликоль[6]	Смешивание	Интенсификатор помола		Реактор	Аспирационная система
[1] Для всех марок, кроме марки R [2] Для марок E, ES и FL [3] Для марок S, R, L и M [4] Для марок S, L и M [5] Для марки S [6] Для марок L и M					

Таблица 40.2 – Перечень основного технологического оборудования производства интенсификаторов помола

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Производство интенсификаторов помола	Давление – 0,15 МПа Объем – 6,3 м^3 Температура – 85 °С

40.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве интенсификаторов помола

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 40.3.

Таблица 40.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве интенсификаторов помола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Хлористый натрий	кг/т	20	182
Едкий натр	кг/т	20	40
Глицерин	кг/т	30	250
Триэтаноламин	кг/т	10	710
Оксиэтильные производные диметилэтаноламина	кг/т	50	1000
Тиоционат натрия	кг/т	10	225
Кубовая жидкость колонны очистки этиленгликоля	кг/т	70	1000
Моноэтиленгликоль	кг/т	100	100
Диэтиленгликоль	кг/т	150	340
Полиэтиленгликоль	кг/т	–	420
Триизопропаноламин	кг/т	66	650
Уксусная кислота	кг/т	10	171
Декстрин	кг/т	–	2
Пар	Гкал/т	–	0,5
Азот	$нм^3$/т	–	6
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	12
Сжатый воздух	$нм^3$/т	–	17

Выбросы в атмосферу при производстве интенсификаторов помола приведены в таблице 40.4.

Таблица 40.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве интенсификаторов помола

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Спирт метиловый	–	0,10	0,23	–
Формальдегид	–	0,0034	0,0075	–
Кислота уксусная	–	0,033	0,075	–
Триэтаноламин	–	0,037	0,082	–
Натрий гидроксид (Натрия гидроокись, Натр едкий, Сода каустическая)	–	0,0053	0,012	–
Натрий хлорид (Поваренная соль)	–	0,035	0,078	–
Пыль крахмала	–	0,042	0,093	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения сторонней организации.

Раздел 41 Производство хлорированных парафинов

Хлорированные парафины (хлорпарафины, химическая формула $C_nH_{2n+2-x}Cl_x$, где n=10–30, x=1–7) применяют в производстве изделий из пластмасс, текстильном производстве, в производстве герметиков и гидроизоляционных материалов. Хлорпарафин ХП-470 – вторичный пластификатор в поливинилхлоридных и других полимерных композициях. Используется в производстве пластизолей и паст ПВХ, в качестве пластификатора эмульсионной смолы, в качестве жидкого наполнителя при производстве кабельных пластикатов; в производстве эмалей, акриловых красок, алкидных красок, дорожных красок; в качестве пластификатора в производстве кабельно-проводниковой продукции, резиновой обуви, пленки, клеенки, шланга, линолеума, фитина и труб. Жидкие хлорпарафины получают хлорированием жидких парафинов газообразным хлором. Твердый хлорпарафин марки ХП-66Т получают жидкофазным хлорированием твердых и жидких парафинов газообразным хлором методом радикального хлорирования.

41.1 Описание технологических процессов

41.1.1 Производство жидких хлорированных парафинов

Хлорирование парафинов по периодической схеме осуществляют в хлораторах, представляющих собой вертикальные цилиндрические аппараты со съемной рубашкой, с эллиптическим днищем и съемной эллиптической крышкой. После приема сырья заливают трибутилфосфат технический для связывания ионов железа, который является ингибитором реакции заместительного хлорирования. Для удаления из парафинов фракции С14–С17, влаги и кислорода сырье разогревают до температуры 65–95 ºС подачей водяного пара и подачей азота в нижнюю часть хлоратора. В жидкую фазу хлоратора для более эффективной сушки парафина одновременно с подачей пара подают азот. Отдувку влаги с парафинов производят до отсутствия массовой доли воды не более 0,01%. После удаления остаточной влаги и кислорода в нижнюю часть хлоратора подают испаренный хлор. В рубашку хлоратора подают оборотную воду. Одновременно с началом подачи хлора перекрывают подачу азота в жидкую фазу хлоратора. В течение всего времени хлорирования температуру в хлораторе поддерживают в пределах 65–130 ºС изменением расхода оборотной воды в рубашку хлоратора. При производстве хлорпарафинов марки ХП-470 процесс хлорирования ведут до увеличения плотности до значений в пределах 1185–1235 кг/м^3 (при температуре 20 ºС). Одновременно с прекращением подачи хлора открывают подачу азота в жидкую фазу хлоратора для отдувки кислых газов из реакционной массы. Отдувку производят при температуре реакционной массы в пределах 65–110 ºС до достижения остаточной кислотности в пересчете на хлористый водород для марки ХП-470А – не более 0,0005%, для марки ХП-470Б – не более 0,005%. При достижении соответствующей кислотности производят стабилизацию хлорпарафинов эпоксидированным растительным маслом или добавкой смолы ЭД-20.

Полученный готовый продукт – хлорпарафины – анализируют и передавливают из хлоратора азотом в емкости для готовой продукции.

Абгазы, выходящие из реактора и содержащие хлористый водород и непрореагировавший хлор, направляют на стадию абсорбции водой. Абгазы, содержащие примеси хлора и хлористого водорода, после абсорберов направляют в щелочной реактор-ловушку и после нейтрализации направляют в атмосферу. Полученную соляную кислоту в абсорберах далее направляют в колонну отдувки для очищения от хлора. Отдувочные газы также направляют в щелочной реактор.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 41.1.

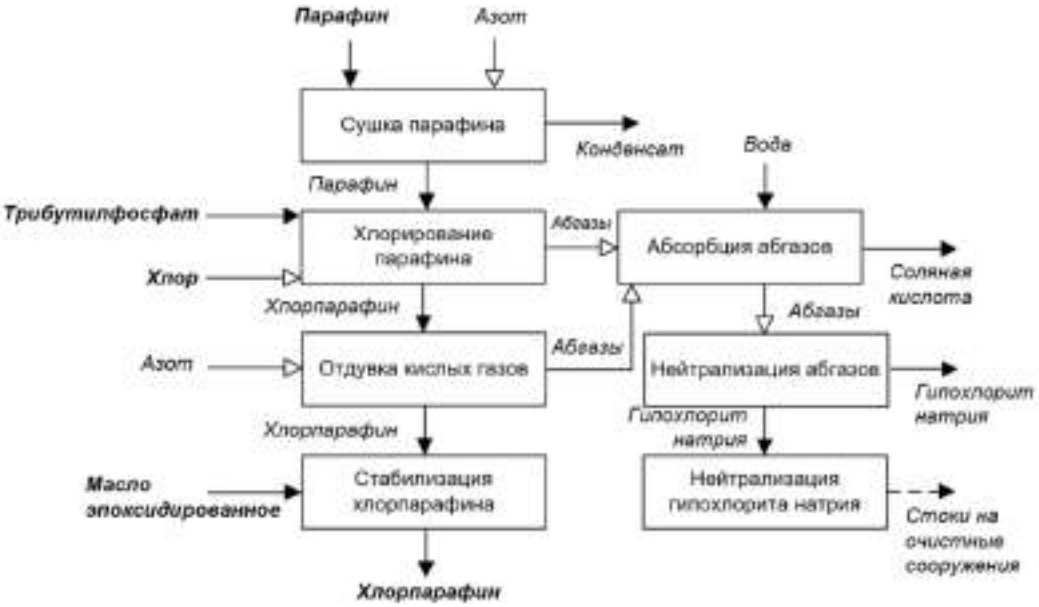


Рисунок 41.1 – Принципиальная схема производства жидких хлорированных парафинов

Описание технологического процесса приведено в таблице 41.1, перечень основного оборудования – в таблице 41.2.

Таблица 41.1 – Описание технологического процесса производства жидких хлорированных парафинов

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Парафин Азот	Сушка парафина	Конденсат Парафин		Хлораторы	
Парафин Трибутилфосфат Хлор	Хлорирование парафина	Абгазы Хлорпарафин		Хлораторы	
Азот Хлорпарафин	Отдувка кислых газов	Абгазы Хлорпарафин		Хлораторы	
Масло эпоксидированное Хлорпарафин	Стабилизация хлорпарафина	Хлорпарафин		Хлораторы	
Вода Абгазы	Абсорбция абгазов	Соляная кислота Абгазы		Абсорбционная графитовая колонна	
Абгазы Натр едкий	Нейтрализация абгазов	Гипохлорит натрия			Санитарная колонна
Тиасульфат натрия Гипохлорит натрия	Нейтрализация гипохлорита натрия		Стоки на очистные сооружения		

Таблица 41.2 – Перечень основного технологического оборудования производства жидких хлорированных парафинов

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Теплообменник	Хлорирование парафина	Площадь поверхности – 10 м^2
Реактор–форхлоратор	Хлорирование парафина	Объем – 6,3 м^3
Реактор–хлоратор	Хлорирование парафина	Объем 6,3 м^3
Реактор	Хлорирование парафина	Давление – 0,3 МПа Диаметр – 1800 мм Высота – 2862 мм Объем – 6,3 м^3 Среда – хлор, хлористый водород, хлорпарафин, парафин, материал – сталь углеродистая, эмаль

Окончание таблицы 41.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Хлоратор	Хлорирование парафина	Вместимость – 20 м^3
Реактор-стабилизатор	Хлорирование парафина	Объем – 6,3 м^3
Абсорбер	Очистка абзазов	Площадь поверхности – 56 м^2
Абсорбционная графитовая колонна	Очистка абзазов подачей воды в абсорбционную колонну с получением побочного продукта – соляной кислоты	Высота колонны – 7600 мм Диаметр – 1200 мм
Колонна отдувочная	Очистка абзазов	Диаметр – 1000 мм Высота – 5000 мм
Санитарная колонна	Очистка абгазов от остаточного хлора	Диаметр – 600х5 мм Высота насадочной части – 3250 мм Высота габаритная – 6105 мм
Санитарная колонна	Получение натрия гипохлорита технического	Давление – 0,07 МПа Температура – не более 35 °С Диаметр – 1200 мм Высота – 9927мм Вместимость – 10 м^3 Среда – раствор натра едкого, раствор натрия гипохлорита технического, титан

41.1.2 Производство твердого хлорированного парафина

Хлорпарафин твердый ХП-66Т получают методом хлорирования расплава смеси твердого и жидкого парафинов хлором испаренным, в большом избытке хлора, при температуре 125–130°С и избыточном давлении не более 0,3 МПа. Процесс хлорирования периодический. Побочные процессы отсутствуют.

Твердый и жидкий парафины поступают в цех в железнодорожных цистернах. Перед сливом его разогревают с помощью паровой «грелки» с последующей циркуляцией разогретого парафина через теплообменник. Подготовка сырья заключается в отстое и удалении растворенной воды.

Хлор испаренный давлением 0,30–0,50 МПа по магистральному трубопроводу поступает в буферную емкость, сглаживающую пульсацию давления. Буферная емкость в донной части имеет рубашку для обогрева горячей технологической водой.

Для предотвращения превышения давления хлора выше допустимого на буферной емкости и испарителе установлены предохранительные клапаны, защищенные разрывными мембранами. При срабатывании предохранительных клапанов сброс происходит в санитарную колонну, орошаемую раствором едкого натра.

Подогретую смесь парафинов жидкого и твердого в соотношении примерно 1 к 2 сливают в предварительно продутый азотом реактор. Хлорирование производят при постоянном механическом перемешивании реакционной массы. Испаренный хлор подают по барботеру в нижнюю часть реакционной массы, количество его регулируют

таким образом, чтобы температура в зоне реакции не превысила 130°С. Тепло реакции на начальной стадии хлорирования снимают оборотной водой, подаваемой в рубашку реактора, на конечной стадии хлорирования оборотную воду заменяют горячей технологической водой. Процесс хлорирования длится от 64 до 72 часов. Выделяющийся в результате реакции хлористый водород в смеси с избыточным хлором направляют по трубопроводу на установку получения синтетической соляной кислоты.

В случае превышения давления в реакторе более 0,30 МПа срабатывают предохранительные клапаны, сброс производится в санитарную колонну.

По окончании процесса хлорирования остаточное давление реакционного газа сбрасывают в колонну нейтрализации, орошаемую раствором едкого натра, подача хлора прекращается и заменяется азотом – производится процесс отдувки остаточного хлора и хлористого водорода из реакционной массы в колонну нейтрализации. Затем реакционную массу стабилизируют эпоксидной смолой, кристаллизуют и отправляют на стадию помола и фасовки.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 41.2.

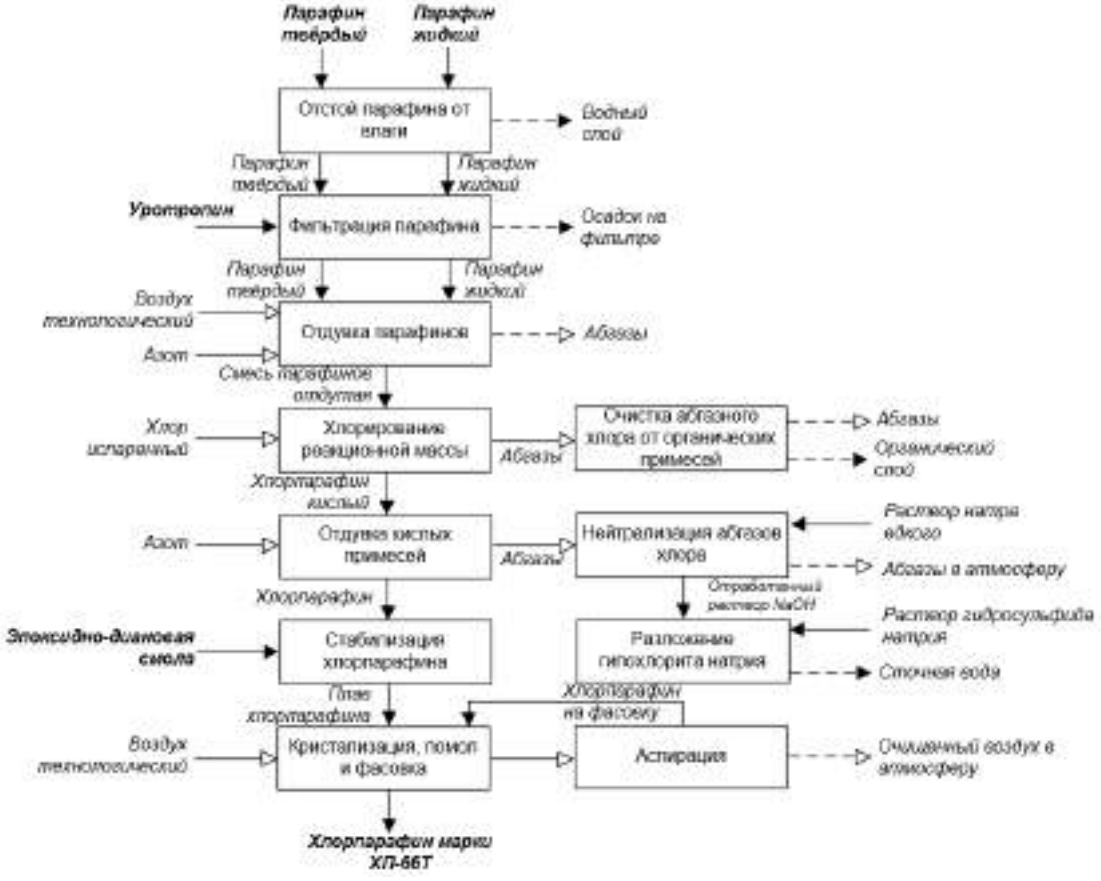


Рисунок 41.2 – Принципиальная схема производства твердого хлорированного парафина

Описание технологического процесса приведено в таблице 41.3, перечень основного оборудования – в таблице 41.4, перечень природоохранного оборудования – в таблице 41.5.

Таблица 41.3 – Описание технологического процесса производства твердого хлорированного парафина

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Парафин твердый Парафин жидкий	Отстой парафина от влаги	Парафин твердый Парафин жидкий	Водный слой		
Парафин твердый Парафин жидкий Уротропин	Фильтрация парафина	Парафин твердый Парафин жидкий	Осадок на фильтре, в т. ч. механические примеси с уротропином		
Парафин твердый Парафин жидкий Воздух технологический Азот	Отдувка парафинов	Смесь парафинов отдутая	Абгазы в атмосферу, в т. ч.: углеводороды, азот, воздух Легколетучие углеводороды, в т. ч.: ароматические углеводороды (масла), вода	Реакторное оборудование, фильтры	
Смесь парафинов отдутая Хлор испаренный	Хлориро-вание реакционной массы	Хлорпарафин кислый, в т. ч. хлорпарафин, хлористый водород, продукты хлорирования (масла), хлор, примеси (осмолы)	Абгазы хлорирования на стадию очистки, в т. ч.: хлор, хлористый водород, продукты хлорирования (масла), примеси (инерты)	Реакторное оборудование, фильтры	

Продолжение таблицы 41.3

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хлорпарафин кислый, в т. ч. хлорпарафин, хлористый водород, продукты хлорирования (масла), хлор, примеси (осмолы) Азот	Отдувка кислых примесей	Хлорпарафин после отдувки, в т. ч. хлорпарафин, продукты хлорирования (масла), хлористый водород, примеси (осмолы)	Абгазы на нейтрализацию, в т. ч: хлор, хлористый водород, азот	Реакторное оборудование, фильтры	
Хлорпарафин после отдувки, в т. ч. хлорпарафин, продукты хлорирования (масла), хлористый водород, примеси (осмолы) Эпоксидно-диановая смола	Стабилизация хлорпара-фина	Плав хлорпарафина стабилизированный, в т. ч. хлорпарафин, продукты хлорирования (масла), примеси (осмолы), эпоксидно-диановая смола и эпихлоргидрины		Реакторное оборудование	
Абгазы со стадии хлорирования	Очистка абгазного хлора от органических примесей		Абгазы, в т. ч: хлор, хлористый водород, продукты хлорирования (масла), примеси (инерты) Органический слой, в т. ч. хлорпарафин, продукты хлорирования (масла)	Реакторное оборудование	

Окончание таблицы 41.3

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Раствор натра едкого Абгазы на нейтрализацию, в т. ч.: хлор, хлористый водород, азот	Нейтрали-зация абгазов хлора	Отработанный раствор едкого натра на стадию разложения гипохлорита натрия	Абгазы в атмосферу	Колонное оборудование	Санитарная колонна
Отработанный раствор едкого натра Раствор гидросульфида натрия	Разложение гипохлорита натрия в отработанном растворе натра едкого		Сточная вода, в т. ч. натрий хлористый, натр едкий, вода, сульфат натрия, гидросульфид натрия	Реакторное оборудование	
Плав хлорпарафина стабилизированный, в т. ч. хлорпарафин, продукты хлорирования (масла), примеси (осмолы), эпоксидно-диановая смола и эпихлоргидрины Воздух технологический	Кристали-зация, помол и фасовка хлорпарафина	Хлорпарафин марки ХП-66Т Воздух загрязненный пылью хлорпарафина на аспирацию		Кристаллизатор Элеватор ковшовый Лопастные питатели Мельница Транспортер шнековый Циклоны	
Воздух загрязненный пылью хлорпарафина	Аспирация	Хлорпарафин марки ХП-66Т на стадию фасовки	Очищенный воздух в атмосферу	Фильтры рукавные	Фильтры рукавные

Таблица 41.4 – Перечень основного технологического оборудования производства твердого хлорированного парафина

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Хлорирование парафинов	Корпус: Давление – 0,30 МПа Температура – минус 20–140 °С Диаметр – 1800 мм Высота – 3025 мм Вместимость – 6,3 м^3 Рубашка: Давление – 0,40 МПа Температура – минус 20–200 °С Среда: пар, вода горячая,вода оборотная Площадь поверхности теплообмена – 14 м^2 Среда: реакционная масса, хлорированный парафин
Буфер хлора	Исключение конденсации испаренного хлора	Корпус: Давление – 1,5 МПа Температура – минус 30– 50°С Диаметр – 2000 мм Высота – 4320 мм Вместимость – 10 м^3 Рубашка: Давление – 0,15 МПа Температура – 50 °С Среда: вода горячая Среда: хлор
Испаритель хлора	Испарение жидкого испаренного хлора	Трубное пространство: Давление – 0,60 МПа Температура – минус 30–50°С Рубашка: Давление – 0,30 МПа Температура – минус 20–70°С Среда: вода горячая Площадь поверхности теплообмена – 4 м^2 Среда: хлор
Кристаллизатор	Кристализация плава твердого хлорпарафина	Пленочно-разливочная линия Массовая производительность – 4000–4500 кг/ч Объемный расход охлаждающей воды – 27 м^3/ч Мощность электродвигателя – 8 кВт Среда: плав хлорпарафина ХП-66Т

Окончание таблицы 41.4

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Мельница	Размол кристалов	Массовая производительность – 500–1500 кг/ч Давление – атмосферное Температура – 20–80°С Размер частиц: исходного продукта – 1–30 мм готового продукта – 20–30 мкм Среда: хлорпарафин ХП-66Т

Таблица 41.5 – Перечень природоохранного оборудования производства твердого хлорированного парафина

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Колонна санитарная	Санитарная очистка абгазов	Колонна полочная: Давление – атмосферное Температура – 80 °С Диаметр – 600 мм Высота – 11000 мм Среда: водный раствор натра едкого, хлористый водород, хлор
Фильтр рукавный	Очистка воздуха загрязненного пылью хлорпарафина	Объемная производительность – 10000 м^3/ч Площадь поверхности фильтрации – 56 м^2 Количество рукавов – 64 шт. Материал рукавов: ткани фильтровальные Среда: пыль хлорпарафина ХП-66Т Давление – не более 10 кПа
Фильтр рукавный	Очистка воздуха загрязненного пылью хлорпарафина	Объемная производительность 1680 м^3/ч Площадь поверхности фильтрации 21 м^2 Количество рукавов 44 шт. Материал рукавов: ткани фильтровальные или бельтинг Среда: пыль хлорпарафина ХП-66Т

41.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

41.2.1 Производство жидких хлорированных парафинов

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 41.6.

Таблица 41.6 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве жидких хлорированных парафинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Парафин	кг/т	431,2	606,9
Хлор	кг/т	705,2	1095
Трибутилфосфат (ТБФ)	кг/т	0,17	0,29
Масло эпоксидированное растительное	кг/т	6,9	11,4
Смола ЭД-20	кг/т	9,5	10,0
Натр едкий (сода каустическая)	кг/т	3,9	153
Тиосульфат натрия	кг/т	7,2	14,2
Электроэнергия	МВт·ч /т	0,040	0,416
Азот газообразный	тыс. $м^3$ /т	0,063	0,11
Вода оборотная	$м^3$ /т	56,8	513
Пар	Гкал/т	0,15	0,70

Выбросы в атмосферу при производстве жидких хлорированных парафинов приведены в таблице 41.7.

Таблица 41.7 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве жидких хлорированных парафинов

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хлор	–	0,0020	0,75	0,30
Хлористый водород		0,023	0,86	0,57
Углеводороды предельные С12–С19		0,098	1,44	0,53
Трихлорметан (хлороформ)		–	0,025	–
Натрий гидроксид (натрия гидроокись, натр едкий, сода каустическая)		–	0,0019	–
Взвешенные вещества		–	0,015	–

Сточные воды направляют на нейтрализацию и далее на биологические очистные сооружения. Сброс сточных вод непосредственно в поверхностные воздные объекты не осуществляется.

Отходы производства жидких хлорированных парафинов приведены в таблице 41.8.

Таблица 41.8 – Отходы, образующиеся при производстве хлорированных парафинов

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Ткань полиэфирная , отработанная при фильтрации жидких парафинов	IV	Фильтрационная очистка продукта от мехпримесей	Захоронение на полигоне промотходов или утилизация	0,16	1,51	0,74
Ткань полиэфирная, отработанная при фильтрации жидких хлорпарафинов	III	Фильтрационная очистка продукта от мехпримесей	Захоронение на полигоне промотходов	0,030	0,96	0,40
Отходы механической зачистки оборудования производства жидких хлорпарафинов, содержащие преимущественно оксиды железа	IV	Зачистка оборудования перед ремонтом	Захоронение на полигоне промотходов	0,17	1,21	0,73
Тара из черных металлов, загрязненная смолами эпоксидными	IV	Растаривание сырья	Захоронение на полигоне промотходов или утилизация	0,95	1,45	1,29
Отходы зачистки технологического оборудования производства жидких и твердых хлорпарафинов	III	Подготовка сырья, синтез хлорпарафинов, стабилизация и отгрузка готовой продукции.	Утилизация	–	0,021	–

Окончание таблицы 41.8

Наименование на 1 т продукции, кг/т	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезврежи-вания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете		
				Диапазон		Среднее значение
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Воды от промывки оборудования и смывы с полов в производствах хлорпарафинов и гексахлор-параксилола	IV	Подготовка сырья, синтез хлорпарафинов, стабилизация и отгрузка готовой продукции.	Утилизация	–	9,83	–
Водная фаза при осушке парафинов вакуумированием в производстве жидких хлорпарафинов	IV	Подготовка сырья, синтез хлорпарафинов, стабилизация и отгрузка готовой продукции.	Утилизация	–	0,11	–

41.2.2 Производство твердого хлорированного парафина

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 41.9.

Таблица 41.9 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве твердого хлорированного парафина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Парафин нефтяной твердый очищенный	кг/т	213,6	400,2
Парафин нефтяной жидкий С14–С17, марка А	кг/т	106,5	107,5
Хлор испаренный	кг/т	–	5000
Уротропин технический	кг/т	–	0,036
Натр едкий	кг/т	29,2	32,2
Натрия гидросульфид	кг/т	8,2	9,6
Смола эпоксидная марки ЭД-20	кг/т	108,9	110,8
Азот газообразный	тыс. $м^3$/т	–	0,32
Тепловая энергия в паре	Гкал/т	2,35	2,59
Холод минус 30 °С	Гкал/т	0,034	0,043
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,62	0,68

Выбросы в атмосферу при производстве твердого хлорированного парафина приведены в таблице 41.10.

Таблица 41.10 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве твердого хлорированного парафина

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Взвешенные вещества	–	–	0,44	–
Сероводород		–	0,00022	–
Хлор		–	0,014	–
Хлористый водород		–	0,50	–
Углеводороды предельные С12–С19		–	0,18	–

Сточные воды направляют на биологические очистные сооружения.

Отходы производства твердого хлорированного парафина приведены в таблице 41.11.

Таблица 41.11 – Отходы, образующиеся при производстве твердого хлорированного парафина

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы жидких парафинов при очистке абгазного хлора от парафинов и зачистке технологического оборудования производства жидких хлорпарафинов	III	Производство хлорпарафинов (при приеме и подготовке сырья)	Утилизация	–	25,8	–
Ткань полиэфирная, отработанная при фильтрации жидких хлорпарафинов	III	Замена фильтровального материала	Утилизация	–	1,3	–
Отходы зачистки технологического оборудования производства жидких и твердых хлорпарафинов	III	Производство хлорпарафинов (при внутреннем осмотре емкос-тей жидкого и твердого парафина)	Утилизация	–	12,3	–

Раздел 42 Производство противоизносных присадов для дизельных топлив

В данном разделе описано производство следующих противоизносных присадок: проотивоизносная присадка АддиТоп СМ-А, противоизносная присадка Байкат, Комплексал-ЭКО «Д». Противоизносные присадки представляют собой смесь карбоновых кислот (жирных кислот талловых масел) и углеводородного растворителя. Предназначены для улучшения смазывающих свойств дизельных топлив.

42.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве противоизносных присадок для дизельных топлив

42.1.1 Присадка АддиТОП СМ-А

Противоизносную присадку АддиТоп получают смешением компонентов в реакторе.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 42.1.



Рисунок 42.1 – Принципиальная схема производства противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Описание технологического процесса приведено в таблице 42.1, перечень основного оборудования – в таблице 42.2.

Таблица 42.1 – Описание технологического процесса производства противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Сырье	Смешение, компаундирование	Присадка АддиТОП СМ-А		Реактор	

Таблица 42.2 – Перечень основного технологического оборудования производства противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез, смешение, компаундирование	Вместимость – 6,3 м^3 Диаметр – 1600 мм Давление расчетное: В корпусе – 6 кгс/см^2 В рубашке/змеевик (речная вода) – 5 кгс/см^2 Внутренний обогреватель (пар) – 23 кгс/см^2 Рабочая температура – 300 °С
Реактор	Синтез, смешение, компаундирование	Объем – 15м^3 Диаметр – 2400 мм Давление расчетное: в корпусе –16 кгс/см^2, в рубашке – 5 кгс/см^2, в змеевике – 16 кгс/см^2. Температура расчетная: в корпусе – 400 °С, внутренний змеевик – 200 °С, наружный змеевик – 240 °С

42.1.2 Присадка «Байкат»

Противоизносную присадку «Байкат» получают смешением компонентов в реакторе. Смесь компонентов (кислоты жирные талловые, суммарные жирные кислоты «Депран-СЖК», кислота олеиновая марки С, масла таллового легкого) насосом по стационарному трубопроводу закачивают в емкость хранения. Из емкости хранения необходимое количество смеси компонентов самотеком поступает в реактор. Растворитель – кубовый остаток производства бутиловых спиртов – насосом перекачивают по стационарному трубопроводу в емкость хранения растворителя. Из емкости хранения растворителя кубовый остаток производства бутиловых спиртов самотеком поступает в емкость-дозатор. Из емкости-дозатора необходимое количество кубового остатка производства бутиловых спиртов самотеком или азотом дозируют в реактор. После загрузки компонентов в реактор включают мешалку и подают пар на обогрев реактора. По окончании перемешивания двигатель мешалки останавливают.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 42.2.

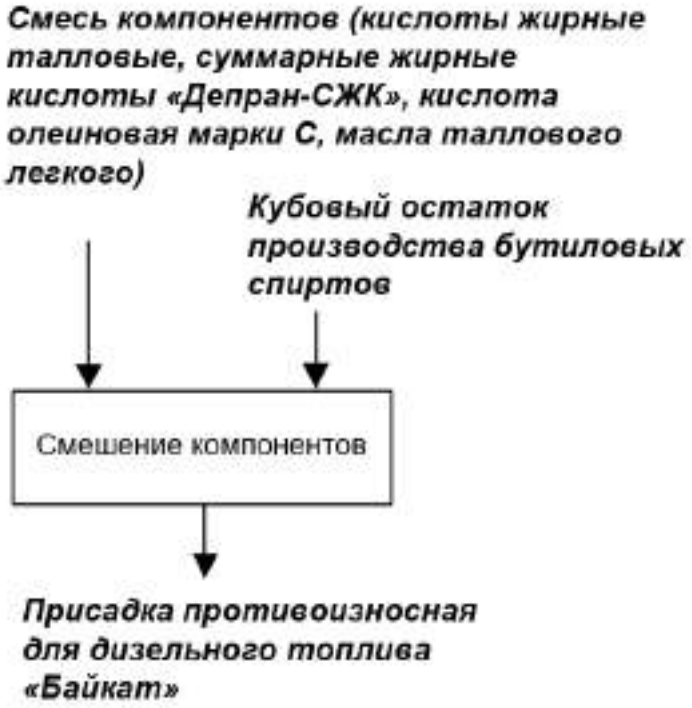


Рисунок 42.2 – Принципиальная схема производства противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат»

Описание технологического процесса приведено в таблице 42.3, перечень основного оборудования – в таблице 42.4.

Таблица 42.3 – Описание технологического процесса производства противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат»

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Смесь компонентов (кислоты жирные талловые, суммарные жирные кислоты «Депран–СЖК», кислота олеиновая марки С, масла таллового легкого) Кубовый остаток производства бутиловых спиртов	Смешение компонентов	Присадка противоизносная для дизельного топлива «Байкат»		Реактор с мешалкой	

Таблица 42.4 – Перечень основного технологического оборудования производства противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат»

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор с мешалкой	Смешение компонентов сырья	Диаметр – 1,4 м Высота – 3,765 м Объем – 3,3 м^3 Темапература – 115 °С Давление рубашки – 4,5 кгс/см^2 Давление корпуса – 0,7 кгс/см^2
Фильтр	Очистка продукта от твердых частиц	F = 0,55 м^2 Диаметр – 0,444 м Высота – 0,875 м Объем – 0,09 м^3

42.1.3 Присадка Комплексал-ЭКО «Д»

Для производства Комплексал-ЭКО «Д» используют следующее сырье и компоненты: кислотный компонент – жирные кислоты таллового масла (ЖКТМ) или аналоги, допущенные к применению в установленном порядке; растворитель–полиалкилбензол (ПАБ) или аналоги, допущенные к применению в установленном порядке; деэмульгатор СНПХ–4410 или аналоги, допущенные к применению в установленном порядке. Процесс получения присадки Комплексал-ЭКО «Д» периодический. Смешение компонентов осуществляют аппарате с перемешивающим устройством с последующей очисткой смеси компонентов от механических примесей фильтрованием. При положительных результатах анализа присадку перекачивают в резервуар и далее в автобойлер или автоцистерну.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 42.3.



Рисунок 42.3 – Принципиальная схема производства противоизносной присадки для дизельного топлива Комплексал-ЭКО «Д»

Описание технологического процесса приведено в таблице 42.5, перечень основного оборудования – в таблице 42.6.

Таблица 42.5 – Описание технологического процесса производства противоизносной присадки для дизельного топлива Комплексал-ЭКО «Д»

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Кислотный компонент – жирные кислоты таллового масла или аналог Растворитель– полиалкилбензолы или аналог Деэмульгатор – СНПХ-4410 или аналог	Смешение компонентов	Смесь компонентов		Аппарат смешалкой	
Смесь компонентов	Фильтрование (очистка от механических примесей)	Готовая противоизносная присадка к дизельным топливам Комплексал-Эко Д		Фильтр	

Таблица 42.6 – Перечень основного технологического оборудования производства противоизносной присадки для дизельного топлива Комплексал-ЭКО «Д»

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Мешалка	Смешение сырьевых компонентов	Давление раб. в змеевике – 8 кгс/см^2 Диаметр – 2200 мм Высота – 3541 мм Объем – 10,9 м^3 Температура раб. в аппарате – 60–150 °С Давление раб. в аппарате – вакуум Температура раб. в рубашке – 200–220 °С Давление раб. в рубашке – 8 кгс/см^2 Мощностьэл.двигателя перемеши–вающего устройства – 22 кВт Частота вращения – 1460 об/мин Исполнение эл.двигателя – 1EXdIIBT4
Фильтр	Очистка присадки от механических примесей	Диаметр – 450 мм Высота – 1710 мм Объем – 0,220 м^3 Давление расчетное – 6,4 кгс/см^2 Температура расчетная – 0 °С

42.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве противоизносных присадок для дизельных топлив

42.2.1 Присадка АддиТОП СМ-А

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 42.7

Таблица 42.7 – Показатели потребления энергетических ресурсов при производстве противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Теплоэнергия	Гкал/т	223	397
Электроэнергия	кВт·ч/т	18838	25132

Выбросы в атмосферу при производстве противоизносной присадки АддиТОП СМ-А приведены в таблице 42.8.

Таблица 42.8 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Тетрахлорметан (углерод четыреххлористый)	–	–	0,028	–
Спирт метиловый		–	10,2	–
Формальдегид		–	0,26	–
Кислота уксусная		–	0,00043	–
Кислота муравьиная		–	0,011	–
Диметиламин		–	0,75	–
Керосин		–	55,5	–
Этиленгликоль (1,2–этандиол)		–	0,027	–
Моноэтаноламин		–	0,00029	–
Триэтиленгликоль		–	0,027	–
Жирные талловые кислоты		–	40,92	–
Цинк оксид (впересчете на цинк)		–	0,00029	–
Dow Corning 2–4242		–	0,11	–
Метилнитрат		–	0,40	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения. Показатели сбросов загрязняющих веществ приведены в таблице 42.9.

Таблица 42.9 – Сбросы загрязняющих веществ при производстве противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Наименование загрязняющего вещества	Направление сбросов	Показатели сбросов загрязняющих веществ в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Нефтепродукты (нефть)	Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения	–	189,8	–
Взвешенные вещества		–	758,4	–
ХПК		–	758,4	–

Отходы производства противоизносной присадки АддиТОП СМ-А приведены в таблице 42.10.

Таблица 42.10 – Отходы, образующиеся при производстве противоизносной присадки АддиТОП СМ-А

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Тара из разнородных полимерных материалов, загрязненная неорганическими нерастворимыми или малорастворимыми минеральными веществами	IV	Распаковка сырья, реагентов	Обезвреживание	–	186,2	–
Песок, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов менее 15%)	IV	Ликвидация проливов нефти и нефтепродуктов	Обезвреживание	–	35,8	–
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов менее 15%)	IV	Обслуживание машин и оборудования, устранение пролива масла	Обезвреживание	–	50,0	–

42.2.2 Присадка «Байкат»

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 42.11

Таблица 42.11 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат»

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Кислоты жирные талловые	т/т	0,149	0,750
Суммарные жирные кислоты «Депран-СЖК»	т/т	0,106	0,375
Кислота олеиновая марки С	т/т	–	0,113
Масло талловое легкое	т/т	–	0,113
Кубовый остаток производства бутиловых спиртов	т/т	0,15	0,256
Ткани х/б и смешанные суровые фильтровальные	$м^2$/т	–	0,1
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,02
Вода промышленная	$м^3$/т	–	1
Пар 4,5 $кгс/см^2$	Гкал/т	1	2

Выбросы в атмосферу при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат» приведены в таблице 42.12.

Таблица 42.12 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат»

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С12–С–19	–	–	2,31	–

Сточные воды поступают на биологическую очистку и направляются в централизованную систему водоотведения.

Отходы производства противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат» приведены в таблице 42.13.

Таблица 42.13 – Отходы, образующиеся при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива «Байкат»

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Лампы ртутные, ртутно-кварцевые, люминесцентные, утратившие потребительские свойства	I	Внутреннее и наружное освещение	Обезвреживание	0,013	0,022	0,018
Лом и отходы медных изделий без покрытий незагрязненные	III	Замена изношенных проводов и кабелей	Утилизация	0,00084	0,0019	0,0015
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов менее 15 %)	IV	Эксплуатация и техническое обслуживание автотранспорта и спецтехники; обслуживание оборудования	Обезвреживание	0,22	0,35	0,30
Мусор от офисных и бытовых помещений организаций несортированный (исключая крупногабаритный)	IV	Жизнедеятельность сотрудников	Размещение	2,23	2,68	2,52
Смет с территории предприятия малоопасный	IV	Чистка и уборка территории предприятия	Размещение	1,94	2,30	2,17
Отходы (мусор) от строительных и ремонтных работ	IV	Строительные, ремонтные работы	Утилизация	0,88	1,77	1,33
Бой стекла		Резка стекла, лом лабораторной посуды	Размещение	–	0,46	
Отходы стекловолокна		Ремонт трубопроводов	Размещение	0,67	1,70	1,25

Окончание таблицы 42.13

Наименование на 1 т продукции, кг/т	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Лом и отходы, содержащие незагрязненные черные металлы в виде изделий, кусков, несортированные		Эксплуатация и техническое обслуживание автотранспорта и спецтехники; ремонт оборудования; замена трубопроводов и металлорукавов	Утилизация	–	8,24	–
Лом и отходы алюминия несортированные		Ремонт оборудования	Утилизация	–	3,34	–
Лом и отходы стальных изделий незагрязненные		Использование по назначению с утратой потребительских свойств	Утилизация	–	2,69	–
Отходы бумаги и картона от канцелярской деятельности и делопроизводства		Оформление документации, делопроизводство	Утилизация	0,076	0,17	0,12

42.2.3 Присадка Комплексал-ЭКО «Д»

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 42.14.

Таблица 42.14 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива Комплексал-ЭКО «Д»

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Кислоты жирные талловые	т/т	–	0,803
Деэмульгатор СНПХ-4410	т/т	0,0021	0,0087
Деэмульгатор Рекод 758	т/т	0,00095	0,0076
Деэмульгатор Реапон-И	т/т	–	0,00030
Реактивное топливо РТ	т/т	0,13	0,20
Реактивное топливо ТС-1	т/т	–	0,060

Выбросы в атмосферу при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива Комплексал-ЭКО «Д» приведены в таблице 42.15.

Таблица 42.15 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве противоизносной присадки для дизельного топлива Комплексал-ЭКО «Д»

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С6–С10	–	–	0,97	–
Углеводороды предельные С12–С19		–	0,14	–
Метилбензол (толуол)		–	0,013	–
Минеральное масло		–	0,45	–

Сточные воды поступают на биологическую очистку и направляются в централизованную систему водоотведения.

Раздел 43 Производство депрессорной присадки ВЭС–410Д

Депрессорная присадка ВЭС-410Д представляет собой раствор сополимера этилена и винилацетата в углеводородном растворителе. Предназначена для снижения температуры застывания и предельной температуры фильтруемости дизельных топлив.

43.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д

Депрессорную присадку ВЭС-410Д получают сополимеризацией этилена с винилацетатом в реакторе. Реакционная масса состоит из жидкой (сополимер этилена с винилацетатом в растворителе) и газообразной (не прореагировавшие этилена и винилацетата). Перед выгрузкой жидкой фазы в емкость приготовления присадки закачивают разбавитель. Разгрузку жидкой фазы производят из реактора через регулирующий вентиль в обогреваемую емкость с предварительно включенным перемешивающим устройством. По окончании выгрузки из реактора жидкой фазы в сборник через барботирующее устройство подают азот для отдува непрореагировавших этилена и винилацетата. Сброс газовой фазы ведут по трубопроводу через холодильник и заполненный раствором щелочи барботер в схему отопительного газа, при аварийных ситуациях − на свечу. Отработанную щелочь с низа барботера направляют в емкость сливов. Сброс с предохранительных клапанов реактора осуществляют в обогреваемую теплофикационной водой емкость, из нее насосом сополимер откачивают в емкость готового продукта. Пропарку оборудования ведут в специально смонтированную схему, включающую гребенку с тремя свободными штуцерами, холодильник и сборник продуктов пропарки. Продукты пропарки передавливают азотом в емкость сливов.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 43.1.



Рисунок 43.1 – Принципиальная схема производства депрессорной присадки ВЭС-410Д

Описание технологического процесса приведено в таблице 43.1, перечень основного оборудования – в таблице 43.2.

Таблица 43.1 – Описание технологического процесса производства депрессорной присадки ВЭС-410Д

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологи-ческое оборудо-вание	Природо-охранное оборудо-вание
		Основные, побочные и промежу-точные продукты	Эмис-сии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Растворители процесса сополимеризации Инициатор Винилацетат	Загрузка реактора жидкими компонентами (смешение)	Смесь компонентов		Реактор с мешалкой	
Этилен	Комприми-рование этилена	Компримиро-ванный этилен		Сепаратор Маслоотделитель	
Смесь компонентов со стадии загрузки Этилен	Сополимери-зация этилена с винилацетатом	Присадка депрессорная (полуфабрикат) Непрореаги-ровавшие этилен и винилацетат		Реактор с мешалкой	
Непрореагировавшие этилен и винилацетат Присадка депрессорная (полуфабрикат)	Разгрузка реактора и приготовление присадки	Присадка депрессорная ВЭС-410Д		Сборник	

Таблица 43.2 – Перечень основного технологического оборудования производства депрессорной присадки ВЭС-410Д

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Фильтр сырьевой	Предназначен для очистки продукта от твердых частиц	Объем – 0,0018м^3 Диаметр – 0,1 м Высота – 0,025 м Р – 0,06 кгс/см^2

Продолжение таблицы 43.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор (автоклав с сальниковым уплотнением)	Предназначен для производства присадки	Объем – 1м Диаметр – 1 м Высота – 6 м Давление – 320кгс/см Температура – 115 °С Перемешивающее устройство – мешалка трехлопастная: Скорость вращения – 500 об/мин Мощность электродвигателя – 7,5 кВт
Теплообменник	Предназначен для осуществления теплообмена между двумя средами, имеющими различные температуры	Диаметр – 0,09 м Давление – 320 кгс/см^2 F – 5,6 м^2, Температура трубного пространства – 40 °С Температура межтрубного пространства – 100 °С Давление в межтрубном пространстве – 5 кгс/см^2
Фильтр водяной	Предназначен для очистки воды от твердых частиц	Диаметр – 0,4 м Высота – 0,725 м Давление – 4 кгс/см^2
Барботеры с раствором щелочи, растворители	Нейтрализация	Объпем – 0,1м^3 Диаметр – 0,415 м, Высота – 1,1 м Давление – 0,7 кгс/см^2 Температура – 30 °С
Холодильник	Предназначен для охлаждения продукта	Площадь поверхности – 4 м^2 Диаметр – 0,3 м Длина –1,85 м Длина трубок – 1,0 м Диаметр трубок – 0,025 м Давление в трубном пространстве – 4 кгс/см^2 Давление в межтрубном пространстве – 0,7 кгс/см^2 Температура – 100–800 °С
Фильтр азотный	Предназначен для очистки газа от твердых частиц	Диаметр внутренний – 0,325 м Высота – 0,628 м Объем – 0,164м^3 Давление – 5 кгс/см^2 Температура – 60–80 °С

Окончание таблицы 43.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Фильтр	Предназначен для очистки продукта от твердых частиц	Площадь поверхности – 0,4 м^2 Объем – 0,028м^3 Диаметр – 0,325 м Высота – 0,339 м Давление – 3,5 кгс/см^2
Компрессор поршневой газовый 4–х плунжерный	Предназначен для сжатия газа, а также подачи его под давлением	Производительност –ь 45 м^3/час Давление – 330 кгс/см^2 Среда – этилен Давление на всасе – 0,3 кгс/см^2 Температура на всасе – менее 30 °С
Теплообменник	Предназначен для осуществления теплообмена между двумя средами, имеющими различные температуры	Площадь поверхности – 3 м^2 Диаметр – 0,273 м Высота – 1,76 м Давление – 0,3 кгс/см^2 Температура трубного пространства – 80 °С Температура межтрубного пространства – 15–30 °С
Сепаратор масла и воды	Предназначен для разделения жидкостей	Объем – 0,05 м^3 Давление – 320 кгс/см^2 Температура – 240 °С

43.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 43.3.

Таблица 43.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Винилацетат стабилизированный	т/т	0,17	0,247
Этилен	т/т	0,25	0,603
Лаурокс	т/т	0,017	0,04
Керосин осветительный марки «КО-20»	т/т	0,64	0,65
Азот газообразный	т/т	–	0,058
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,4
Вода промышленная	м^3/т	–	40
Пар 20 кгс/см^2	Гкал/т	8	12

Выбросы в атмосферу при производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д приведены в таблице 43.4.

Таблица 43.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Сероводород	–	–	0,28	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	1,65	–
Углеводороды предельные С12–С19		–	0,46	–
Амилены (смесь изомеров)		–	8,32	–

Сточные воды поступают на биологическую очистку и направляются в централизованную систему водоотведения.

Отходы производства депрессорной присадки ВЭС-410Д приведены в таблице 43.5.

Таблица 43.5 – Отходы, образующиеся при производстве депрессорной присадки ВЭС-410Д

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Лампы ртутные, ртутно-кварцевые, люминесцентные, утратившие потребительские свойства	I	Внутреннее освещение зданий и сооружений	Обезвреживание	0,15	0,45	0,27
Лом и отходы медных изделий без покрытий незагрязненные	III	Замена изношенных проводов и кабелей	Утилизация	–	0,47	–

Окончание таблицы 43.5

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов менее 15%)	IV	Эксплуатация и техническое обслуживание автотранспорта и спецтехники; обслуживание оборудования	Обезвреживание	4,44	8,14	6,51
Мусор от офисных и бытовых помещений организаций несортированный (исключая крупногабаритный)	IV	Жизнедеятельность сотрудников	Размещение	40,16	81,57	56,41
Отходы (мусор) от строительных и ремонтных работ	IV	Строительные, ремонтные работы	Утилизация	8,56	34,76	21,13
Отходы стекловолокна		Ремонт трубопроводов	Размещение	57,9	183,6	110,8
Отходы бумаги и картона от канцелярской деятельности и делопроизводства		Оформление документации, делопроизводство	Утилизация	0,70	3,88	2,16

Раздел 44 Производство депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Депрессорно-диспергирующая присадка ВЭС-410Д представляет собой смесь депрессорной присадки ВЭС-410Д (полуфабриката) и диспергатора парафинов в органическом растворителе.

44.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Присадку депрессорно-диспергирующую ВЭС-410Д готовят методом смешения (компаундирования) компонентов: присадки депрессорной ВЭС-410Д (полуфабриката), диспергатора парафинов и одного из растворителей: кубового остатка производства бутиловых спиртов или антиводокристаллизующей-антиобледенительной присадки марки Б.

Расчетные количества депрессорной присадки ВЭС-410Д (полуфабриката), диспергатора парафинов и одного из растворителей – кубового остатка производства бутиловых спиртов или антиводокристаллизующей-антиобледенительной присадки марки Б – закачивают в емкость приготовления присадки. Емкость приготовления присадки оборудована внешним обогревом (змеевиком), где теплоносителем является вода, и внутренним, где теплоносителем является перегретый пар.

После того, как все необходимые компоненты закачаны в емкость приготовления присадки, начинается барботаж (смешение). После приготовления присадки производится визуальный контроль дренажной пробы на отсутствие воды и механических примесей. При отсутствии воды и механических примесей в дренажной пробе отбирается образец (проба) на предварительные лабораторные испытания для постадийного контроля качества продукта.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 44.1.



Рисунок 44.1 – Принципиальная схема производства депрессорно–диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Описание технологического процесса приведено в таблице 44.1, перечень основного оборудования – в таблице 44.2.

Таблица 44.1 – Описание технологического процесса производства депрессорно–диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Присадка депрессорная ВЭС-410Д (полуфабрикат) Диспергатор парафинов Кубовый остаток производства бутиловых спиртов или антиводокристаллизующая-антиобледенительная присадка марки Б	Смешение (компаундирование) компонентов	Присадка депрессорно-диспергирующая ВЭС-410Д (полуфабрикат)		Реактор с мешалкой	
Присадка депрессорно-диспергирующая ВЭС-410Д (полуфабрикат)	Отстой и подрезание воды	Присадка депрессорно-диспергирующая ВЭС-410Д		Емкости	

Таблица 44.2 – Перечень основного технологического оборудования производства депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Фильтр сырьевой	Предназначен для очистки продукта от твердых частиц	Объем – 0,0018м^3 Диаметр – 0,1 м Высота – 0,025 м Р – 0,06 кгс/см^2
Реактор (автоклав с сальниковым уплотнением)	Предназначен для производства присадки	Объем – 1м^3 Диаметр – 1 м Высота – 6 м Давление – 320кгс/см^2 Температура – 115 °С Перемешивающее устройство – мешалка трехлопастная: Скорость вращения – 500 об/мин Мощность электродвигателя – 7,5 кВт
Теплообменник	Предназначен для осуществления теплообмена между двумя средами, имеющими различные температуры	Диаметр – 0,09 м Давление – 320 кгс/см^2 F – 5,6 м^2 Температура трубного пространства – 40 °С Температура межтрубного пространства – 100 °С Давление в межтрубном пространстве – 5 кгс/см^2
Фильтр водяной	Предназначен для очистки воды от твердых частиц	Диаметр – 0,4 м Высота – 0,725 м Давление – 4 кгс/см^2
Барботеры с раствором щелочи, растворители	Нейтрализация	Объем – 0,1м^3 Диаметр – 0,415 м Н – 1,1 м Давление – 0,7 кгс/см^2 Температура – 30 °С
Холодильник	Предназначен для охлаждения продукта	Площадь поверхности – 4 м^2 Диаметр – 0,3 м Длина – 1,85 м, Длина трубок – 1,0 м Диаметр трубок – 0,025 м Давление в трубном пространстве – 4 кгс/см^2 Давление в межтрубном пространстве – 0,7 кгс/см^2 Температура – 100–800 °С
Фильтр азотный	Предназначен для очистки газа от твердых частиц	Диаметр внутренний – 0,325 м Высота – 0,628 м Объем – 0,164м^3 Давление – 5 кгс/см^2 Температура – 60–80 °С

Окончание таблицы 44.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Фильтр	Предназначен для очистки продукта от твердых частиц	Площадь поверхности – 0,4 м^2 Объем – 0,028м^3 Диаметр – 0,325 м Высота – 0,339 м Давление – 3,5 кгс/см^2
Компрессор поршневой газовый четырехплунжерный	Предназначен для сжатия газа, а также подачи его под давлением	Производительность – 45 м^3/час Давление – 330 кгс/см^2 Среда – этилен Давление на всасе – 0,3 кгс/см^2 Температура на всасе – менее 30 °С
Теплообменник	Предназначен для осуществления теплообмена между двумя средами, имеющими различные температуры	Площадь поверхности – 3 м^2 Диаметр – 0,273 м Высота – 1,76 м Давление – 0,3 кгс/см^2 Температура трубного пространства – 80 °С Температура межтрубного пространства – 15–30 °С
Сепаратор масла и воды	Предназначен для разделения жидкостей	Объем – 0,05 м^3 Давление – 320 кгс/см^2 Температура – 240 °С

44.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 44.3

Таблица 44.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Винилацетат стабилизированный	т/т	0,032	0,046
Этилен	т/т	0,048	0,115
Кубовый остаток производства бутиловых спиртов	т/т	0,05	0,27
Бустер (Диспергатор парафинов)	т/т	0,54	0,82
Лаурокс	т/т	0,003	0,008
Керосин осветительный марки «КО-20»	т/т	0,122	0,124
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,496
Вода промышленная	м^3/т	–	7,6
Пар 4,5 кгс/см^2	Гкал/т	8	12
Пар 20 кгс/см^2	Гкал/т	1,5	2,3

Выбросы в атмосферу при производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д приведены в таблице 44.4.

Таблица 44.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Сероводород	–	–	0,037	–
Углеводороды предельные С6–С10		–	0,22	–
Углеводороды предельные С12–С19		–	0,062	–
Амилены (смесь изомеров)		–	1,12	–

Сточные воды поступают на биологическую очистку и направляются в централизованную систему водоотведения.

Отходы производства депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д приведены в таблице 44.5.

Таблица 44.5 – Отходы, образующиеся при производстве депрессорно-диспергирующей присадки ВЭС-410Д

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Лампы ртутные, ртутно-кварцевые, люминесцентные, утратившие потребительские свойства	I	Внутреннее освещение зданий и сооружений	Обезвреживание	0,021	0,061	0,036
Лом и отходы медных изделий без покрытий незагрязненные	III	Замена изношенных проводов и кабелей	Утилизация	0	0,063	0,031

Окончание таблицы 44.5

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов менее 15%)	IV	Эксплуатация и техническое обслуживание автотранспорта и спецтехники; обслуживание оборудования	Обезвреживание	0,68	1,09	0,88
Мусор от офисных и бытовых помещений организаций несортированный (исключая крупногабаритный)	IV	Жизнедеятельность сотрудников	Размещение	4,68	10,92	7,78
Отходы (мусор) от строительных и ремонтных работ	IV	Строительные, ремонтные работы	Утилизация	1,15	3,88	2,82
Отходы стекловолокна		Ремонт трубопроводов	Размещение	5,71	24,56	15,94
Отходы бумаги и картона от канцелярской деятельности и делопроизводства		Оформление документации, делопроизводство	Утилизация	0,068	0,52	0,32

Раздел 45 Производство добавки к топливу Седиментал-Т

Добавка к топливу Седиментал-Т представляет собой продукт утилизации шламов. Предназначена для приготовления нефтяного топлива Мазут-Т.

45.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве добавки к топливу Седиментал-Т

Добавка к топливу Седиментал-Т вырабатывается на установке утилизации шлама. В аппарате с мешалкой готовят смесь шлама и экстракта селективной (фенольной) очистки, где происходит интенсивное перемешивание смеси при температуре 40–50 °С.

Концентрирование смеси (отгонку паров бензина и воды) производят в роторных испарителях, работающих при температуре 120–140 °С и остаточном давлении 250–300 мм рт.ст. Пары воды и бензина с верха испарителя поступают в холодильник, где конденсируются и стекают в емкость для отстоя. Водный слой после отстоя выводят в канализацию, а отгонный бензин направляют на технологические установки предприятия.

Сконцентрированная смесь шлама и экстракта после второй ступени отгонки поступает в аппарат с мешалкой, где охлаждается до температуры 80–120 °С. Далее смесь подают в холодильники, где происходит дальнейшее ее охлаждение до температуры 70–80 °С.

Полученная концентрированная смесь после охлаждения проходит процесс гомогенизации и измельчения твердых включений минеральной части шлама на дезинтеграторах, откуда готовая добавка к топливу «Седиментал-Т» самотеком поступает в емкости готовой продукции.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 45.1.

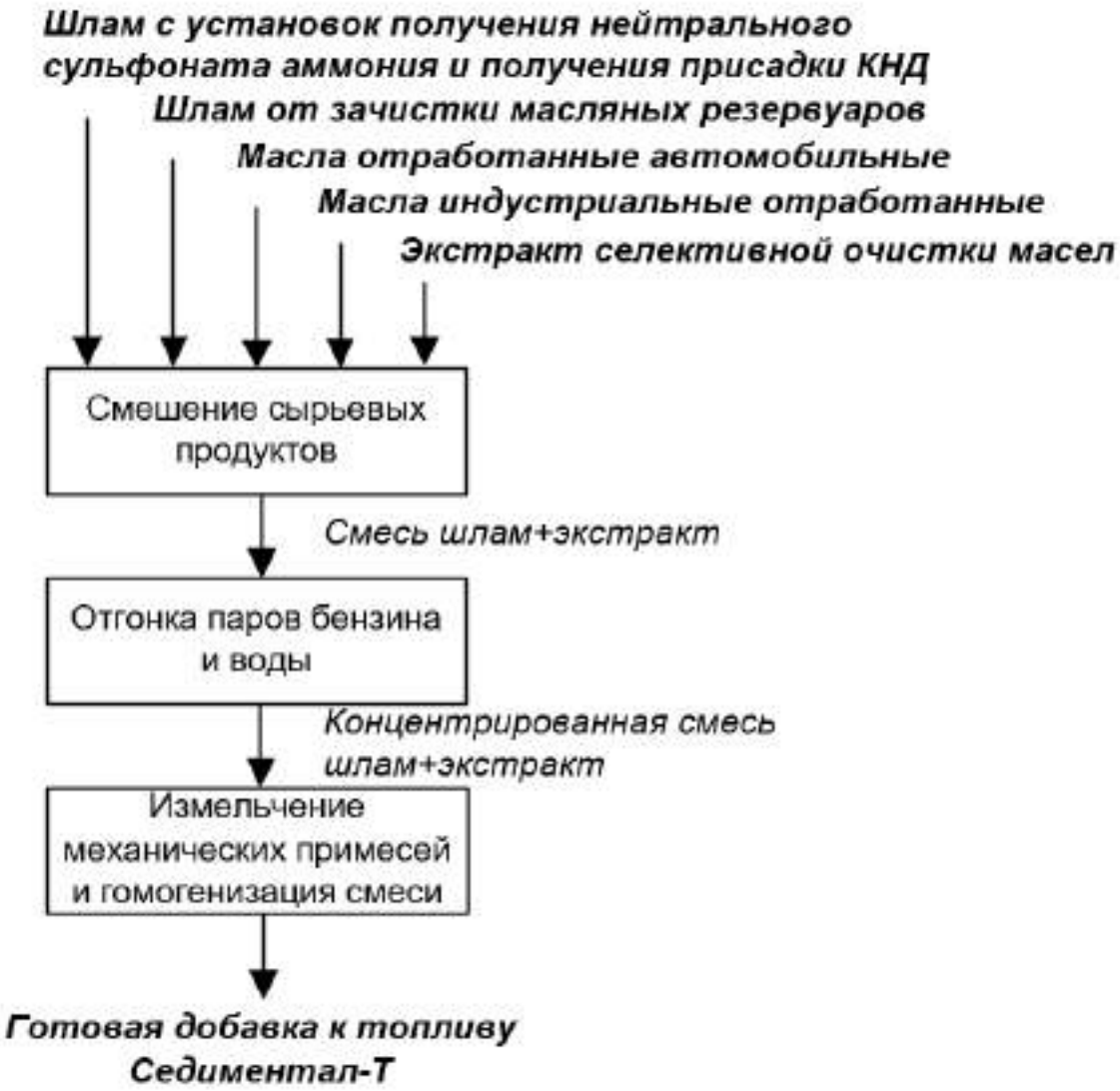


Рисунок 45.1 – Принципиальная схема производства добавки к топливу Седиментал-Т

Описание технологического процесса приведено в таблице 45.1, перечень основного оборудования – в таблице 45.2.

Таблица 45.1 – Описание технологического процесса производства добавки к топливу Седиментал-Т

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Шлам с установок получения нейтрального сульфоната аммония и получения присадки КНД Шлам от зачистки масляных резервуаров Масла отработанные автомобильные Масла индустриальные отработанные Экстракт селективной очистки масел	Смешение сырьевых продуктов	Смесь шлам+экстракт		Аппарат с мешалкой	
Смесь шлам+экстракт	Отгонка паров бензина и воды	Концентрированная смесь шлам+экстракт		Испаритель	
Концентрированная смесь шлам+экстракт	Измельчение механических примесей и гомогенизация смеси	Готовая добавка к топливу Седиментал-Т		Дезинтегратор	

Таблица 45.2 – Перечень основного технологического оборудования производства добавки к топливу Седиментал-Т

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Мешалка	Приготовление смеси шлама и экстракта селективной (фенольной) очистки, приготовление концентрированной смеси шлама и экстракта после отгонки бензина и воды на испарителе	Диаметр – 3000 мм Высота цилиндр.части – 5950 мм Объем – 50 м^3 Давление расч.: в аппарате – 6,0 кгс/см^2 в рубашке – 10 кгс/см^2 Перемешивающее устройство: Тип – лопастное Частота вращения – 80 об/мин Мощность эл. двигателя перемешивающего устройства – 18,5 кВт Частота вращения – 1500 об/мин

Окончание таблицы 45.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Испаритель	Отгон бензина и воды из смеси шлама и экстракта	Поверхность теплообмена – 16 м^2 Диаметр – 1000/1100 мм Мощность эл.двигателя перемешивающего устройства – 18,5 кВт Частота вращения – 1400 об/мин
Дезинтегратор	Для динамическая обработка сконцентрированной смеси шлама и экстракта	Производительность – 6 м^3/час Давление на приеме – 1 кгс/см^2 Мощность эл. дв. – 22 кВт Частота вращения – 3000 об/мин

45.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве добавки к топливу Седиментал-Т

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 45.3.

Таблица 45.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве добавки к топливу Седиментал-Т

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Экстракт фенольной очистки дистиллятный	т/т	0,73	0,83
Шлам	т/т	0,26	0,33
Электроэнергия	кВт·ч/т	30,5	125,8
Техническая вода (система оборотной воды)	м^3/ч	–	28
Пар	Гкал/т	0,29	1,2

Выбросы в атмосферу при производстве добавки к топливу Седиментал-Т приведены в таблице 45.4.

Таблица 45.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве добавки к топливу Седиментал-Т

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Углеводороды предельные С12–С19	–	1,13	1,25	1,18
Диметилбензол (ксилол) (смесь мета-, орто- и параизомеров)		0,030	0,034	0,032
Метилбензол (толуол)		1,0020	1,11	1,053
Фенол		0,0015	0,0017	0,0016
Бензин (нефтяной, малосернистый в пересчете на углерод)		0,085	0,095	0,090
Минеральное масло		0,11	0,13	0,12
1-Метилпирролидин-2-он		0,000029	0,000033	0,000031

Сточные воды направляются на физико-механическую биологическую очистку.

Раздел 46 Производство сульфонатных присадок

В данном разделе описано производство следующих сульфонатных присадок к смазочным маслам: присадка КНД марка А, присадка КНД марка Б, присадка НСК, присадка Комплексал-30С. Сульфонатные присадки относятся к зольным присадкам поверхностного действия, обладают хорошими солюбилизирующими и детергентно–диспергирующими свойствами.

46.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве сульфонатных присадок

Сульфонатные присадки вырабатывают на комплексе, состоящем из двух технологических установок.

Сырьем для получения присадки КНД является нейтральный сульфонат аммония (НСА), для получения которого используется следующее сырье и реагенты: сера техническая газовая жидкая, масло-сырье (типа М-11), фракция бензиновая 80–180 °С, аммиак. В качестве катализатора окисления применяется катализатор ванадиевый СВД (КД).

Получение НСА проводят в три стадии. Жидкую серу сжигают в циклонных печах при температуре 600–1200 °С. Полученный диоксид серы окисляют в контактном аппарате в присутствии ванадиевого катализатора до триоксида серы, который используется как контактный газ при проведении процесса сульфирования масла-сырья (типа М-11). Температура газа в контактном аппарате по слоям катализатора находится в пределах 400–620 °С. Сульфирование контактным газом (SO_3) масла-сырья (типа М-11) проводят в растворе бензина в гидродинамических реакторах. Ароматические и нафтено-ароматические углеводороды при взаимодействии с триоксидом серы сульфируются в ароматическое кольцо с образованием сульфокислот. Температуру в реакторах сульфирования поддерживают в пределах 50–75 °С. Затем проводят нейтрализацию сульфированного масла водным раствором аммиака 4–8% концентрации при температуре 60–80 °С с получением нейтрального сульфоната аммония. Далее проводят отстой бензинового раствора НСА от водорастворимых солей аммония. В результате отстоя нейтрализованная смесь расслаивается на два слоя. Верхний слой содержит бензиновый раствор сульфоната аммония. Нижний слой содержит водорастворимые сульфонаты аммония и другие побочные продукты реакции сульфирования, которые дренируются снизу емкостей-отстойников в автобойлер и вывозятся на обезвреживание. Температуру отстоя в емкостях поддерживают в пределах 50–70 °С. Из емкостей-отстойников верхний слой – бензиновый раствор НСА – подают на приготовление реакционной смеси на установку получения сульфонатных присадок.

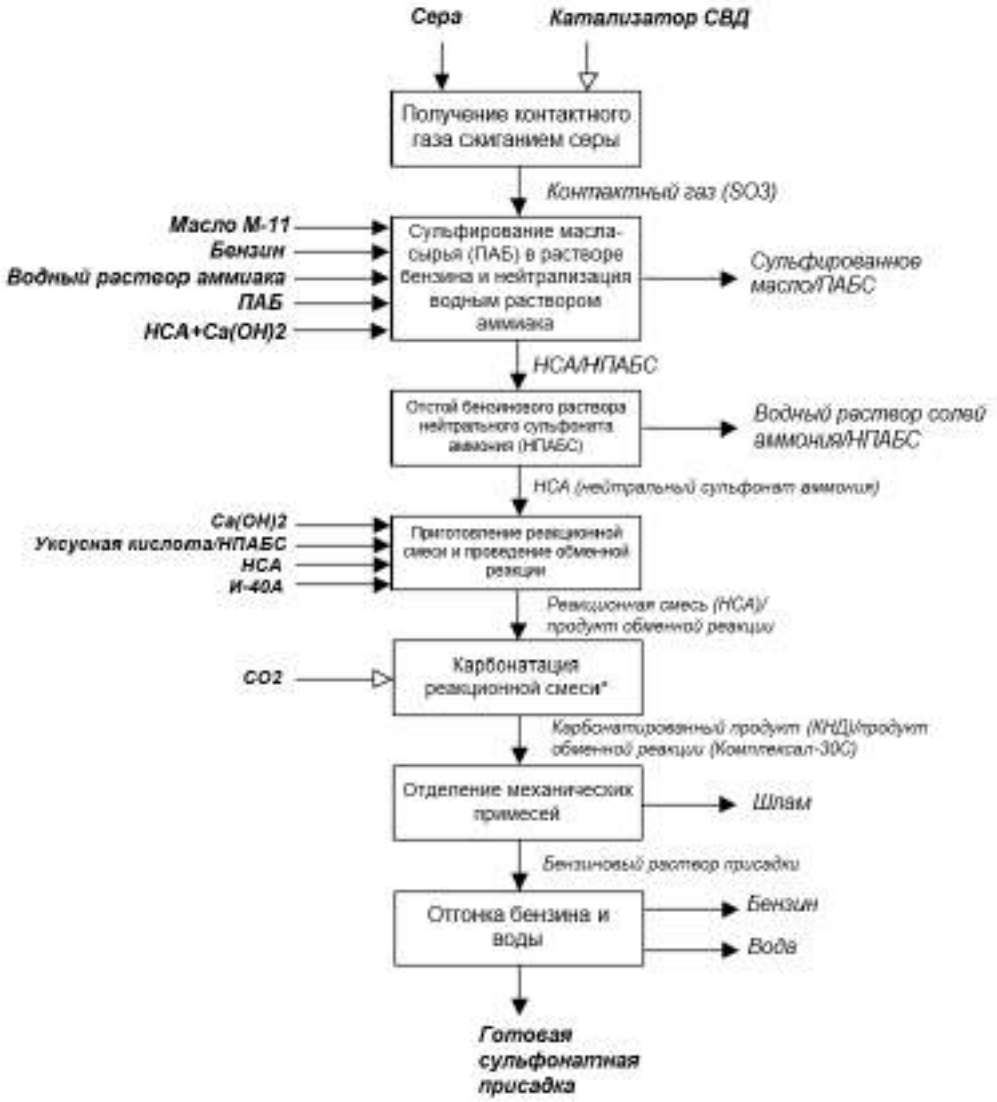
Для получения присадки КНД используют следующие сырье и реагенты: бензиновый раствор НСА, гидрат окиси кальция (ГОК $Ca(OH)_2$), уксусная кислота в качестве промотора, углекислый газ.

Получение присадки КНД проводят в четыре стадии. Приготовление реакционной смеси и проведение обменной реакции бензинового раствора НСА с гидратом окиси кальция проводят в аппаратах с перемешивающим устройством при температуре 35–60

°С. В аппарат с мешалкой для приготовления реакционной смеси также подается уксусная кислота. Полученная реакционная смесь подается в каскад карбонататоров, где подвергается карбонатации – обработке углекислым газом в присутствии промотора – уксусной кислоты. Полученная присадка проходит две стадии очистки от механических примесей на центрифугах и сепараторах. Шламы, полученные при очистке присадки, направляются на переработку на установку утилизации шламов. Очищенную от механических примесей присадку подают на пленочные испарители, работающие в две ступени, для отгонки бензина и воды, после чего готовая присадка складируется в товарных емкостях и далее направляется в резервуары товарного парка.

Получение присадки Комплексал-30С (сульфирование полиалкилбензола, нейтрализация реакционной смесью НСА+ГОК) осуществляют по технологической схеме производства присадки КНД, за исключением стадии карбонатации, которая не проводится.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 46.1.



* Для приготовления присадки Комплексал–30С карбонатация не проводится.

Рисунок 46.1 – Принципиальная схема производства сульфонатных присадок

Описание технологического процесса приведено в таблице 46.1, перечень основного оборудования – в таблице 46.2.

Таблица 46.1 – Описание технологического процесса производства сульфонатных присадок

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Сера Катализатор СВД	Получение контактного газа сжиганием серы	Контактный газ (SO_3)		Печь для сжигания жидкой серы Контактный аппарат	
Контактный газ Масло М-11 Бензин Водный раствор аммиака ПАБ НСА+$Ca(OH)_2$	Сульфирование масла-сырья (ПАБ) в растворе бензина и нейтрализация водным раствором аммиака	Сульфированное масло/ПАБС, НСА/НПАБС		Циклон Реактор Смеситель	
НСА/НПАБС	Отстой бензинового раствора нейтрального сульфоната аммония (НПАБС)	НСА (нейтральный сульфонат аммония) Водный раствор солей аммония/НПАБС			
НСА $Ca(OH)_2$ Уксусная кислота/НПАБС НСА И-40А	Приготовление реакционной смеси и проведение обменной реакции	Реакционная смесь (НСА)/продукт обменной реакции (Комплексал-30С)		Мешалка	
Реакционная смесь (НСА) /продукт обменной реакции (Комплексал-30С) CO_2	Карбонатация реакционной смеси*	Карбонатированный продукт (КНД)/продукт обменной реакции (Комплексал-30С)		Предкарбонататор Карботататор	
Карбонатированный продукт (КНД)/ продукт обменной реакции (Комплексал-30С)	Отделение механических примесей	Бензиновый раствор присадки Шлам		Центрифуги Сепараторы	
Бензиновый раствор присадки	Отгонка бензина и воды	Бензин Вода Готовая сульфонатная присадка		Испаритель	
* Для приготовления присадки Комплексал-30С карбонатация не проводится.					

Таблица 46.2 – Перечень основного технологического оборудования производства сульфонатных присадок

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Печь циклонная	Сжигание серы	Диаметр внутренний – 1200 мм Длина – 4150 мм Температура – 1200 °С Давление – 0,7 кгс/см2 Расход серы –150кг/ч Расход воздуха – 1000 м^2
Контактный аппарат	Окисление SO_2 в SO_3	Диаметр внутренний – 2000 мм Высота – 8325 мм Объем – 21 м^3 Температура – 650 °С Давление – 0,7 кгс/см^2
Реактор сульфирования гидродинамический	Проведение сульфирования	Диаметр корпуса – 357 мм Толщина стенки корпуса – 7 мм Высота – 696 мм Объем – 0,032 м^3 Температура – 80 °С Давление – 0,6 кгс/см^2
Диафрагмовый смеситель	Смешение	Диаметр – 150 мм Высота – 1260 мм Объем – 0,056 м^3 Давление – 4,0 кгс/см^2 Температура – 100 °С
Мешалка приготовления реакционной смеси	Смешение	Высота – 6971 мм Диаметр внутренний – 2800 мм Объем – 25 м^3 Давление – атмосферное Температура в корпусе – 70 °С
Предкарбонататор	Проведедие карбонатации	Высота – 5280 мм Диаметр внутренний – 1000 мм Объем – 4 м^3 Давление – 2 кгс/см^2 Температура – 120 °С
Карбонататор	Проведедие карбонатации	Высота – 1900 мм Диаметр внутренний – 1000 мм Объем – 1,6 м^3 Давление – 2 кгс/см2 Температура – 120 °С

Окончание таблицы 46.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Пленочный испаритель	Отгон бензина-растворителя и воды от присадки	Высота – 7180 мм Диаметр внутренний – 600 мм Объем – 2,1 м^3 Давление раб. – 150 мм рт.ст. Температура раб. – 180 °С Давление в рубашке – 10 кгс/см^2 Температура в рубашке – 180 °С Производительность – 5 м^3/час
Центрифуга	Очистка присадки от механических примесей	Производительность – 35000л/ч Диаметр барабана – 458 мм Длина барабана – 1550 мм Электродвигатель барабана LHJ62072CA60-Z Мощность двигателя барабана – 30кВт Число оборотов – 3000 об/мин Электродвигатель шнека –LHJ6L334CALL-7 Мощность двигателя шнека –7,5 кВт
Сепаратор Вестфалия	Очистка присадки от механических примесей	Длина –1505 мм Ширина – 1036 мм Высота – 1535 мм Число оборотов – 4800об/мин Давление – 3кгс/см Температура – 80 ˚С Производительность – 3000 м/час

46.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве сульфонатных присадок

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 46.3

Таблица 46.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве сульфонатных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции					
		Присадка КНД марка А		Присадка КНД марка Б		Присадка Комплексал-30С	
		Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный
Гидрат окиси кальция	т/т	0,19	0,21	0,27	0,29	–	0,28
Сера жидкая	т/т	0,071	0,075	0,072	0,075	–	0,059
Полиалкилбензол	т/т	–	–	–	–	–	0,612
НСА	т/т	–	–	–	–	–	1,10
Углекислый газ	т/т	0,044	0,085	0,052	0,11	–	–
Масло М-11	т/т	0,891	1,06	0,89	1,08	–	–
Бензин в НСА	т/т	–	–	–	–	–	0,28
Фракция 80–180 °С	т/т	0,25	0,28	–	0,25	–	0,17
Отгонный бензин	т/т	0,087	0,16	0,16	0,27	–	0,036
Аммиак	т/т	0,028	0,036	0,024	0,036	–	0,0030
Азот	$м^3$/т	21	29	21	29	–	–
Для всех видов сульфонатных присадок:							
		Минимальный		Максимальный			
Электроэнергия	кВт·ч/т	–		160			
Пар	Гкал/т	1,7		2,5			
Техническая вода (система оборотной воды)	$м^3$/ч	110		180			

Выбросы в атмосферу при производстве сульфонатных присадок приведены в таблице 46.4.

Таблица 46.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве сульфонатных присадок

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Аммиак	–	0,30904	3,24	1,77
Серная кислота		0,03775	0,40	0,22
Серы диоксид		0,41255	4,32	2,36
Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		1,10	11,47	6,28
Углеводороды предельные С6–С10		7,42	77,60	42,51
Углеводороды предельные С12–С19		0,0016	0,016	0,0085
Бензол		0,94	9,81	5,38
Диметилбензол (ксилол) (смесь мета-, орто- и параизомеров)		0,13	1,34	0,73
Метилбензол (толуол)		0,57	6,00	3,29
Кислота уксусная		0,20	2,09	1,14
Бензин (нефтяной, малосернистый в пересчете на углерод)		–	0,051	–
Минеральное масло		0,27	2,80	1,53

Сточные воды направляются на физико-механическую биологическую очистку.

Отходы производства сульфонатных присадок приведены в таблице 46.5.

Таблица 46.5 – Отходы, образующиеся при производстве сульфонатных присадок

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Катализатор на основе алюмосиликата/оксида алюминия ванадиевый отработанный	III	Контактный аппарат	Захоронение на полигоне	–	0,85	–

Раздел 47 Производство алкилсалицилатных присадок

В данном разделе описано производство следующих алкилсалицилатных присадок к смазочным маслам: присадка Детерсол-50, присадка Детерсол-140, присадка Детерсол-300, присадка Комплексал-250. Алкилсалицилатные присадки вводят в состав моторных масел, чтобы обеспечить высокие моющие свойства, они обладают антиокислительным, антикоррозионным и антифрикционным действием. Изготавливают на основе алкилфенола, полученного алкилированием фенола α-олефинами.

47.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве алкилсалицилатных присадок

Алкилсалицилатные присадки вырабатывают на комплексе, состоящем из трех технологических установок, на которых получают целевой алкилфенол (ЦАФ), алкилсалициловые кислоты (АСК) и присадки типа Детерсол.

Для получения ЦАФ проводят реакцию алкилирования фенола олигомерами этилена С16–С18 на катализаторе (ионообменные смолы) в реакторах алкилирования при температуре 120–150 °С и давлении 0–3 кгс/см^2. Полученный алкилфенол направляют на двухступенчатый узел разгонки продуктов алкилирования, где на первой ступени отгоняются фенол и вода, а на второй ступени – олигомеры этилена и остатки фенола. Полученный продукт – целевой алкилфенол – направляют на установку получения АСК.

Для получения АСК используются следующие сырье и реагенты: ЦАФ, едкий натр, масло-разбавитель М-6, углекислый газ, кислота соляная (24–27% концентрации), фракция бензиновая 80–180 °С, изопропиловый спирт. ЦАФ подают в аппараты защелачивания с мешалкой для взаимодействия с едким натром. Для снижения вязкости смеси в аппарат с мешалкой подают масло-разбавитель М-6. Полученный промежуточный продукт – алкилфенолят натрия – подают в каскад реакторов для обезвоживания. Осушенный алкилфенолят натрия направляют на узел карбоксилирования.

Карбоксилирование осушенного алкилфенолята натрия производят непрерывно в последовательно работающих реакторах углекислым газом. Полученный алкилсалицилат натрия направляют для дальнейшего превращения на узел разложения.

Из реактора карбоксилирования алкилсалицилат натрия подают в нижнюю часть аппарата разложения с мешалкой. Затем в верхнюю его часть подают расчетное количество соляной кислоты. Продукт разложения – алкилсалициловые кислоты (АСК) направляют на двухступенчатую промывку водой в промывные колонны. В линию подачи продуктов разложения подают бензин-растворитель, а в верх колонны подают воду с температурой 85–100 °С. Промытые АСК после второй ступени промывки поступают на отстой от кислой воды и далее в процесс приготовления присадок.

Для получения присадок используются следующие сырье и реагенты: бензиновый раствор АСК с установки, гидрат окиси кальция, метанол (промотор), углекислый газ. Приготовление масляной суспензии гидрата окиси кальция и суспензии гидрата окиси

кальция в бензиновом растворе АСК и масла М-6 проводят на отдельном узле приготовления суспензии в аппаратах с перемешивающими устройствами.

Получение алкилсалицилата кальция (присадки Детерсол-50)

Нейтрализацию алкилсалициловых кислот суспензией гидрата окиси кальция в масле М-6 проводят в мешалках с перемешивающими, после чего присадка поступает на дальнейшую очистку от механических примесей и на отделение отпарки бензина и воды.

Получение многозольного алкилсалицилата кальция (присадки Детерсол-140)

Карбонатацию алкилсалициловых кислот проводят в мешалках карбонатации, куда загружают масляную суспензию гидрата окиси кальция, метанол, бензиновый раствор АСК. Процесс проводят при постоянном перемешивании. После загрузки компонентов подают расчетное количество углекислого газа. После проведения процесса карбронатации присадку направляют на узел отгона метанола, затем на очистку от механических примесей (центрифуги и сепараторы) и на отделение отпарки бензина и воды.

Получение сверхщелочной алкилсалицилатной присадки ***Детерсол-300*** проводят в аппаратах карбонатации с мешалкой, куда загружают расчетное количество суспензии гидрата окиси кальция в бензиновом растворе АСК и масла М-6, метанола, углекислого газа. После проведения процесса карбронатации присадка поступает на узел отгона метанола, затем на очистку от мех. примесей (центрифуги и сепараторы) и на отделение отпарки бензина и воды.

Получение сульфонатно-салицилатной присадки Комплексал-250

Комплексал-250 – сульфонатно-салицилатная присадка на основе высокощелочной алкилсалицилатной присадки Детерсол-300 и нейтрального сульфонатного компонента. Бензиновый раствор нейтрального сульфоната аммония (НСА) подают в емкость для смешения с очищенной на центрифугах присадкой Детерсол-300 с получением присадки Комплексал-250, после чего присадка направляется на отделение отпарки бензина и воды.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 47.1.

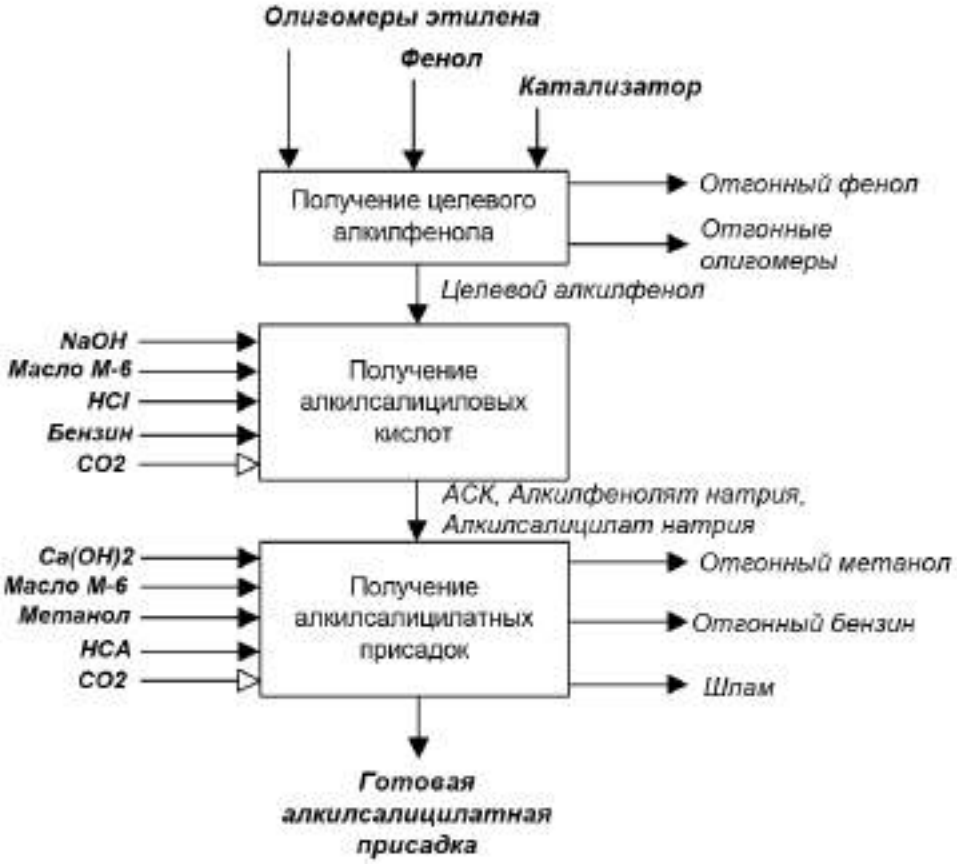


Рисунок 47.1 – Принципиальная схема производства алкилсалицилатных присадок

Описание технологического процесса приведено в таблице 47.1, перечень основного оборудования – в таблице 47.2.

Таблица 47.1 – Описание технологического процесса производства алкилсалицилатных присадок

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Олигомеры этилена Фенол Катализатор	Получение целевого алкилфенола	Сырой алкилфенол Отгонный фенол Отгонные олигомеры Целевой алкилфенол		Реактор Колонна	
Целевой алкилфенол NaOH Масло М-6 CO_2 HCl Бензин	Получение алкилсалициловых кислот	Алкилфенолят натрия Алкилсалицилат натрия АСК		Колонна Реактор Мешалка	

Окончание таблицы 47.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологи-ческое оборудование	Природо-охранное оборудо-вание
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмис-сии		
1	2	3.1	3.2	4	5
АСК $Ca(OH)_2$ Масло М-6 Метанол CO_2 НСА	Получение алкилсалицилатных присадок	Сырая присадка Отгонный метанол Отгонный бензин Шлам Готовая алкилсалицилатная присадка		Колонна Испаритель Мешалка Центрифуга Сепаратор	

Таблица 47.2 – Перечень основного технологического оборудования производства алкилсалицилатных присадок

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор алкилирования	Проведение реакции алкилирования	Диаметр внутренний – 1000мм Высота – 8600 мм В аппарате: Давление раб. –3 кгс/см^2 Температура раб. –190 °С В змеевике: Давление раб.– 1 кгс/см^2 Температура раб. –145 °С
Колонна ректификационная	Отгон фенола из продуктов алкилирования	Диаметр внутренний – 1000мм Высота – 8700мм Объем – 8,0 м^3 Давление ост. раб. – 60 мм рт.ст. Температура раб. – 220 °С Тарелки клапанные –10шт.
Колонна ректификационная	Отгон олефинов или олигомеров из продуктов алкилирования	Диаметр внутренний – 1000мм Высота – 12200мм Объем – 7,5 м^3 Давление ост. раб. – 65 мм рт. ст. Температура раб. – 310 °С Тарелки клапанные –10шт.

Продолжение таблицы 47.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор обезвоживания алкилфенолята натрия	Обезвоживание	Объем – 1,5 м^3 Диаметр вн. – 400/800 мм Высота – 10850 м Толщина стенок – 4–10 мм Поверхность теплообмена – 24,8 м^2 В аппарате: Давление раб. вакуум Температура раб. – 165 °С Рабочая среда – алкилфенолят натрия, едкий натр В рубашке: Давление раб. – 12 кгс/см^2 Температура раб. – 190 °С Рабочая среда – пар
Реактор карбоксилирования алкилфенолята натрия	Проведение карбоксилирования	Объем – 1,6 м^3 Диаметр вн. – 800 мм Высота – 3800 мм Поверхность – 31 м^2 В аппарате: Давление раб. – 6 кгс/см^2 Температура раб. – 150 °С В рубашке: Давление расч. – 12 кгс/см^2 Температура расч. – 80 °С
Мешалка разложения алкилсалицилата натрия соляной кислотой	Проведение разложения	Объем – 6,3 м^3 Диаметр вн. – 1800 мм Высота – 3063 мм Толщина стенки – 16 мм В корпусе: Давление раб. –атмосферное Температура раб. – 90 °С Рабочая среда – алкилсалицилат натрия, соляная кислота
Пленочный испаритель отгона метанола из бензинового раствора	Отгон метанола	Объем – 6,36м^3 Поверхность теплооб. – 8,0 м^2 Диаметр вн. – 1000 мм Высота – 10940 мм В аппарате: Давление раб. – 100–150 мм. рт. ст. Температура раб. – 70 °С В рубашке: Давление раб. – 5 кгс/см^2 Температура раб. –150 °С

Окончание таблицы 47.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Пленочный испаритель отгона воды и бензина от присадок	Отгон воды и бензина	Поверхность теплооб. – 8,8 м^2 Диаметр вн. – 1100/700 мм Высота – 10355 мм В аппарате: Давление ост. – 80–300 мм. рт. ст. Температура раб. – 170 °С В рубашке: Давление раб. – 9 кгс/см^2 Температура раб. – 180 °С
Мешалка приготовления присадок	Смешение	Объем – 22 м^3 Диаметр вн. – 2400 мм Высота – 4125 мм Поверхность теплоб. зм. – 11 м^3 В аппарате: Давление раб. – 0,5 кгс/см^2
Сепаратор	Очистка от механических примесей	Производительность – 5,0 м^3/ч Длина – 505 мм Ширина – 1036 мм Высота – 1535 мм Мощность эл. двигателя – 30 кВт Число оборотов – 4750 об/мин Давление раб. – 3,0 кгс/см^2 Температура раб. – 80 °С
Центрифуга очистки присадки от механических примесей	Очистка от механических примесей	Производительность – 0,5–5 м^3 Диаметр барабана – 458 мм Длина барабана – 2015 мм Мощность двигателя шнека – 7,5 кВт Максимальная скорость вращения шнека – 1500 об/мин Мощность двигателя барабана – 37кВт Максимальная скорость вращения барабана – 3000 об/мин

47.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве алкилсалицилатных присадок

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 47.3

Таблица 47.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве алкилсалицилатных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции							
		Присадка Детерсол-50		Присадка Детерсол-140		Присадка Детерсол-300		Присадка Комплексал-250	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Гидрат окиси кальция	т/т	–	0,13	0,16	0,21	0,42	0,53	0,32	0,37
Фенол	т/т	–	0,13	0,12	0,13	0,14	0,17	0,15	0,20
Масло М–6	т/т	–	0,43	0,51	0,57	0,42	0,49	0,45	0,47
Углекислый газ	т/т	–	0,053	0,12	0,17	0,28	0,45	0,154	0,23
Олигомеры	т/т	–	0,36	0,31	0,35	0,39	0,45	0,37	0,41
НСА	т/т	–	–	–	–	–	–	0,039	0,070
Соляная кислота	т/т	–	0,23	0,18	0,23	0,21	0,25	0,18	0,24
Сода каустическая	т/т	–	0,080	0,069	0,092	0,095	0,11	0,068	0,11
Метанол	т/т	–	–	0,037	0,045	0,087	0,15	0,060	0,044
Изопропиловый спирт	т/т	–	–	0,011	0,014	0,0095	0,013	0,011	0,012
Вода	т/т	–	0,12	0,11	0,12	0,11	0,12		0,18
Термолан А	т/т	–	0,0010	0,00032	0,0011	0,00016	0,0012	0,00014	0,00096
Бензин в НСА	т/т	–	–	–	–	–	–	0,027	0,046
Фракция 80–180 °С	т/т	–	0,21	0,18	0,24	0,28	0,37	0,24	0,34
Отгонный бензин	т/т	–	0,036	0,018	0,060	0,030	0,085	0,022	0,11
Амберлист	т/т	–	0,00025	0,00019	0,00029	0,00019	0,00044	0,00019	0,00039
Тулсион	т/т	–	–	–	0,00015	–	0,00047	–	0,00051
Азот	$м^3$/т	–	142	227,0	251,8	256,2	304,7	221,0	262,7
		Для всех видов алкилсалицилатных присадок:							
		Минимальный				Максимальный			
Электроэнергия	кВт·ч/т	393,3				1235,9			
Пар	Гкал/т	2,2				6,6			
Техническая вода (система оборотной воды)	$м^3$/ч	–				260			

Выбросы в атмосферу при производстве алкилсалицилатных присадок приведены в таблице 47.4.

Таблица 47.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве алкилсалицилатных присадок

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	0,017	0,020	0,01819
Азота оксид		0,009	0,011	0,00958
Метан		0,083	0,094	0,08824
Серы диоксид		–	0,0040	–
Углерода оксид		0,23	0,27	0,24913
Хлористый водород		0,018	0,020	0,01864
Углеводороды предельные С6–С10		0,84	12,31	6,57307
Углеводороды предельные С12–С19		0,11	60,15	30,12812
Бензол		0,50	0,56	0,52817
Диметилбензол (ксилол) (смесь мета-, орто- и параизомеров)		0,24	0,27	0,24986
Метилбензол (толуол)		0,43	0,49	0,45725
Фенол		0,044	0,050	0,04714
Спирт изопропиловый		0,0014	0,0016	0,00144
Спирт метиловый		0,38	0,43	0,40201
Динил (смесь 25 процентов дифенила и 75 процентов дифенилоксида)		0,043	0,49	0,26430
Бензин (нефтяной, малосернистый в пересчете на углерод)		0,0089	0,010	0,00943
Минеральное масло		0,40	0,65	0,52317
Натрий гидроксид (Натрия гидроокись, Натр едкий, Сода каустическая)		0,0044	0,0050	0,00470
Кальций дигидрооксид		0,0028	0,0032	0,00299
Дифенилоксид		0,014	1,38	0,69225
Алкил С8–С10 фенолы (Алкилфенолы из а-олефинов фракций С8–С10		0,050	0,057	0,05350
Олефины С15–С18		0,030	0,034	0,03170

Сточные воды направляются на физико-механическую биологическую очистку.

Отходы производства алкилсалицилатных присадок приведены в таблице 47.5.

Таблица 47.5 – Отходы, образующиеся при производстве алкилсалицилатных присадок

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Шлам очистки емкостей и трубопроводов от нефти и нефтепродуктов	III	Центрифуги и сепараторы	Используется как сырье на установке утилизации шламов	0,70	0,77	0,73

Раздел 48 Производство цетаноповышающей присадки для дизельных топлив (2-этилгексилнитрата)

Цетаноповышающая присадка представляет собой 2-этилгексиловый эфир азотной кислоты (2-этилгексилнитрат, 2-ЭГН). Цетаноповышающая присадка увеличивает цетановое число, не оказывая побочных эффектов на свойства дизельного топлива, а также улучшает его воспламеняемость. Обеспечивает быстрый запуск дизельных двигателей при низких температурах, понижая одновременно дымность и шумность. 2-этилгексилнитрат получают нитрованием 2-этилгексанола.

48.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве 2-этилгексилнитрата

Технологический процесс производства 2-этилгексилнитрата состоит из следующих стадий:

- смешение;
- нитрование;
- кислотная промывка;
- щелочная промывка;
- окончательная промывка;
- сушка;
- разделение кислотной смеси;
- отпарка серной кислоты;
- абсорбция окислов азота.

Для высвобождения нитрующего иона предварительно смешиваются серная и азотная кислоты. Нитрующий ион вступает в реакцию с 2-этилгексанолом с получением органического эфира азотной кислоты (2-ЭГН). Серная кислота в реакцию не вступает, но разбавляется образующейся водой. Реакционная масса разделяется на 2-ЭГН-сырец и отработанную кислоту. Для отмывки от кислоты 2-ЭГН-сырец смешивается с водой и поступает на сепарацию. Отделенный в процессе сепарации 2-ЭГН смешивается со щелочным раствором и таким образом из продукта удаляются следы содержащейся кислоты. Для доведения качественных показателей 2-ЭГН до установленных требований продукт еще раз смешивают с водой и разделяют в динамическом сепараторе. Для исключения содержания воды в готовом продукте его пропускают через стадию сушки воздухом и направляют на хранение и отгрузку потребителям.

Отработанная кислота, вода после кислотной промывки, а также азотная кислота, полученная в ходе абсорбции отходящих газов, для разделения кислотной смеси и разложения растворенных органических веществ подвергаются нагреванию с последующей ректификацией. Азотная кислота отбирается сверху колонны, а серная кислота – снизу.

Для обеспечения высокой концентрации азотной кислоты воду из нее отдувают сухим воздухом, который далее направляется на абсорбцию окислов азота, а концентрированная азотная кислота возвращается в процесс.

Для обеспечения высокой концентрации серной кислоты ее направляют на отпарку, где удаляют избыток воды и далее возвращают в процесс производства 2-ЭГН.Отходящие газы процесса отпарки направляются для очистки на абсорбцию.

На абсорбцию направляются все газы, образующиеся на всех технологических стадиях. Процесс проводится под давлением, воздух, необходимый для окисления окислов азота, всасывается из атмосферы, абсорбер орошается водой, в результате чего образуется азотная кислота, а очищенные отходящие газы выбрасываются в атмосферу.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 48.1.

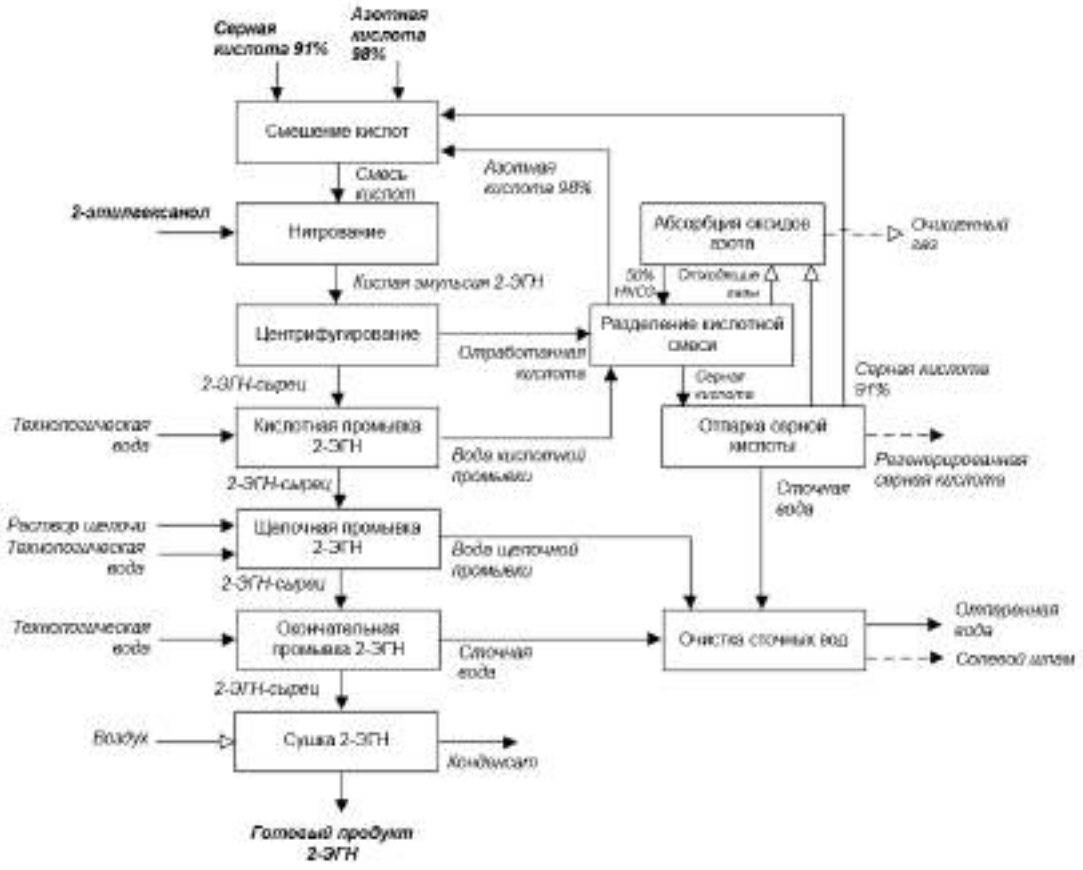


Рисунок 48.1 – Принципиальная схема производства 2-этилгексилнитрата

Описание технологического процесса приведено в таблице 48.1, перечень основного оборудования – в таблице 48.2.

Таблица 48.1 – Описание технологического процесса производства 2-этилгексилнитрата

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Серная кислота 91% Азотная кислота 98%	Смешение кислот	Смесь кислот		Статичное смешивающее устройство	
Смесь кислот 2-этилгексанол	Нитрование	Кислая эмульсия 2-ЭГН		Статичный смеситель специального исполнения	
Кислая эмульсия 2-ЭГН	Центрифугирование	2-ЭГН-сырец Отработанная кислота		Динамический сепаратор специального исполнения	
2-ЭГН-сырец Технологическая вода	Кислотная промывка 2-ЭГН	2-ЭГН-сырец Вода кислотной промывки		Статичный смеситель специального исполнения	
2-ЭГН-сырец Раствор щелочи Технологическая вода	Щелочная промывка 2-ЭГН	2-ЭГН-сырец Вода щелочной промывки		Аппарат с перемешивающим устройством	
2-ЭГН-сырец Технологическая вода	Окончательная промывка 2-ЭГН	2-ЭГН-сырец Сточная вода		Статичный смеситель специального исполнения	
2-ЭГН-сырец Воздух	Сушка 2-ЭГН	Готовый продукт 2-ЭГН Конденсат		Насадочная колонна	
Отработанная кислота со стадии центрифугирования Кислые сточные воды со стадии кислотной промывки 50% азотная кислота со стадии абсорбции	Разделение кислотной смеси	Серная кислота на стадию отпарки Азотная кислота 98% на стадию смешения кислот Отходящие газы на стадию абсорбции		Насадочная колонна	

Окончание таблицы 48.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Серная кислота со стадии разделения	Отпарка серной кислоты	Серная кислота 91% на стадию смешения Отходящие газы на стадию абсорбции Сточная вода		Насадочная колонна	
Отходящие кислые газы	Абсорбция оксидов азота	Слабая 50% азотная кислота на стадию разделения	Очищенный газ	Колонна специального исполнения	
Сточные воды	Очистка сточных вод	Отпаренная вода	Солевой шлам	Установка выпара специального исполнения	

Таблица 48.2 – Перечень основного технологического оборудования производства 2-этилгексилнитрата

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Смеситель	Смешивание серной 91% и азотной 98% кислот	Статичное смешивающее устройство
Смеситель	Смешивание кислотной смеси и 2-этилгексанола	Статичный смеситель специального исполнения
Сепаратор	Разделение 2-ЭГН от отработанной кислоты	Динамический сепаратор специального исполнения
Смеситель	Смешивание технологической воды и кислого 2-ЭГН	Статичный смеситель специального исполнения
Емкость с мешалкой	Смешивание технологической воды, 2-ЭГН и щелочного раствора	Аппарат с перемешивающим устройством
Смеситель	Смешивание технологической воды и 2-ЭГН	Статичный смеситель специального исполнения
Отпарная колонна	Сушка 2-ЭГН	Насадочная колонна
Ректификационная колонна	Разделение кислотной смеси	Насадочная колонна

Окончание таблицы 48.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Отпарная колонна	Отпарка серной кислоты	Насадочная колонна
Абсорбционная колонна	Абсорбция окислов азота	Колонна специального исполнения
Установка выпаривания	Очистка сточных вод	Установка выпара специального исполнения

48.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве 2-этилгексилнитрата

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 48.3.

Таблица 48.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве 2-этилгексилнитрата

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
2-этилгексанол (2-ЭГ)	кг/т	–	803
Азотная кислота 98%	кг/т	–	434
Серная кислота 91%	кг/т	–	966
Оборотная вода 25 ºС	$м^3$/т	–	32
Охлаждающая вода 20 ºС	$м^3$/т	–	45,34
Охлаждающая вода 10 ºС	$м^3$/т	–	7,47
Пар высокого давления 2,0 МПа(изб.)	кг/т	–	746,7
Пар низкого давления 0,4 МПа(изб.)	кг/т	–	1013,4
Технологическая вода	кг/т	–	1320
Азот давлением 0,6 МПа (изб.)	$нм^3$/т	–	2,94
Электроэнергия для электропотребителей	МВт·ч/т	–	0,14

Выбросы в атмосферу при производстве 2-этилгексилнитрата приведены в таблице 48.4.

Таблица 48.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве 2-этилгексилнитрата

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	0,011	–
Азота оксид		–	0,0045	–
Азотная кислота		–	0,0062	–
Серная кислота		–	0,013	–
Углерода оксид		–	8,61	–
2-этилгексанол		–	0,0037	–
2-этилгексилнитрат (2-этилгексиловый эфир азотной кислоты)		–	0,018	–

Отведение технологических стоков за границу установки не предусматривается. Осуществляются сбор и усреднение всех стоков в накопителе, нейтрализация стоков раствором КОН, выпаривание стоков до влажности солевого шлама 10–50%. Выпаренная вода конденсируется и возвращается в технологию.

Раздел 49 Производство пара-третичного бутилфенола

Пара-трет-бутилфенол (ПТБФ) применяется в качестве сырья органического синтеза, в фармацевтической промышленности, при производстве различных полимеров и пластификаторов. Получают методом алкилирования фенола изобутиленом в присутствии кислотного катализатора.

49.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве пара-третичного бутилфенола

Исходным сырьем для синтеза ПТБФ является фенол и изобутилен.

Технологический процесс на всех стадиях осуществляется по одной технологической нитке, за исключением стадии алкилирования. Для алкилирования фенола изобутиленом установлены три реактора, из которых в работе может находиться один реактор или могут работать одновременно два реактора по параллельной схеме. Реакционную массу (алкилат) после реактора очищают от смол и сульфокислот в роторно-пленочном испарителе, затем отгоняют от фенола в системе из двух последовательно работающих вакуумных колонн. Из расплава ПТБФ выделяют товарный ПТБФ в виде дистиллята, а кубовый остаток колонны возвращают в качестве рецикла на стадию переалкилирования в реактор. Расплав ПТБФ с верха колонны подается для чешуирования в вальцевой кристаллизатор или заливают в термоконтейнер. Чешуированный ПТБФ с кристаллизатора по транспортной линии ссыпается на расфасовку в шнековые дозаторы, и готовые мешки подаются на автоматическую линию упаковки, откуда автопогрузчиком отправляются на склад. Принципиальная схема производства приведена на рисунке 49.1.

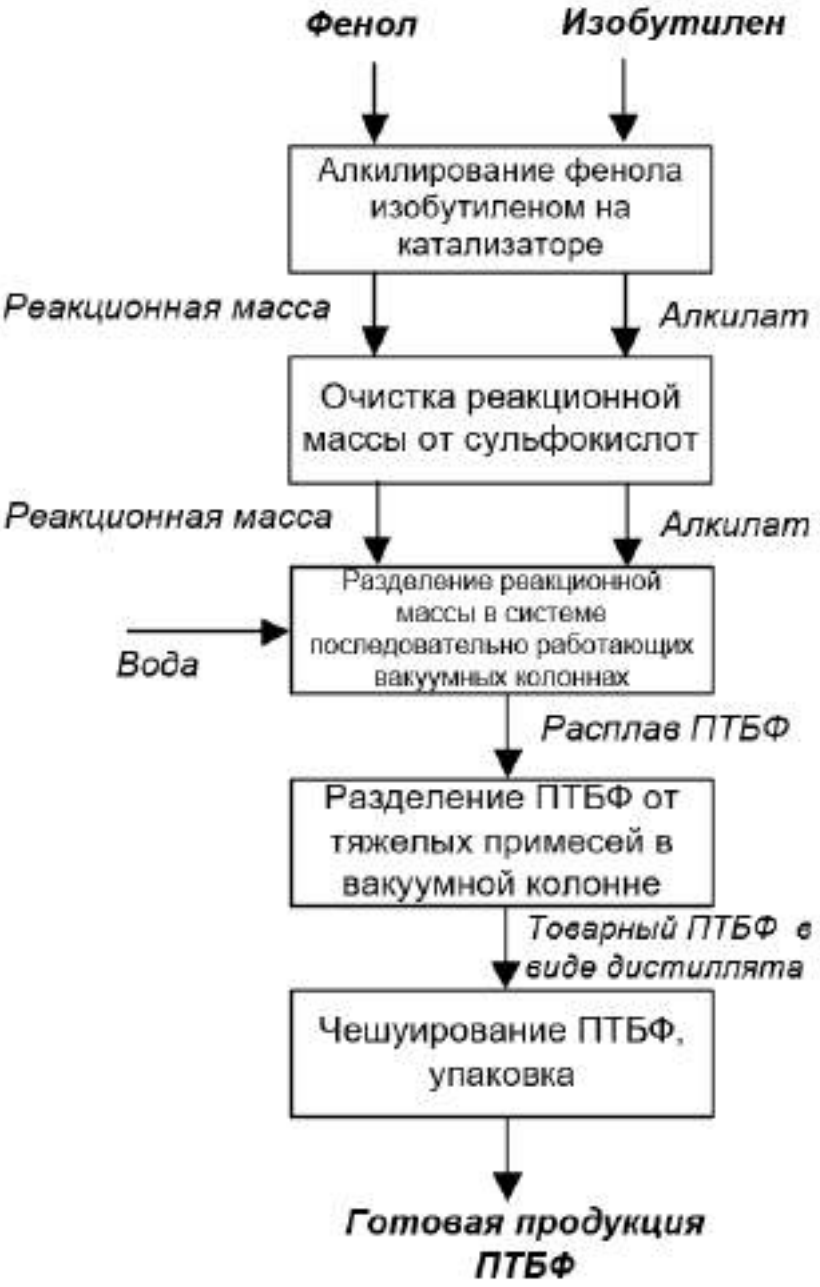


Рисунок 49.1 – Принципиальная схема производства пара-третичного бутилфенола

Описание технологического процесса приведено в таблице 49.1, перечень основного оборудования – в таблице 49.2.

Таблица 49.1 – Описание технологического процесса производства пара-третичного бутилфенола

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Фенол Изобутилен	Алкилирование фенола изобутиленом на катализаторе	Реакционная масса Алкилат		Реактор	
Реакционная масса Алкилат	Очистка реакционной массы от сульфокислот	Алкилат		Роторно-пленочный испаритель	
Реакционная масса Алкилат	Разделение реакционной массы в системе последовательно работающих вакуумных колоннах	Расплав ПТБФ		Вакуумные колонны	
Расплав ПТБФ	Разделение ПТБФ от тяжелых примесей в вакуумной колонне	Товарный ПТБФ в виде дистиллята		Ректификационная колонна	
Расплав ПТБФ	Чешуирование ПТБФ, упаковка	Готовая продукция ПТБФ		Кристаллизатор	

Таблица 49.2 – Перечень основного технологического оборудования производства пара-третичного бутилфенола

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор-алкилатор	Синтез ПТБФ	Объем – 4,9 м^3 Поверхность змеевика – 29 м Диаметр – 1200 мм Высота цилиндрической части – 4200 мм Давление расчетное: аппарата – 3 кгс/см^2 (0,3 МПа), змеевика – 6 кгс/см^2 (0,6 МПа) Температура расчетная: аппарата – 150 °С, змеевика – 158 °С
Роторно-пленочный испаритель	Отгонка алкилата от сульфокислоты	Объем – 6,0 м^3 Поверхность теплообмена – 20 м^2 Расчетное давление: в корпусе –1,0 кгс/см^2, в змеевике – 16 кгс/см^2 Температура расчетная (в корпусе и змеевике) – 250 °С
Конденсатор	Получение ПТБФ	Поверхность теплообмена – от 25,6 до 361 м^2 Давление – от 0,5 до 5 кгс/см^2 Температура – от 20 до 165°С
Ректификационная колонна	Разделение фенола, алкилата и ПТБФ	Диаметр – 1000 мм Тарелки решетчатые, кол-во –18 шт. Расстояние между тарелками – 350 мм Высота цилиндрической части – 12700 мм Давление расчетное – 10 мм. рт. ст. ж. Температура расчетная – 160°С
Теплообменник	Получение ПТБФ	Поверхность теплообмена – 16 м^2 Расчетное давление (в трубном и межтрубном пространстве) – 14 кгс/см^2 Расчетная температура: в трубном пространстве – 100 °С, в межтрубном – 120°С
Насос центробежный	Получение ПТБФ	Марка – 1,25ХО-2К-2Г Производительность –3 м^3/час Напор – 40 м.ст.ж. (0,4 МПа) Число оборотов – 3000 об/мин Мощность – 3 кВт
Фильтр	Получение ПТБФ	Объем – 630 л Ддиаметр корпуса – 900 мм Высота общая –2050 мм Давление расчетное – 3 кгс/см^2 (0,3 МПа) Температура расчетная – 150 °С

Окончание таблицы 49.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Кипятильник	Получение ПТБФ	Поверхность теплообмена – 40 м^2 Расчетное давление: в трубном пространстве – 10 кгс/см^2 (1МПа), межтрубном пространстве – 25 кгс/см^2 (2,5 МПа) Расчетная температура: в трубном пространстве – 185 °С, в межтрубном – 230 °С Трубки 25х2х2000 – 261 шт.
Конденсатор	Получение ПТБФ	Поверхность теплообмена – 15 м^2 Диаметр корпуса – 400 мм Трубки 25х2х2000 мм – 100 шт. Расчетное давление:в трубном пространстве – 6 кгс/см^2 (0,6МПа), в межтрубном – вакуум Расчетная температура: в трубном пространстве – 25–40 °С, в межтрубном – 200 °С
Сепаратор	Получение ПТБФ	Объем – 0,8 м^3 Диаметр – 800 мм Высота –180 мм Давление расчетное (в аппарате и змеевике) – 6 кгс/см^2 (0,6 МПа) Расчетная температура: в аппарате – 350°С, в змеевике – 140 °С
Абсорбер	Получение ПТБФ	Диаметр – 1000 мм Высота цилиндрической части – 3640 мм Давление расчетное – вакуум Расчетная температура – 200°С
Кристаллизатор	Получение ПТБФ	Диаметр вальца –1000 мм Производительность – 2500 кг/час Поверхность наружного вальца – 7,8 м^2 Скорость вращения – 7 об/мин Число оборотов – 1300 об/мин Мощность эл. двигателя – 5,5 кВт
Шнековый питатель	Получение ПТБФ	Производительность –1,5 м^3/час Мощность – 4,0 кВт Число оборотов – 1450 об/мин Исполнение – ВЗГ
Шнековый транспортер	Получение ПТБФ	Производительность – 1,5 т/час Мощность – 1,5 кВт Число оборотов – 1500 об/мин Исполнение – ВЗГ
Ленточный транспортер	Получение ПТБФ	Диаметр барабана –200 мм Длина – 2500 мм Ширина – 400 мм

49.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве пара-третичного бутилфенола

Показатели потребления энергетических ресурсов приведены в таблице 49.3.

Таблица 49.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве пара-третичного бутилфенола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Фенол синтетический технический	кг/т	–	662
Изобутилен	кг/т	–	387
Катализатор	кг/т	–	0,13

Выбросы в атмосферу при производстве пара-третичного бутилфенола приведены в таблице 49.4.

Таблица 49.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве пара-третичного бутилфенола

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Метан	–	–	0,43	–
Фенол		–	0,092	–

Кубовый остаток ректификации – фенольную воду – складируют в котлованах-шламонакопителях.

Отходы производства пара-третичного бутилфенола приведены в таблице 49.5.

Таблица 49.5 – Отходы, образующиеся при производстве пара-третичного бутилфенола

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Каталиатор на основе полимера стирол-дивинилбензола отработанный	3	Производство ПТБФ	Котлованы	–	0,27	–
Кубовый остаток ректификации олефинового сырья при производстве смеси моно- и диалкилфенолов	3	Производство ПТБФ	Котлованы	108,3	572,4	268,9
Отходы пленки полиэтилена и изделий из нее незагрязненные	5	Производство ПТБФ	Использование	0,31	2,95	1,22
Отходы упаковочных материалов из бумаги и картона, загрязненные неметаллическими нерастворимыми или малорастворимыми минеральными продуктами	4	Производство ПТБФ	Полигон	0,37	3,28	1,35
Тара деревянная, утратившая потребительские свойства, незагрязненная	5	Производство ПТБФ	Полигон	0,75	6,55	2,70
Отходы тары из негалогенированных полимерных материалов в смеси незагрязненные	3	Производство ПТБФ	Полигон	0,0099	0,088	0,036
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов 15% и более)	3	Производство ПТБФ	Полигон	0,076	0,67	0,28
Ткань фильтровальная хлопчатобумажная, загрязненная нефтепродуктами (содержание нефтепродуктов 15% и более)	3	Производство ПТБФ	Котлованы	0,14	1,26	0,52

Продолжение таблицы 49.5

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Песок, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов 15% и более)	3	Производство ПТБФ	Полигон	0,019	0,17	0,068
Отходы солей натрия при ликвидации проливов органических и неорганических кислот	3	Производство ПТБФ	Котлованы	0,28	2,45	1,01
Остатки дизельного топлива, потерявшего потребительские свойства	3	Производство ПТБФ	Использование	3,43	30,13	12,43
Отходы минеральных масел индустриальных	3	Производство ПТБФ	Использование	0,037	0,33	0,146
Отходы минеральных масел компрессорных	3	Производство ПТБФ	Использование	0,027	0,25	0,099
Тара из черных металлов, загрязненная нефтепродуктами (содержание нефтепродуктов менее 15%)	4	Производство ПТБФ	Полигон	0,011	0,099	0,041
Лом и отходы, содержащие незагрязненные черные металлы в виде изделий, кусков, несортированные	5	Производство ПТБФ	Использование	0,062	0,555	0,23
Остатки и огарки стальных сварочных электродов	5	Производство ПТБФ	Использование	0,0012	0,011	0,0045
Отмывочная жидкость щелочная, отработанная, загрязненная нефтепродуктами (содержание нефтепродуктов менее 15%)	4	Производство ПТБФ	Котлованы	0,12	1,10	0,45
Отходы резиноасбестовых изделий незагрязненные	4	Производство ПТБФ	Котлованы	0,062	0,55	0,23

Окончание таблицы 49.5

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Сальниковая набивка асбестографитовая, промасленная (содержание масла менее 15%)	4	Производство ПТБФ	Котлованы	0,025	0,22	0,090
Шланги и рукава из вулканизированной резины, утратившие потребительские свойства, незагрязненные	5	Производство ПТБФ	Полигон	0,012	0,11	0,045
Твердые смолы от зачистки оборудования производства 2,6-ди-тре—бутил-4-диметиламинометилфенола	3	Производство ПТБФ	Обезвреживание	1,24	10,92	4,50

Раздел 50 Производство 1М раствора боран-тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране

Одномолярный раствор боран–тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране (1М раствор БТГФ в ТГФ, ТГФ-боран, ТГФ-борановый комплекс, химическая формула C4H8O:BH3) выпускается в виде бесцветной прозрачной жидкости. Применяется в качестве высокоселективного восстановителя альдегидов, кетонов и карбоновых кислот до спиртов; в реакциях гидроборирования.

50.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве 1М раствора БТГФ

Технологический процесс получения 1М раствора БТГФ основан на взаимодействии диборана с тетрагидрофураном (ТГФ) с образованием комплексного соединения. Для стабильности полученного соединения в реакционную массу загружается стабилизатор, который препятствует разложению комплекса

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 43.1.

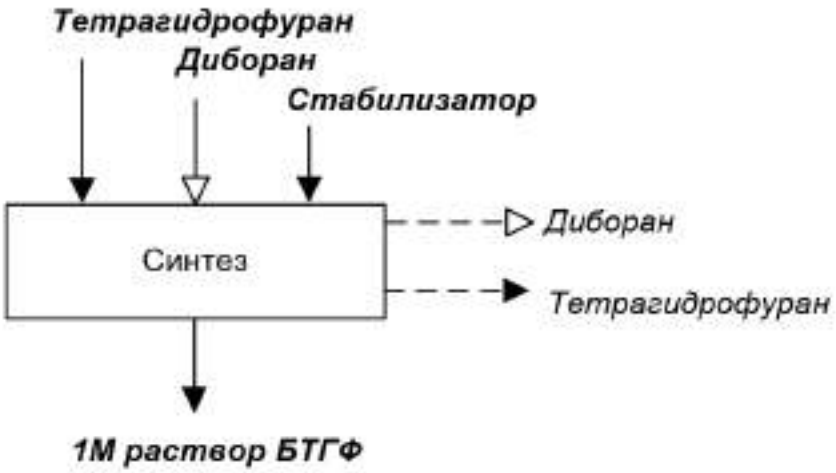


Рисунок 43.1 – Принципиальная схема производства 1М раствора БТГФ

Синтез 1М раствора БТГФ проводят при атмосферном давлении путем взаимодействия газообразного диборана с жидким ТГФ в присутствии стабилизатора. После загрузки в реактор стабилизатора и ТГФ включают мешалку и содержимое реактора охлаждают. При охлаждении содержимого реактора начинают подачу диборана. После окончания дозировки расчетной массы диборана из реактора отбирают пробу на анализ. При соответствии техническим требованиям 1М раствор БТГФ из реактора передавливают в сборник для хранения и расфасовывания. Описание технологического процесса приведено в таблице 50.1, перечень основного оборудования – в таблице 50.2.

Таблица 50.1 – Описание технологического процесса производства 1М раствора БТГФ

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Тетрагидрофуран Диборан Стабилизатор	Синтез	1М раствор БТГФ	Тетрагидрофуран Диборан	Смеситель Реактор Холодильник	

Таблица 50.2 – Перечень основного технологического оборудования производства 1М раствора БТГФ

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Смеситель	Получение 1М раствора БТГФ	Вертикальный цилиндрический аппарат вместимостью 10 $дм^3$: Давление рабочее: в аппарате – 0,06 МПа (0,6 $кгс/см^2$) Температура рабочая: в аппарате – от 10 до 20 °С Габариты: диаметр – 300 мм, высота – 300 мм
Реактор	Получение 1М раствора БТГФ	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой вместимостью 0,63 $м^3$ с мешалкой, оборудованной торцевым уплотнением вала, частота вращения 3,31 $с^{-1}$ (200 об/мин) Реактор теплоизолирован
Холодильник	Получение 1М раствора БТГФ	Вертикальный кожухотрубный теплообменник с неподвижными трубными решетками и температурным компенсатором на кожухе Площадь поверхности теплообмена – 1,5 $м^2$ Холодильник теплоизолирован

50.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве 1М раствора БТГФ

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 50.3.

Таблица 50.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве 1М раствора БТГФ

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Тетрагидрофуран	т/т	–	1000
Стабилизатор	кг/т	–	0,21
Диборан	кг/т	–	17,8

Выбросы в атмосферу при производстве 1М раствора БТГФ приведены в таблице 50.4.

Таблица 50.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при 1М раствора БТГФ

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Диборан	–	–	0,018	–
Тетрагидрофуран		–	123,1	–

При производстве 1М раствора БТГФ сточные воды и отходы не образуются.

Раздел 51 Производство диметиламинборана

Диметиламинборан (ДМАБ, Диметиламинборановый комплекс, химическая формула $(CH_3)_2NH{:}BH_3$) выпускается в виде белых гранул с сильным аминным запахом. Применяется в качестве селективного восстановителя в электроннной и фармацевтической промышленности.

51.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диметиламинборана

Промышленный способ получения диметиламинборана (ДМАБ) основан на взаимодействии жидкого диметиламина (ДМА) с газообразным дибораном.

Процесс состоит из следующих стадий:

- синтез и стабилизация ДМАБ-сырца;
- гидролиз, фильтрация ДМАБ-сырца;
- промывка;
- сушка;
- грануляция;
- выделение ДМАБ из промывных вод.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 51.1.

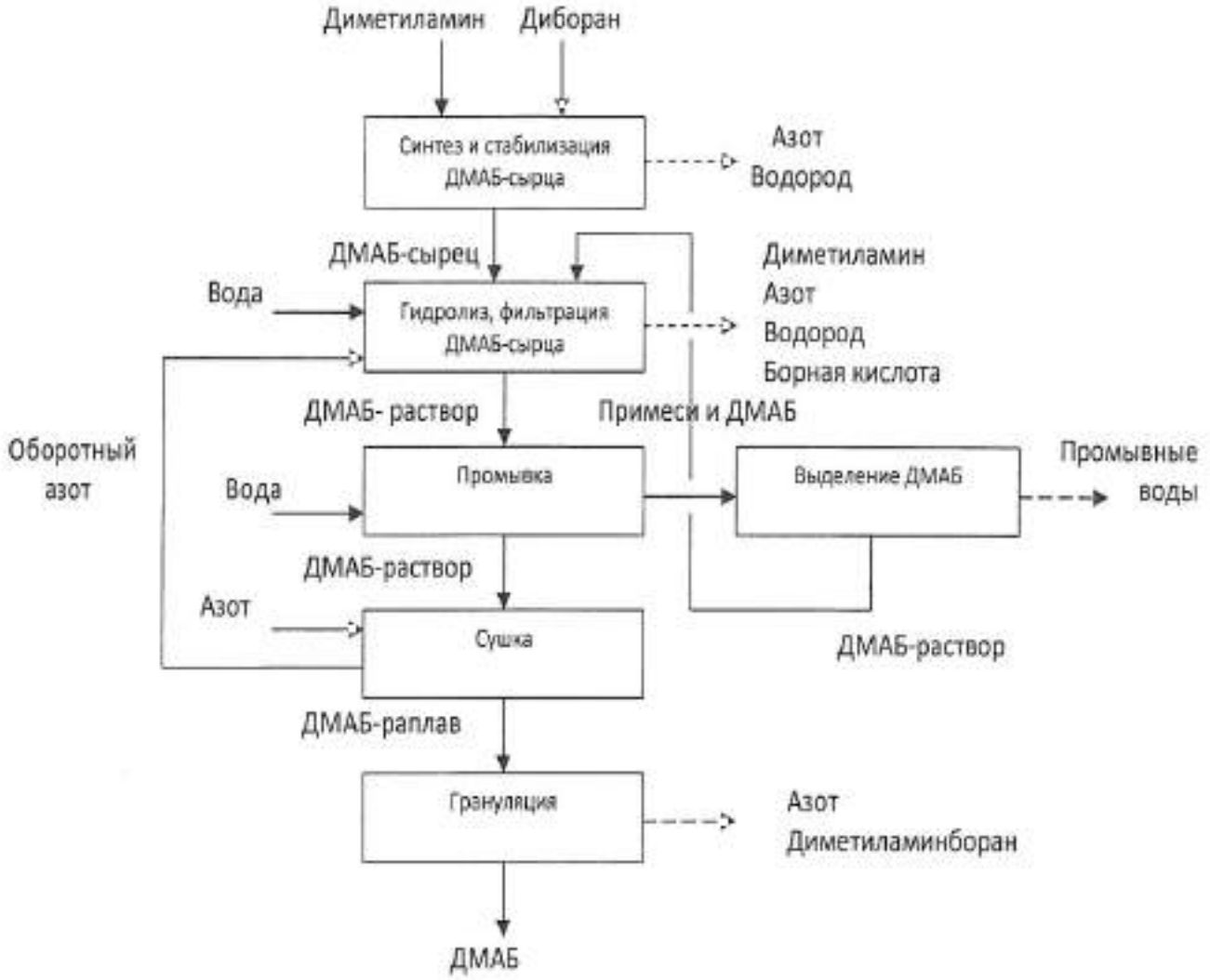


Рисунок 51.1 – Принципиальная схема производства диметиламинборана

Синтез диметиламинборана осуществляют в реакторе периодического действия. По окончании синтеза ДМАБ-сырец передавливают азотом на стадию стабилизации. По окончании стабилизации ДМАБ-сырец передавливают азотом на гидролиз. Гидролиз осуществляют в реакторе дистиллированной водой при постоянном перемешивании смеси и подаче азота. После гидролиза ДМАБ передавливают на стадию помывки через фильтр. После окончания промывки проводят сушку ДМАБ. По окончании сушки ДМАБ гранулируется в грануляторе. Описание технологического процесса приведено в таблице 51.1, перечень основного оборудования – в таблице 51.2.

Таблица 51.1 – Описание технологического процесса производства диметиламинборана

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Диметиламин Диборан	Синтез и стабилизация ДМАБ-сырца	ДМАБ-сырец Примеси	Азот Водород	Реактор	
ДМАБ-сырец Примеси Вода Оборотный азот	Гидролиз, фильтрация ДМАБ-сырца	ДМАБ раствор Примеси	Диметиламин, азот Водород Борная кислота Вода Диметиламинборан	Реактор Фильтр	
ДМАБ раствор Примеси Вода	Промывка	ДМАБ раствор Вода с примесями ДМАБ		Реактор	
ДМАБ раствор Азот	Сушка	Расплав ДМАБ	Оборотный азот	Реактор	
Расплав ДМАБ	Грануляция	ДМАБ	Азот Диметиламинборан	Гранулятор	
Вода с примесями ДМАБ	Выделение ДМАБ	ДМАБ-раствор	Промывные воды производства диметиламинборана	Куб	

Таблица 51.2 – Перечень основного технологического оборудования производства диметиламинборана

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Осуществление процесса синтеза, процесса стабилизации	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой,с мешалкой, вместимость – 630 дм^3
Реактор	Проведение гидролиза	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой,с мешалкой: Вместимость – 1,25 м^3 Диаметр – 1000 мм Высота – 3710 мм

Окончание таблицы 51.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Фильтр	Фильтрация борной кислоты	Вертикальный цилиндрический аппарат с элиптической крышкой и плоским съемным днищем, с рубашкой и мешалкой, вместимость 1,0 м^3, площадь фильтрации 0,78 м^2
Реактор	Проведение водных промывок	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой и мешалкой: Вместимость – 1,6 м^3 Диаметр – 1200 мм Высота – 3710 мм
Реактор	Сушка ДМАБ	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой: Вместимость – 1000 дм^3 Диаметр – 1000 мм Высота – 2911 мм
Гранулятор	Грануляция плава ДМАБ	Вертикальный аппарат, состоящий из дозирующего устройства, барабана, заключенного в металический кожух
Куб	Выделение ДМАБ из промвод	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой и мешалкой: Вместимость – 1,0 м^3 Диаметр – 1000 мм Высота – 2911 мм

51.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметиламинборана

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 51.3.

Таблица 51.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметиламинборана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диборан	т/т	–	0,27
Диметиламин	т/т	–	0,85
Вода дистиллированная	т/т	–	0,4
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	12,43
Природный газ	тыс. м^3/т	–	18,3
Сжатый воздух	тыс. м^3/т	–	0,002
Вода оборотная	тыс. м^3/т	–	0,02
Азот	тыс. м^3/т	–	12,7

Выбросы в атмосферу при производстве диметиламинборана приведены в таблице 51.4.

Таблица 51.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве диметиламинборана

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Борная кислота (ортоборная кислота)	–	–	1,34	–
Метилен хлористый		–	8,02	–
Диметиламин		–	1,59	–
Диборан		–	0,0083	–
Тетрагидрофуран		–	92,76	–

При производстве диметиламинборана сточные воды не образуются.

Отходы производства диметиламинборана приведены в таблице 51.5.

Таблица 51.5 – Отходы, образующиеся при производстве диметиламинборана

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Промывные воды производства диметиламинборана	IV	Выделение диметиламинборана из диметиламинборана-сырца на стадиях гидролиза и промывки	Обезвреживание	–	337,0	–

Раздел 52 Производство метоксидиэтилборана

Метоксидиэтилборан (диэтилметоксиборан, метилдиэтилборинат, МДЭБ, ДЭМБ, химическая формула: $(C_2H_5)_2BOCH_3$) выпускается в виде бесцветной или желтоватой прозрачной жидкости. Применяется в фармацевтическом и тонком органическом синтезе.

52.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве метоксидиэтилборана

Промышленный способ получения метоксидиэтилборана (МДЭБ) основан на реакции взаимодействия триэтилбора с метанолом в присутствии катализатора.

Процесс состоит из следующих стадий:

- прием сырья;
- синтез МДЭБ-сырца;
- ректификация МДЭБ-сырца;
- хранение, расфасовывание МДЭБ.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 52.1.

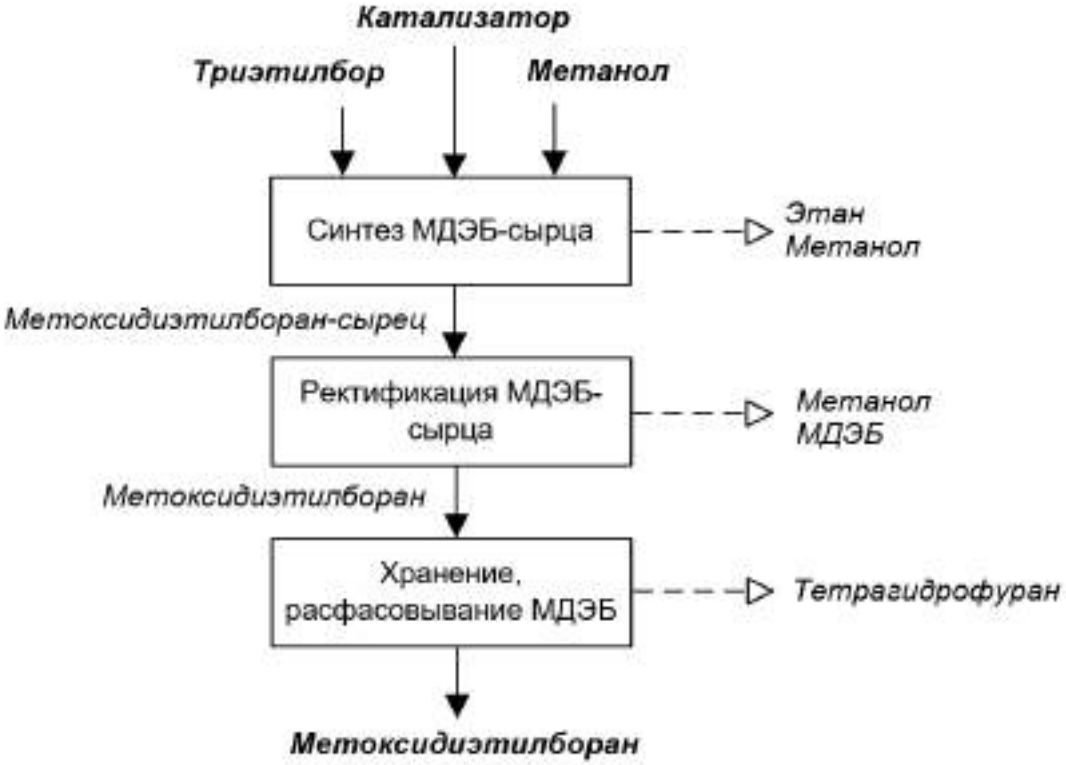


Рисунок 52.1 – Принципиальная схема производства метоксидиэтилборана

Синтез МДЭБ-сырца проводят в реакторе, оборудованном мешалкой и рубашкой для охлаждения реакционной смеси. В реактор загружают триэтилбор, катализатор и дозируют метанол. Образовавшийся МДЭБ-сырец из реактора передают в куб колонны ректификации. После ректификации МДЭБ собирают в емкость готового продукта для хранения и передачи потребителям. Описание технологического процесса приведено в таблице 52.1, перечень основного оборудования – в таблице 52.2.

Таблица 52.1 – Описание технологического процесса производства метоксидиэтилборана

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Триэтилбор Метанол Катализатор	Синтез МДЭБ-сырца	Метоксидиэтилборан-сырец	Этан Метанол	Реактор	–
Метоксидиэтилборан–сырец	Ректификация МДЭБ-сырца	Метоксидиэтилборан	Метанол МДЭБ	Куб колонны, колонна, холодильник	–
Метоксидиэтилборан	Хранение, расфасовы-вание МДЭБ	Метоксидиэтилборан	Тетрагидро-фуран	–	–

Таблица 52.2 – Перечень основного технологического оборудования производства метоксидиэтилборана

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза	Производство метоксидиэтилборана	Вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой и рубашкой
Отгонный куб		Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой
Колонна ректификации		Вертикальный цилиндрический аппарат заполненный кольцами Рашига
Холодильник		Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник: Площадь поверхности теплообмена – 1,0 м^2 Давление рабочее: в трубном пространстве – 0,06 МПа, в межтрубном пространстве – 0,25 МПа Температура рабочая – от 10 до 20 °С

52.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метоксидиэтилборана

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 52.3.

Таблица 52.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве метоксидиэтилборана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Триэтилбор	т/т	–	1,06
Метанол	т/т	–	0,36
Катализатор	т/т	–	0,0022
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	3,6
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	8,3
Сжатый воздух	тыс. $м^3$/т	–	0,002
Вода оборотная	тыс. $м^3$/т	–	1,0
Пар	тыс. $м^3$/т	–	0,005
Азот	тыс. $м^3$/т	–	1,0

Выбросы в атмосферу при производстве метоксидиэтилборана приведены в таблице 52.4.

Таблица 52.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве метоксидиэтилборана

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Этилен	–	–	430,6	–
Метилен хлористый		–	17,1	–
Спирт метиловый		–	10,9	–
Минеральное масло		–	26,2	–
Тетрагидрофуран		–	430,6	–

При производстве метоксидиэтилборана сточные воды не образуются.

Отходы производства метоксидиэтилборана приведены в таблице 52.5.

Таблица 52.5 – Отходы, образующиеся при производстве метоксидиэтилборана

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Жидкие отходы ректификации сырца метоксидиэтилборана	II	Ректификация сырца метоксидиэтилборана	Обезвреживание	–	58,3	–

Раздел 53 Производство триэтилбора

Триэтилбор (триэтилборан, ТЭБ, химическая формула $B(C_2H_5)_3$) выпускается в виде бесцветной прозрачной жидкости. Применяется в тонком органическом синтезе, в качестве пирофорной топливной добавки.

53.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве триэтилбора

Промышленный способ получения триэтилбора основан на реакции взаимодействия диборана с этиленом в среде водорода. Процесс состоит из следующих стадий:

- прием сырья;
- синтез триэтилбора-сырца;
- ректификация триэтилбора-сырца;
- хранение, расфасовывание триэтилбора.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 53.1.

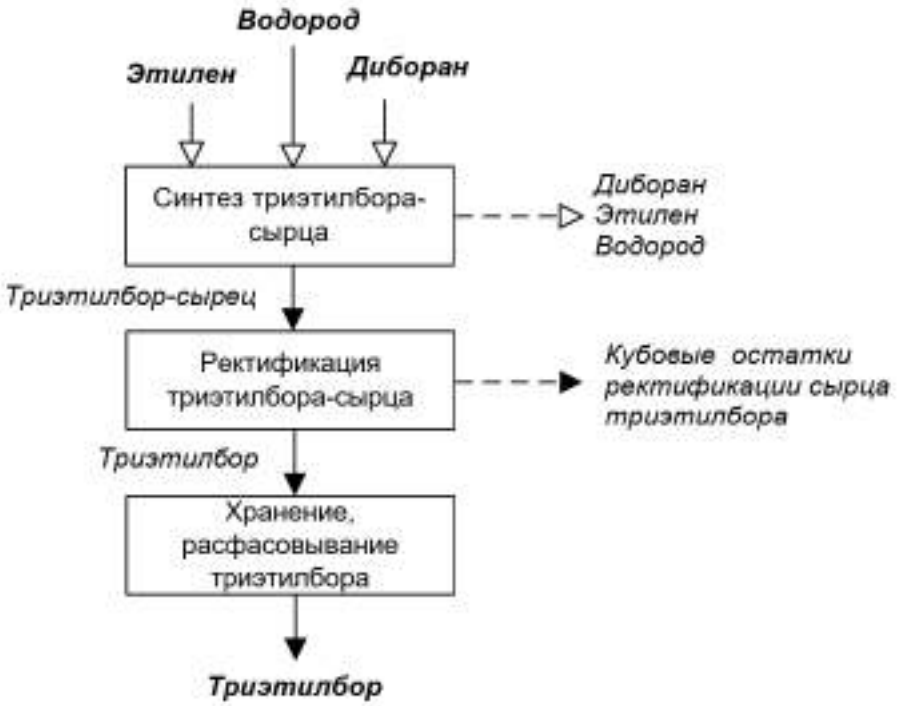


Рисунок 53.1 – Принципиальная схема производства триэтилбора

Синтез триэтилбора-сырца проводят в реакторе, оборудованном рубашкой для нагрева и охлаждения реакционной смеси газов. Смесь газов из эжектора-смесителя поступает в реактор, где происходит образование триэтилбора-сырца. Образовавшийся триэтилбор–сырец из реактора поступает последовательно в холодильники для конденсации. Из холодильника триэтилбор-сырец поступает в сборники. Из сборников триэтилбор-сырец передается в куб колонны ректификации. После ректификации триэтилбор собирается в емкость готового продукта для хранения и передачи

потребителям. Описание технологического процесса приведено в таблице 53.1, перечень основного оборудования – в таблице 53.2.

Таблица 53.1 – Описание технологического процесса производства триэтилбора

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Этилен Водород Диборан	Синтез триэтилбора-сырца	Триэтилбор-сырец	Диборан Этилен Водород	Смеситель Реактор Холодильник	–
Триэтилбор-сырец	Ректификация триэтилбора-сырца	Триэтилбор	Кубовые остатки ректификации сырца триэтилбора	Куб колонны Колонна Холодильник	–
Триэтилбор	Хранение, расфасовывание триэтилбора	Триэтилбор	–	–	–

Таблица 53.2 – Перечень основного технологического оборудования производства триэтилбора

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Эжектор-смеситель	Получение триэтилбора	Вертикальный цилиндрический аппарат с вмонтированным сужающим устройством. Диаметр 108 мм Объём 25 дм^3 Давление раб. 0,06 МПа (0,6 кгс/см^2) Температура раб. = температура окружающей среды
Реактор синтеза		Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой
Холодильник кожухотрубный		Вертикальный одноходовой кожухотрубный теплообменник охлаждаемый водой (межтрубное пространство)
Холодильник змеевиковый		Вертикальный теплообменник с вмонтированным внутри змеевиком, охлаждаемый
Отгонный куб, ректификационная колонна		Куб вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой обогреваемой паром Диаметр 600 мм Высота 1300 мм Объём 310 дм^3 Давление раб. 0,06 МПа (0,6 кгс/см^2) Температура раб. в рубашке до 150 °С Температура раб. В кубе до 120 °С Колонна ректификации.

Окончание таблицы 53.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Холодильник кожухотрубный		Вертикальный одноходовой кожухотрубный теплообменник, охлаждаемый водой (межтрубное пространство) Поверхность 1,0 м^2 Давление раб. 0,06 МПа (0,6 кгс/см^2) Температура раб.тр. 100 °С. Траб.межтр. 20 °С
Холодильник змеевиковый		Вертикальный теплообменник с вмонтированным внутри змеевиком и каплеотбойником, охлаждаемый хладоном-30 Диаметр 273 мм Высота 1000 мм Диаметр тр. 32 мм Поверхность 0,66 м^2 Давление раб. 0,06 МПа (0,6 кгс/см^2), Температура раб. минус 35 °С.

53.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве триэтилбора

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 53.3.

Таблица 53.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триэтилбора

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	т/т	–	1,1
Диборан	т/т	–	0,15
Водород	тыс. м^3/т	–	4
Азот	т/т	–	3,75
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	12,41
Природный газ	тыс. м^3/т	–	9,0
Сжатый воздух	тыс. м^3/т	–	0,002
Вода оборотная	тыс. м^3/т	–	1,0
Пар	тыс. м^3/т		0,005

Выбросы в атмосферу при производстве триэтилбора приведены в таблице 53.4.

Таблица 53.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве триэтилбора

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Этилен	–	–	350,5	–
Метилен хлористый		–	13,9	–
Спирт метиловый		–	8,8	–
Минеральное масло		–	21,3	–
Диборан		–	0,056	–

При производстве триэтилбора сточные воды не образуются.

Отходы производства триэтилбора приведены в таблице 53.5.

Таблица 53.5 – Отходы, образующиеся при производстве триэтилбора

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Мини-мальное значение	Макси-мальное значение	
Кубовые остатки ректификации сырца триэтилбора	II	Ректификация сырца триэтилбора	Обезвреживание	–	20	–

Раздел 54 Производство диметилового эфира

Диметиловый эфир (ДМЭ, химическая формула CH_3-O-CH_3) выпускается в виде сжиженного газа. Применяется в качестве пропеллента для аэрозольных баллонов в производстве парфюмерии, косметики, бытовой и автохимии, монтажных пен, а также при производстве экструзионного пенополистирола, диметилсульфатов, метилирования ароматических аминов, в качестве хладагента, моторного (дизельного) и других видов топлива. Получают дегидратацией метанола с последующей ректификацией.

54.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диметилового эфира

Промышленный способ получения диметилового эфира основан на дегидратации метанола с последующей ректификацией продуктов.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 54.1.



Рисунок 54.1 – Принципиальная схема производства диметилового эфира

Сырье (метанол) очищают от легких примесей в ректификационной типовой колонне.

Для синтеза ДМЭ и разделения продуктов реакции межмолекулярной дегидратации метанола используется реакционно-ректификационный аппарат (РРА), состоящий из трех зон: двух ректификационных (нижней и верхней) и средней – реакционно-ректификационной зоны, заполненной ионитным формованным катализатором. Верхняя ректификационная зона предназначена для отделения ДМЭ от метанола, а нижняя ректификационная зона – для отделения воды от метанола.

Товарный ДМЭ с верха РРА направляют в узел хранения готового продукта.

Воду выводят из куба нижней ректификационной зоны РРА и направляют на очистку в ректификационную колонну. Метанол отбирают с верхней части ректификационной колонны и возвращают в производство, воду из куба колонны направляют через дренажную емкость в промливневую канализацию.

Описание технологического процесса приведено в таблице 54.1, перечень основного оборудования – в таблице 54.2.

Таблица 54.1 – Описание технологического процесса производства диметилового эфира

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудо-вание
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Метанол	Очистка исходного метанола	Очищенный метанол		Ректификационная колонна	
Очищенный метанол Метанол со стадии ректификации	Дегидратация метанола	Диметиловый эфир Вода с примесью метанола на ректификацию		Реакционно–ректификационная колонна Ректификационная колонна	
Диметиловый эфир	Ректификация	Диметиловый эфир Метанол на стадию дегидратации			
Диметиловый эфир	Адсорбционная осушка	Диметиловый эфир товарный			
Вода с примесью метанола со стадии дегидратации	Очистка воды от метанола	Вода		Ректификационная колонна	

Таблица 54.2 – Перечень основного технологического оборудования производства диметилового эфира

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна ректификационная	Очистка метанола	Температура расч. – 150 °С Давление расч. – 0,6 МПа (изб.) Объем – 9,0 м³ Диаметр – 770 мм Высота – 23318 мм Масса пустого – 6000 кг Масса при гидроисп. – 15000 кг
Колонна реакционно–ректификационная	Синтез диметилового эфира, отделение воды от метанола	Температура расч. – +250 °С Давление расч. – 1,6 МПа (изб.) Объем – 30,0 м³ Диаметр ректиф. зоны – 480 мм Диаметр реакционной зоны – 2400 мм Высота слоя катализатора – 3000 мм Высота – 20550 мм Масса пустого – 13600 кг Масса при гидроисп. – 41630 кг
Колонна ректификационная	Отделение ДМЭ от метанола	Температура расч. – 150 °С Давление расч. – 1,6 МПа (изб.) Объем – 11,4 м³ Диаметр – 880 мм Высота – 23127 мм Масса пустого – 9600 кг Масса гидроисп. – 19100 кг
К–0401 Колонна ректификационная	Очистка воды от метанола	Температура расч. – 150 °С Давление расч. – 0,6 МПа (изб.) Объем – 1,8 м^3 Диаметр – 370 мм Высота – 18457 мм Масса пустого – 3500 кг Масса при гидроисп. – 5000 кг

54.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диметилового эфира

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 54.3.

Таблица 54.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметилового эфира

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	1410	1540
Катализатор ионитный формованный	кг/т	–	2
Анионит	кг/т	–	0,12
Цеолит КАхУ	кг/т	–	2,2
Раствор едкого натра 0,1%	кг/т	0,12	0,3
Вода оборотная	кг/т	2,56	4,21
Пар	Гкал/т	2,1	3,4
Азот	$нм^3$/т	10	140
Электроэнергия	кВт·ч/т	164	275
Сжатый воздух	$нм^3$/т	10	40

Выбросы в атмосферу при производстве диметилового эфира приведены в таблице 54.4.

Таблица 54.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве диметилового эфира

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Спирт метиловый	–	–	0,94	–
Диметиловый эфир	–	–	0,045	–

Сточные воды направляются в централизованную систему водоотведения.

Отходы производства диметилового эфира приведены в таблице 54.6.

Таблица 54.6 – Отходы, образующиеся при производстве диметилового эфира

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы минеральных масел индустриальных	III	Техническое обслуживание оборудования	Обезвреживание	0,012	0,023	0,017
Катализатор на основе полимера стирол-дивинилбензола отработанный (отработанный катализатор	III	Замена катализатора отработанного	Обезвреживание	3,3	6,1	4,7
Ионообменные смолы на основе полимера стирол-дивинилбензола отработанные	IV	Замена фильтрующего компонента очистки метанола	Обезвреживание	0,41	0,77	0,59
Фильтровочные и поглотительные отработанные массы (на основе алюмосиликатов) загрязненные	IV	Замена компонента по очистке диметилового эфира	Обезвреживание	3,9	7,3	5,6

Раздел 55 Производство диэтилового эфира

В данном разделе представлено описание производства диэтилового эфира, включая получение следующих веществ:

- эфир диэтиловый реактив квалификаций: ч., ч.д.а., х.ч., о.с.ч.;
- эфир этиловый (серный) марок ЭМСП, ЭНСП;
- лекарственные средства: эфир медицинский, эфир для наркоза стабилизированный.

Диэтиловый эфир (этоксиэтан, химическая формула C_2H_5-O-C_2H_5) применяется в медицине для наркоза, в промышленных целях в качестве растворителя, экстрагента, теплоносителя, реактива.

55.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве диэтилового эфира

Диэтиловый эфир получают сернокислотным методом по реакции этерификации этилового спирта в присутствии серной кислоты с последующей очисткой химическими растворами. Процесс состоит из следующих стадий:

- приготовление этилсерной кислоты;
- получение и нейтрализация сырого эфира;
- ректификация эфира от воды и спирта;
- очистка эфира от примесей химическими растворами;
- осушка эфира твердым едким натром.

Принципиальная схема производства приведена на рисунке 55.1.

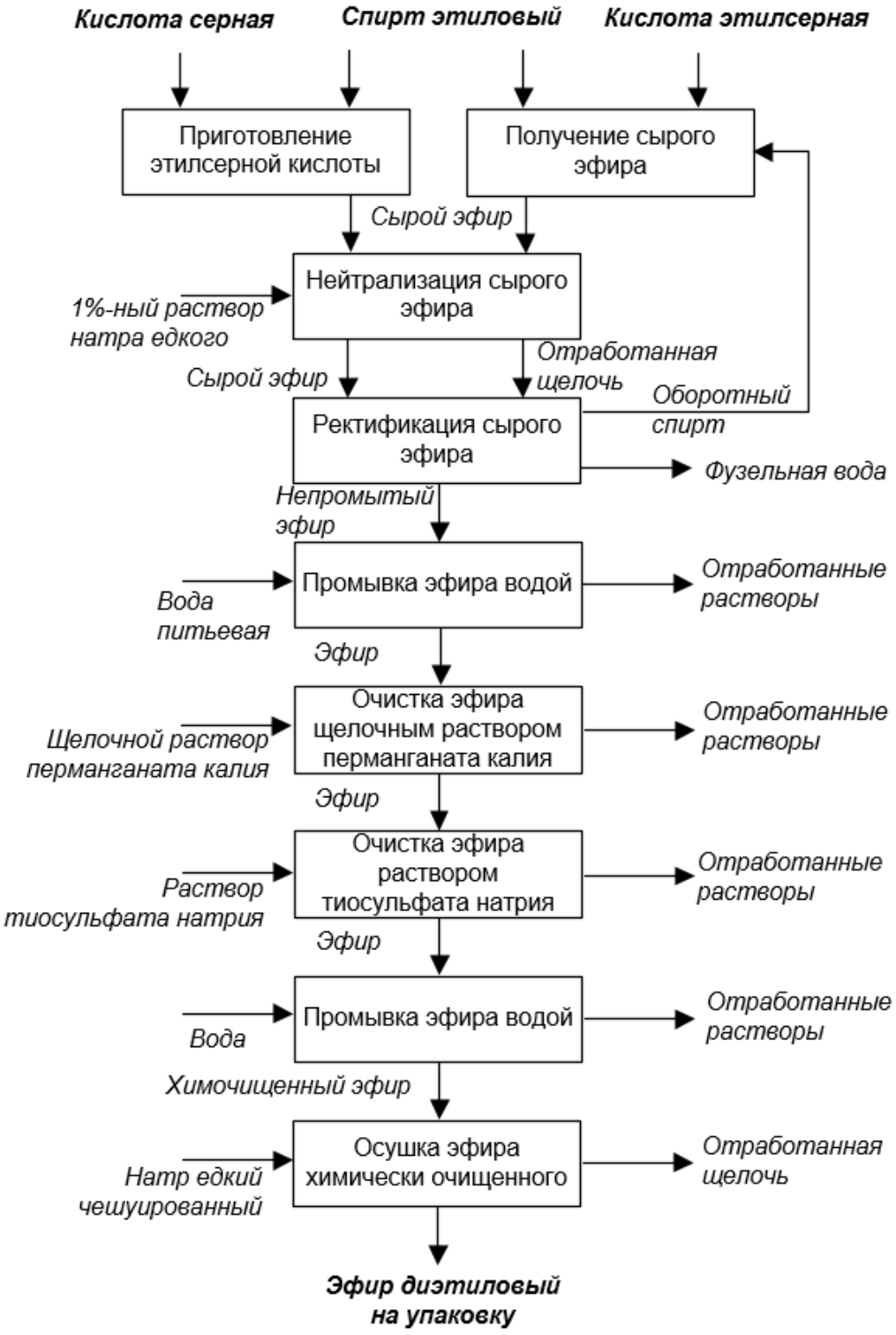


Рисунок 55.1 – Принципиальная схема производства диэтилового эфира

В эфиризатор передавливают серную кислоту из монжуса сжатым азотом и начинают слив спирта с контролем температуры. По окончании слива спирта смесь оставляют в эфиризаторе с периодическим перемешиванием для протекания реакции образования этилсерной кислоты.

Сырой эфир получают взаимодействием паров спирта, образующихся в спиртоиспарителе, с этилсерной кислотой в эфиризаторе и его дальнейшей нейтрализацией 1% раствором едкого натрия в нейтрализаторе.

Получаемая после реакции эфирообразования смесь состоит из паров эфира, спирта и воды. Разделение данной смеси проводят на ректификационных колоннах.

Пары сырого эфира из нейтрализатора поступают в среднюю часть спиртовой колонны. Вода, как более труднокипящий компонент смеси, стекает в нижнюю часть колонны, смесь паров эфира и спирта поступает на дальнейшее разделение.

Смесь паров спирта и эфира после спиртовой колонны поступает в спиртовый дефлегматор, где часть их за счет охлаждения холодной водой конденсируется и в виде флегмы возвращается в спиртовую колонну. Для обеспечения нормальной эксплуатации оборудования температура отходящей воды после спиртового дефлегматора должна быть 55–60 °С.

Несконденсировавшиеся в спиртовом дефлегматоре пары спирта и эфира для дальнейшего разделения поступают в эфирную колонну. Получаемый после разделения на эфирной колонне спирт, проходя холодильник, поступает на эпруветку, которая служит для отбора проб получаемого спирта, для определения его крепости и реакции среды. Крепость спирта должна быть не менее 92,5% объемных, реакция среды – нейтральной. При крепости 92,5% и более спирт поступает в бак оборотного спирта, при крепости менее 92,5% – в бак брака оборотного спирта.

Оборотный спирт из бака используют для переработки на стадиях приготовления этилсерной кислоты и получения сырого эфира.

Пары эфира из эфирной колонны поступают в эфирный дефлегматор, где часть их за счет охлаждения холодной водой конденсируется и в виде флегмы возвращается в эфирную колонну. Несконденсировавшиеся в эфирном дефлегматоре пары эфира проходят конденсатор-холодильник, холодильник и эпруветку, служащую для отбора проб получаемого эфира, для определения плотности, реакции среды и внешнего вида. Плотность эфира должна быть не более 0,718 г/см^3 при температуре 20°С, реакция среды – нейтральной, цвет – бесцветный. При получении положительных результатов эфир направляют в бак непромытого эфира. При получении отрицательного результата испытания эфир переводят в бак брака эфира.

Брак эфира из бака или брак спирта из бака по мере их накопления насосом закачивают в напорный бак. При переработке некондиционного эфира и спирта продукт подают в переходное звено спиртовой колонны.

Химически очищенный эфир (ХО эфир) получают удалением имеющихся примесей из непромытого эфира при обработке водой с последующей очисткой химическими растворами: щелочным раствором перманганата калия; раствором тиосульфата натрия и водой. Промывку непромытого эфира водой проводят в реакторах химической очистки.

Оставшийся в реакторе после промывки водой эфир подвергают очистке щелочным раствором перманганата калия. Оставшийся в реакторе после очистки щелочным раствором перманганата калия эфир подвергают очистке раствором тиосульфата натрия. Оставшийся в реакторе после очистки раствором тиосульфата натрия эфир промывают водой.

Осушку химически очищенного эфира чешуированным едким натром проводят в осушителе. ХО эфир из бака насосом закачивают в напорный бак, откуда самотеком подают в нижнюю часть осушителя, внутри которого на металлической сетке помещен чешуированный едкий натр. На выходе из осушителя периодически отбирают пробу эфира для определения плотности и наличия альдегидов. При получении удовлетворительных результатов эфир направляют в хранитель эфира. При возрастании плотности прекращают подачу эфира в осушитель и производят восполнение чешуированного едкого натра.

Увлажненную щелочь сливают в бак отработанной щелочи. По мере загрязнения осушитель промывают, пропаривают, охлаждают и вновь заполняют свежим чешуированным едким натром.

Из хранителя эфир направляют на фасовку.

Отработанные растворы, образующиеся на стадии химической очистки эфиров, и отработанная щелочь, образующаяся при осушке эфиров, содержат примеси эфира, для удаления которых проводят регенерацию отработанных растворов.

Отработанные растворы в из сборника закачивают насосом в испаритель, в рубашку испарителя подают пар и начинают подогрев. Образующиеся в процессе подогрева пары эфира поступают в конденсатор-холодильник, в котором происходит конденсация паров, и образующийся эфир самотеком стекает в бак некондиционного эфира.

При достижении температуры в испарителе 80°С подачу пара в рубашку и отгонку эфира заканчивают. Кубовый остаток, освобожденный от примеси эфира, сливают в канализацию.

По мере наполнения бака эфир насосом закачивают в напорный бак брака спирта и эфира для дальнейшей переработки на спиртовой колонне.

Отработанную щелочь в количестве из сборника закачивают насосом в испаритель, в рубашку испарителя подают пар и начинают подогрев. Образующиеся в процессе подогрева пары эфира поступают в конденсатор-холодильник, в котором происходит конденсация паров, и образующийся эфир самотеком стекает в бак некондиционного эфира. При достижении температуры в испарителе 80 °С подачу пара в рубашку и отгонку эфира заканчивают. Очищенную щелочь сливают в бак сбора очищенной щелочи.

Описание технологического процесса приведено в таблице 55.1, перечень основного оборудования – в таблице 55.2.

Таблица 55.1 – Описание технологического процесса производства диэтилового эфира

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Кислота серная Спирт этиловый	Приготовление этилсерной кислоты	Этилсерная кислота		Монжус Эфиризатор	
Этилсерная кислота Спирт этиловый	Получение сырого эфира	Сырой эфир (50% – эфир, 30% – спирт, 20% – вода)		Эфиризатор Спиртоиспаритель	
Сырой эфир 1%-ный раствор натра едкого	Нейтрализация сырого эфира	Сырой эфир Отработанная щелочь		Нейтрализатор Холодильник сырого эфира	
Сырой эфир Отработанная щелочь	Ректификация сырого эфира	Непромытый эфир Оборотный спирт Фузельная вода		Ректификационные колонны: спиртовая и эфирная Дефлегматоры спиртовый и эфирный Конденсатор холодильник Холодильник	
Непромытый эфир Вода питьевая	Промывка эфира водой	Отработанные растворы (вода, эфир непромытый) Эфир		Реактор химической очистки	
Щелочной раствор перманганата калия Эфир	Очистка эфира щелочным раствором перманганата калия	Отработанные растворы (щелочной раствор перманганата калия, эфир непромытый) Эфир		Реактор химической очистки	

Окончание таблицы 55.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Раствор тиосульфата натрия Эфир	Очистка эфира раствором тиосульфата натрия	Отработанные растворы (раствор тиосульфата натрия, эфир непромытый) Эфир		Реактор химической очистки	
Вода питьевая Эфир	Промывка эфира водой	Химочищенный эфир (чда/ЭМ), отработанные растворы (вода, эфир непромытый): при получении марок ч.д.а., ЭМСП,ЭМ на стадию осушки и далее на упаковку при получении марок х.ч., ЭНСП. ЭНС на очистку щелочным раствором перманганата калия, очистку раствором тиосульфата натрия, промывку водой, осушку и далее на упаковку		Реактор химической очистки	
Химочищенный эфир Натр едкий чешуированный	Осушка эфира химически очищенного	Эфир диэтиловый на упаковку Отработанная щелочь		Осушитель	

Таблица 55.2 – Перечень основного технологического оборудования производства диэтилового эфира

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Спиртоиспаритель	Получение перегретых паров спирта	Сталь Х18Н10Т. Технические характе–ристики: Диаметр куба – 0,9 м Высота куба – 1,79 м Длина трубки кипятильника – 2 м Количество трубок – 266 шт. Диаметр трубки – 0,023 м
Эфиризатор	Приготовление этилсерной кислоты и получения паров сырого эфира	Стальной корпус, футерованный свинцом. Технические характеристики: Диаметр – 2200 мм Полная высота – 3448 мм Высота цилиндрической части – 2300 мм Рабочее давление – 0,035 МПа
Нейтрализатор	Нейтрализация паров серной кислоты из сырого эфира едким натром	Сталь Х18Н10Т. Технические характеристики: Высота – 1115 мм Диаметр – 700 мм Количество тарелок – 6 шт.
Колонна ректификационная (спиртовая)	Разделение паров спирта и эфира от воды	Нержавеющая сталь 12Х18Н10Т. Технические характеристики: Высота – 12444мм Диаметр – 1608 мм Количество тарелок – 48 шт. Число колпачков на тарелке – 108 шт. Шаг тарелок – 200 м Температура в кубовой части –108°С Температура в верхней части – 80°С Рабочее давление – 0,04 МПа
Колонна ректификационная (эфирная)	Разделение паров эфира от спирта	Нержавеющая сталь 12Х18Н10Т. Технические характеристики: Высота – 10834 мм Диаметр – 1608 мм Количество тарелок – 48 шт. Число колпачков на тарелке – 108 шт. Шаг тарелок – 200 мм Температура в кубовой части – 72–80°С Температура в верхней части – 34–36°С Рабочее давление – 0,5 кгс/см^2

Окончание таблицы 55.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор химической очистки	Очистка эфира химическими растворами	Сталь Х18Н10Т, эмалированный внутри
Осушитель	Осушка эфира чешуйчатым едким натром	Длина – 1365 мм Диаметр – 608 мм Масса – 220 кг Давление рабочее: В рубашке – 3,0 кгс/см^2 В корпусе – 0,5 кгс/см^2

55.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве диэтилового эфира

Показатели потребления материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 55.3.

Таблица 55.3 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диэтилового эфира

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т эфира диэтилового марок ч.д.а., ЭМСП, ЭМ		Расход на 1 т эфира диэтилового марок х.ч., ЭНСП, ЭНС	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый денатурированный	дал/т	216	240	256	288
Кислота серная	кг/т	20,93	23,25	24,8	27,9
Натр едкий	кг/т	32,45	64,16	78,83	197,42
Калий марганцовокислый	кг/т	7	23,59	16	51
Натрия тиосульфат	кг/т	4	12,5	10	32
Вода питьевая	м^3/т	11,48	12,75	13,6	15,3
Пар	Гкал/т	16,94	17,5	19,04	20,72
Вода техническая	м^3/т	249,75	277,5	296	333
Электроэнергия	кВт·ч/т	374	401	419	455

Выбросы в атмосферу при производстве диэтилового эфира приведены в таблице 55.4.

Таблица 55.4 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу при производстве диэтилового эфира

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	0,0028	0,019	0,011
Азота оксид	–	0,00044	0,0030	0,0017
Марганец и его соединения	–	0,00094	0,0018	0,0013
Серы диоксид	–	0,00064	0,0039	0,0022
Углерода оксид	–	0,060	0,30	0,18
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	–	0,00021	0,00069	0,00045
Спирт этиловый	–	4,07	4,24	4,15
Диэтиловый эфир	–	21,3	22,2	21,7
Бензин (нефтяной, малосернистый в пересчете на углерод)	–	0,011	0,044	0,027
Керосин	–	0,00057	0,0059	0,0032
Дижелезо триоксид (железа оксид)	–	0,0053	0,041	0,023
Натрий гидроксид (Натрия гидроокись, натр едкий, сода каустическая)	–	–	0,0085	–
Пыль абразивная (Корунд белый, Монокорунд)	–	–	0,022	–
Углерод (Сажа)	–	0,00021	0,0015	0,00084

При производстве диэтилового эфира сбросы в водные объекты отсутствуют. Сточные воды передаются сторонней организации.

Отходы производства диэтилового эфира приведены в таблице 55.5.

Таблица 55.5 – Отходы, образующиеся при производстве производстве диэтилового эфира

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы полиэтиленовой тары незагрязненной (колпачки полиэтиленовые, пробки полиэтиленовые)	V	Упаковка готовой продукции	Передача сторонней организации	0,16	0,20	0,18
Отходы пленки, полиэтилена и изделий из неё незагрязненные (термоусадочная пленка)	V	Упаковка готовой продукции	Передача сторонней организации	8,18	10,08	9,35
Лом и отходы стальных изделий незагрязненные (бочки, барабаны)	V	Распаковка (растаривание) используемых сырья и материалов	Передача сторонней организации	2,38	2,94	2,73
Бой стекла	V	Упаковка готовой продукции	Передача сторонней организации	1,45	5,29	3,39
Лампы накаливания, утратившие потребительские свойства	V	Освещение производственных помещений	Передача сторонней организации	0,22	0,55	0,38
Стружка черных металлов несортированная незагрязненная	V	Металлообработка	Передача сторонней организации	0,034	0,042	0,039
Абразивные круги отработанные, лом отработанных абразивных кругов	V	Металлообработка	Передача сторонней организации	0,11	0,14	0,13
Лампы ртутные, ртутно-кварцевые, люминисцентные, утратившие потребительские свойства	I	Освещение производственных помещений	Передача сторонней организации	0,15	0,19	0,18
Аккумуляторы свинцовые отработанные неповрежденные, с электролитом	II	Обслуживание и ремонт транспортных средств	Передача сторонней организации	0,46	0,57	0,53

Окончание таблицы 55.5

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Отходы минеральных масел моторных	III	Замена масел при эксплуатации автотранспорта и спецтехнике	Передача сторонней организации	0,094	0,12	0,11
Отходы минеральных масел трансмиссионных	III	Замена масел при эксплуатации машин	Передача сторонней организации	0,017	0,021	0,020
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов 15% и более)	III	Обслуживание машин и оборудования	–	3,09	3,82	3,53
Сальниковая набивка асбесто–графитовая, промасленная (содержание масла 15% и более)	III	Обслуживание машин и оборудования	Передача сторонней организации	1,07	1,32	1,22
Шины пневматические автомобильные отработанные	IV	Замена изношенных шин	Передача сторонней организации	0,24	0,30	0,27
Мусор от офисных и бытовых помещений организаций несортированный (исключая крупногабаритный)	IV	Жизнедеятельность сотрудников предприятия	Передача сторонней организации	14,93	18,40	17,06
Смет с территории предприятия малоопасный	IV	Уборка территории предприятия	Передача сторонней организации	33,42	41,16	38,16
Пыль (порошок) абразивная от шлифования черных металлов с содержанием металлов менее 50%	IV	Металлообработка	Передача сторонней организации	0,77	0,95	0,88
Остатки и огарки стальных сварочных электродов	V	Проведение ремонтных работ	Передача сторонней организации	0,43	0,55	0,49

Раздел 56 Производство хладонов

56.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время в производстве хладонов

В настоящее время в РФ производят различные марки хладонов.

56.1.1 Описание производства хладона-22 (дифторхлорметан)

В основе промышленного способа получения хладона-22 (дифторхлорметана) лежит реакция фторирования хлороформа фтористым водородом в присутствии катализатора – пятихлористой сурьмы.

Процесс синтеза хладона-22 осуществляется в реакторе при температуре от 65 до 90 °С. Поддержание активности пятихлористой сурьмы во время процесса осуществляется постоянной подачей в реактор жидкого хлора.

Полученная в процессе синтеза многокомпонентная смесь газов поступает в последовательно установленные абсорберы, орошаемые водой для отмывки от кислых примесей и получения смеси соляной и фтористоводородной кислот, а также соляной кислоты.

Отмытый от кислых примесей газ синтеза поступает на нейтрализацию щелочным раствором с добавлением тиосульфата натрия.

Нейтрализованный газ синтеза (хладон-сырец) сжимается двухступенчатым компрессором до давления 1,0 – 1,5 МПа (10 – 15 кгс/см^2), проходит через систему влагоотделения и подается на ректификацию хладона–22.

Выделение дифторхлорметана (хладона-22) из хладона-сырца производится методом непрерывной ректификации. В первой по ходу колонне (отдувочной) происходит отделение инертов, которые сдуваются на термическое уничтожение с верхней части колонны, а кубовая жидкость из нижней части колонны направляются во вторую (основную) ректификационную колонну, где происходит выделение чистого дифторхлорметана (хладона-22). Из дефлегматора основной колонны хладон-22 направляется в сборники с последующей выдачей потребителю, либо в производство получения тетрафторэтилена.

Кубовый остаток, содержащий хладон-21, хладон-11, метилен-хлорид с нижней части основной колонны сливается в сборник для дальнейшей переработки.

Схема получения хладона-22 приведена на рисунке 56.1

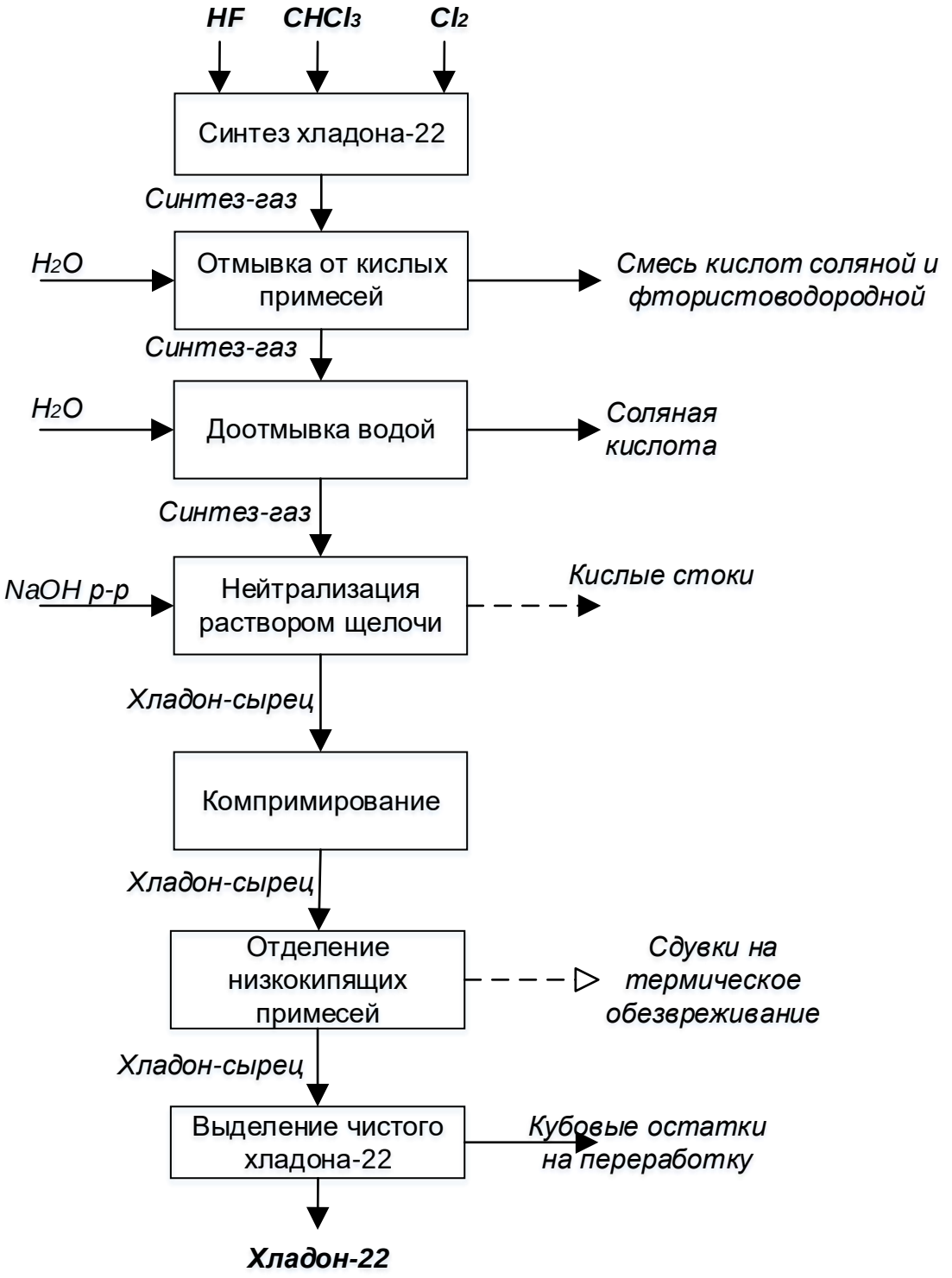


Рисунок 56.1 – Схема получения хладона-22

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.1, перечень основного оборудования – в таблице 56.2.

Таблица 56.1 – Описание технологического процесса получения хладона-22

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
HF, $CHCl_3$, Cl_2	Синтез хладона-22	Синтез-газ		Реактор синтеза	
Синтез-газ, H2O	Отмывка от кислых примесей	Синтез-газ		Колонна колпачковая	
Синтез-газ, H2O	Доотмывка водой	Синтез-газ		Колонна графитовая	
Синтез-газ, NaOH р–р	Нейтрализация раствором щелочи	Хладон-сырец	Кислые стоки	Колонна абсорбционная	
Хладон-сырец	Компримирование	Хладон-сырец		Компрессор	
Хладон-сырец	Отделение низкокипящих примесей	Хладон-сырец	Сдувки на термическое обезвреживание	Колонна ректификационная	Скруббер
Хладон-сырец	Выделение чистого хладона–22	Хладон-22		Колонна ректификационная	Скруббер

Таблица 56.2 – Перечень основного оборудования производства хладона-22

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза	Синтез хладона-22	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой: Р раб. = 1,0 – 2,0 МПа Р раз. руб. = 1,0 МПа V = 6,0 м^3
Колонна колпачковая	Очистка синтез-газа от фтористого и хлористого водорода	Тарельчатая колпачковая колонна. Р раз. = 0,07 МПа Д = 1600 м Н = 4000–7320 мм
Колонна графитовая	Очистка синтез-газа от хлористого водорода	Тарельчатая колпачковая колонна Р раз. = 0,1 МПа Д = 1600 мм Н = 6140 мм

Окончание таблицы 56.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна абсорбционная	Нейтрализация остаточных кислых составляющих синтез-газа	Состоит из 3 царг с горизонтальной крышкой и кубовой частью. Насадка – полиэтиленовые кольца Рашига: Р раз. = 0,07 МПа Д = 1200 мм Н = 11500 мм
Компрессор	Создание давления нейтрализованного синтез-газа перед подачей на ректификацию	Поршневая машина: Объемная подача – 12 м^3/мин Давление нагнетания = 16 кгс/см^2 Мощность – 132 кВт
Колонна ректификационная	Отдувка хладона-23	Состоит из 12 царг: Р раз = 1,6 МПа Д = 600 мм Н = 16500–18500 мм V=5,5 м^3
Колонна ректификационная	Выделение товарного хладона-22	Состоит из 13 царг: Р раз = 1,6 МПа Д = 600 мм Н = 19190 мм V = 5,5 м^3

Таблица 56.3 – Перечень природоохранного оборудования производства хладона-22

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Нейтрализация сдувок высокого давления	Вертикальный цилиндрический аппарат с насадкой из полиэтиленовых колец Рашига. Состоит из 9 царг и кубовой части. Внутренняя поверхность куба и двух нижних царг гуммирована
Скруббер	Нейтрализация сдувок низкого давления	Вертикальный цилиндрический аппарат. Состоит из 3 царг (Д = 800 мм, Н = 4300 мм) и кубовой части (Двнеш = 1200 мм, Н = 2400 мм). 2 нижних царги и кубовая часть гуммированы. Насадка – полиэтиленовые кольца Рашига

Окончание таблицы 56.3

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Скруббер	Подготовка технологического оборудования отделения синтеза хладона-22 к ремонту под вакуумом и отсос кислых газов при заполнении железнодорожных цистерн кислотой	Вертикальный цилиндрический аппарат с насадкой из полиэтиленовых колец Рашига. Колонна состоит из 12 царг и кубовой части из 5 царг. Царги внутри футерованы фторопластом

56.1.2 Описание производства хладона-14 (тетрафторметан)

Подготовка сырья: Уголь и графит доставляются в корпус в бумажных мешках и биг-бегах и хранятся в холодном складе у корпуса. Уголь и графит перед загрузкой в реактор подвергаются сушке в сушильном шкафу.

Синтез хладона-14: Уголь и графит загружаются в реактор периодического действия, где при взаимодействии с поступающим газообразным фтором образуется тетрафторметан (хладон-14).

$C + 2F_2 = CF_4$

Очистка синтез-газа: Газ поступает на очистку от кислых примесей сначала абсорбцией водой, затем щелочной нейтрализацией.

Водная абсорбция протекает в тарельчатой абсорбционной колонне, заполненной насадкой – кольцами Рашига.

Щелочная нейтрализация протекает в колонне, орошаемой раствором KOH.

Очистка от высококипящих примесей, осуществляется путем их вымораживания при температуре минус 130 – минус 120 °С.

Осушка. Очищенный от кислых и высококипящих примесей хладон-14, предварительно осушенный от влаги в вымораживателях (улавливается основная часть влаги), проходит контрольную осушку в осушительных колоннах, заполненных цеолитом.

Очистка хладона-сырца: Осушенный газ поступает в емкости готового продукта, в которых при температуре минус 150 – минус 140 °С происходит конденсация хладона-14, при этом низкокипящие примеси остаются в газовой фазе.

Схема получения хладона-14 приведена на рисунке 56.2.

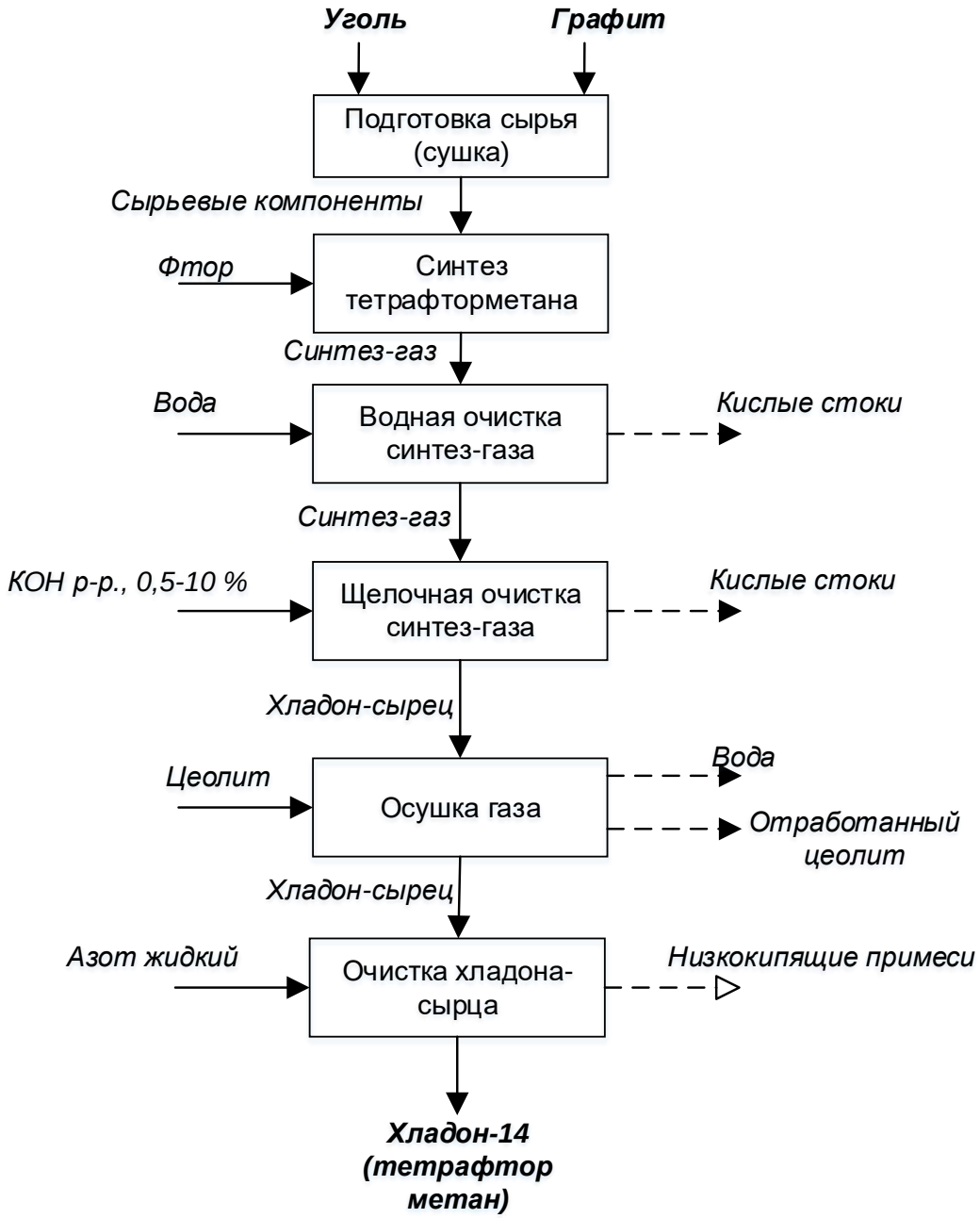


Рисунок 56.2 – Схема получения хладона-14

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.4, перечень основного оборудования – в таблице 56.5.

Таблица 56.4 – Описание технологического процесса получения хладона-14

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Уголь, графит	Подготовка сырья, сушка	Уголь, графит		Сушильный шкаф	
Уголь, графит, фтор	Синтез тетрафторметана	Синтез-газ		Реактор синтеза	
Синтез-газ, H_2O	Водная очистка синтез-газа	Синтез-газ	Кислые стоки	Абсорбер водный	
Синтез-газ, КОН р-р	Щелочная очистка синтез-газа	Хладон-сырец	Кислые стоки	Абсорбер щелочной	
Хладон-сырец, цеолит	Осушка газа	Хладон-сырец	Вода, отработанный цеолит	Колонна цеолитная	
Хладон--сырец, азот жидкий	Очистка хладона-сырца	Хладон-14 (тетрафторметан)	Низкокипящие примеси	Вымораживатель	

Таблица 56.5 – Перечень основного оборудования производства хладона-14

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Сушильный шкаф	Сушка угля и графита	Сварной, прямоугольный, двухкамерный, размеры 2290х1200х1100. Оборудован местным отсосом. Мощность электронагревателей – 12 кВт, температура нагрева – не более 200 °С
Реактор синтеза	Взаимодействие угля и графита с фтором	Горизонтальный, цилиндрический: Траб = 160° Размеры: H = 900 мм, D = 640 мм, V = 250 л. Реактор оборудован: форсункой с водяной рубашкой, сетчатым фильтром с сеткой латунной или нержавеющей, с размером ячеек 0,1 мм, разрывной мембраной, предохранительным клапаном
Абсорбер водный	Очистка от кислых примесей	Вертикальная, цилиндрическая колонна, футерована фторопластом-4, заполнена насадкой – полиэтиленовыми кольцами Рашига. Размеры колонны: H = 4480 мм D = 450 мм V = 0,56 $м^3$ Рраб = 0.07 МПа (0,7 $кгс/см^2$)

Окончание таблицы 56.5

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Абсорбер щелочной	Очистка от кислых примесей	Вертикальная, цилиндрическая, с кубом, футерована фторопластом-4. Ввод газа производится по фторопластовому сифону в центр куба. Размеры царги: D = 450 мм H = 640 мм V = 0,08 м^3 Размеры куба: H = 1200 мм D = 1050 мм V = 0,9 м^3 Колонна заполнена насадкой – кольцами Рашига
Вымораживатель	Очистка от высококипящих примесей	Кожухотрубный однопроходной теплообменник, вертикальный, цельносварной, цилиндрический. В трубном пространстве вымораживателя установлена пластинчатая насадка, а в нижней части установлена кубовая часть, где происходит накопление и вымерзание примесей. Размеры кубовой части: D=620 мм, H=900 мм, V=270 л. Размеры: H=5360 мм, D=620 мм, площадь теплообмена – 5,3 м^2.
Колонна цеолитная	Осушка хладона-сырца	Вертикальная, цельносварная, со съемной крышкой. Вход и выход газа через сетчатые фильтры. Размеры: H = 4000 мм D = 820 мм Длина обечайки – 2930 мм Объем цеолита – 1,5 м^3

56.1.3 Описание производства хладона-125

Процесс получения хладона-125 основан на газофазном каталитическом гидрофторировании перхлорэтилена или смеси перхлорэтилена (ПХЭ) и водородсодержащих галоидированных этанов при температуре (330–465) °С и давлении (0,20–0,40) МПа.

Суммарная реакция процесса получения хладона-125:

$$C_2Cl_4 \text{ (ПХЭ)} + 5HF \rightarrow C_2HF_5 \text{ (хл.125)} + 4HCl$$

Фтористый водород в жидком виде направляется в испаритель, где испаряется и далее через электронагреватель поступает в смеситель, где смешивается с органическим сырьем, которое в результате контакта с перегретым газообразным фтористым водородом испаряется, далее смесь последовательно нагревается в электроподогревателях и поступает в нижнюю часть реактора.

Газы синтеза после реактора поступают на узел конденсации газов синтеза и расслаивания сырца. Узел предназначен для конденсации высококипящих органических продуктов: ПХЭ, хладона-123, других фторхлорорганических компонентов газов синтеза

и фтористого водорода, а также их разделения за счет различной плотности и ограниченной растворимости.

Несконденсировавшиеся газы синтеза направляются на узел абсорбции, где с помощью воды улавливается фтористый и хлористый водород с образованием смеси кислот.

Окончательная отмывка газов синтеза от кислых примесей осуществляется в нейтрализационных колоннах, орошаемых водным раствором NaOH.

Газы синтеза с узла нейтрализации компримируются, конденсируются и поступают в ректификационные колонны узла отдувки инертов и выделения хладона-125. Кубовый остаток, содержащий хладоны-124, 115, 143а, 123 и другие высококипящие компоненты, из ректификационной колонны направляется на узел выделения возвратного хладона-124. Сдувки направляется на узел очистки хладона-125 от хладона-115.

Разделение смеси хладонов 115 и 125 основано на различной их растворимости в воде: хладон-125 растворяется лучше, чем хладон-115. Процесс абсорбции (растворения) хладонов в воде, содержащей растворенные хлориды металлов, проводится непосредственно в колонне под повышенным давлением. Извлечение растворенных хладонов из воды осуществляется в десорберах при пониженном давлении.

Десорбируемый из воды газ с объемной долей не менее 99,5% хладона-125 компримируется, передается на адсорбционную осушку, где удаляется влага из продукта. Осушенный хладон-125 поступает на узел розлива.

Схема получения хладона-125 приведена на рисунке 56.3.

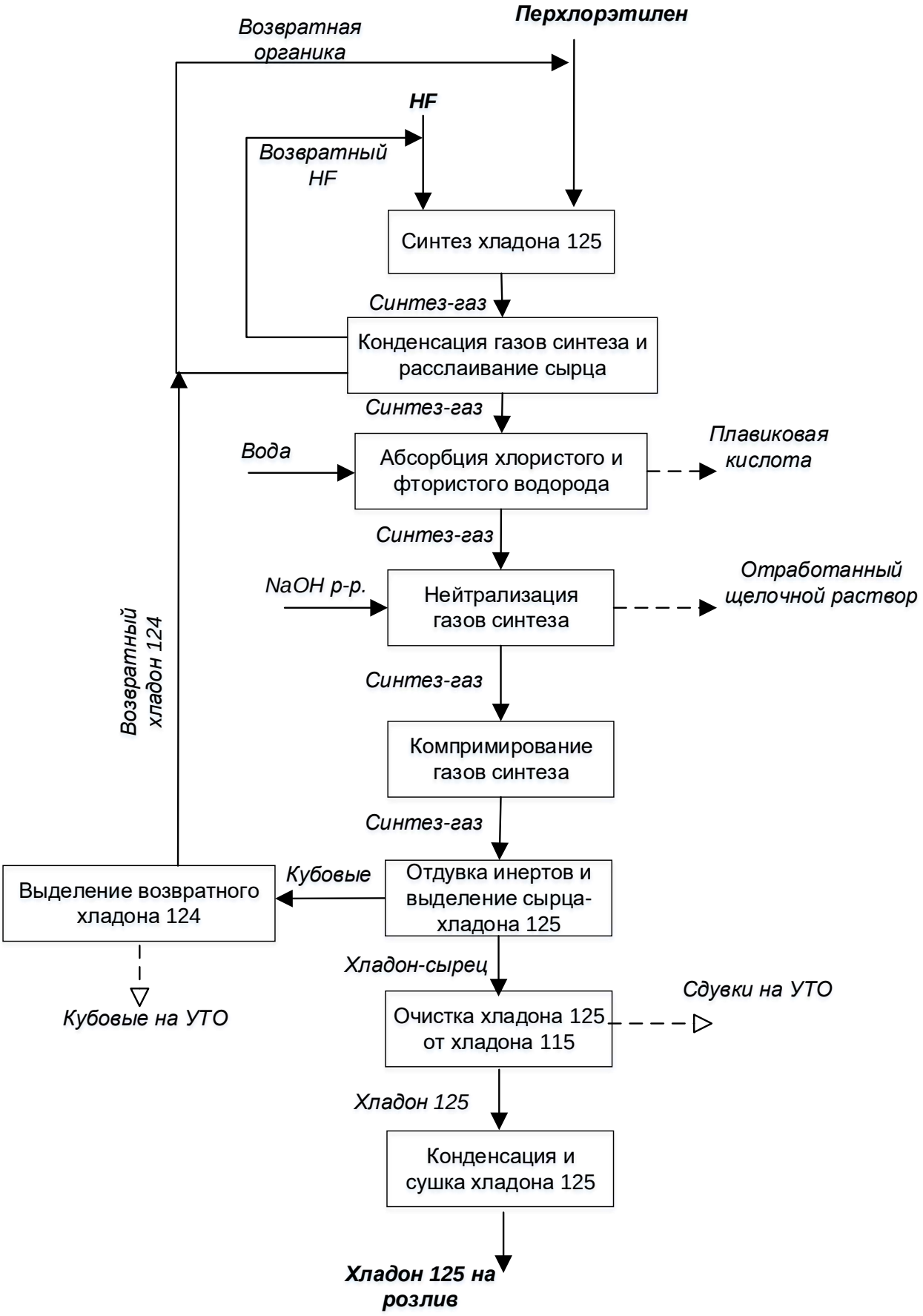


Рисунок 56.3 – Схема получения хладона-125

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.6, перечень основного оборудования – в таблице 56.7, перечень природоохранного оборудования – в таблице 56.8.

Таблица 56.6 – Описание технологического процесса получения хладона-125

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Перхлорэтилен, HF	Прием и подготовка сырья	HF, перхлорэтилен			
Перхлорэтилен, HF	Синтез хладона-125	HCl,HF, перхлорэтилен, хл.125, хл.115, хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а		Реактор	
Синтез–газ	Конденсация газов синтеза и расслаивание сырца	HCl,HF, перхлорэтилен, хл.125, хл.115, хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а		Конденсатор	
Синтез–газ	Абсорбция хлористого и фтористого водорода из газов синтеза	HCl,HF, хл.125, хл.115, хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а, вода		Теплообменник "Коробон"	
Синтез-газ	Нейтрализация газов синтеза	HCl,HF, хл.125, хл.115, хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а, NaOH		Колонна нейтрализационная	
Синтез-газ	Компиримирование газов синтеза	хл.125, хл.115, хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а		Агрегат компрессорный мембранный	
Синтез-газ	Отдувка инертов и выделение сырца хладона-125	хл.125, хл.115, хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а		Колонна ректификационная	
Кубовые	Выделение возвратного хладона-124	хл.124,хл.124а, хл.114, хл.114а		Колонна ректификационная	
Хладон-сырец	Очистка хладона-125 от хладона-115	хл.125, хл.115		Колонна абсорбционная	
Хладон-125	Конденсация хладона-125	хл.125			
Хладон-125	Осушка хладона-125	хл.125		Адсорбер	
Хладон-125	Розлив хладона-125	хл.125			

Таблица 56.7 – Перечень основного оборудования производства хладона 125

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез хладона-125	Рраб. = 0,6 МПа N = 30 кВт
Конденсатор	Конденсация газов синтеза	F = 51 м^2 Рраб.= 1,6 МПа
Флорентина	Разделение фтористого водорода и фторхлорорганических продуктов	Рраб.= 2 МПа V= 3,2 м³ D = 1400 мм Dруб. = 1500 мм H = 2950 мм
Теплообменник «Коробон»	Абсорбция хлористого и фтористого водорода из газов синтеза	Абсорбер-холодильник полочного типа: Рраб.= 0,5 МПа F = 16 м² H = 1910 мм D = 1600 мм
Колонна нейтрализационная	Нейтрализация газов синтеза	Колонна насадочная: Dкол. = 400 мм Нкол. = 6800 мм Dкуба = 800 мм Нобщ. = 7880 мм Насадка – кольца Рашига из полиэтилена: Рраб.=0,07 МПа
Агрегат компрессорный мембранный	Компиримирование газов синтеза	Q по воздуху = 20 м³/ч при Т = 20 °С Рвсас.ном. = 0,02 МПа Рвсас.доп. = 0,005 – 0,1 МПа Рнагн. ном.= 1,25 МПа Рнагн. доп.=н/м 0,4МПа Твсаса = (минус 40 – плюс 40) °С Тнагн. = 180 °С электродвигатель N = 5,5 кВт n = 1500 об/мин
Колонна ректификационная	Отдувка инертов и выделение сырца хладона-125	Колонна насадочная: D = 325 мм H = 18840 мм P = 1,6 МПа Насадка – керамические кольца Рашига, V куба = 1,6 м^3
Колонна ректификационная	Выделение возвратного хладона-124	Колонна ректификационная тарельчатая: D = 600 мм H = 18800 мм Рраб.= 1,3 МПа

Окончание таблицы 56.7

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна абсорбционная	Очистка хладона-125 от хладона-115	P = 1,6 МПа D = 600 мм H = 18530 мм Насадка – керамические кольца Рашига
Адсорбер	Осушка хладона-125	Вертикальный цилиндрический аппарат, заполненный цеолитом и углем: Vапп.= 0,8 м^3 Рраб.= 1,0 МПа D = 600 мм H = 3695 мм

Таблица 56.8 – Перечень природоохранного оборудования производства хладона-125

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Скруббер	Очистка вентиляционного воздуха	Полый аппарат колонного типа: D = 1080 мм H = 22800 мм С тремя ярусами орошения, снабжен сепарационной камерой
Абсорбер	Нейтрализация технологических сдувок	Аппарат царговый, насадочный: Рраб.= 0,03 МПа D = 400 мм H = 9555 мм Насадка – фторопластовые кольца

56.1.4 Описание производства хладона-227еа

Технология хладона-227еа основана на газофазном каталитическом гидрофторировании гексафторпропилена на катализаторе магнии фтористом модифицированном при избытке фтористого водорода (HF), конденсации из кислых газов синтеза возвратного фтористого водорода (HF), последующей водной очистке синтез-газа от HF с получением раствора плавиковой кислоты, нейтрализацией синтез-газа раствором щелочи, осушке синтез-газа на цеолите, конденсации синте-–газа с получением сырца и непрерывной ректификационной очистке сырца от низко- и высококипящих примесей. На стадии ректификации в первой по ходу колонне с верхним продуктом удаляются на термическое уничтожение (ТУ) низкокипящие примеси, включая непрореагировавший мономер-6. Кубовый продукт первой колонны передается во вторую, где верхним продуктом является готовый продукт, а кубовый продукт, содержащий низкокипящие примеси (хладоны R-318C, R-114, R-124a, R-124, R-227 ea, R-329, R-236) отправляется на термическое уничтожение.

Готовый продукт перед розливом дополнительно осушается цеолитом.

Схема получения хладона-227еа приведена на рисунке 56.4.

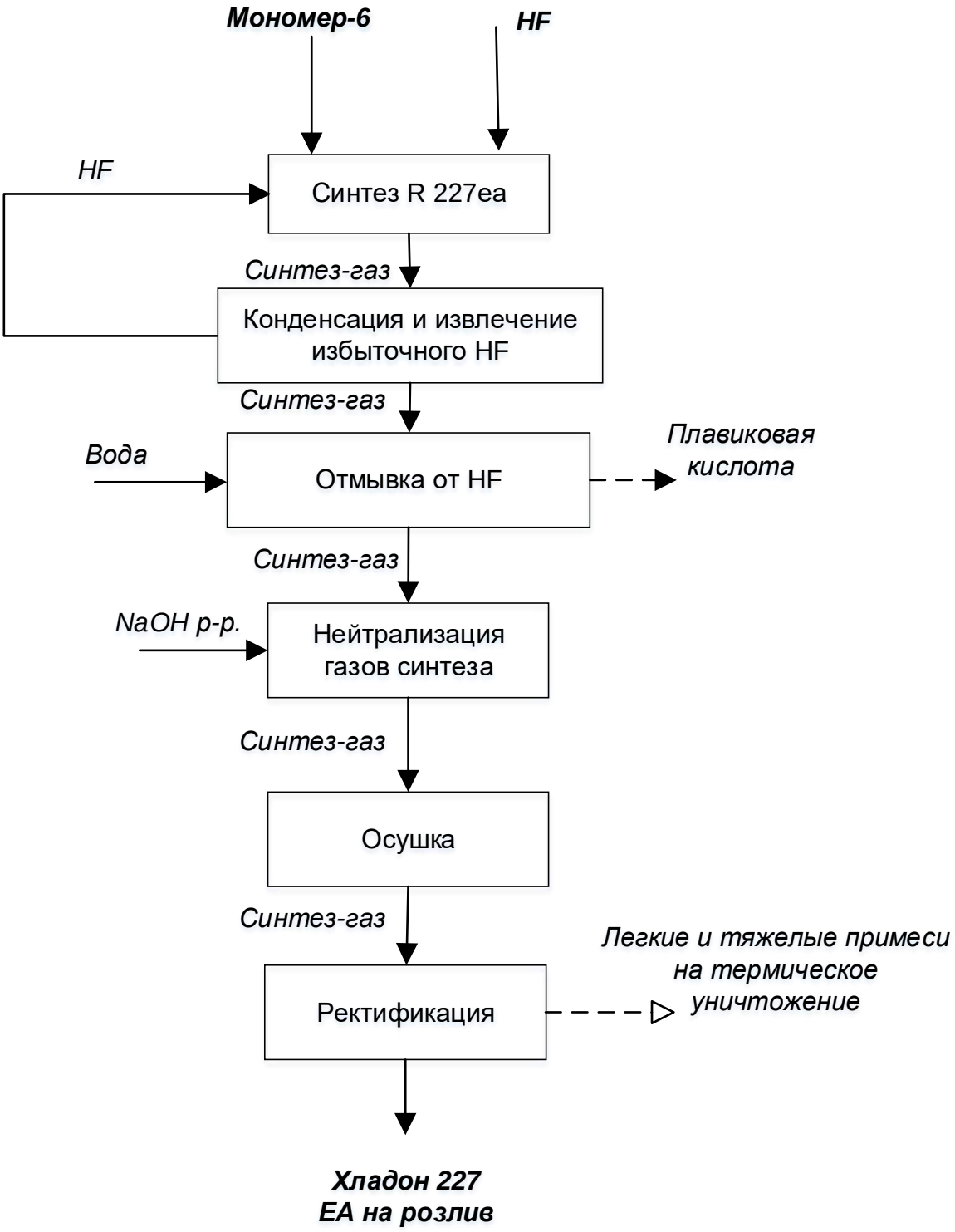


Рисунок 56.4 – Схема получения хладона-227еа

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.9, перечень основного оборудования – в таблице 56.10.

Таблица 56.9 – Описание технологического процесса получения хладона-227еа

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Мономер6, HF	Прием и подготовка сырья	Мономер-6, HF		Емкость хранения, нагреватель	Скруббер
Мономер-6, HF	Синтез	Хладон-227еа – сырец , HF		реактор	Скруббер
Синтез-газ	Конденсация газов синтеза	Хладон-227еа – сырец , HF		Теплообменник	Абсорбер
Синтез-газ	Абсорбция фтористого водорода из газов синтеза	Хладон-227еа – сырец , HF		Абсорбер	Абсорбер
Синтез-газ, NaOH	Нейтрализация газов синтеза	Хладон-227еа – сырец , HF, NaOH		Абсорбер	
Синтез-газ	Осушка синтез-газа	Хладон-227еа – сырец		Адсорберы	
Синтез-газ	Конденсация синтез-газа	Хладон-227еа – сырец		Теплообменник	
Хладон-227еа – сырец	Прием, хранение сырца, выдача на ректификацию	Хладон 227еа – сырец		Сборники	
Хладон-227еа – сырец	Выделение хладона-227еа из сырца	Инерты Хладон-227еа Кубовые остатки		Ректификационная колонна (отдувочная) Ректификационная колонна (основная)	Установка термического обезвреживания (инерты, кубовые остатки)
Хладон-227еа	Прием, хранение, выдача на розлив в тару	Хладон-227еа		Сборники	

Таблица 56.10 – Перечень основного оборудования производства хладона-227еа

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез R227еа	Вертикальный цилиндрический аппарат с плоским днищем и крышкой, заполнен катализатором: D = 500 мм H = 5810 мм Pp = 0.6 МПа N = 30 кВт
Теплообменник-абсорбер типа «коробон»	Синтез R227еа	Абсорбция хлористого и фтористого водорода Теплообменник полочного типа: F = 16 м^2 Pp = 0,7 кгс/см^2 H = 1910 мм D = 1600 мм
Колонна нейтрализации	Синтез R227еа	Нейтрализация газов синтеза, колонна царговая, насадочная, насадка – кольца Рашига из полиэтилена: Pp = 0,7 кгс/см^2 D = 600 мм H = 6190 мм
Адсорбер	Осушка	Осушка газов синтеза: V = 1,3 м^3 Pp = МПа D = 300 мм H = 2100 мм Насадка – цеолит
Колонна ректификационная	Синтез R227еа	Отдувка инертов: Pp = 10 кгс/см^2 D = 400 мм H = 22375 м Тарельчатая колонна
Колонна ректификационная	Синтез R227еа	Предназначена для выделения хладона-227еа: Pp = 10 кгс/см^2 D = 400 мм H = 22375 мм Тарельчатая

56.1.5 Описание производства хладона-227са

Процесс получения хладона-227са состоит из следующих стадий:

- прием и подготовка сырья:

а) прием и выдача фтористого водорода;

б) прием, хранение и выдача хладона-226;

- синтез хладона-227са;

- конденсация газов синтеза;
- абсорбция хлористого и фтористого водорода из газов синтеза;
- нейтрализация газов синтеза;
- осушка газов синтеза;
- компримирование газов синтеза;
- конденсация сырца хладона-227са;
- отдувка инертов и выделение хладона-227са;.

Схема получения хладона-227са приведена на рисунке 56.5.

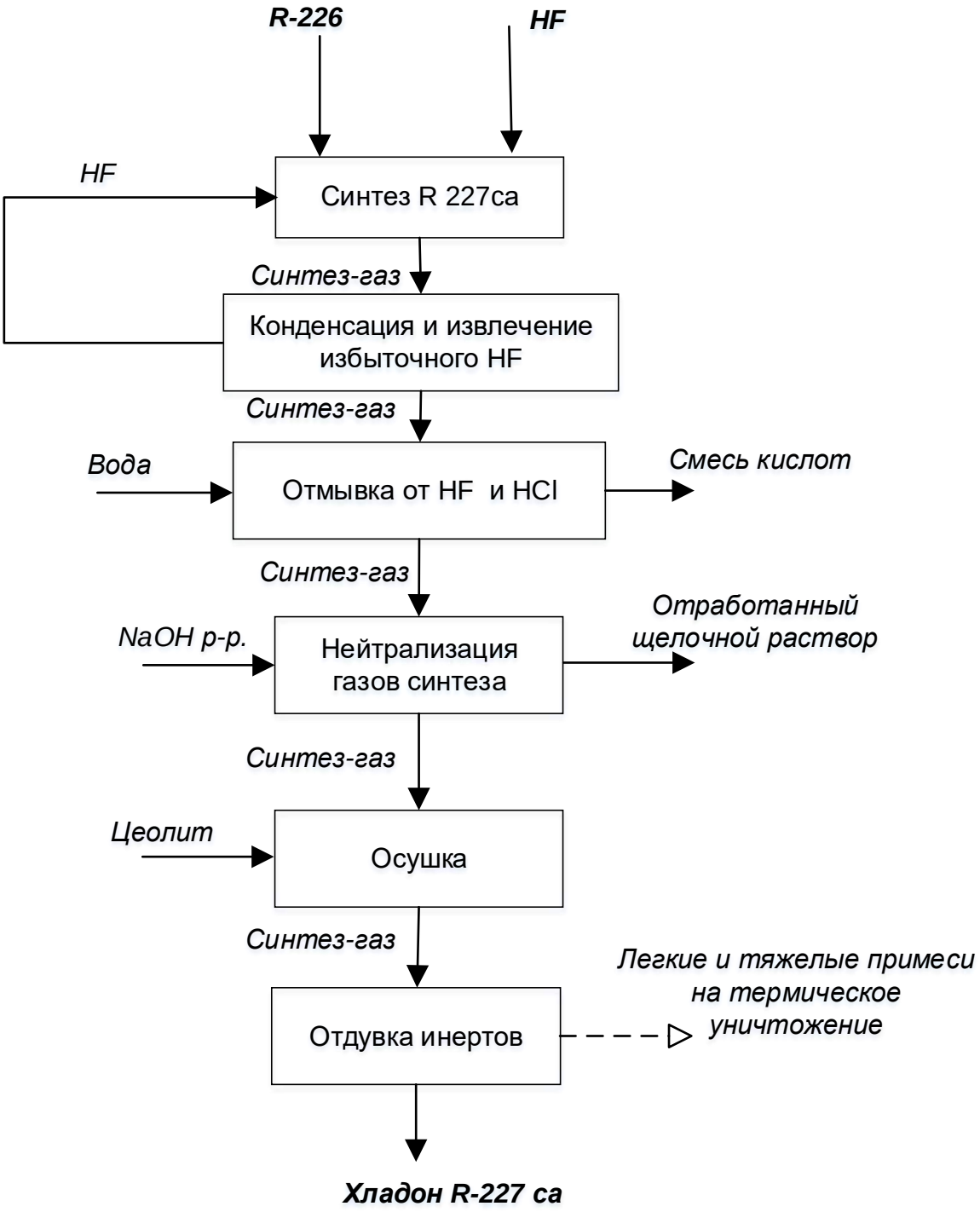


Рисунок 56.5 – Схема получения хладона-227са

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.11, перечень основного оборудования – в таблице 56.12.

Таблица 56.11 – Описание технологического процесса получения хладона-227са

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хладон-226, HF	Прием и подготовка сырья	Хладон-226, HF		Емкость хранения, нагреватель	Скруббер
Хладон-226, HF	Синтез	Хладон-227са – сырец, HF		реактор	Скруббер
Синтез-газ	Конденсация газов синтеза	Хладон-227са – сырец, HF		Теплообменник	Абсорбер
Синтез-газ, вода	Абсорбция хлористого и фтористого водорода из газов синтеза	HCl,HF, хладон-227са – сырец, вода		Абсорбер	Абсорбер
Синтез-газ, NaOH	Нейтрализация газов синтеза	хладон 227 са – сырец, HF, NaOH		Абсорбер	
Синтез-газ	Осушка синтез-газа	Хладон-227са – сырец		Адсорберы	
Синтез-газ	Конденсация синтез-–газа	Хладон-227са – сырец		Теплообменник	
Хладон-227са – сырец	Прием, хранение сырца, выдача на ректификацию	Хладон-227са – сырец		Сборники	
Хладон-227са – сырец	Выделение хладона-227еа из сырца	Инерты Хладон-227са Кубовые остатки		Ректификационная колонна (отдувочная) Ректификационная колонна (основная)	Установка термического обезвреживания (инерты, кубовые остатки)
Хладон-227са	Прием, хранение, выдача на розлив в тару	Хладон-227са		Сборники	

Таблица 56.12 – Перечень основного оборудования производства хладона 227са

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез R227са	Вертикальный цилиндрический аппарат с плоским днищем и крышкой, заполнен катализатором: D = 500 мм H = 5810 мм Pp = 0,6 МПа N = 30 кВт
Конденсатор	Конденсация газов синтеза	F = 51 м^2 Pp. = 1,6 МПа
Флорентина	Разделение фтористого водорода и фторхлорорганических продуктов	Pp.= 2 МПа V = 3,2 м^3 D = 1400 мм Dруб. = 1500 мм H = 2950 мм
Теплообменник "Коробон"	Абсорбция хлористого и фтористого водорода из газов синтеза	Абсорбер-холодильник полочного типа: Pp. = 0,5 МПа F = 16 м^2 H = 1910 мм D = 1600 мм
Колонна нейтрализационная	Нейтрализация газов синтеза	Колонна насадочная, состоит из двух царг: Dкол. = 400 мм Нкол. = 6800 мм Dкуба = 800 мм Нобщ. = 7880 мм Насадка – кольца Рашига из полиэтилена, Pp.=0,07 МПа
Адсорбер	Осушка	Вертикальный цилиндрический аппарат с плоскими крышкой и днищем: V = 1,6 м^3 D = 900 мм H = 2590 мм P = 0,35 МПа Насадка – цеолит
Агрегат компрессорный мембранный	Компиримирование газов синтеза	Q по воздуху = 20 м^3/ч, при T = 20 °C Pвсас.ном. = 0,02 МПа Pвсас.доп. = 0,005–0,1 МПа Pнагн. ном. = 1,25 МПа Pнагн.доп. = не менее 0,4 МПа T всаса = (минус 40 – плюс 40) °C T нагн. = 180 °C Электродвигатель N = 5,5 кВт n = 1500 об/мин

Окончание таблицы 56.12

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна ректификационная	Отдувка инертов и выделение сырца хладона 227са	Колонна насадочная. Состоит из 13 цар: D = 325 мм H = 18840 мм P = 1,6 МПа. Vнас. = 0,73 м³ Насадка – керамические кольца Рашига 15х15, Vкуба = 1,6 м^3
Колонна ректификационная	Выделение хладона 227са	Колонна ректификационная тарельчатая: D = 600 мм H = 18800 мм Pр. = 1,3 МПа

56.1.6 Описание производства хладона-С318, хладона-124а, хладона-226

Кубовые остатки от производства тетрафторэтилена (ТФЭ), содержащие в основном смесь хладонов-С318, 124а, 226, поступают в сборники, затем их подают в колонну ректификации для выделения азеотропной смеси хладонов-С318 и 124а. Выделение сырца хладона-С318 из азеотропа происходит в абсорбционной колонне. Полученный сырец конденсируют в сборники, смешивают с сырцом с другого производства, направляют в отдувочную колонну ректификации. После отдувки легкокипящих компонентов, сырец поступает в следующую колонну ректификации для выделения целевой фракции – хладона-С318. Собранный в сборниках, продукт сертифицируют и разливают в тару. Кубовые остатки из сборника, в рубашку которого подают горячую воду + 95 °С, за счет термокомпрессии периодически (или на прямую из колонны постоянно) направляют в выносной куб ректификационной колонны. Куб заполняют до уровня не более 80% вместимости аппарата. Колонна насадочная, снабжена выносным кубом и прямопосаженным дефлегматором, в который подается холод минус 15 °С в зависимости от температуры в верхней части колонны. Колонна периодически работающая, назначение колонны – отдувка низкокипящих примесей (М-6, хладон-С318, хладон-22, хладон-124, хладон-124а) и выделение хладона-226.

Сырец, нагретый в выносном кубе, в виде паров поднимается вверх, по пути очищается от высококипящих компонентов, частично конденсируется в дефлегматоре и стекает вниз в виде флегмы. Не сконденсированные газы из дефлегматора в соответствии с их качественным составом направляют: первую фракцию – в ресивер узла компримирования и конденсации сырца хладона-124а, целевую фракцию – в сборники, охлаждаемые при приеме оборотной водой. Заполняют сборники до уровня не более 80% вместимости аппарата. Сырец хладона-124а из каплеотбойника, сдувка из колонны, сдувка из сборника поступают в ресивер и через фильтр попадают на всас компрессора, где сжимаются и через масловлагоотделитель направляются в конденсатор, который охлаждается холодом минус 15 °С. Компрессор работает как одноступенчатый, т. е. газ одновременно подается на 1 и 2 ступени сжатия и выходит

после ступеней, объединяясь в один трубопровод нагнетания. Компрессор работает без охлаждения.

В конденсаторе газ частично конденсируется и в виде жидкости стекает в сборники. Не сконденсированная часть газов поступает в коденсатор, охлаждаемый холодом минус 15 °С, где большая часть газа конденсируется и также стекает в виде жидкости в рубашки, в которые также подается холод минус 15 °С.

Низкокипящие компоненты из конденсатора отдуваются на термическое уничтожение. Колонна ректификационная – насадочного типа, предназначена для выделения смеси хладона-124 и 124а из сырца. В качестве насадки в колонну загружены керамические кольца Рашига 15х15 мм. Колонна снабжена прямопосаженным дефлегматором, в межтрубное пространство которого подается холод минус 15 °С для поддержания заданного давления в верхней части колонны и образования флегмы. Колонна имеет кубовую часть, в рубашку которой подается вода + 95 °С.

После заполнения куба ректификационной колонны сырцом хладона-124а до уровня не более 80% по шкале прибора осуществляется перегонка по фракциям в периодическом режиме работы колонны.

Нагретый в кубе, сырец хладона-124а в виде паров поднимается вверх по колонне, частично конденсируется в дефлегматоре и в виде флегмы стекает вниз по колонне.

В кубе колонны концентрируются высококипящие компоненты (хладоны-226, 21, 114), которые удаляются на термическое уничтожение по мере накопления (после проведения трех–четырех операций перегонки).

Не сконденсированная часть газов после дефлегматора последовательно, в соответствии с составом фракции, направляется на термическое уничтожение, в колонну или в сборники.

Первая фракция, содержащая низкокипящие примеси (инерты), направляется на термическое уничтожение до снижения их объемной доли в смеси до 10%.

Вторая фракция, содержащая в составе азеотропную смесь хладона-124, 124а и хладона-С318, отгоняется со сдувкой в колонну до снижения объемной доли хладона-С318 в сдувке до 10%. Отбор целевой фракции, содержащей объемную долю суммы хладона124 и хладона-124а не менее 93%, производится в сборники.

Схема получения хладона-С318 приведена на рисунке 56.6.

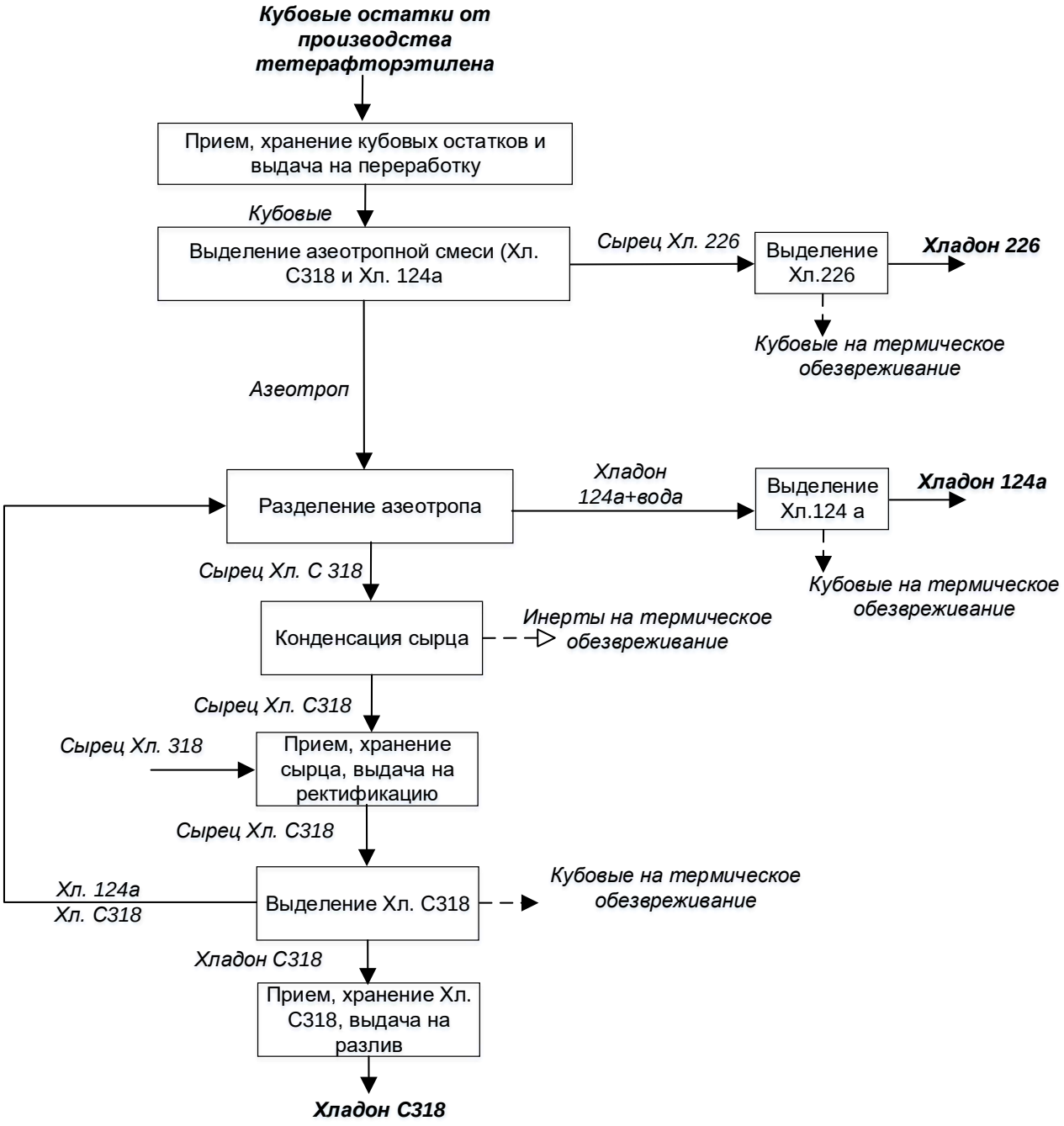


Рисунок 56.6 – Схема получения хладона-С318

Описание технологического процесса приведено в таблицах 56.13–56.15, перечень основного оборудования – в таблице 56.16.

Таблица 56.13 – Описание технологического процесса получения хладона-С318

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Кубовые остатки от производства тетрафторэтилена	Прием, хранение и выдача на ректификацию	Кубовые остатки от производства тетрафторэтилена		Сборники	Установка термического обезвреживания (сдувка, кубовые остатки с влагой)
Кубовые остатки от производства тетрафторэтилена	Выделение азеотропной смеси: хладон-С318 и хладон-124а	Азеотропная смесь (хладон-С318 и хладон-124а). Кубовые остатки (хладон-226)		Ректификационная колонна	Установка термического обезвреживания (кубовые остатки)
Азеотропная смесь (хладон-С318 и хладон-124а)	Разделение азеотропной смеси методом водной абсорбции	Хладон-С318 – сырец. Вода с растворенным хладоном-124а		Абсорбционная колонна	
Хладон С318 – сырец	Конденсация сырца	Хладон С318 – сырец		Конденсаторы	Установка термического обезвреживания (инерты)
Хладон-С318 – сырец, полученный из кубовых Хладон-С318 – сырец, с другого производства	Прием, хранение сырца, выдача на ректификацию	Хладон-С318 – сырец		Сборники	
Хладон-С318 – сырец	Выделение хладона-С318 из сырца	Инерты Хладон-С318 Кубовые остатки		Ректификационная колонна (отдувочная) Ректификационная колонна (основная)	Установка термического обезвреживания (инерты, кубовые остатки)
Хладон-С318	Прием, хранение, выдача на розлив в тару	Хладон-С318		Сборники	

Таблица 56.14 – Описание технологического процесса получения хладона-124а

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хладон-124а – сырец	Конденсация сырца	Хладон-124а – сырец		Конденсаторы	Установка термического обезвреживания (инерты)
Хладон-124а – сырец,	Прием, хранение сырца, выдача на ректификацию	Хладон-124а – сырец		Сборники	
Хладон-124а – сырец	Выделение хладона-124а из сырца	Инерты Хладон-124а Кубовые остатки		Ректификационная колонна (переодического действия)	Установка термического обезвреживания (инерты, кубовые остатки)
Хладон-124а	Прием, хранение.	Хладон-124а		Сборники	

Таблица 56.15 – Описание технологического процесса получения хладона-226

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хладон-226 – сырец	Прием, хранение сырца, выдача на ректификацию	Хладон-226 – сырец		Сборник	
Хладон-226 – сырец	Выделение хладона-226 из сырца	Инерты Хладон-226 Кубовые остатки		Ректификационная колонна (переодического действия)	Установка термического обезвреживания (инерты, кубовые остатки)
Хладон-226	Прием, хранение	Хладон-226		Сборники	

Таблица 56.16 – Перечень основного оборудования производства хладона-С318, хладона-124а, хладона-226

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Сборник кубовых остатков	Прием, хранение, выдача кубовых остатков на ректификацию	Вертикальный циллиндрический аппарат: V = 5 м^3 Pp = 2,0 МПа D = 1600 мм H = 3000 мм
Ректификационная колонна	Выделение азеотропной смеси	Колонна ректификационная тарельчатая: Pp = 1,35 МПа D = 500 мм H = 17500 мм
Абсорбционная колонна	Разделение азеотропа	Колонна абсорбционная – тарельчатая: D = 600 мм H = 19190 мм Pp = 1,3 МПа V = 5,5 м^3
Конденсатор	Конденсация сырца хладона С318	Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник F = 7,5 м^2 Pp = 1,6 МПа D = 325 мм H = 2200 мм Ввертикальный кожухотрубчатый теплообменник: F = 17 м^2 Pp = 1,6 МПа D = 426 мм H = 2930 мм
Сборник сырца	Прием, хранение, выдача сырца на ректификацию	Вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищем и крышкой: V = 1,6 м^3 Pp = 1,6 МПа D = 1200 мм H = 2410 мм Pруб. = 1,6 МПа Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 6,3 м^3 Pp = 2,0 МПа D = 2000 мм H = 2300 мм
Ректификационная колонна	Отгонка легкокипящей фракции	Колонна ректификационная тарельчатая: Pp. = 1,0 МПа D = 400 мм H = 22375 мм

Окончание таблицы 56.16

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Ректификационная колонна	Выделение целевой фракции – хладона-С318	Колонна ректификационная тарельчатая: Pp. = 1,0 МПа D = 400 мм H = 22375 мм
Сборники готового продукта	Прием, хранение и выдача на розлив в тару	Вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищем и крышкой, снабжен рубашкой: V = 1,0 м^3 Pp. = 0,6 МПа D = 1000 мм H = 1500 мм Вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищем и крышкой, снабжен рубашкой: V = 0,63 м^3 Pp. = 0,6 МПа D = 680 мм H = 1025 мм Вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищем, снабжен рубашкой: V = 6,3 м^3 Pp. = 2,0 МПа D = 1800 мм H = 2800 мм

56.1.7 Описание производства хладона-113 (Х113)

Хладон-113 получается фторированием хладона-112, получаемого из перхлорэтилена путем одновременного фторирования и хлорирования в присутствии катализатора (пятихлористой сурьмы) с последующей очисткой и нейтрализацией газов синтеза, ректификацией сырца с выделением готового продукта.

Схема получения хладона-113 приведена на рисунке 56.7.

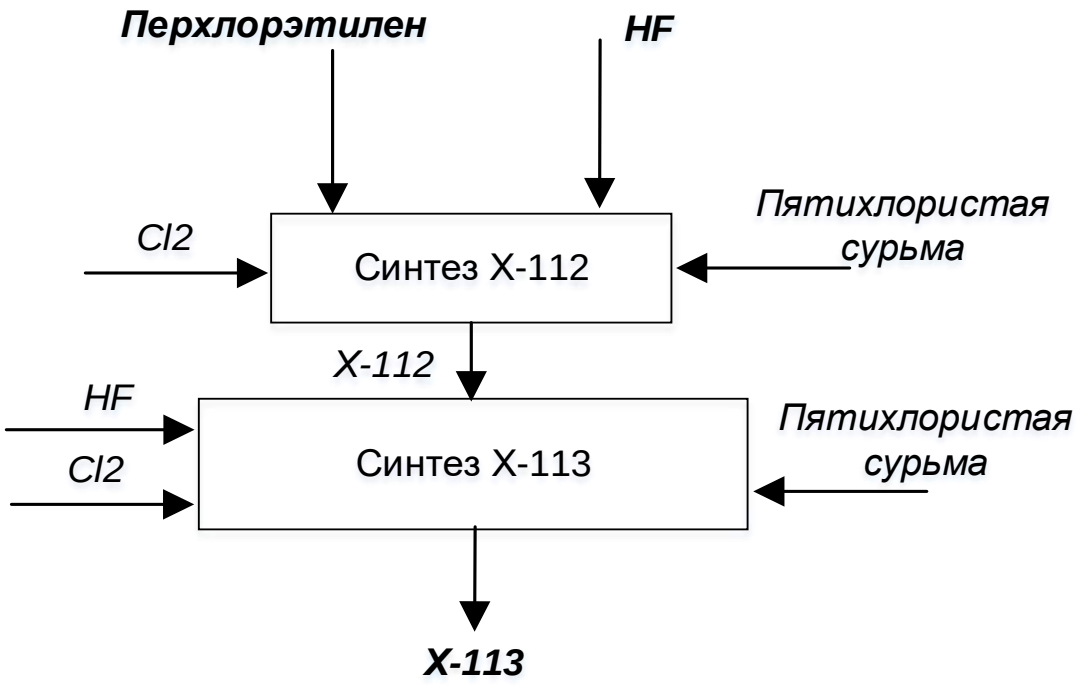


Рисунок 56.7 – Схема получения хладона-113

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.17, перечень основного оборудования – в таблице 56.18.

Таблица 56.17 – Описание технологического процесса получения хладона-113

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Перхлорэтилен Фтористый водород Хлор	Хлорирование и фторирование	Х-112, Х-122, Х-113, SbCl5, ГХЭ, HF, HCl, хлор Х-112 Х-112	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Реактор синтеза	
Х-112, Х-122, Х-113, SbCl5, ГХЭ, HF, HCl, хлор	Фторирование	Х-113, Х-114, Х-123 HF, HCl, хлор	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Реактор синтеза	
Х-113, Х-114, Х-123 HF, HCl, хлор	Нейтрализация	Сырец Х-113	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Колонна нейтрализации	
Сырец Х-113	Разделение продукта	Х-113	Фторхлорорганические соединения	Колонна ректификации	

Таблица 56.18 – Перечень основного оборудования производства хладона-113

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза	Рвысокотемпературное разложение	Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой: V = 5 м^3
Колонна нейтрализации	Нейтрализация кислых примесей в синтез-газе	Вертикальный цилиндрический аппарат, заполненный кольцами Рашига: H = 8210 мм
Колонна ректификации	Разделение продуктов	Колонна тарельчатая: H = 16475 м D = 800мм

56.1.8 Описание производства хладона-142в

Синтез хладона-142в проводят в непрерывном режиме в присутствии катализатора – четыреххлористого олова с подачей фтористого водорода и хлористого винилидена с дальнейшей очисткой реакционных газов, осушкой сырца, компримированием, конденсацией и ректификацией с выделением готового продукта, очисткой газов, выбрасываемых в атмосферу, сбором и конденсацией неиспользуемых фторорганических соединений.

Схема получения хладона-142в приведена на рисунке 56.8.

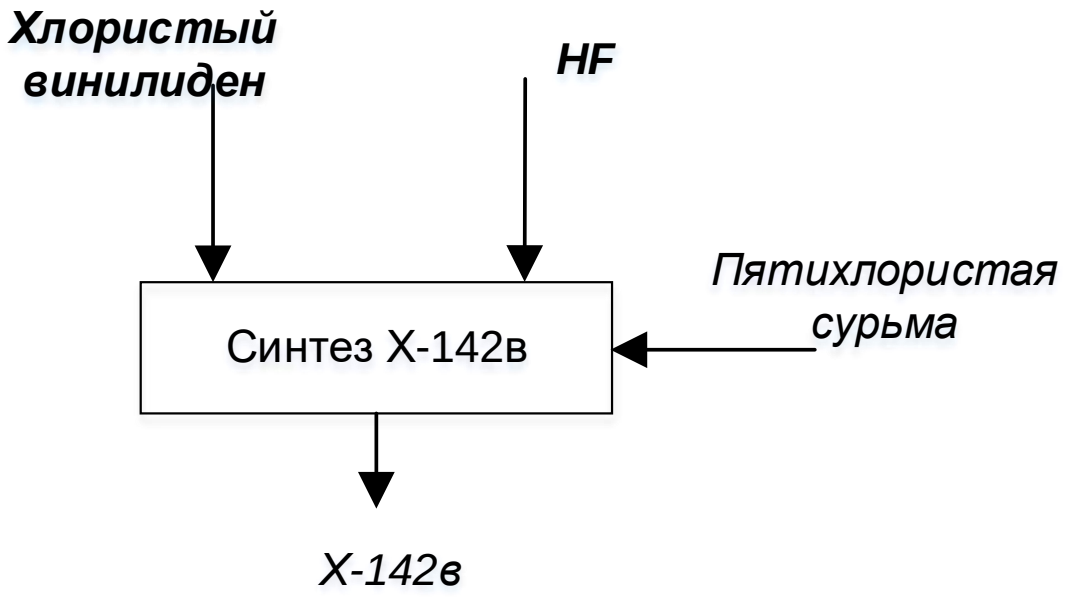


Рисунок 56.8 – Схема получения хладона-142в

Описание технологического процесса приведено в таблице 56.19, перечень основного оборудования – в таблице 56.20.

Таблица 56.19 – Описание технологического процесса получения хладона-142в

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хлористый винилиден Фтористый водород	Синтез	Газы синтеза: Х-142в, Х-143а, Х-141в, фтористый и хлористый водород	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Реактор синтеза	
Фторхлорорганические соединения	Абсорбция хлористого водорода и фтористого водорода из газов синтеза	Газы синтеза: Х-142в, Х-143а, Х-141в Соляная кислота Смесь фтористоводородной и хлористоводородной кислот	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Колонны очистки	
Фторхлорорганические соединения	Разделение тяжелокипящих продуктов от легкокипящих	Х-142в, Х-141в, Х-143а	Фторхлорорганические соединения	Колонна ректификации	

Таблица 56.20 – Перечень основного оборудования производства хладона-142в

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза	Фторирование	Вертикальный цилиндрический аппарат V = 5м^3
Компрессор	Сжатие и транспортировка газа	Производительность = 80 м^3/ч
Колонна ректификации	Разделение продуктов	Колонна тарельчатая: H = 15630 мм D = 600 мм

56.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве хладонов

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 56.21.

Таблица 56.21 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве хладонов

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Хладон-22			
Водород фтористый безводный	т/т	0,51	0,57
Натр едкий очищенный марка А	т/т	0,0048	0,007
Натрия тиосульфат кристаллический	т/т	0,0003	0,0019
Сурьма Су-0, ГОСТ 1089-82	кг/т	0,0004	0,001
Хлор жидкий	т/т	0,4	1,06
Хлороформ	т/т	1,42	1,527
Электроэнергия	кВт·ч/т	23,9	130
Пар	Гкал/т	0,82	2,4
Вода оборотная	$м^3$/т	1	1,02
Вода производственная	$м^3$/т	1	42
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,49	1,1
Холод минус 35 °С	Гкал/т	0,13	0,59
Азот газообразный	$м^3$/т	17	80
Воздух сжатый	$м^3$/т	160	245
Хладон-14			
Фтор	т/т	0,2	0,35
Графит	т/т	0,008	0,009
Уголь	т/т	0,007	0,015
Цеолит	т/т	0,2	0,35
Азот газообразный	$м^3$/т	1000	1350
Азот жидкий	т/т	5,4	7,2
Воздух	$м^3$/т	1400	4350
Электроэнергия	кВт·ч/т	3200	4800
Пар	Гкал/т	0,789	0,795
Вода производственная	$м^3$/т	40	100
Хладон-125			
Водород фтористый безводный	т/т	1,215	1,964
Перхлорэтилен	т/т	1,64	3,093
Азот газообразый	$м^3$/т	230	1956
Холод минус 15 °С	Гкал/т	3,489	11,707
Холод минус 35 °С	Гкал/т	0,377	0,955
Электроэнергия	кВт·ч/т	4887	4887
Пар	Гкал/т	8,518	21,089
Вода оборотная	$м^3$/т	294	795
Воздух сжатый	$м^3$/т	2782	5752
Хладон-227еа			
Фтористый водород, марка А	т/т	–	0,17

Продолжение таблицы 56.21

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Гексафторпропилен	т/т	–	1,25
Цеолит общего назначения NaA	т/т	–	0,004
Раствор NaOH	т/т	–	0,04
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	6800
Азот	$м^3$/т	–	300
Воздух сжатый	$м^3$/т	–	15000
Вода оборотная	$м^3$/т	–	300
Холод минус 15 °С	Гкал/т	–	4,6
Холод минус 35 °С	Гкал/т	–	0,82
Хладон-227са			
Фтористый водород	т/т	0,097	0,131
Хладон 226	т/т	1,42	1,92
Раствор NaOH	кг/т	27,03	36,57
цеолит NaA	кг/т	1,7255	2,3345
Электроэнергия	кВт·ч/т	7,7095	10,4305
воздух	кг/т	1,42375	1,92625
Вода	$м^3$/т	0,17	0,23
пар	Гкал/т	6,409	8,671
Рассол минус 15	Гкал/т	1,87	2,53
Хладон-С318 (побочные продукты – хладон-124а, хладон-226)			
Кубовые остатки производства ТФЭ	т/т	–	5
Сырец хладонна-С318	т/т	–	1,15
Цеолит NaA-У	кг/т	–	2,5
Гелий газообразный очищенный	$м^3$/т	–	2
Водород технический	$м^3$/т	–	2,5
Вода оборотная	$м^3$/т	–	8
Холод минус 15 °С	Гкал/т	–	14
Пар водяной	Гкал/т	–	25,5
Азот газообразный	$м^3$/т	–	965
Воздух сжатый	$м^3$/т	–	15000
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	5889
Хладон-113			
Перхлорэтилен	т/т	1,045	1,05
Фтористый водород	т/т	0,48	0,49
Хлор	т/т	0,43	0,45
Едкий натр	т/т	0,06	0,09
Пятихлористая сурьма	т/т	0,0003	0,0004

Окончание таблицы 56.21

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	кВт·ч/т	25	30
Пар	Гкал/т	0,7	0,78
Вода производственная	$м^3$/т	130	150
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,16	0,2
Холод минус 40 °С	Гкал/т	0,01	0,02
Хладон-142в			
Хлористый винилиден	т/т	1,12	1,15
Олово четырехвалентное	кг/т	1	1,1
Фтористый водород	т/т	0,59	0,6
Электроэнергия	кВт·ч	15	16
Пар	Гкал/т	0,89	0,9
Вода производственная	$м^3$/т	215	220
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,12	0,15
Холод минус 40 °С	Гкал/т	0,22	0,25

Характеристика выбросов, сбросов, отходов, образующихся при производстве хладонов, приведена в таблицах 56.22–56.24.

Таблица 56.22 – Выбросы при производстве хладонов

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хладон-22				
Дифторхлорметан (фреон-22)	Мокрая очистка отходящих газов	0,21	8,84	4,53
Трихлорметан (хлороформ)	Мокрая очистка отходящих газов	0,17	0,23	0,2
Трифторметан (хладон-23)	–	1,86	42,1	21,98
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	Мокрая очистка отходящих газов	0,0009	0,025	0,013
Хлор	Мокрая очистка отходящих газов	0,0043	0,0065	0,0054
Хлористый водород	Мокрая очистка отходящих газов	0,018	0,132	0,075
Гексафторпропен	Мокрая очистка отходящих газов	0,006	0,147	0,077

Продолжение таблицы 56.22

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Тетрафторэтилен	Мокрая очистка отходящих газов	0,006	0,41	0,21
Фтордихлорметан	Мокрая очистка отходящих газов	0,026	0,051	0,39
Хладон-14				
Тетрафторметан	Мокрая очистка отходящих газов	4,32	15,6	–
Хладон-125				
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) в пересчете на фтор	–	0,16	0,78	–
Хлористый водород		0,23	0,349	–
Пентафторэтан		3,05	7,2	–
Тетрафторэтилен		0,73	12,8	–
Гексафторпропен		0,051	4,612	–
Хладон-С318 (побочные продукты – хладон-124а, хладон-226)				
Октафторциклобутан	Мокрая очистка отходящих газов, термическое обезвреживание	4,9	38,7	–
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	Мокрая очистка отходящих газов,	0,1	1,6	–
Хлористый водород	Мокрая очистка отходящих газов,	0,13	8,42	–
Гексафторпропен	Мокрая очистка отходящих газов,	0,24	9,44	–
Тетрафторэтилен	Мокрая очистка отходящих газов,	0,21	26,23	–
Хладон-113				
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) в пересчете на фтор	Мокрая очистка отходящих газов	0,003	0,21	–
Хлористый водород	Мокрая очистка отходящих газов	0,064	0,69	–

Окончание таблицы 56.22

Наименование загрязняющего вещества	Метод очистки, обработки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Тетрахлорэтилен (перхлорэтилен)	Мокрая очистка отходящих газов	0,34	0,57	–
Трифтортрихлорэтан (хладон–113)	Мокрая очистка отходящих газов	12,75	17,25	–
Хладон-142в				
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) в пересчете на фтор	–	0,034	1,49	–
Хлористый водород		0,29	5,89	–
Трифторхлорэтилен (мономер 3)		0,0004	0,001	–
Хлористый винилиден (1.1-дихлорэтен)		4,67	7,89	–

Таблица 56.23 – Сбросы при производстве хладонов

Производство	Наименование загрязняющего вещества	Направление сброса	Показатели сбросов загрязняющих веществ, кг/т		
			Минимальное значение	Максимальное значение	Среднее значение
Производство хладонов: Хладон-22, хладон-113, хладон-142в	Хлорид-анион (хлориды)	Сбросы от производств хладонов (22, 113, 142в) и мономеров (М-2, М-3, М-4)	2,1	–	–
	Фторид-анион		0,017	–	–

Таблица 56.24 – Отходы при производстве хладонов

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Хладон-22						
Цеолит отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществами	V	Осушитель	Размещение (в части захоронения)	–	0,072	–
Отходы солей натрия при ликвидации проливов органических и неорганических кислот	III	Ликвидация проливов и россыпей при разгрузке химических веществ и химических продуктов	Размещение	–	16	–
Отходы труб из негалогенированных полимерных материалов, загрязненных неорганическими кислотами и их солями	IV	Колонна абсорбционная	размещение (в части захоронения)	–	1	–
Хладон-14						
Уголь активированный отработанный, загрязненный негалогенированными органическими веществами (содержание менее 15%)	IV	Реактор синтеза	Размещение (в части захоронения)	–	0,27	–
Отходы графита при ремонте графитового оборудования	IV	Реактор синтеза	Размещение (в части захоронения)	–	2,18	–

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Цеолит отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществами	V	Колонна цеолитная	Размещение (в части захоронения)	–	0,08	–
Хладон-125						
Цеолит отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществами	V	Адсорбер	Размещение (в части захоронения)	–	3,8	–
Хладон-С 318						
Цеолит отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществами	V	Колонна цеолитная	Размещение (в части захоронения)	2	2,5	–
Хладон-113						
Отходы солей натрия при ликвидации проливов органических и неорганических кислот	III	Ликвидация проливов и россыпей при разгрузке химических веществ и химических продуктов	Размещение	–	16	–
Хладон-142в						
Отходы солей натрия при ликвидации проливов органических и неорганических кислот	III	Ликвидация проливов и россыпей при разгрузке химических веществ и химических продуктов	Размещение	–	16	–

Раздел 57 Производство спиртов-теломеров

57.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве спиртов-теломеров

Синтез спиртов-теломеров

Исходным сырьем для получения спиртов-теломеров (СПТ) являются мономер-4 и изопропанол.

Для проведения процесса синтеза в реактор загружается изопропанол и ДТБП (перекиси дитретичного бутила или дитретбутилпероксида) из канистры по сифону с помощью вакуума. Процесс теломеризации при инициаторе ДТБП ведется при температуре от 110 до 150 °С и давлении от 4 до 17 кгс/см^2 с дозагрузкой мономера-4 по мере срабатывания. Полученный сырец анализируется на плотность, кислотность, состав.

Нейтрализация сырца спиртов-теломеров

После осуществления процесса содержимое реактора передавливается в нейтрализатор с помощью азота.

Нейтрализация проводится сухой гидроокисью калия по схеме:

HF + KOH = KF + H2O

RFCOOH + KOH = RFCOOK + H2O,

где RF – фторсодержащий радикал, такой как CF_3, CF_3CF_2, HCF_2CF_2 и другие.

Сырец нейтрализуют расчетным количеством твердого КОН. Навеска нейтрализующей смеси рассчитывается исходя из установленного в лаборатории кислотного числа.

Нейтрализующее добавляется в сырец и перемешивается с помощью мешалки. Сырец после нейтрализации должен иметь pH не менее 7.

Ректификация жидких спиртов-теломеров

Выделение спиртов–теломеров n1 производится на насадочной колонне под разрежением.

В качестве теплоносителей используется пар, а в качестве хладоагента – оборотная вода.

Пары, содержащие ИПС (изопропиловый спирт), воду, спирт–теломер n1, конденсируются в дефлегматоре и возвращаются в колонну.

Сбор целевого продукта 1,1-Диметилтетрафторпропанола-1 (n1) ведется при температуре 115,2 ^oC в сборники, снабженные обратными холодильниками для предотвращения уноса продукта.

При необходимости целевая фракция n1 дополнительно перегоняется на колонне для доведения содержания основного вещества не менее 98,5%, анализируется и разливается в тару для отправки потребителю.

Промежуточная фракции n1+n2 собирается и используется для повторной отгонки и выделения целевого продукта. При необходимости фракция n2 (1,1-диметилоктафторпентанола-1) может быть собрана при температуре около 145 ^oC.

Промежуточные легкие фракции и кубовые остатки сливаются в транспортную емкость и отправляются на сжигание.

Очистка сдувок

Сдувки от аппаратов, содержащие ИПС и СПТ, проходят через узел очистки сдувок, который представляет из себя последовательно соединенные ловушки и адсорберы, заполненные активированным углем АРВ.

Принципиальная схема производства спиртов-теломеров приведена на рисунке 57.1.

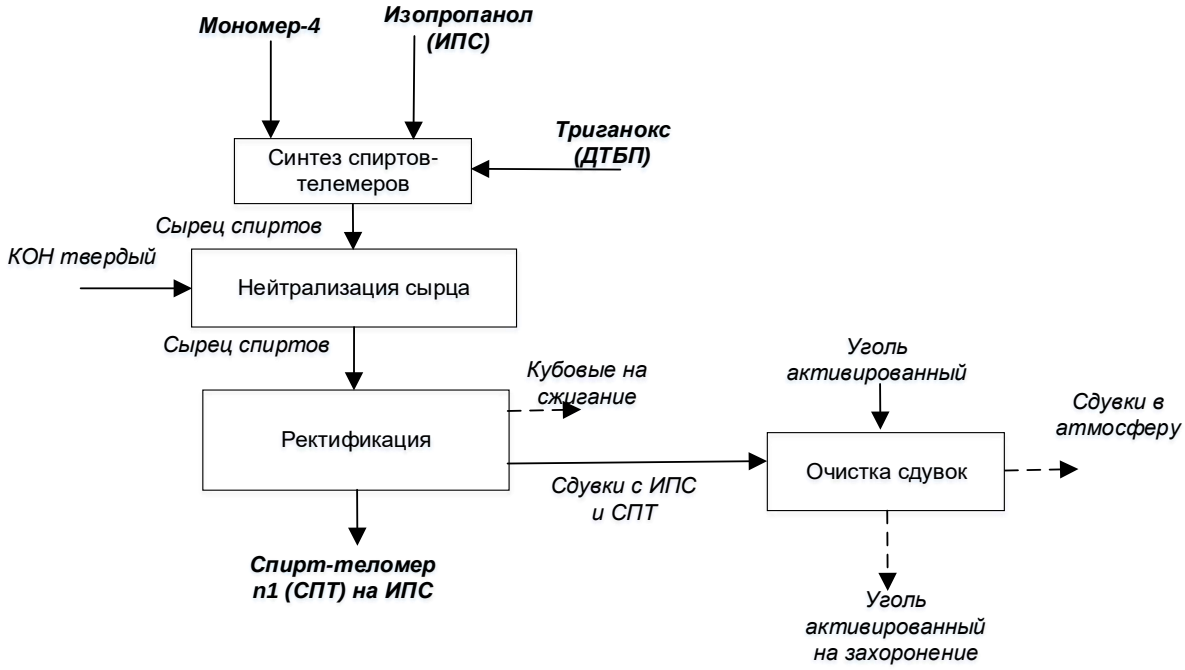


Рисунок 57.1 – Принципиальная схема производства спиртов-теломеров

Описание технологического процесса приведено в таблице 57.1, перечень основного оборудования – в таблице 57.2.

Таблица 57.1 – Описание технологического процесса производства спиртов-теломеров

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Мономер-4, изопропиловый спирт, триганокс (ДТБП)	Синтез спиртов-теломеров	Сырец спиртов-теломеров		Реактор синтеза	
Сырец спиртов-теломеров, КОН	Нейтрализация сырца спиртов-теломеров	Сырец на ректификацию		Реактор-нейтрализатор	
Сырец на ректификацию	Ректификация жидких спиртов-теломеров	Спирт-теломер n1 на ИПС, сдувки	Кубовые на сжигание	Колонна ректификации	

Окончание таблицы 57.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Сдувки	Очистка сдувок	Сдувка в атмосферу	Уголь активированный на захоронение	Адсорбер	

Таблица 57.2 – Перечень основного технологического оборудования производства спиртов-теломеров

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез спиртов-теломеров	Вертикальный сварной аппарат, снабженный эжекционным перемешивающим устройством, змеевиком, рубашкой, Ррасч. = 1,8 МПа
Нейтрализатор	Нейтрализация сырца спиртов-теломеров	Вертикальный цилиндрический аппарат с неразъемным эллиптическим дном и съемной эллиптической крышкой. Снабжен мешалкой. Р расч.= 0,6 МПа. Эл. двигатель мощностью 0,4 кВт
Колонна ректификационная	Служит для разделения фракции, содержащей ИПС, воду и спирт n1, и получения готового продукта n1.	Вертикальный цилиндрический аппарат с прямопосаженным дефлегматором. Состоит из 4-х царг. Царги заполнены насадкой – кольцами Рашига из нержавеющей стали, Ррасч.= 0,1 МПа
Адсорбер угольный	Фильтр угольный. Предназначен для очистки сдувок	Насадка – уголь АРВ: Высота насадки – 1 м Д = 500 мм Н = 1960 мм Р расч. – 0,5 МПа, V = 0,25 м^3

57.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве спиртов-теломеров

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 57.3

Таблица 57.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве спиртовтеломеров

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4	т/т	0,838	1,3
Изопропиловый спирт (ИПС)	т/т	0,571	1,2
ДТБП (перекись дитретичного бутила или дитретбутилпероксида)	т/т	0,049	0,075
Калия гидроокись	т/т	0,0023	0,05
Уголь активированный АГ-3	т/т	0,0015	0,0015
Уголь активированный рекуперационный АРВ	т/т	0,006	0,006
Азот газообразный	$м^3$/т	275	275
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,635	0,635
Воздух	$м^3$/т	4800	4800
Электроэнергия	кВт·ч/т	9012	9012
Пар	Гкал/т	29	29
Вода производственная	$м^3$/т	160	160
Вода оборотная	$м^3$/т	1143	1143

Выбросы в атмосферу при производстве спиртов-теломеров приведены в таблице 57.4.

Таблица 57.4 – Выбросы в атмосферу при производстве спиртов-теломеров

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Спирты теломеры	Мокрая очистка отходящих газов, термическое обезвреживание	3,07	109,3	–

Промышленные сточные воды направляются на станцию нейтрализации и далее передаются в сторонние организации.

В процессе производства спиртов-теломеров образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 57.5.

Таблица 57.5 – Отходы при производстве спиртов-теломеров

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Уголь активированный отработанный, загрязненный негалогенированными органическими веществами (содержание менее 15%)	IV	Адсорбер	Размещение (в части захоронения)	–	–	2,33

Раздел 58 Производство гексафторбутанола

58.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве гексафторбутанола

Исходным сырьем для получения гексафторбутанола являются метанол и мономер-6.

Для проведения процесса синтеза в реактор загружается метанол и триганокс (ДТБП). Содержимое реактора нагревается до 100–110 °С, и начинается подача мономера-6 в реактор до давления 10–12 кгс/см^2. Синтез ведется при температуре 120–130 °С при включенном насосе для циркуляции содержимого реактора. Полученный сырец анализируется на плотность, кислотность, состав.

Нейтрализация сырца

После завершения процесса содержимое реактора передавливается в нейтрализатор с помощью азота.

Нейтрализация проводится сухой гидроокисью калия.

Сырец нейтрализуют расчетным количеством твердого КОН. Навеска нейтрализующей смеси рассчитывается исходя из установленного в лаборатории кислотного числа.

Нейтрализующее добавляется в сырец и перемешивается с помощью мешалки. Сырец после нейтрализации должен иметь pH не менее 7.

Ректификация метанола

Сырец из нейтрализатора сливается в куб колонны ректификации метанола, нагревается до температуры 75–95 °С. Фракция с содержанием метанола более 99% отбирается в сборник для повторного использования для синтеза.

Ректификация очищенного сырца

Очищенный от избытка метанола сырец гексафторбутанола передавливается из куба колонны в колонну ректификации гексафторбутанола. Выделение гексафторбутанола производится на насадочной колонне при атмосферном давлении.

В качестве теплоносителей используется пар, а в качестве хладоагента – оборотная вода.

Сбор целевого продукта ведется при температуре 112–115 °С в сборники, снабженные обратными холодильниками для предотвращения уноса продукта.

Содержание основного вещества на уровне 85–90% анализируется и разливается в тару для отправки потребителю.

Промежуточные легкие фракции и кубовые остатки сливаются в транспортную емкость и отправляются на сжигание.

Принципиальная схема получения гексафторбутанола приведена на рисунке 58.1.

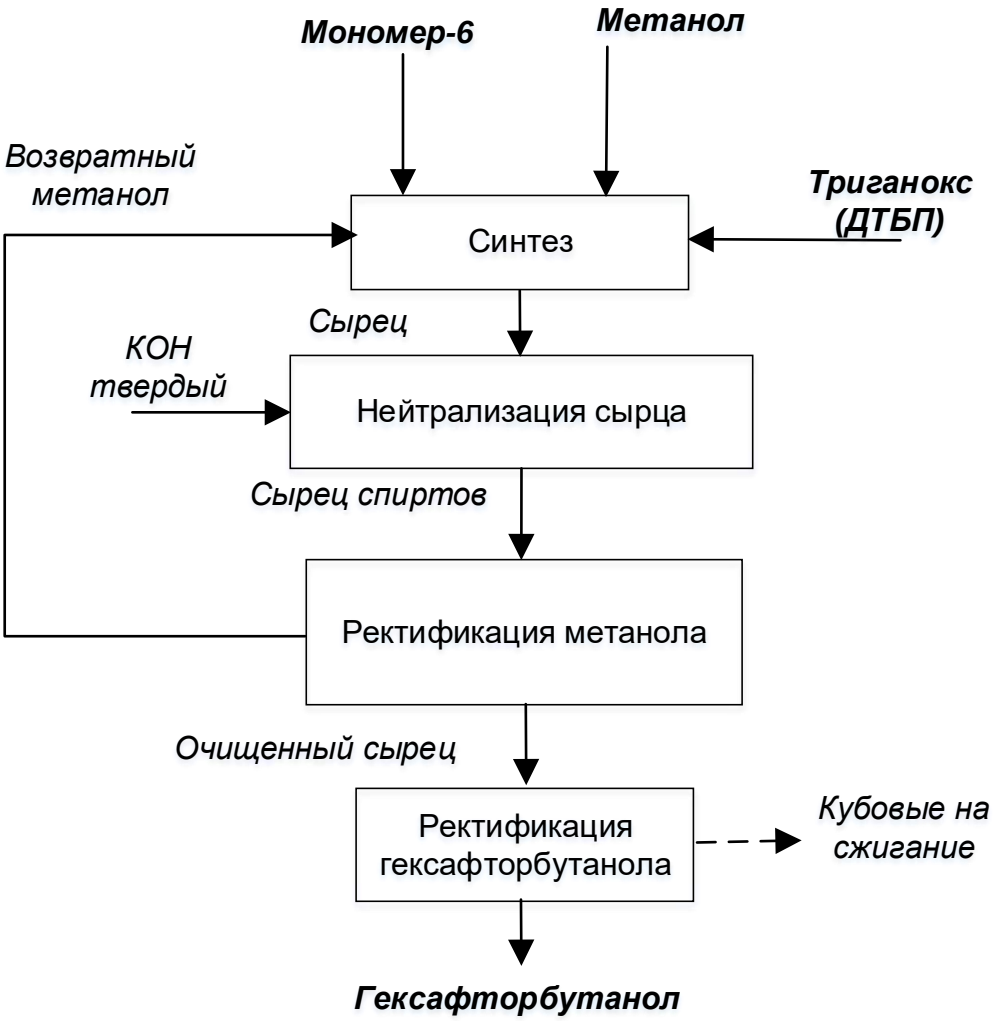


Рисунок 58.1 – Принципиальная схема получения гексафторбутанола

Описание технологического процесса приведено в таблице 58.1, перечень основного оборудования – в таблице 58.2.

Таблица 58.1 – Описание технологического процесса получения гексафторбутанола

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Продукты и полупродукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Мономер-6, метанол, триганокс (ПДТБ)	Синтез	Сырец		Реактор синтеза	
Сырец, КОН	Нейтрализация сырца	Сырец на ректификацию		Реактор-нейтрализатор	
Сырец на ректификацию	Ректификация метанола	Очищенный сырец	Метанол возвратный	Колонна ректификации	
Очищенный сырец	Ректификация	Гексафторбутанол	Кубовые на сжигание	Колонна ректификации	

Таблица 58.2 – Перечень основного оборудования производства гексафторбутанола

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез	Вертикальный сварной аппарат, снабженный эжекционным перемешивающим устройством, змеевиком, рубашкой: Р расч. = 1,8 МПа Две мембраны Д = 125 мм с Р срабатывания (1,9–2,20) МПа (19–22,0) кгс/см^2 при 100°С
Нейтрализатор	Нейтрализация сырца	Вертикальный цилиндрический аппарат с неразъемным эллиптическим дном и съемной эллиптической крышкой. Снабжен мешалкой, Р расч. = 0,6 МПа
Колонна ректификационная	Для отгонки метанола из сырца	Вертикальный цилиндрический аппарат со съемной верхней крышкой. Комбинированная колонна состоит из пяти тарельчатых царг по 2 колпачковых тарелки в каждой, двух насадочных царг, заполненных кольцами из нержавеющей стали размером Р расч. – 0,075 МПа
Колонна ректификационная	Для разделения от предгонфракции и получения готового продукта гексафторбутанола	Вертикальный цилиндрический аппарат с прямопосаженным дефлегматором. Состоит из четырех царг. Царги заполнены насадкой – кольцами Рашига из нержавеющей стали, Р расч. = 0,1 МПа

58.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве гексафторбутанола

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 58.3.

Таблица 58.3 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве гексафторбутанола

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-6	т/т	1,5	–
Метанол	т/т	1,5	–
Перекись дитретичного бутила или дитретбутилпероксид (ДТБП)	т/т	0,125	–
Калия гидроокись	т/т	0,0066	–
Холод минус 15	Гкал/т	0,69	–
Электроэнергия	кВт·ч/т	17000	–
Пар	Гкал/т	60	–
Вода оборотная	$м^3$/т	4000	–

Раздел 59 Производство 1,4-дийодперфторбутана

59.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве 1,4-дийодперфторбутана

Процесс получения 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ) состоит из двух стадий.

1. Синтез сырца ДЙПФБ:

- стадия I – синтез дийодперфторэтана (ДЙПФЭ, ДИЭ);
- стадия II – синтез дийодперфторбутана (ДЙПФБ, ДИБ);
- отмывка сырца тиосульфатом натрия.

2. Ректификация сырца ДЙПФБ: химизм процесса синтеза:

Взаимодействие мономера-4 (тетрафторэтилена, М-4) с йодом описывается уравнениями:

$I_2 \rightarrow 2I\bullet$

$CF_2=CF_2 + I\bullet \rightarrow CF_2I–CF_2\bullet$

$CF_2I–CF_2\bullet + I\bullet \rightarrow CF_2I–CF_2I$

Процесс начинается с термодиссоциации йода с образованием атомарного йода, вступающего в реакцию с М-4 с образованием тетрафторэтилиодидного радикала, который стабилизируется за счет присоединения атома йода с образованием 1,2-дийодперфторэтана (ДЙПФЭ).

Процесс образования ДЙПФБ из ДЙПФЭ и М-4 может быть описан следующими уравнениями:

$ICF_2CF_2I \rightarrow ICF_2CF_2\bullet + I\bullet$

$ICF_2CF_2\bullet + CF_2=CF_2 \rightarrow ICF_2CF_2CF_2CF_2\bullet$

$ICF_2CF_2CF_2CF_2\bullet + I\bullet \rightarrow ICF_2CF_2CF_2CF_2I$

ДЙПФЭ при повышенной температуре диссоциирует с образованием тетрафторэтилйодида, который вступает в реакцию с молекулой М-4 с образованием перфторбутилйодида, и далее при взаимодействии с атомарным йодом образуется 1,4-дийодперфторбутан.

Наряду с ДЙПФБ возможно образование и более высококипящих теломерных продуктов: дийодперфторгексана, дийодперфтороктана и др.

С помощью процесса ректификации происходит разделение продуктов синтеза друг от друга.

Принципиальная схема получения 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ) приведена на рисунке 59.1.

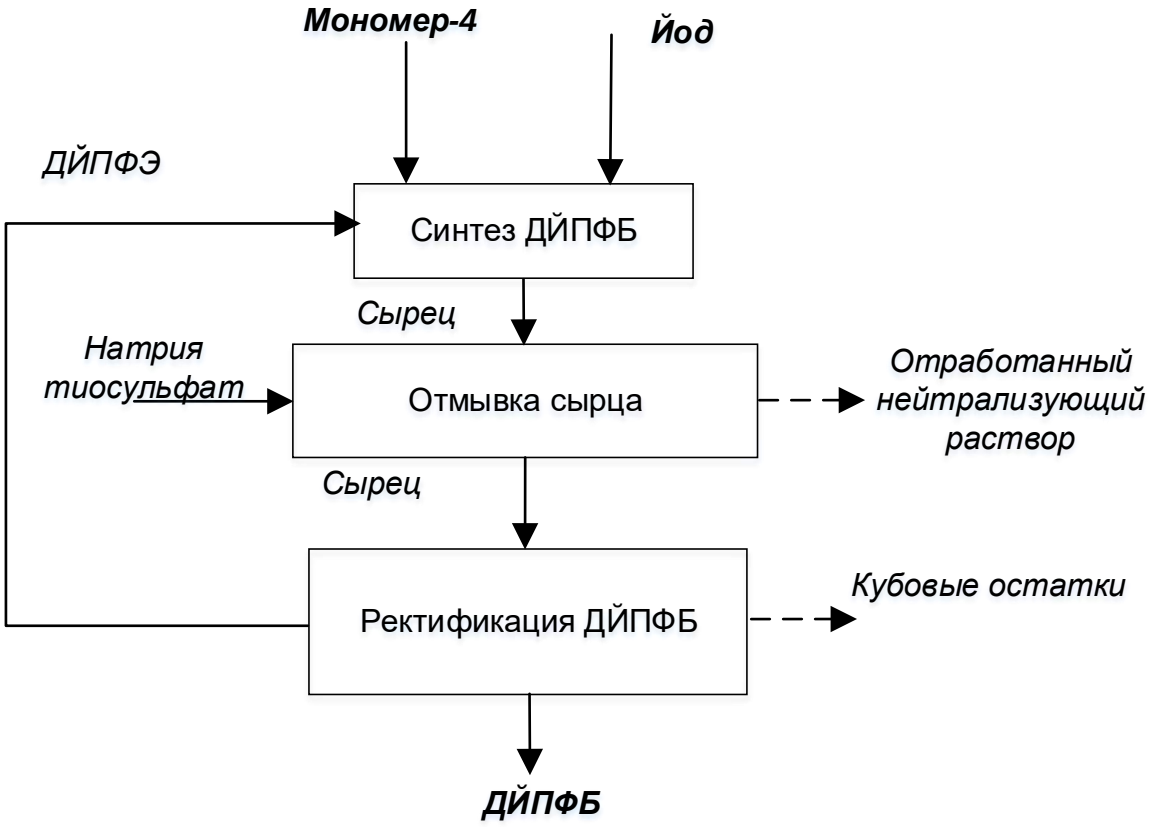


Рисунок 59.1 – Принципиальная схема получения 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ)

Описание технологического процесса приведено в таблице 59.1, перечень основного оборудования – в таблице 59.2.

Таблица 59.1 – Описание технологического процесса производства пероксида водорода окислением изопропилового спирта

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Мономер-4, йод	Синтез	Дийодперфторэтан, йод, мономер-4		Реактор	Скруббер
Сырец ДЙПФБ, натрия тиосульфат	Отмывка сырца	Сырец ДЙПФБ, дийодперфторэтан, йод, мономер-4, отработанный раствор натрия тиосульфата		Нейтрализатор	Скруббер
Сырец ДЙПФБ, дийодперфторэтан	Ректификация ДЙПФБ	ДЙПФБ, ДЙПФЭ		Ректификационная колонна	

Таблица 59.2 – Перечень основного технологического оборудования производства пероксида водорода окислением изопропилового спирта

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез ДЙПФБ	Вертикальный аппарат, снабженный перемешивающим устройством, внешним электроподогревом
Промыватель	Нейтрализация сырца ДЙПФБ	Вертикальный аппарат, снабженный перемешивающим устройством
Ректификационная колонна	Очистка ДЙПФБ	Ректификационная колонна: V = 0,048 м^3 P раб. = 0,6 МПа T расч. = 100 °C D = 0,076 м

59.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ)

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 59.3.

Таблица 59.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ)

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Йод технический, ГОСТ 545-76 марка А, Б, масса или йод, ГОСТ 4159-79 ч, чда	т	1,241	1,679
Мономер-4, СТП 146-05807960-2008	т	1,139	1,541
Натрия тиосульфат кристаллический ГОСТ 244-76 высший сорт или по ГОСТ 27068-86 ч	кг	42,5	57,5
Азот газообразный	нм^3	2,6775	3,6225
Вода оборотная	м^3	637,5	862,5
Вода высокоочищенная	м^3	1,377	1,863
Электроэнергия	кВт·ч	3187,5	4312,5
Пар	Гкал	1,343	1,817

Раздел 60 Производство мономеров

60.1 Описание технологических процессов производства хладонов

60.1.1 Описание технологических процессов производства тетрафторэтилена (мономера-4)

В основе промышленного способа получения тетрафторэтилена лежит пиролиз дифторхлорметана с присутствием гексафторпропилена с объемной долей от 4,7 до 8,9% (0,09–0,16 кг гексафторпропилена на 1 кг дифторхлорметана). Полученная в процессе пиролиза многокомпонентная смесь направляется в закалочный холодильник типа «труба в трубе» с целью прекращения реакции разложения и снижения объемной доли выхода побочных продуктов. Дальнейшее охлаждение газов пиролиза до температуры от 100 до 140 °С происходит в холодильнике типа «труба в трубе», идентичном закалочному. Газы пиролиза после охлаждения подаются в увлажнитель для очистки от крупных частиц сажи.

Очищенный от сажи газ направляется в абсорберы, орошаемые водой для поглощения хлористого водорода и получения соляной кислоты. После поглощения основного количества хлористого водорода газы пиролиза поступают на дополнительную промывку от кислых составляющих сначала водой, а затем щелочным раствором. Отмытый от кислых составляющих пиролизат компримируется до давления 1,3–1,5 МПа и после отделения влаги поступает в колонну концентрирования, где происходит дополнительное отделение влаги и, частично, хладона-22, остающихся в кубе колонны. Кубовые из колонны концентрирования поступают в колонну на выделение возвратного хладона-22.

Возвратный хладон-22 направляется в расходные емкости или непосредственно на узел пиролиза. Кубовый остаток из колонны возвратного хладона-22, состоящий из высококипящих компонентов (хладоны-124, 124А, С318, 226, 326 и т. д.), через расходные емкости направляется на переработку.

Пиролизат из колонны концентрирования направляется на осушку цеолитом, ингибирование и конденсацию. Сконденсированный пиролизат собирается в расходные емкости.

Разделение тетрафторэтилена (ТФЭ) и возвратного хладона-22 из пиролизата производится методом ректификации.

В первой (отдувочной) колонне происходит отделение ТФЭ от низкокипящих соединений – мономера-2, углекислого газа, хладона-23 и части хладона-32. Мономер-4 с примесью низкокипящих соединений с верхней части отдувочной колонны направляется на сжигание. Затем на основной ректификационной колонне производится выделение чистого тетрафторэтилена с выдачей его в производство фторполимеров.

После основной ректификационной колонны кубовый остаток направляется на доотдувочную колонну для выделения оставшегося тетрафторэтилена (М-4) и трифторэтилена (М-3Н). В зависимости от содержания трифторэтилена (М-3Н) мономер-4 направляется либо в газгольдер, либо на УТО.

Кубовый остаток из второй отдувочной колонны поступает в колонну выделения возвратного хладона-22.

Схема производства тетрафторэтилена (мономера-4) приведена на рисунке 60.1.

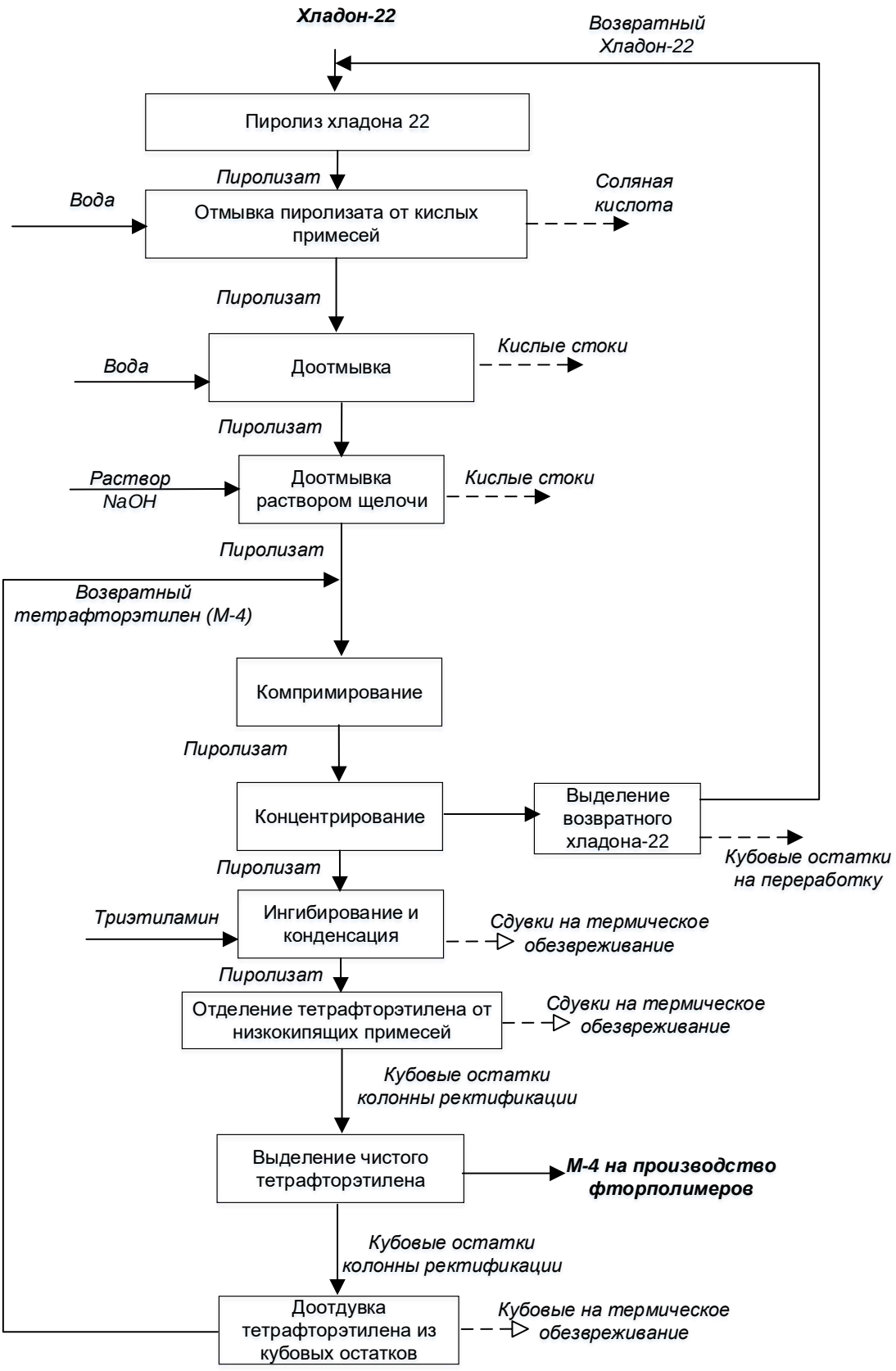


Рисунок 60.1 – Схема производства тетрафторэтилена (мономера-4)

Описание технологического процесса приведено в таблице 60.1, перечень основного оборудования – в таблице 60.2.

Таблица 60.1 – Описание технологического процесса производства тетрафторэтилена (мономера-4)

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хладон–22	Пиролиз хладона-22 (дифторхлорметана)	М-4, М-6, С-318, хл-22, хл-12, HCl		Печь пиролиза	Скруббер
Пиролизат, вода, NaOH	Абсорбция хлористого водорода с нейтрализацией газов пиролиза от кислых составляющих	М-4, М-6, С-0318, хл-22, хл-12, HCl	Отработанный щелочной раствор	Абсорбционные колонны	Скруббер
Пиролизат	Компримирование, концентрирование, осушка и конденсация пиролизата	М-4, М-6, С-318, хл-22, хл-12	Отход цеолита	Компрессор, Ректификационная колонна Осушитель	Скруббер
Пиролизат	Ректификация газов пиролиза	М-4, М-6, С-318, хл-22, хл-12	Кольца рашига	Ректификационные колонны	Скруббер
Кубовые остатки колонны концентрирования	Выделение возвратного хладона-22	М-4, М-6, С-318, хл-22, хл-12		Ректификационная колонна	Скруббер
Кубовые остатки колонны выделения чистого тетрафторэтилена	Доотдувка тетрафторэтилена из кубовых остатков	М-4, М-6, С-318, хл-22, хл-12		Ректификационные колонны	Скруббер

Таблица 60.2 – Перечень основного технологического оборудования производства тетрафторэтилена (мономера-4)

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор пиролиза	Для проведения реакции получения тетрафторэтилена (мономера-4)	Н = 4500 мм
Абсорбционная колонна	Для улавливания хлористого водорода, фтористого водорода	Н = 6600 мм
Колонна ректификационная	Выделение возвратного хладона-22	Тарельчатая: Д = 1000 мм Н = 15950–18470 мм Рр = 0,8 МПа Н куба = 1500 мм V = 11 м^3
Колонна ректификационная	Доотдувка тетрафторэтилена	Нижняя часть колонны высотой 3000 мм с эллиптическим днищем. Внутри колонны – 30 тарелок с колпачками Р р. =1,6 МПа Д = 500 мм Н = 15660 мм Н куба = 1500 мм
Конденсатор	Для конденсации тетрафторэтилена (мономера-4) при выводе его в сборник	Р = 16 кгс/см²

Таблица 60.3 – Перечень природоохранного оборудования производства тетрафторэтилена (мономера-4)

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Скруббер	Подготовка технологического оборудования к ремонту	Вертикальный цилиндрический аппарат с приварным плоским днищем и съемной плоской крышкой. Внутри аппарата насадка – кольца Рашига: Д = 500 мм Н = 4120 мм Р р. = 0,01 МПа

60.1.2 Описание технологических процессов производства дифторэтена (мономера-2)

Высокотемпературное разложение Х 142в с последующей очисткой и нейтрализацией газов пиролиза, ректификацией сырца с выделением готового продукта.

Принципиальная схема производства мономера-2 приведена на рисунке 60.2.



Рисунок 60.2 – Принципиальная схема производства мономера-2

Описание технологического процесса приведено в таблице 60.4, перечень основного оборудования – в таблице 60.5.

Таблица 60.4 – Описание технологического процесса производства мономера-2

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хладон-142в	Высокотемпературное разложение	Пиролизат: мономер-2, хладон-142в, мономер-1, хладон-32, хладон-152, мономер-3Н, мономер-3Cl Фтористый и хлористый водород Инерты	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Печь пиролиза	
Пиролизат: мономер-2, хладон-142в, мономер-1, хладон-32, хладон-152, мономер-3Н, мономер-3Cl Фтористый и хлористый водород Инерты	Абсорбция хлористого водорода и фтористого водорода из газов пиролиза	Мономер-2, Хладон-142в, мономер-1, хладон-32, хладон-152, мономер-3Н, мономер-3Cl, соляная кислота, отработанный щелочной раствор	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Колонны очистки и нейтрализации	

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Мономер-2, хладон-142в, мономер-1, хладон-32, хладон-152, мономер-3Н, мономер-3Cl	Разделение тяжелокипящих продуктов от легкокипящих	Мономер-2, хладон-143а, хладон-152, хладон-142в	Фторхлорорганические соединения	Колонна ректификации	

Таблица 60.5 – Перечень основного технологического оборудования производства мономера-2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Печь пиролиза	Высокотемпературное разложение	Трубка из трех элементов, заключенных в кирпичную кладку
Колонна ректификации	Разделение продуктов	Колонна тарельчатая: H = 15630 мм D = 600 мм

60.1.3 Описание технологических процессов производства мономера-3 (мономера-3)

М-3 получается дегалоидированием Х 113 цинковым порошком в водной среде с постоянным перемешиванием. С последующим компримированием, конденсацией и ректификацией с выделением готового продукта.

Принципиальная схема производства мономера-3 приведена на рисунке 60.3.

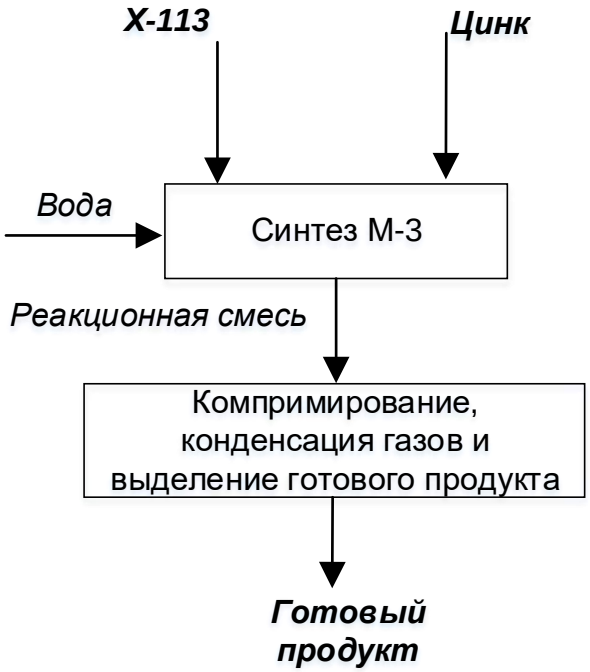


Рисунок 60.3 – Принципиальная схема производства мономера-3

Описание технологического процесса приведено в таблице 60.6, перечень основного оборудования – в таблице 60.7.

Таблица 60.6 – Описание технологического процесса производства мономера-3

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное Технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Х 113, цинковый порошок	Отщепление хлора	Сырец: М-3, Х-113, Х-123, Х-114	Фторхлорорганические и хлорорганические соединения	Реактор синтеза	
Сырец: М-3, Х-113, Х-123, Х-114, перфторбутин, М-3Н	Разделение тяжелокипящих продуктов от легкокипящих	М-3, Х-113, Х-123	Фторхлорорганические соединения	Колонны ректификации	

Таблица 60.7 – Перечень основного технологического оборудования производства мономера-3

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор синтеза	Дегалоидирование	Вертикальный цилиндрический аппарат. V = 6 м^3
Компрессор	Сжатие и транспортировка газа	С водяным охлаждением, мембранный. Производительность = 60 м^3/ч
Колонна ректификации	Разделение продуктов	Колонна тарельчатая: H = 15630 мм D = 600мм

60.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве мономеров

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 60.8.

Таблица 60.8 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве мономеров

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4			
Дифторхлорметан (хладон-22)	т/т	2,07	2,697
Натр едкий очищенный марка А	т/т	0,01	0,012
Триэтиламин технический	кг/т	0,79	2,12
Цеолит NaA марка А	кг/т	0,04	0,22
Электроэнергия	кВт·ч/т	1750	2093
Энергия тепловая, пар	Гкал/т	2,7	3,8
Холод – минус 15 °С	Гкал/т	0,81	1,41
Холод – минус 35 °С	Гкал/т	1,49	2,15
Вода оборотная	м^3/т	102	136
Воздух сжатый	м^3/т	128	471
Азот газообразный	м^3/т	52	173
Мономер-2			
Х 142в	т/т	2,01	2,03
Натр едкий	т/т	0,01	0,017
Электроэнергия	кВт·ч/т	4150	4180
Пар	Гкал/т	2,17	2,2
Вода производственная	м^3/т	600	750
Холод – минус 15 °С	Гкал/т	0,6	0,7
Холод – минус 40 °С	Гкал/т	0,95	0,98
Мономер-3			
Х 113	т/т	0,695	0,7
Цинковый порошок	т/т	1,86	1,9

Окончание таблицы 60.8

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	кВт·час/т	125	130
Пар	Гкал/т	1,9	2
Вода производственная	$м^3$/т	580	590
Холод – минус 15 °С	Гкал/т	0,6	0,65
Холод – минус 40 °С	Гкал/т	0,34	0,36

Выбросы в атмосферу при производстве мономеров приведены в таблице 60.9.

Таблица 60.9 – Выбросы в атмосферу при производстве мономеров

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Мономер-4				
Хлористый водород	Абсорбция	0,0046	0,311	–
Дифторхлорметан (фреон-22)	Абсорбция, термическое обезвреживание	1,05	8,69	–
Тетрафторэтилен	Абсорбция, термическое обезвреживание	0,97	3,66	–
Гексафторпропилен	Абсорбция, термическое обезвреживание	0,18	0,349	–
Мономер–2				
Хлористый водород	Мокрая очистка	0,3	0,82	–
Дифторэтен (мономер-2)	Мокрая очистка	11,9	84,5	–
Мономер 3				
Трифтортрихлорэтилен (мономер-3)	Мокрая очистка	3,97	4	–
Трифтортрихлорэтан (хладон-113)	Мокрая очистка	0,93	3,63	–
Дифторэтен (мономер-2)	Мокрая очистка	0,041	5,37	–

Таблица 60.10 – Сбросы в водный объект при производстве мономеров

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Производство мономеров (М-2, М-3, М-4)				
Хлорид-анион (хлориды)	Сбросы от производств хладонов (22, 113, 142в) и мономеров (М-2, М-3, М-4)	0,9	–	–
Фторид-анион		0,05	–	–

В процессе производства мономеров образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 60.11.

Таблица 60.11 – Отходы при производстве мономеров

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Мономер-4						
Цеолит отработанный при осушке воздуха и газов, не загрязненный опасными веществам	V	Осушитель	размещение (в части захоронения)	–	–	0,23
Изделия керамические производственного назначения, утратившие потребительские свойства, малоопасные	IV	Ректификационная колонна	размещение (в части захоронения)	–	–	13,3
Мономер-3						
Катализатор на основе оксида цинка отработанный	III	Каталитический процесс, сопровождающийся снижением или потерей каталитической активности	Размещение на участке размещения отходов 3-4 классов опасности	–	–	230

Раздел 61 Производство тетрафторэтилметилового эфира

61.1 Описание технологического процесса производства тетрафторэтилметилового эфира

В реактор загружают метанол, катализатор (гидроокись калия) и доводят содержание воды до 40% от массы гидроокиси калия (содержание гидроокиси калия составляет 1,2–2,0% от массы используемого спирта). Затем в реактор загружают тетрафторэтилен. Синтез идет с выделением тепла, температура – в диапазоне 30–80 ˚С, давление – 10–16 бар, время синтеза – 1,5–2 часа.

Реакционную массу направляют в нейтрализатор, где происходят выделение тетрафторэтилметилового эфира и очистка путем отмывки холодной водой.

В результате получают продукт с содержанием основного вещества 96–98%.

Схема производства тетрафторэтилметилового эфира приведена на рисунке 61.1.

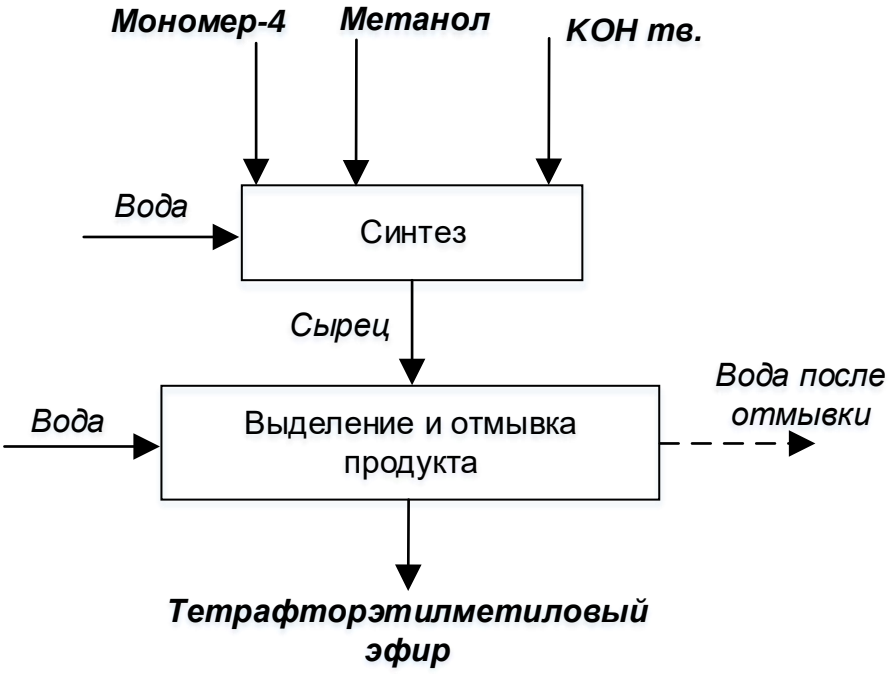


Рисунок 61.1 – Схема производства тетрафторэтилметилового эфира

Описание технологического процесса приведено в таблице 61.1, перечень основного оборудования – в таблице 61.2.

Таблица 61.1 – Описание технологического процесса производства тетрафторэтилметилового эфира

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Мономер-4, метанол, вода, гидроокись калия	Синтез	Сырец		Реактор синтеза	
Сырец, вода	Выделение, очистка	Тетрафторэтил-метиловый эфир	Вода	Реактор-нейтрализатор	

Таблица 61.2 – Перечень основного технологического оборудования производства тетрафторэтилметилового эфира

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Синтез	Вертикальный сварной аппарат, снабженный эжекционным перемешивающим устройством, змеевиком, рубашкой, Р расч.= 1,8 МПа, две мембраны Д = 125 мм, с Р срабатывания (1,9–2,20) МПа при 100°С
Нейтрализатор	Нейтрализация сырца	Вертикальный цилиндрический аппарат с неразъемным эллиптическим дном и съемной эллиптической крышкой. Снабжен мешалкой. Р расч.= 0,6 МПа

61.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве тетрафторэтилметилового эфира

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 61.3

Таблица 61.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве тетрафторэтилметилового эфира

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4	т/т	1,1	–
Метанол	т/т	0,9	–
Калия гидроокись	т/т	0,016	–
Высокоочищенная вода	$м^3$/т	1	–
Холод – минус 15 °С	Гкал/т	0,63	–
Электроэнергия	кВт·ч/т	3000	–
Пар	Гкал/т	10	–

Раздел 62 Производство перфторкислот

Электрохимическое фторирование диметилфталата (ДМФ) и его смеси с диметиловым эфиром перфторциклогександикарбоновой кислоты (ДМЭ ПФЦГДК) проводят в непрерывном режиме. Верхняя крышка электролизера снабжена патрубком для выхода газожидкостной смеси в фазоразделитель. Перемешивание содержимого электролизера обеспечивается внешней циркуляцией электролита по трубе, соединяющей нижнюю часть фазоразделителя с нижней крышкой электролизера.

В ходе процесса электрохимического фторирования ДМФ на катоде выделяется водород, на аноде образуются фторангидриды перфторированных кислот, карбонилфторид, фторуглероды. Газы, образующиеся в процессе электролиза, вместе с парами фтористого водорода и фторорганических соединений поступают сначала в прямой холодильники, затем в обратный, предназначенные для конденсации высококипящих продуктов электрохимического фторирования (ЭХФ) и фтористого водорода. Конденсат из холодильников сливается в ловушку. В ней происходит разделение конденсата на два слоя: верхний – фтористый водород с небольшим содержанием продуктов фторирования и нижний – высококипящие продукты фторирования (сырец) с растворенным в них фтористым водородом.

Фтористый водород по переливу возвращается в электролизную установку, сырец поступает в куб ректификационнрй колонны с целью выделения товарного продукта. Отбор товарной фракции ФОП производится при температуре верха колонн 72–76 ºС до снижения массовой доли ФОП во флегме менее 78%.

Для увеличения эффективности производства (снижения расходных коэффициентов по сырью и затрат электроэнергии на единицу продукции) ДФА ПФЦГДК возвращается в процесс в виде диметилового эфира (ДМЭ ПФЦГДК), который получается взаимодействием фракции ДФА ПФЦДГК с метанолом. Очистка электролизных газов предусмотрена двухступенчатой. Первая ступень – водная абсорбция в фазоразделителе. В фазоразделителе поглощается большая часть фтористого водорода и карбонилфторида, который гидролизуется до фтористого водорода и углекислого газа. Раствор плавиковой кислоты с массовой долей фтористого водорода до 15,0% направляют в полиэтиленовую емкость (еврокуб) для дальнейшей утилизации. На второй ступени санитарной очистки в колонне происходят нейтрализация моноокиси фтора и окончательная очистка от фтористого водорода и карбонилфторида. Орошение колонны производится водным раствором с массовой долей карбоната калия (поташа) 11,0% и массовой долей тиосульфата натрия 2,5%. Санитарная очистка сдувок со всех аппаратов установки ЭХФ, за исключением сдувки с теплообменника узла электролиза, производится в колонне, орошаемой водным раствором едкого натра с массовой долей 0,5–5,0%.

Принципиальная схема производства перфторкислот (ФОП) приведена на рисунке 62.1.

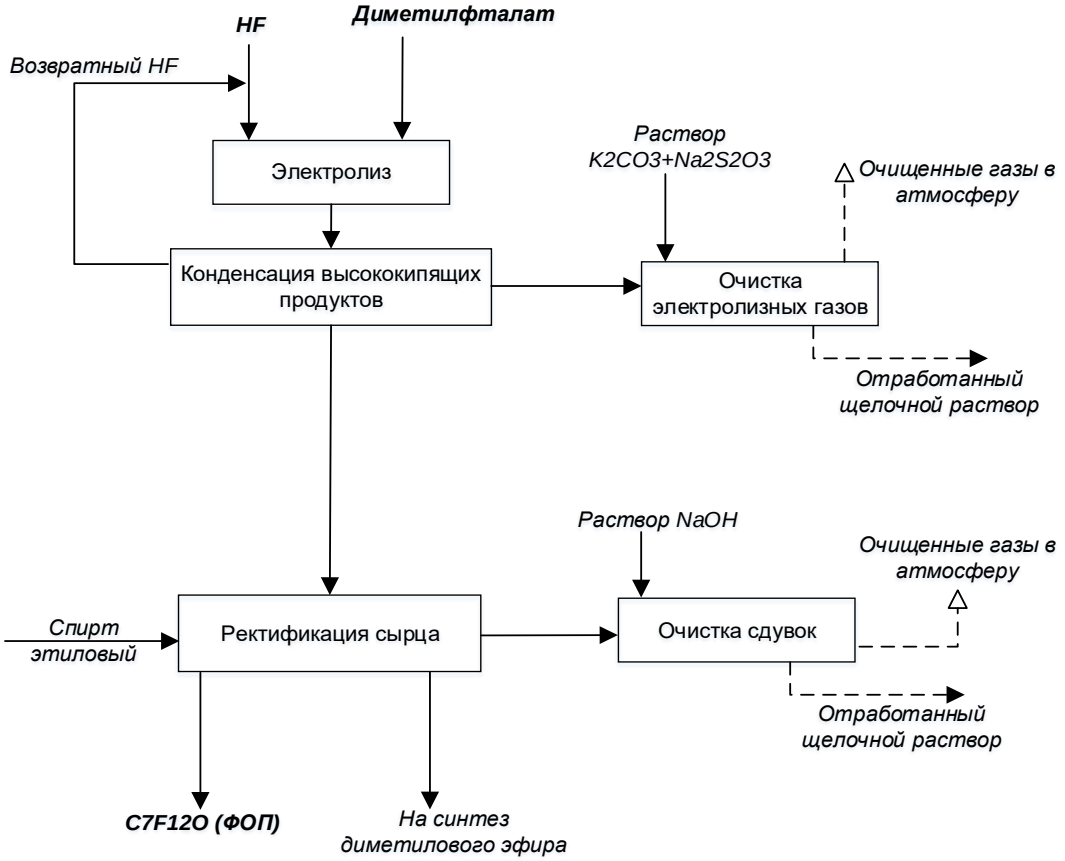


Рисунок 62.1 – Принципиальная схема производства перфторкислот (ФОП)

Описание технологического процесса приведено в таблице 62.1, перечень основного оборудования – в таблице 62.2.

Таблица 62.1 – Описание технологического процесса производства перфторкислот (ФОП)

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Диметилфталат, HF	Подготовка и выдача сырья	Диметилфталат, HF		Емкости	Колонная нейтрализации
Диметилфталат, HF	Электролиз	Диметилфталат, HF, C7F12O(ФОП), C7F14(ПФМЦГ), C8F12O2 (ДФА ПФЦГДК)		Электролизер	Колонная нейтрализации
Сырец ЭХФ	Ректификация сырца	C7F12O(ФОП), C7F14(ПФМЦГ), C8F12O2 (ДФА ПФЦГДК)		Ректификационная колонна	Колонная нейтрализации

Таблица 62.2 – Перечень основного технологического оборудования производства перфторкислот

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Электролизёр	Электролиз	Прямоугольный аппарат с пирамидальной съемной крышкой и коническим днищем. В корпус электролизера вставлен пакет электродов с рамочным боковым токоприемником. Пакет состоит из двух полупакетов: анодного и катодного. Анодный изготавливается из 43 пластин никеля НП-2, катодный – из 44 стальных пластин размером 500×600 мм Вместимость – 360 дм^3 Рразр. – до 0,7 кгс/см^2 Тразр. – от минус 50 ºС до 50 ºС
Колонна ректификации	Ректификация сырца и выделение товарного ФА ПФЦГК(ФОП)	Состоит из 4 царг: Высота Н = 8000 мм Диаметр Д = 150 мм Насадка – спирали из стальной (12Х18Н9Т) проволоки Рразр. – до 0,7 кгс/см^2 Т разр. – от минус 30 ºС до 140 ºС
Фазоразделитель	Очистка электролизных газов	Вертикальный цилиндрический аппарат с плоским днищем и крышкой, состоит из двух царг. Рр.= до 0,07 МПа
Колонна абсорбционная	Санитарная очистка электролизных газов	Состоит из 4 царг: Н = 2560 мм Д = 400 мм Насадка – фторопластовая стружка Рразр. – до 0,7 кгс/см^2 Тразр. – от 10 ºС до 40 ºС
Колонна нейтрализации	Санитарная очистка сдувок	Состоит из 4 царг: Высота Н = 3100 мм Диаметр Д = 200 мм Насадка – стальные кольца Рашига Р разр. – до 0,7 кгс/см^2 Т разр. – от минус 30 ºС до 50 ºС

62.1 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве перфторкислот

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 62.3.

Таблица 62.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве перфторкислот (ФОП)

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Водород фтористый безводный	т/т	4,44	24,73
Диметилфталат ГОСТ 8728-88	кг/т	2336	8533,33
Электроэнергия	кВт·ч/т	100000	100000
Энергия тепловая в паре	Гкал/т	1,25	1,33
Холод – минус 15 °С	Гкал/т	4,095	4,1
Холод – минус 35 °С	Гкал/т	69,846	236,29
Вода оборотная	$м^3$/т	60	60
Воздух сжатый	$м^3$/т	142	142
Азот газообразный	$м^3$/т	1000	1000

Выбросы в атмосферу при производстве перфторкислот (ФОП) приведены в таблице 62.4.

Таблица 62.4 – Выбросы в атмосферу при производстве перфторкислот (ФОП)

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	Мокрая очистка отходящих газов	2,784	31,354	–

Промышленные сточные воды направляются на станцию нейтрализации и далее передаются в сторонние организации.

В процессе производства перфторкислот (ФОП) технологических отходов не образуется.

Раздел 63 Производство метилена хлористого технического

63.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве метилена хлористого технического

Природный газ в смеси с хлором подается в реактор термического хлорирования с образованием хлорметанов и хлористого водорода. После абсорбции хлористого водорода конденсируются тяжелые хлорметаны и пары воды. Затем выделяются хлористый метилен, хлороформ, четыреххлористый углерод. Далее конденсируются низкокипящие хлорметаны. В процессе производства возможно применение циркуляции непрореагировавшего метана и хлористого метила. Сдувки отправляется на термическое обезвреживание кубовых остатков.

Принципиальная схема производства метилена хлористого технического приведена на рисунке 63.1.

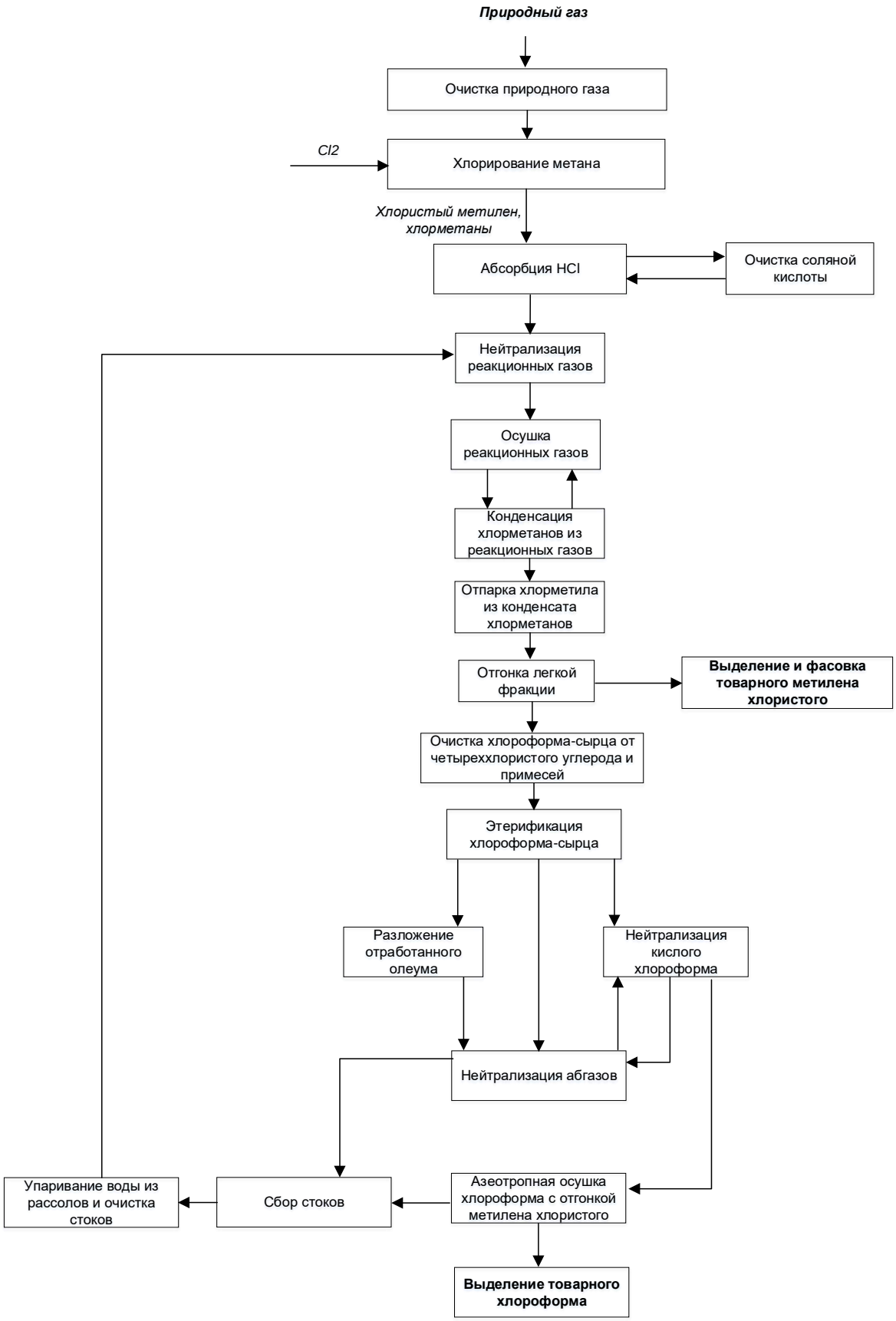


Рисунок 63.1 – Принципиальная схема производства метилена хлористого технического

Описание технологического процесса приведено в таблице 63.1, перечень основного оборудования – в таблице 63.2.

Таблица 63.1 – Описание технологического процесса производства метилена хлористого технического

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Природный гоз (метан), хлор газообразный	Газофазное термическое хлорирование природного газа (метана)	Хлористый метилен,хлорметаны (хлористый метил, хлористый водород, хлороформ, четыреххлористый углерод –ЧХУ)	Хлорорганические соединения	Реактор термохлорирования	Реактор циклонный
Хлорорганические производные с хлором	Абсорбция хлористого водорода	Кислота соляная абгазная, хлорорганические производные		Колонна абсорбционная	
Хлорорганические производные	Конденсация хлорметанов	Хлорорганические производные	Хлорорганические соединения	Колонна конденсационно-отпарная	
Хлорорганические производные	Ректификация метиленхлорида	Хлористый метилен	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации	
Хлорорганические производные	Ректификация хлороформа	Хлороформ	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации	

Таблица 63.2 – Перечень основного технологического оборудования производства метилена хлористого технического

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор термохлорирования	Термохлорирование газов	Вертикальный: P = 3 кгс/см² V = 8,5–9 м³ D = 2600 мм H = 6320 мм
Компрессор центробежный	Компримирование давления	Q = 25000 м³/час P = 3 кгс/см²

Окончание таблицы 63.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Абсорбер пленочный		Вертикальный цилиндрический кожухотрубный аппарат: Fср. = 83,5 м^2 D = 1000 мм H = 4965 мм
Абсорбционная колонна		Вертикальный аппарат насадочного типа; заполнена фторопластовыми кольцами Рашига 50х50х5 мм H = 11800 мм D = 1000 мм
Колонна нейтрализации	Нейтрализация реакционных газов	Вертикальный аппарат колонного типа с насадкой из колец Рашига 25х25 Ннас. = 16 м V = 45 м^3 D = 1600 мм H = 23470 мм
Колонна осушки		Вертикальный аппарат колонного типа с насадкой из колец Рашига 50х50х5 мм (фторопласт) D = 1400 мм H = 19000 мм Ннас = 12 м
Испаритель		Горизонтальный кожухотрубный теплообменник: F = 327 м^2 D = 1200 мм L = 6920 мм
Выпарной аппарат		Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой и лопастной мешалкой, V=4 м^3
Конденсационно–отпарная колонна		Вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа: V = 25,4 м^3 D = 1600 мм H = 13970/18240 мм
Колонна ректификационная	Разделение продуктов	Вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа: D = 600/1000/1200 мм H = 15960/23535/33080 мм

63.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве метилена хлористого технического

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 63.3.

Таблица 63.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве метилена хлористого технического

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/т	336	425
Хлор	т/т	2,08	2,43
Кислота соляная из абг. неочищ.*	кг/т	4029,2*	4372,6*
Кальций хлористый техн.*	кг/т	1,439*	1,7231*
Аммиак синтет. жидкий *	кг/т	2,0463*	2,8466*
Электроэнергия	кВт·ч/т	273	777
Пар	Гкал/т	0,6	2,42
Азот	$м^3$/т	141	150
Воздух сжатый	$м^3$/т	440	462
Глубокообессоленная вода	$м^3$/т	0,4	0,42
Производственная вода	$м^3$/т	0,8	27
Оборотная вода	$м^3$/т	361	495
Холод –15 °С	Гкал/т	0,08	0,3
* – в зависимости от организации процесса данный ресурс может не использоваться.			

Выбросы в атмосферу при производстве метилена хлористого технического приведены в таблице 63.4.

Таблица 63.4 – Выбросы в атмосферу при производстве метилена хлористого технического

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Аммиак	Абсорбция	0,01	4,1	–
Метан	–	2,5	37,5	–
Хлористый водород	Абсорбция	0,007	0,17	–
Метилен хлористый	Абсорбция	2,4	12,5	–
Тетрахлорметан (углерод четыреххлористый)	Абсорбция	0,1	0,47	–
Трихлорметан (хлороформ)	Абсорбция	0,58	3,60	–
Метил хлористый	Абсорбция	0,86	18,61	–

Промышленные сточные воды очищаются на локальных очистных сооружениях и передаются для дальнейшей очистки сторонним организациям.

В процессе производства метилена хлористого технологических отходов не образуется (образуются отходы от смежного производства хлороформа).

Раздел 64 Производство хлористого этила

64.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве хлористого этила

Производство хлористого этила осуществляется методом гидрохлорирования спирта, абсорбцией хлористого этила из газовой смеси с последующей ректификацией и осушкой товарного хлористого этила.

Принципиальная схема производства хлористого этила приведена на рисунке 64.1.

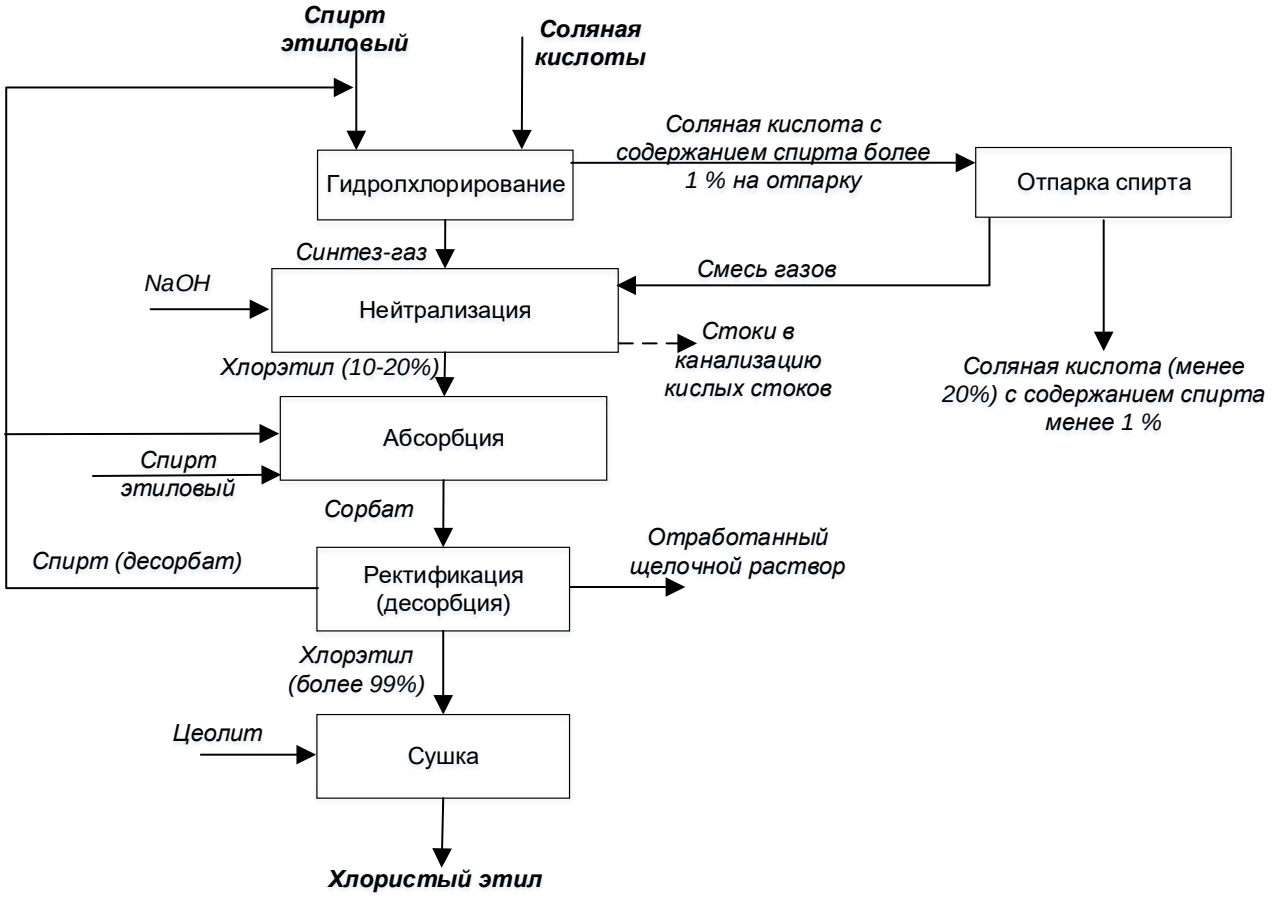


Рисунок 64.1 – Принципиальная схема производства хлористого этила

Описание технологического процесса приведено в таблице 64.1, перечень основного оборудования – в таблице 64.2.

Таблица 64.1 – Описание технологического процесса производства хлористого этила

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Спирт этиловый синтетический технический денатурированный Кислота соляная абгазная	Гидрохлорирование спирта	Хлористый этил, диэтиловый эфир, хлористый водород	Хлорорганические соединения	Реактор	Колонна нейтрализации
Абгазы, содержащие пары хлористого водорода, хлористого этила, диэтиловый эфир	Нейтрализация	Хлористый этил, хлористый натр	Отсутствуют	Колонна нейтрализации	
Хлористый этил из газовой фазы Десорбат (этиловый спирт после десорбции хлористого этила)	Абсорбция	Этил хлористый техниченский	Хлорорганические соединения	Колонна абсорбционная	
Хлористый этил из газовой фазы Этиловый спирт синтетический технический денатурированный захоложенный	Абсорбция	Сорбат этила хлористого техниченского	Хлорорганические соединения	Колонна абсорбционная	
Сорбат этила хлористого техниченского	Ректификация	Хлорэтил-сырец		Колонна ректификационная	
Хлорэтил-сырец	Осушка	Хлорэтил-сырец		Осушитель	

Таблица 64.2 – Перечень основного технологического оборудования производства хлористого этила

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор	Для проведения реакции получения хлорэтила	P = 1,5 кгс/см²
Колонна нейтрализации	Для нейтрализации кислых газов	H = 5616 мм
Колонна ректификационная	Для ректификции сорбата	H = 29700 мм
Колонна абсорбционная	Для абсорбции хлорэтила захоложенным спиртом	H = 29700 мм
Осушитель	Для осушки хлорэтила	D = 600 мм

64.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве хлористого этила

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 64.3.

Таблица 64.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве хлористого этила

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый синтетический технический денатурированный	дкл	115,0	120,8
Кислота соляная из абгазов производства хлороформа	т/т	2,7	2,8
Электроэнергия	кВт·ч/т	830	875
Пар	Гкал/т	4,5	4,7
Азот (низкого давления)	$м^3$/т	340	357
Воздух сжатый	$м^3$/т	1200	1260
Производственная вода	$м^3$/т	1,5	1,6
Оборотная вода	$м^3$/т	900	945
Холод –15 °С	Гкал/т	0,3	0,31
Холод –40 °С	Гкал/т	0,33	0,35

Выбросы в атмосферу при производстве хлористого этила приведены в таблице 64.4.

Таблица 64.4 – Выбросы в атмосферу при производстве хлористого этила

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хлорэтан (этил хлористый)	–	–	10,66	–

Промышленные сточные воды не образуются.

Технологических отходов не образуется.

Раздел 65 Производство хлороформа метанового

65.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве хлороформа (хлороформа метанового)

Природный газ с хлором подается в реактор с дальнейшим термическим хлорированием природного газа с образование хлорпроизводных. В хлорпроизводных содержится хлор, который абсорбируется. Далее конденсируется тяжелые хлорметаны и пары воды. Выделяются хлористый метилен, хлороформ, четыреххлористый углерод. Конденсируются низкокипящие хлорметаны. В процессе производства возможно применение циркуляции непрореагировавшего метана и хлористого метила. Сдувки отправляются на термическое обезвреживание кубовых остатков. Кислота соляная из абгазов идет на производство ингибированной соляной кислоты.

Основные стадии процесса:

- очистка природного газа от гомологов метана гидрированием;
- хлорирование метана;
- абсорбция хлористого водорода из реакционного газа;
- нейтрализация реакционного газа;
- осушка реакционного газа;
- компримирование реакционного газа;
- конденсация хлорметанов и отгонка хлористого метила;
- охлаждение;
- ректификация метиленхлорида;
- ректификация хлороформа-сырца;
- олеумная очистка хлороформа-сырца;
- ректификация хлороформа;
- очистка соляной кислоты от хлорметанов;
- очистка сточных вод от хлорметанов.

Принципиальная схема производства хлороформа метанового приведена на рисунке 65.1.

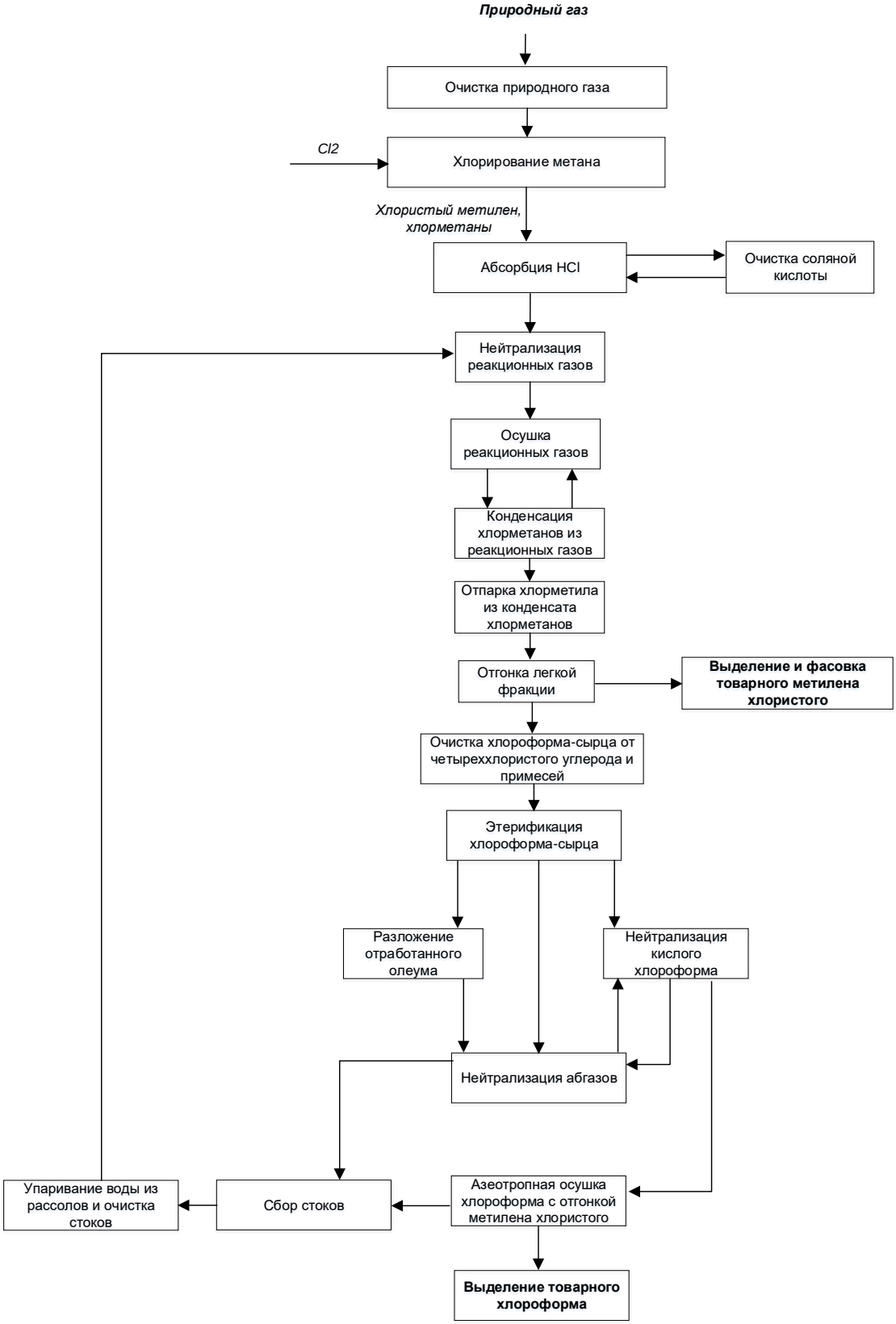


Рисунок 65.1 – Принципиальная схема производства хлороформа метанового

Описание технологического процесса приведено в таблице 65.1, перечень основного оборудования – в таблице 65.2.

Таблица 65.1 – Описание технологического процесса производства хлороформа метанового

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хлор Природный газ	Хлорирование	Хлороформ Кислота соляная Хлористый метилен Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Реактор хлорирования	
Хлорорганические производные с хлором	Абсорбция хлористого водорода	Хлороформ Хлористый метилен Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Колонна абсорбционная	
Хлорорганические производные	Конденсация фракций тяжёлых хлорметанов	Хлороформ Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации Колонна конденсационная	Реактор термического обезвреживания
Хлорорганические производные	Конденсация четыреххлористого углерода	Хлороформ	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации	

Таблица 65.2– Перечень основного технологического оборудования производства хлороформа метанового

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость буферная для хлора	Хранение	Аппарат с рубашкой: V = 6–16 м³
Реактор термохлорирования (хлоратор)	Осуществление реакции	Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 8,5–30,7 м³
Абсорбер очистки реакционного газа	Абсорбция	H = 5000–18138 мм

Окончание таблицы 65.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Абсорбер нейтрализации хлористого водорода	Нейтрализация	H = 6550–11800 мм
Компрессор центробежный	Компримирование	Q = 25000 м³/час
Колонна конденсации	Конденсация	Колонна тарельчатая: H=13970–18070 мм
Колонна выделения метиленхлорида	Отделение метиленхлорида	H = 20645 мм
Колонна выделения хлороформа	Выделение хлороформа	H = 22360 мм
Колонна ректификации хлороформа-сырца	Ректификация	Аппарат колонного типа, тарельчатый: H = 15960–33080 мм
Колонна осушки	Осушка продукционной фракции	Вертикальный аппарат колонного типа с насадкой из колец Рашига 50х50х5 мм (фторопл.) D = 1400 мм H = 19000 мм Ннас = 12 м
Испаритель	Упаривание	Горизонтальный кожухотрубный теплообменник марки ИКТ-300: F = 327 м^2 D = 1200 мм L = 6920 мм
Выпарной аппарат		Вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой и лопастной мешалкой V = 4 м^3 Электродвигатель марки 4АМ112МА4У3 N = 5,5 кВт 1ExdIIBT4 1121: n = 100 мин-1, 1122: n = 45 мин-1

65.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве хлороформа метанового

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 65.3.

Таблица 65.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве хлороформа метанового

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Хлор	т/т	2,22	2,43
Природный газ	м³/т	184,6	425,1
Водород	м³/т	89,5	90,1
Изоамилен	кг/т	0,02	0,032
Натр едкий	т/т	0,01	0,11
Натрия тиосульфат кристаллический	т/т	0,0045	0,0083
Кислота серная-олеум улуч. 24% *	т/т	0,065	0,088
Кислота соляная абгазная неочищ. *	т/т	4,26	4,27
Аммиак синтет. жидкий *	кг/т	2,74	3,81
Амилен *	кг/т	0,028	0,036
Серная кислота отработ. – отход *	кг/т	66,6	83,9
Кубовые остатки метиленхлорида*	кг/т	171,2	294,9
Кальций хлористый техн.	кг/т	0,87	1,07
Азот газообразный (высокого давления)	м³/т	5,09	10
Азот газообразный (низкого давления)	м³/т	31,2	69,4
Воздух сжатый	м³/т	394,3	613,6
Вода глубокообессоленная	м³/т	0,05	0,59
Вода производственная зима	м³/т	1,5	42,27
Вода производственная лето	м³/т	1,5	30
Энергия тепловая в паре зима	Гкал/т	2,3	2,6
Энергия тепловая в паре лето	Гкал/т	1,27	2,35
Вода оборотная зима	м³/т	582,5	674,1
Вода оборотноая лето	м³/т	514	700
Холод –15 °С	Гкал/т	0,1	0,25
Электроэнергия	кВт·ч/т	477,5	679,6
* – в зависимости от организации процесса данный ресурс может не использоваться.			

Выбросы в атмосферу при производстве хлороформа метанового приведены в таблице 65.4.

Таблица 65.4 – Выбросы в атмосферу при производстве хлороформа метанового

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	Абсорбция, термическое обезвреживание	0,11	0,33	–
Азота оксид		0,035	0,053	–
Аммиак *		0,011	4,08	–
Серная кислота *		0,018	0,04	–
Метан		0,036	37,54	–
Углерода оксид		1,14	3,43	–
Хлор		0,0086	0,01	–
Хлористый водород		0,012	0,17	–
Метилен хлористый		2,4	15,54	–
Тетрахлорметан (четыреххлористый углерод)		0,1	0,47	–
Трихлорметан (хлороформ)		0,58	3,6	–
Хлорметан (метил хлористый)		3,85	18,63	–
Хлорэтаны (1,1-дихлорэтен)		0,011	0,11	–
* – в зависимости от организации процесса может не происходить выброс данного вещества				

Промышленные сточные воды направляются на станцию нейтрализации и далее передаются на дальнейшую очистку в стороннюю организацию.

В процессе производства хлороформа метанового образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 65.5.

Таблица 65.5 – Отходы при производстве хлороформа метанового

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Сажа при зачистке технологического оборудования производства хлорметанов	III	Зачистка оборудования	Размещение	0,06	0,26	0,17
Уголь активированный, отработанный при очистке метиленхлорида и хлороформа в производстве хлорметанов	IV	Очистка хлороформа фильтрацией	Размещение	0,86	1,1	0,98

Раздел 66 Производство четыреххлористого углерода (ЧХУ)

66.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве четыреххлористого углерода

Природный газ в смеси с хлором подается в реактор термического хлорирования с образованием хлорметанов и хлористого водорода. После абсорбции хлористого водорода конденсируются тяжелые хлорметаны и пары воды. Затем выделяются хлористый метилен, хлороформ, четыреххлористый углерод. Конденсируется низкокипящие хлорметаны. В процессе производства возможно применение циркуляции непрореагировавшего метана и хлористого метила. Сдувки отправляются на термическое обезвреживание кубовых остатков.

Принципиальная схема производства четыреххлористого углерода приведена на рисунке 66.1.

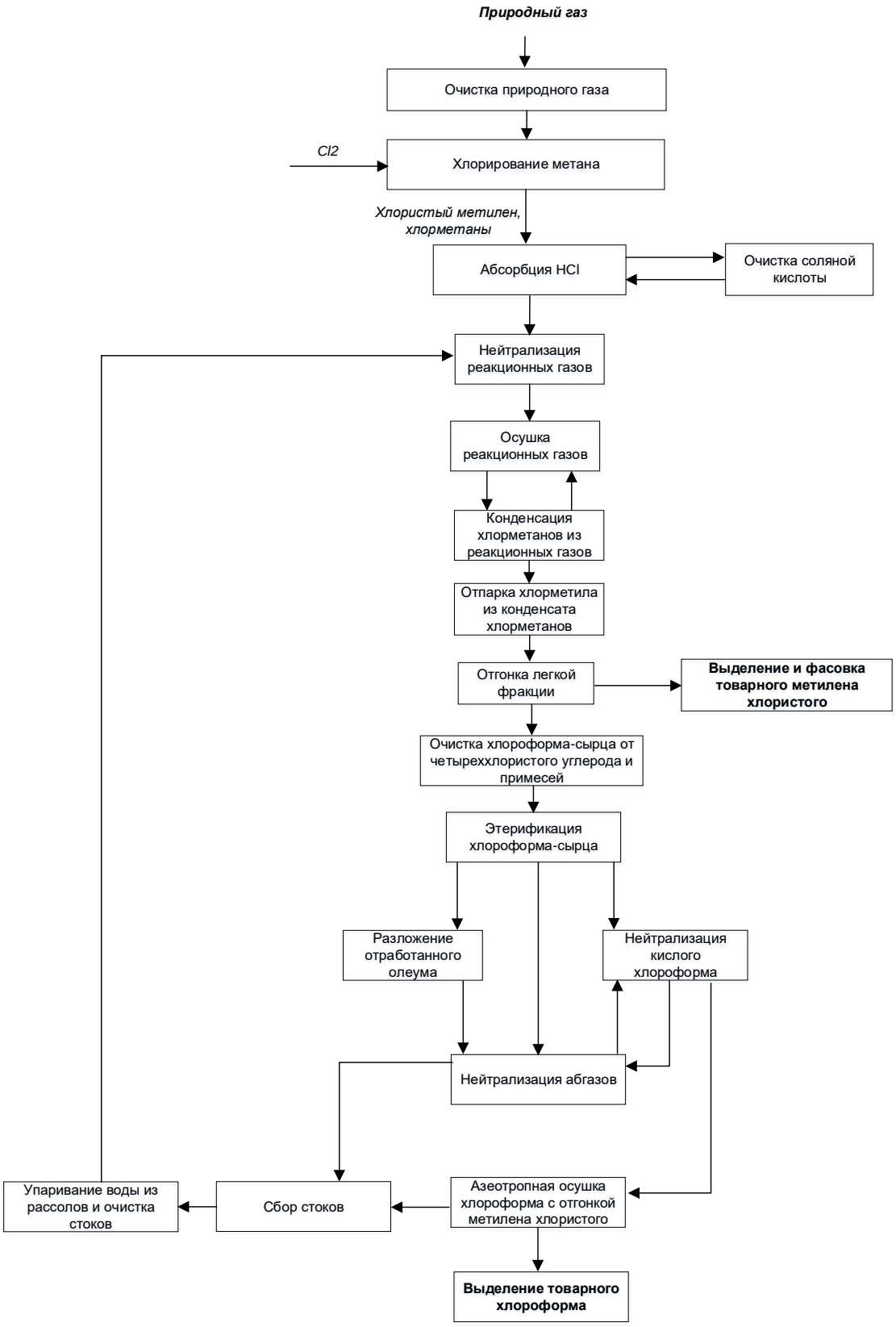


Рисунок 66.1 – Принципиальная схема производства четыреххлористого углерода

Описание технологического процесса приведено в таблице 66.1, перечень основного оборудования – в таблице 66.2.

Таблица 66.1 – Описание технологического процесса производства четыреххлористого углерода

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Хлор Природный газ	Хлорирование	Хлороформ, Кислота соляная, Хлористый метилен, Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Реактор хлорирования	
Хлорорганические производные, хлористый водород	Абсорбция хлористого водорода	Хлороформ Хлористый метилен Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации	
Хлорорганические производные	Конденсация фракций тяжелых хлорметанов	Хлороформ Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации	
Хлорорганические производные	Выделение хлороформа	Четыреххлористый углерод	Хлорорганические соединения	Колонна ректификации	Реактор термического обезвреживания

Таблица 66.2 – Перечень основного технологического оборудования производства четыреххлористого углерода

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор термохлорирования	Термохлорирование газов	Вертикальный, P = 3 кгс/см²
Компрессор центробежный	Компримирование давления	Q = 25000м³/час P = 3 кгс/см²
Колонна конденсации	Конденсация хлорметанов	D = 1600 мм H = 18070 мм
Колонна ректификации	Разделение продуктов	D = 600 мм H = 23535 мм

66.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве четыреххлористого углерода

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 66.3.

Таблица 66.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве четыреххлористого углерода

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/т	374,76	418,23
Хлор	т/т	2,4	2,43
Электроэнергия	кВт·ч/т	90	110
Пар	Гкал/т	5,5	6,5
Вода оборотная	$м^3$/т	570	650

Выбросы в атмосферу при производстве четыреххлористого углерода не образуются (при условии, что данное производство находится в составе производства хлороформа).

Образование промышленных сточных вод и отходов не происходит (при условии, что производство находится в составе производства хлороформа).

Раздел 67 Производство тетраэтоксисилана

Тетраэтоксисилан (тетраэтилсиликат, этилсиликат, тетраэтилортосиликат) применяется в химической промышленности, в медицине в качестве связующего при изготовлении зубных протезов, в оптической промышленности для производства оптических материалов, в качестве реагента в органической химии и т. д.

67.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве тетраэтоксисилана

Тетраэтоксисилан получают этерификацией тетрахлорида кремния абсолютированным этиловым спиртом с последующей десорбцией образующегося хлористого водорода, нейтрализацией остаточного хлористого водорода окисью пропилена и выделением готового продукта на ректификационной колонне.

Принципиальная схема производства тетраэтоксисилана приведена на рисунке 67.1.

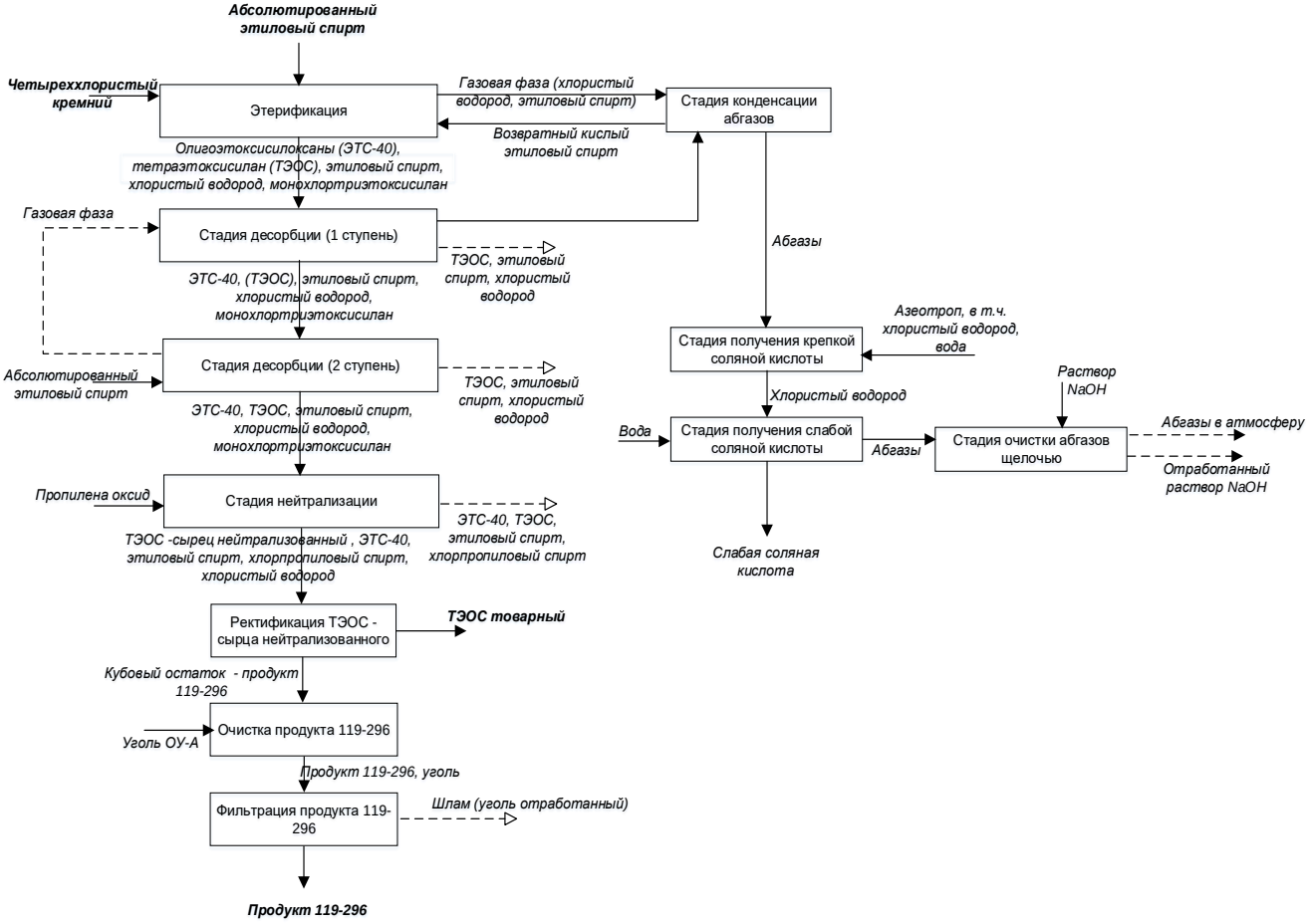


Рисунок 67.1 – Принципиальная схема производства тетраэтоксисилана

Описание технологического процесса приведено в таблице 67.1, перечень основного оборудования – в таблице 67.2.

Таблица 67.1 – Описание технологического процесса производства тетраэтоксисилана

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Четыреххлористый кремний, абсолютированный этиловый спирт, кислый этиловый спирт	Этерификация	Тетраэтоксисилан (ТЭОС), монохлортриэтоксисилан, этиловый спирт, олигоэтоксисилоксаны, хлористый водород	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород	Реактор-этерификатор	
Олигоэтоксисилоксаны (ЭТС-40), ТЭОС, хлористый водород, этиловый спирт, гназовая фаза со 2 ступени десорбции	Десорбция 1 ступень	ТЭОС, этиловый спирт, монохлортриэтоксисила, олигоэтоксисилоксаны, хлористый водород	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород	Десорбер	
ТЭОС, этиловый спирт, монохлортриэтоксисила, олигоэтоксисилоксаны, хлористый водород, абсолютированный этиловый спирт	Десорбция 2 ступень	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород, олигоэтоксисилоксаны, монохлортриэтоксисилан	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород	Десорбер	
ТЭОС-сырец, в т. ч.: ТЭОС, этиловый спирт, хлористый водород, олигоэтоксисилоксаны, монохлортриэтоксисилан, пропилена оксид	Нейтрализация	ТЭОС – сырец нейтрализованный, в т. ч.: ТЭОС, этиловый спирт, олигоэтоксисилоксаны, хлорпропиловый спирт, хлористый водород	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород		

Окончание таблицы 67.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
ТЭОС – сырец нейтрализованный, в т. ч.: ТЭОС, этиловый спирт, олигоэтоксиси–локсаны, хлорпропиловый спирт, хлористый водород	Ректификация ТЭОС-сырца нейтрализованного	Товарный ТЭОС Легкая (спиртовая) фракция Кубовый остаток – продукт 119–296	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород	Насадочная колонна	
Кубовый остаток – продукт 119–296, в т. ч.:ТЭОС, олигоэтоксисилоксаны, этиловый спирт, хлорпропиловый спирт Уголь активированный ОУ-А	Очистка продукта 119–296	Продукт119–296, в т.ч.: ТЭОС, олигоэтоксисилоксаны (полисилоксаны), этиловый спирт, хлорпропиловый спирт	Тетраэтоксисилан, этиловый спирт, хлористый водород	Реактор	
Продукт 119–296, уголь ОУ-А	Фильтрация продукта 119–296 от угля	Продукт 119-–296	Уголь отработанный	Фильтр-пресс	
Газовая фаза со стадии этерификации и десорбции 1 ступени	Конденсация абгазов	Возвратный кислый спирт на стадию этерификации, абгазы – хлористый водород	Хлористый водород	Фазоразделитель, конденсатор, холодильники	
Абгазы (хлористый водород, примеси), вода техническая	Получение крепкой соляной кислоты	Крепкая соляная кислота, хлористый водород на получение слабой соляной кислоты	Хлористый водород	Абсорбер	
Хлористый водород на получение слабой соляной кислоты, вода техническая	Получение слабой соляной кислоты	Слабая соляная кислота для внутри цехового потребления	Хлористый водород	Абсорбер	
Абгазы, в т. ч.: хлористый водород, примеси; раствор едкого натра	Очистка абгазов щелочью	Хлористый водород, этиловый спирт	Хлористый водород, отработанный раствор едкого натра	Скруббер, абсорбционная колонна	

Таблица 67.2 – Перечень основного технологического оборудования производства тетраэтоксисилана

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Реактор – этерификатор	Этерификация	Вертикальная колонна: V=2,7 м^3
Десорбер	Десорбция	Вертикальная колонна: Д = 600 мм Н = 4680 мм
Реактор-десорбер	Десорбция	Трубчатый семисекционный аппарат с рубашками: V = 3,2 м^3 массовая производительность – 1250 кг/час
Сборник	Нейтрализация	Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 6,3 м^3 Д = 1800 мм Н = 39600 мм
Колонна вакуум-ректификационная насадочная	Ректификация	Вертикальный цилиндрический аппарат: Нобщ. = 17100 мм Дкол. = 400 мм Кол-во царг = 5 шт. Насадка – кольца Рашига
Фильтр-пресс	Фильтрация этилсиликата – 40	F = 5,5 м^2
Абсорбер	Получение крепкой соляной кислоты	Вертикальный кожухотрубчатый аппарат с плавающей головкой: F = 98 м^2
Абсорбер	Получение слабой соляной кислоты	Вертикальный кожухотрубчатый аппарат с плавающей головкой: F = 32 м^2
Абсорбционная колонна, скруббер	Санитарная очистка абгазов	Вертикальный цилиндричкский аппарат: Д = 600 мм Н = 9270 мм или вертикальный цилиндрический аппарат: Д = 1200 мм Н = 8450 мм

67.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве тетраэтоксисилана

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 67.3.

Таблица 67.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве тетраэтоксисилана

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Четыреххлористый кремний или тетрахлорид кремния	т/т	0,8415	0,8418
Спирт этиловый абсолютированный	$м^3$/т	1,1	1,11
Пропилена окись техническая	т/т	0,00136	0,00137
Натр едкий технический	т/т	0,0095	0,0097
Потребление оборотной воды	$м^3$/т	306	308
Потребление оборотной технологической воды	$м^3$/т	0,0325	0,033
Потребление пара 1,2 МПа	Гкал/т	0,575	0,576
Потребление холода минус 20 °С	Гкал/т	0,28696	0,28697
Потребление электроэнергии	кВт·ч/т	145	146

Выбросы в атмосферу при производстве тетраэтоксисилана приведены в таблице 67.4.

Таблица 67.4 – Выбросы в атмосферу при производстве тетраэтоксисилана

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хлористый водород	Абсорбция	0,11	1,02	–
Спирт этиловый	Абсорбция	–	3,44	–
Тетраэтоксисилан	Абсорбция	0,009	0,035	–

Промышленные сточные воды направляются на станцию нейтрализации и далее передаются в сторонние организации.

В процессе производства тетраэтоксисилана образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 67.5.

Таблица 67.5 – Отходы при производстве тетраэтоксисилана

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Осадок при очистке фильтрацией этилсиликата в его производстве	III	Очистка продукта фильтрацией	Захоронение на полигоне промотходов	1,41	1,41	1,4
Уголь активированный, отработанный при очистке тетраэтоксисилана в его производстве	IV	Очистка продукта от примесей	Захоронение на полигоне промотходов	1,11	1,2	0,6
Упаковка из бумаги и/или картона с полиэтиленовым вкладышем, загрязненная углем активированным	IV	Растаривание сырья	Захоронение на полигоне промотходов	0,01	0,012	0,006

Раздел 68 Производство этилсиликата

68.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве этилсиликата

Этилсиликат-40 получают этерификацией четыреххлористого кремния этиловым спиртом в присутствии определенного количества воды с последующей десорбцией выделяющегося в процессе этерификации хлористого водорода, нейтрализацией остаточного хлористого водорода окисью пропилена, отстоем этилсиликата-40 от смолообразных продуктов, очисткой активированным углем и фильтрацией продукта от угля.

Принципиальная схема производства этилсиликата приведена на рисунке 68.1.

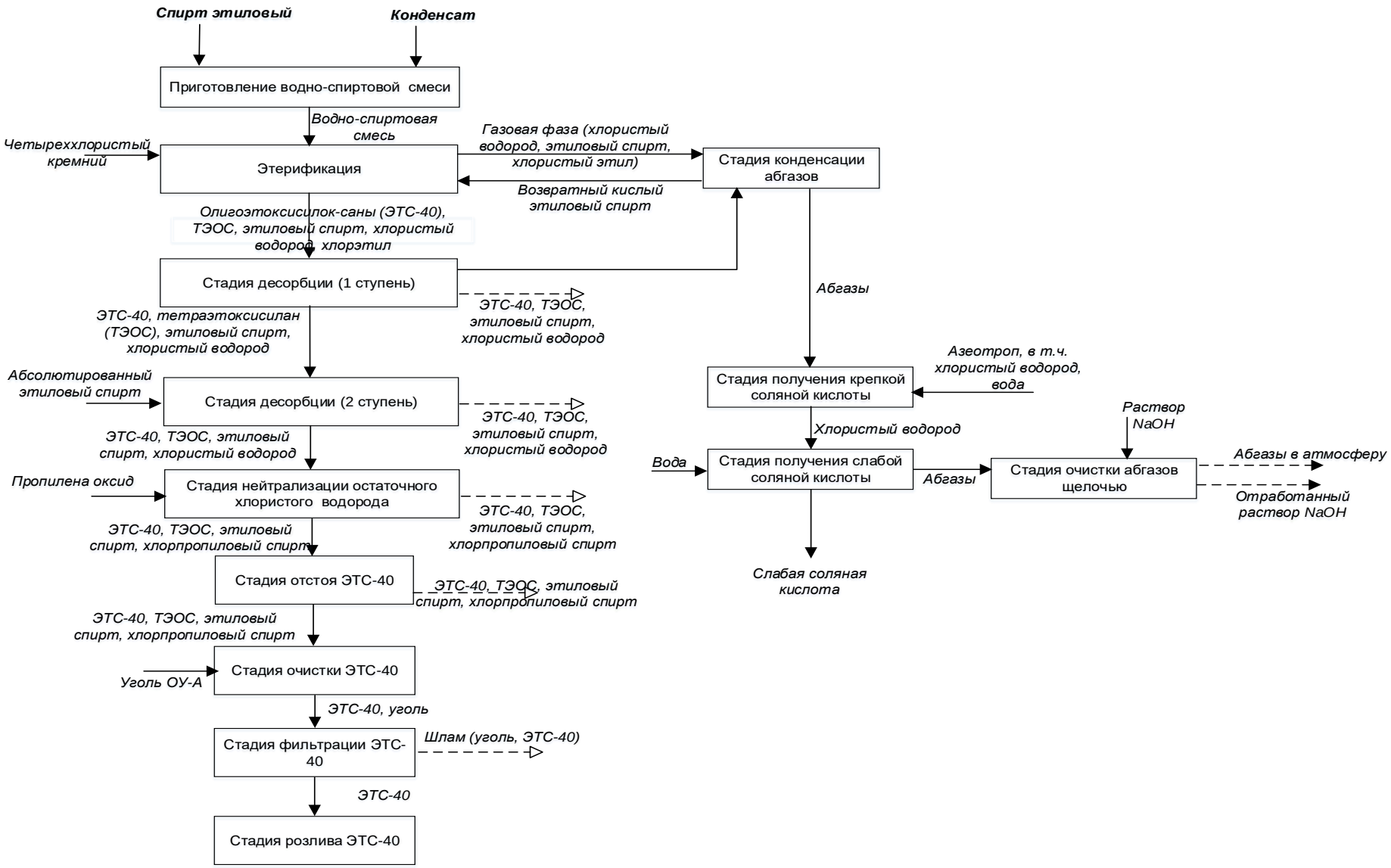


Рисунок 68.1 – Принципиальная схема производства этилсиликата

Описание технологического процесса приведено в таблице 68.1, перечень основного оборудования – в таблице 68.2.

Таблица 68.1 – Описание технологического процесса производства этилсиликата

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Спирт этиловый, конденсат	Приготовление водноспиртовой смеси	Водноспиртовая смесь	Спирт этиловый	Емкость приготовления водноспиртовой смеси	
Водноспиртовая смесь, четыреххлористый кремний, возвратный кислый этиловый спирт	Этерификация	Олигоэтоксисилоксаны (ЭТС-40), тетраэтоксисилан (ТЭОС), этиловый спирт, хлористый водород, хлористый этил	Олигоэтоксисилоксаны (ЭТС-40)	Реактор–этерификатор	
Олигоэтоксисилоксаны (ЭТС-40), ТЭОС, хлористый водород, хлорэтил	Десорбция 1 ступень	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), этиловый спирт, ТЭОС, хлористый водород	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), этиловый спирт, ТЭОС, хлористый водород	Десорбер	
ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), этиловый спирт, ТЭОС, хлористый водород, абсолютированный этиловый спирт	Десорбция 2 ступень	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), этиловый спирт, ТЭОС, хлористый водород	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), этиловый спирт, ТЭОС, хлористый водород	Десорбер	
ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), этиловый спирт, ТЭОС, хлористый водород, пропилена оксид	Нейтрализация остаточного хлористого водород	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), ТЭОС, этиловый спирт, хлорпропиловый спирт	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), ТЭОС, этиловый спирт		

Окончание таблицы 68.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), ТЭОС, этиловый спирт, хлорпропиловый спирт	Отстой ЭТС-40	ЭТС–40 (олигоэтоксисилоксаны), ТЭОС, этиловый спирт, хлорпропиловый спирт	ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), ТЭОС, этиловый спирт	Отстойник	
ЭТС-40 (олигоэтоксисилоксаны), ТЭОС, этиловый спирт, хлорпропиловый спирт, уголь ОУ-А	Очистка этилсиликата-40	ЭТС-40, уголь ОУ-А	ЭТС-40, уголь ОУ-А	Реактор	
ЭТС-40, уголь ОУ-А	Фильтрация ЭТС-40	Этилсиликат-40	Этилсиликат–40, шлам (ЭТС-40, уголь ОУ-А)	Фильтр-пресс	
Газовая фаза на конденсацию (хлористый водород, этиловый спирт, ТЭОС, хлорэтил)	Конденсация абгазов	Возвратный кислый спирт на стадию этерификации	Хлористый водород	Фазоразделитель, конденсатор, холодильники	
Абгазы (хлористый водород, хлорэтил, ТЭОС, этиловый спирт), азеотроп (хлористый водород, вода)	Получение крепкой соляной кислоты	Крепкая соляная кислота	Хлористый водород	Абсорбер	
Хлористый водород на полученик слабой соляной кислоты, вода техническая	Получение слабой соляной кислоты	Слабая соляная кислота для внутрицехового потребления	Хлористый водород	Абсорбер	
Абгазы, в т. ч.: хлористый водород, примеси, раствор едкого натра	Очистка абгазов щелочью	Хлористый водород, этиловый спирт	Хлористый водород, отработанный раствор едкого натра	Скруббер, абсорбционная колонна	

Таблица 68.2 – Перечень основного технологического оборудования производства этилсиликата

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Емкость	Приготовление водноспиртовой смеси	Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 25 м^3 Н = 7085 мм
Реактор-этерификатор	Этерификация	Вертикальная колонна: V = 2,7 м^3 Д = 1000 мм
Десорбер	Десорбция	Вертикальная колонна: Д = 600мм Н = 4680 мм
Реактор – десорбер	Десорбция	Трубчатый семисекционный аппарат с рубашками V=3,2 м^3, массовая производительность – 1250 кг/час
Сборник	Нейтрализация	Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 6,3 м^3 Д = 1800 мм Н = 39600 мм
Отстойник	Очистка от смолообразных продуктов	Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 40м^3 Д = 3200 мм Н = 67400 мм
Реактор	Очистка этилсиликата-40	Вертикальный цилиндрический аппарат: V = 5 м^3 Д = 1800 мм Н = 2276 мм
Фильтр-пресс	Фильтрация этилсиликата-40	F = 5,5 м^2
Абсорбер	Получение крепкой соляной кислоты	Вертикальный кожухотрубчатый аппарат с плавающей головкой: F = 98 м^2
Абсорбер	Получение слабой соляной кислоты	Вертикальный кожухотрубчатый аппарат с плавающей головкой: F = 32 м^2
Абсорбционная колонна, скруббер	Санитарная очистка абгазов	Вертикальный цилиндричкский аппарат: Д = 600 мм Н = 9270 мм или вертикальный цилиндрический аппарат: Д = 1200 мм Н = 8450 мм

68.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве этилсиликата

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 68.3.

Таблица 68.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве этилсиликата

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Четыреххлористый кремний или тетрахлорид кремния	т/т	1,11	1,13
Спирт этиловый синтетический технический и денатурированный	$м^3$/т	0,9	0,93
Спирт этиловый абсолютированный	$м^3$/т	0,11	0,12
Спирт этиловый синтетический денатурированный	$м^3$/т	1,01	1,03
Пропилена окись техническая	т/т	0,0038	0,0039
Уголь активированный древесный	т/т	0,0002	0,00025
Натр едкий технический	т/т	0,0095	0,01
Потребление оборотной воды	$м^3$/т	115	117
Потребление оборотной технологической воды	$м^3$/т	2	2,2
Потребление пара 1,2 МПа	Гкал/т	1,1	1,15
Потребление холода минус 20 °С	Гкал/т	0,02174	0,21735
Потребление электроэнергии	кВт·ч/т	582,48	583

Выбросы в атмосферу при производстве этилсиликата приведены в таблице 68.4.

Таблица 68.4 – Выбросы в атмосферу при производстве этилсиликата

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Хлористый водород	Абсорбция	0,11	1,02	–
Спирт этиловый	Абсорбция	0	3,43	–
Тетраэтоксисилан	Абсорбция	0,009	0,035	–

Промышленные сточные воды (сточные воды от нейтрализации абгазов – отработанный раствор щелочи, с промывки оборудования, с мойки полов) направляются на станцию усреднения и нейтрализации и передаются для дальнейшей очистки

стороннему предприятию. Сброс сточных вод непосредственно в поверхностные воздные объекты неосуществляется. Ливневые сточные воды направляются на станцию очистки и умягчения и далее в водооборотный цикл.

В процессе производства этилсиликата образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 68.5.

Таблица 68.5 – Отходы при производстве этилсиликата

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Осадок при очистке фильтрацией этилсиликата в его производстве	III	Очистка продукта фильтрацией	Захоронение на полигоне промотходов	1,01	1,26	–
Уголь активированный, отработанный при очистке тетраэтоксисилана в его производстве	IV	Очистка продукта от примесей	Захоронение на полигоне промотходов	0,53	0,97	–

Раздел 69 Производство дифенилгуанилина

69.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве дифенилгуанидина

Производство дифенилгуанидина состоит из одного технологического потока и включает следующие основные и вспомогательные стадии:

1. Растворение цианистого натрия:

1.1. Приготовление раствора цианистого натрия с массовой долей не менее 30%.

1.2. Приготовление раствора железного купороса.

1.3. Очистка абгазов со стадии растворения на пенном скруббере.

1.4. Дегазация тары из-под цианистого натрия.

2. Производство хлорциана:

2.1. Синтез хлорциана.

2.2. Отмывка хлорциана.

2.3. Осушка хлорциана.

2.4. Очистка хлорциана.

2.5. Удаление цианидов из кислых отходов (реакционного раствора).

3. Производство и осаждение дифенилгуанидина:

3.1. Получение расплавленного хлоргидрата дифенилгуанидина (цианирование).

3.2. Нейтрализация абгазов в санитарной колонне.

3.3. Нейтрализация и очистка хлоргидрата дифенилгуанидина от смол.

3.4. Фильтрация хлоргидрата дифенилгуанидина.

3.5. Осаждение дифенилгуанидина едким натром.

4. Фильтрация, грануляция, сушка дифенилгуанидина:

4.1. Фильтрация суспензии дифенилгуанидина.

4.2. Грануляция.

4.3. Сушка гранулированного дифенилгуанидина.

4.4. Очистка абгазов в санитарной колонне.

5. Окончательная обработка продукта, классификация, фасовка, упаковка:

5.1. Получение дифенилгуанидина в виде гранул (грохочение).

5.2. Получение дифенилгуанидина в виде порошка (размол, классификация и фасовка).

5.3. Упаковка дифенилгуанидина.

5.4. Хранение.

6. Вспомогательные стадии:

6.1. Механическая очистка речной воды.

6.2. Узел трансформации рассола.

6.3. Схема водооборотного цикла.

6.4. Схема сбора и использования конденсата.

6.5. Схема сбора и усреднения сточных вод.

Процесс производства смешанный:

- на стадии производства хлорциана, фильтрации, грануляции, сушки, окончательной обработки дифенилгуанидина – непрерывный;

- на стадиях приготовлении раствора цианистого натрия, получения дегазационного раствора железного купороса, производства и осаждения

дифенилгуанидина – периодический.

Метод производства заключается в конденсации хлорциана с анилином в безводной среде, протекающей при температуре от 90 до 140–170 °С.

Принципиальная схема производства дифенилгуанидина приведена на рисунке 69.1.

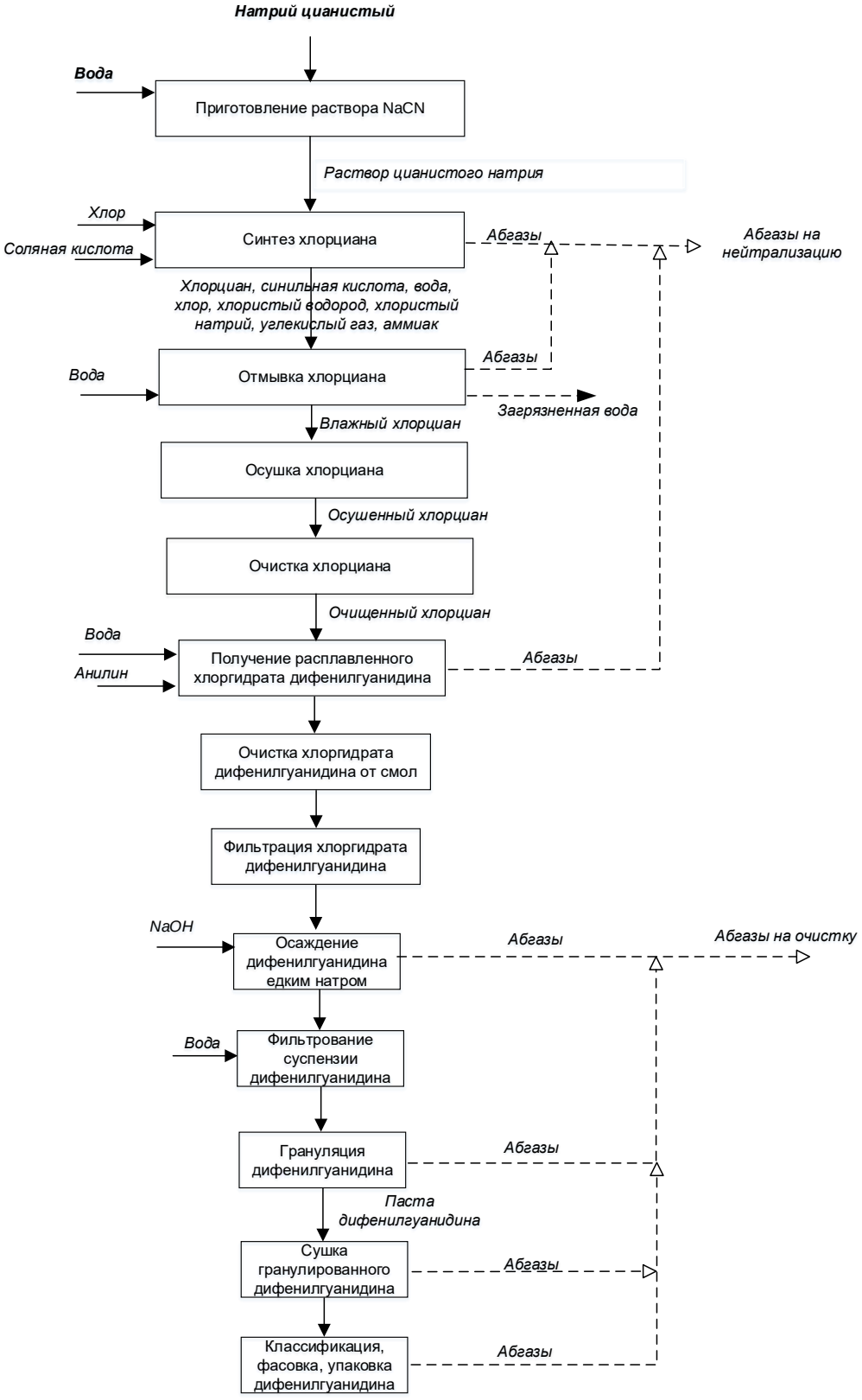


Рисунок 69.1 – Принципиальная схема производства дифенилгуанидина

Описание технологического процесса приведено в таблице 69.1, перечень основного оборудования – в таблице 69.2.

Таблица 69.1 – Описание технологического процесса производства дифенилгуанидина

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Вода, натрий цианистый	Приготовление раствора цианистого натрия с массовой долей не менее 30%	Раствор цианистого натрия	Натрий цианистый	Растворитель	Пенный скруббер
Раствор цианистого натрия, хлор, соляная кислота, конденасат после отпарки, кислая вода, обводненный хлорциан	Синтез хлорциана	Хлорциан, синильная кислота, вода, хлор, хлористый водород, хлористый натрий, углекислый газ, аммиак	Хлорциан	Насадочная колонна	
Необработанный хлорциан Вода речная	Отмывка хлорциана	Хлорциан, вода, синильная кислота, хлор, хлористый водород, цианистый водород	Хлорциан	Колонна	
Влажный хлорциан	Осушка хлорциана	Хлорциан, вода, синильная кислота, хлор,	Хлорциан	Колонна осушки	
Осушенный хлорциан	Очистка хлорциана	Хлорциан, вода, синильная кислота, хлор	Хлорциан	Колонна очистки	

Продолжение таблицы 69.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Реакционный раствор, пар	Удаление цианидов из кислых отходов	Хлористый водород, хлорциан, вода, синильная кислота, хлористый натрий, соляная кислота, смолы, цианистый водород	Хлорциан	Колонна отпарки	
Анилин, осушенный хлорциан, вода речная	Получение расплавленного хлоргидрата дифенил-гуанидина (ДФГ)	Хлоргидрат ДФГ, вода, соляная кислота, синильная кислота, анилин солянокислый, хлорциан, хлористый водород, хлор	Хлоргидрат ДФГ	Реактор	
Абгазы со стадии синтеза хлорциана, абгазы со стадии отмывки хлорциана, абгазы со стадии производства хлоргидрата ДФГ, едкий натр, абгазы со стадии приготовления гипохлорта натрия	Нейтрализация абгазов в санитарной колонне	Хлорциан, синильная кислота, соляная кислота, углекислый газ, хлор, аммиак, анилин, вода, гидроксид натрия, хлорид натрия, натрий углекислый, натрий цианистый	Хлорциан	Санитарная колонна	Санитарная колонна

Продолжение таблицы 69.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Расплавленный хлоргидрат, примеси, смолы, вода речная, пар дифенилгуанидин для нейтрализации, уголь, песок перлитовый, опилки древесные, сода каустическая, песок формовочный, отработанный раствор промводы с предоперации Вода речная на промывку Конденсат со стадии сушки ДФГ	Нейтрализация хлоргидрата дифенилгуанидина	Хлоргидрат ДФГ, вода, соляная кислота, синильная кислота, анилин солянокислый, смолы, дифенилгуанидин, масло компрессорное, уголь, песок перлитовый, опилки, едкий натр, натрий углекислый, натрий хлористый, дифенилгуанидин, натрий муравьинокислый, аммиак, натрий цианистый	Хлоргидрат ДФГ	Осветлитель, нутч-фильтр	Скруббер
Раствор хлоргидрата ДФГ, натр едкий, пар, вода речная, масло компрессорное	Осаждение дифенилгуанидина едким натром	Хлоргидрат ДФГ, анилин солянокислый, дифенилгуанидин, хлористый натрий, едкий натр, натрий углекислый, аммиак, натрий хлористый, натрий цианистый, натрий муравьинокислый, анилин, вода, масло компрессорное		Осадитель	Мокрый скруббер

Продолжение таблицы 69.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Суспензия ДФГ, вода речная	Фильтрация суспензии дифенилгуанидина	Дифенилгуанидин, хлористый натрий, едкий натр, натрий углекислый, аммиак, цианистый натрий, натрий муравьинокислый, анилин, вода, масло компрессорное		Барабанные вакуум–фильтры	
Паста дифенилгуанидина	Грануляция дифенилгуанидина	Дифенилгуанидин, вода, масло компрессорное, анилин		Шнековые грануляторы	
Абгазы со стадии нейтрализации раствора хлоргидрата дифенилгуанидина, абгазы со стадии осаждения ДФГ, абгазы со стадии гранулирования и сушки ДФГ, абгазы со стадии грохочения ДФГ, абгазы со стадии размола и просевания ДФГ, вода речная	Очистка абгазов в санитарной колонне	Хлоргидрат ДФГ, дифенилгуанидин, анилин, вода, масло компрессорное		Санитарная колонна	Санитарная колонна
Сухой гранулированный дифенилгуанидин	Получение дифенилгуанидина в виде гранул (грохочение)	Дифенилгуанидин, вода, масло компрессорное,		Вибрационные грохоты	

Окончание таблицы 69.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Товарный дифенилгуанидин	Фасовка гранулированного дифенилгуанидина	Дифенилгуанидин, вода, масло компрессорное,		Мешкоупаковочная машина	
Сухой гранулированный дифенилгуанидин	Получение дифенилгуанидина в виде порошка	Дифенилгуанидин, вода, масло компрессорное,		Стержневая мельница	
Товарный дифенил–гуанидин (порошок)	Фасовка дифенилгуанидина-порошка	Дифенилгуанидин, вода, масло компрессорное,		Весовой дозатор	Рукавный фильтр

Таблица 69.2 – Перечень основного технологического оборудования производства дифенилгуанидина

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Пенный скруббер	Очистка абгазов	Вертикальный цилиндрический аппарат с решеткой: Тр = (20–30) °С Разряжение – (50–200) мм. вод. Ст Двн = 1200 мм Н = 2900 мм V = 2,2 м^3
Колонна синтеза хлорциана	Синтез хлорциана	Вертикальный цилиндрический аппарат из двух царг с насадкой седел Берля 50×50 мм, 35×35 мм., 25×25 мм, кольцами Рашига: 50х50 мм Н = 6000 мм Двн = 1000 мм Тр = 45 °С Рр = 0,1 кгс/см^2

Продолжение таблицы 69.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Колонна отмывки хлорциана	Отмывка хлорциана	Вертикальный цилиндрический аппарат из пяти царг с насадкой из седел Берля 15х15 мм, 25х25 мм: Двн = 278 мм Н = 7200 мм Тр = (20–40) °С Рр = 0,1 кгс/см^2
Колонна осушки	Осушка хлорциана	Вертикальный цилиндрический аппарат: Тр = 20 °С Рр = 0,3 кгс/см^2 Двн = 600 мм Н = 2500 мм V = 0,2 м^3
Колонна очистки	Очистка хлорциана	Вертикальный аппарат, состоящий из двух частей. Верхняя часть – пустотелая, снабжена рубашкой. Нижняя часть снабжена насадкой из колец Рашига размером 50х50 мм, 25х25 мм, 15х15 мм: Двн = 250 мм Друб = 300 мм Нв. ч. = 2110 мм Нн. ч. = 2660 мм
Колонна отпарки	Удаление цианидов из кислых отходов (реакционного раствора)	Вертикальный цилиндрический аппарат из пяти царг с насадкой из колец Рашига 50х50 мм, седел Берля 25х25 мм: Тр = 100 °С Рр = 0,2 кгс/см^2 Двн = 400 мм Н = 6000 мм V = 0,75 м^3
Реактор с рубашкой стальной горизонтальные	Получение расплавленного хлоргидрата дифенилгуанидина (ДФГ)	Горизонтальный цилиндрический аппарат с рубашкой и лопастной мешалкой: Тр = 150 °С Рр = (0,3–0,7) кгс/см^2 F = 9 м^2 n = 38 об/мин Д = 1424 мм L = 3650 мм V = 4,5 м^3
Санитарная колонна	Нейтрализация абгазов	Вертикальный цилиндрический аппарат с насадкой из колец Палля размером 50х50 мм: Д = 2400 мм Н = 6300 мм Тр = 30 °С Рр = атмосферное V вер. = 1,125 м^3 V ниж. = 4,5 м^3

Продолжение таблицы 69.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Осветлитель	Нейтрализация и очистка хлоргидрата дифенилгуанидина от смол	Вертикальный цилиндрический аппарат с пропеллерной мешалкой: n = 140 об/мин Тр = 50 °С Рр = атмосферное Д = 2900 мм Н = 3500 мм V = 20,0 м^3
Мокрый скруббер	Очистка абгазов	Вертикальный цилиндрический аппарат: Д = 430 мм Н = 3100 мм V = 0,5 м^3
Нутч-фильтр	Фильтрация хлоргидрата ДФГ	Прямоугольная сварная коробка: L = 3200 мм Н = 1100 мм В = 1400 мм V = 5,1 м^3
Нутч-фильтр	Фильтрация хлоргидрата ДФГ	Прямоугольная сварная коробка: L = 3000 мм Н = 900 мм В = 1500 мм V = 4,0 м^3
Осадитель	Осаждение дифенилгуанидина едким натром	Вертикальный цилиндрический аппарат с лопастной мешалкой: Тр = 50 °С Рр = атмосферное n = 14 об/мин Дн = 3170 мм Н = 3900 мм V = 30,0 м^3
Барабанные вакуум-фильтры	Фильтрация суспензии дифенилгуанидина	F = 3,0 м^2 n = (8–80) об/мин
Шнековый гранулятор	Грануляция ДФГ	Q = (130–150) кг/ч Д = 800 мм Н = 1470 мм Эл. двигатель Nдв = 11,5 кВт
Ленточная сушилка туннельного типа	Сушка гранулированного дифенилгуанидина	Q = (140–150) кг/ч

Окончание таблицы 69.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Санитарная колонна	Очистка абгазов	Вертикальный цилиндрический аппарат с насадкой из колец Палля размером 50×50 мм: Тр = 30 °С Рр = атмосферное Двн = 2000 мм Н = 5150 мм Vвн = 14 м^3
Вибрационные грохоты	Отсев товарной фракции	Q = 140–150 кг/ч Вес = 200 кг Габаритные размеры – 650×1000 мм Эл. двигатель Nдв = 0,55 кВт
Стержневая мельница	Получение дифенилгуанидина в виде порошка	Q = 250–300 кг/ч Габаритные размеры – 1636×900×800 мм Эл. дв. Nдв = 30 кВт n = 3540 об/мин
Ситовой классификатор	Отсев товарной фракции	Q = 360 кг/ч F = 1,5 м^2 Д = 500 мм Н = 1000 мм

69.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве дифенилгуанидина

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 69.3.

Таблица 69.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве дифенилгуанидина

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Натрий цианистый	кг/т	269,4	295,5
Масло компрессорное КС-19п	кг/т	7,89	13
Песок перлитовый	м^3/т	0,055	0,056
Уголь активный ОУ-А	кг/т	9,91	11,02
Анилин	кг/т	942	999,4
Натр едкий	кг/т	271,2	274,0
Хлор жидкий	кг/т	399,2	400,0
Соляная кислота абгазная	кг/т	129,7	130,0
Пар	Гкал/т	2,08	3,2
Вода речная	тыс.м^3/т	0,03	0,039
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,428	0,745
Холод – 20 °С	Гкал/т	0	0,17

Выбросы в атмосферу при производстве дифенилгуанидина приведены в таблице 69.4.

Таблица 69.4 – Выбросы в атмосферу при производстве дифенилгуанидина

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Аммиак	Абсорбция	0,01	0,096	–
Серная кислота	Абсорбция	0,0066	0,008	–
Хлористый водород	Абсорбция	0,166	0,244	–
Анилин	Абсорбция	0,03	0,427	–
Водород цианистый	Абсорбция	0,034	0,043	–
Хлорциан	Абсорбция	0,084	0,128	–
Хлор	Абсорбция	0,00006	0,003	–
Натрий гидроксид (Натрия гидроокись, натр едкий, сода каустическая)	Абсорбция	0,00072	0,00097	–
Углерод (сажа)	Абсорбция	0,0016	0,0018	–
Дифенилгуанидин	Абсорбция	0,0064	0,163	–

Промышленные сточные воды направляются на станцию нейтрализации и далее передаются в сторонние организации.

В процессе производства дифенилгуанидина образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 69.5.

Таблица 69.5 – Отходы при производстве дифенилгуанидина

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Осадок при чистке фильтрацией суспензии дифенилгуанидина в его производстве	III	Очистная фильтрация продукта	Захоронение на полигоне промотходов ПАО	70,1	80,3	–

Раздел 70 Производство ацетонанила-Н

70.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве ацетонанила-Н

Хлористый водород, полученный на стадии стриппинга, подается в смеситель с анилином и ацетоном. Полученная реакционная смесь дополнительно смешивается с ацетоном и направляется в реактор, где нагревается и выдерживается при температуре около 100 °С. Из полученной смеси производится отпарка ацетона, и затем реакционная масса направляется на полимеризацию. В полимеризаторах к смеси добавляется азеотроп соляной кислоты, полученный на стадии стриппинга, и полученная смесь выдерживается при температуре около 95 °С. Далее к реакционной массе добавляются гидроксид натрия и толул. После нейтрализации солянокислого мономера происходит экстракция толуолом. В результате образуется два слоя – водно-солевой и толуольный экстракт, которые разделяются во флорентийских сосудах, после чего отмываются водой в экстракционной колонне. Отмытый толуольный экстракт отделяется от промывных вод во фолорентийском сосуде. Далее из толуольного экстракта отпариваются толуол и затем анилино-мономерная фракция с образованием расплава ацетонанила-Н, который гранулируется и фасуется в биг-бэги или бумажные мешки.

Принципиальная схема производства ацетонанила-Н приведена на рисунке 70.1.

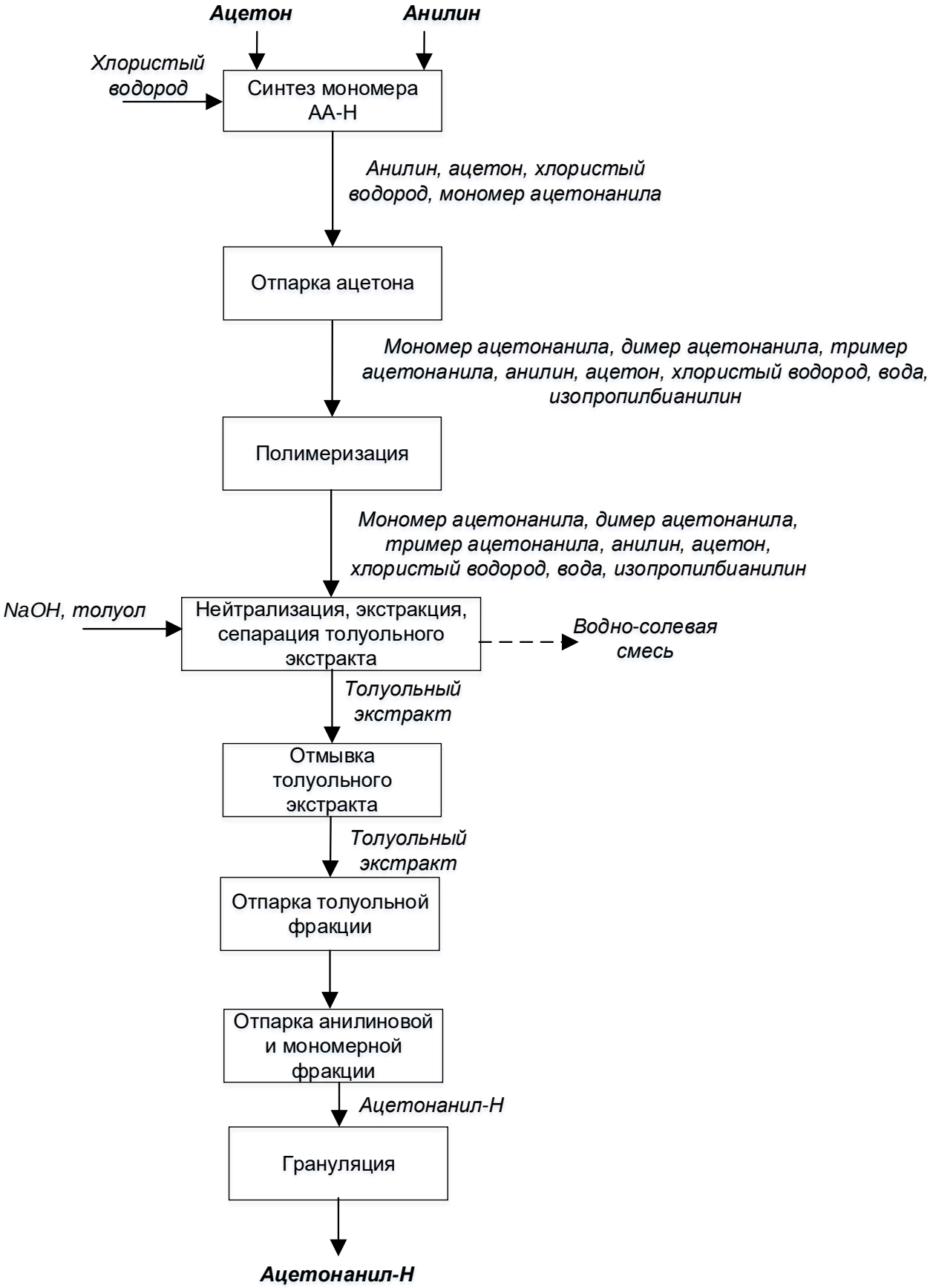


Рисунок 70.1 – Принципиальная схема производства ацетонанила-Н

Описание технологического процесса приведено в таблице 70.1, перечень основного оборудования – в таблице 70.2.

Таблица 70.1 – Описание технологического процесса производства ацетонанила–Н

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Соляная кислота	Получение хлористого водорода	Азеотроп соляной кислоты	Газообразный хлористый водород	колонна стриппинга	
Анилин, ацетон, хлористый водород	Приготовление реакционной смеси	Анилин, ацетон, хлористый водород, мономер ацетонанила	Азотсодержащие гетероциклические органические соединения	Насадочная колонна, смеситель	
Анилин Ацетон Хлористый водород Мономер ацетонанила	Конденсация анилина с ацетоном в присутствии хлористого водорода	Мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, анилин, ацетон, хлористы водород, вода, изопропилбианилин	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Каскад термохимических реакторов идеального вытеснения	
Реакционная масса	Отпарка ацетона	Мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, анилин, ацетон, хлористый водород, вода, изопропилбианилин	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Пленочный испаритель	
Реакционная масса	Полимеризация мономера ацетонанила	Мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, анилин, ацетон, хлористый водород, вода, изопропилбианилин	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Каскад реакторов смешения	

Окончание таблицы 70.1

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природоохранное оборудование
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
1	2	3.1	3.2	4	5
Реакционная масса	Нейтрализация, экстракция, сепарация толуольного экстракта	Толуол, анилин, мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, вода, NaOH, изопропилбианилин, NaCl	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Реакторы смешения, флорентийские сосуды, экстракционные колонны	
Толуольный экстракт	Отмывка толуольного экстракта	Мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, анилин, вода, NaOH, изопропилбианилин, толуол	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Экстракционные колонны	
Толуольный экстракт	Отпарка толуольной фракции	Толуол, анилин, мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, изопропилбианилин	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Пленочные испарители	
Реакционная масса	Отпарка анилиновой и мономерной фракций	Анилин, мономер ацетонанила, димер ацетонанила, тример ацетонанила, изопропилбианилин, вода	Азотсодержащие гетероциклические органические органические соединения	Роторные испарители	

Таблица 70.2 – Перечень основного технологического оборудования производства ацетонанила–Н

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Насадочная ректификационная колонна	Десорбция хлористого водорода	Нобщ = 11790 мм Д = 400 мм Насадка кольца Рашига: фторопласт 50 х 50 мм
Насадочная колонна	Приготовление реакционной смеси	D = 1400 мм Н общ = 2300 мм Ннас = 2000 мм
Реактор–смеситель	Приготовление реакционной смеси	V = 6,3 м^3 Д = 1800 мм Нц.ч = 2130 мм Нобщ = 5443 мм Fзмеев = 12,5 м^2
Реактор	Конденсация анилина с ацетоном в присутствии хлористого водорода	F = 311–670 м^2 Д = 800 –1400мм Н общ = 16167 – 16792 мм
Пленочный испаритель	Отпарка ацетоновой фракции из реакционной смеси	F = 50 м^2
Реактор–полимеризатор	Полимеризация мономера ацетонанила	V = 6,3 м^3 Д = 1800 мм Нц.ч = 2130 мм Н общ = 5443 мм Fзмеев = 12,5 м^2
Реактор–нейтрализатор	Нейтрализация и экстракция	V = 6,3 м^3 Д = 1800 мм Н общ = 5443 мм Fзмеев = 12,5 м^2
Флорентийский сосуд	Сепарация толуольного экстракта	V = 7,6–8 м^3 Д = 1600 мм Н общ = 4820 мм
Экстракционные колонны	Отмывка толуольного экстракта	V = 14,1 м^3 Д = 1400 мм Ннаг = 6000 мм Н общ = 10980 мм
Пленочный испаритель	Отпарка толуола	F = 61–69 м^2 Д теплообм. = 600 мм Lтр = 3000 мм Дсеп. = 1200 мм Н общ = 6290 мм

Окончание таблицы 70.2

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики технологического оборудования
Роторный испаритель	Отпарка анилино–мономерной фракции	F = 4,0–6,3м^2 Д = 600 мм Н общ = 7012–8485 мм
Абсорбционная насадочная колонна	Мокрая очистка абгазов	Д = 1200мм Н бщ = 8960 мм Кольца Рашига – 25х25
Скруббер	Очистка выбросов от оборудования с расплавом Ацетонанила-Н	Д = 1600 мм Н = 8010мм
Фильтр рукавный	Очистка воздуха от пыли ацетонанила на узлах расфасовки	Fфильтрации = 50 м^2

70.1 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве ацетонанила-Н

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 70.3.

Таблица 70.3 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве ацетонанила-Н

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Анилин технический	кг/т	518,5	530,8
Ацетон технический	кг/т	744	796,7
Толуол нефтяной	кг/т	7,5	16,8
Натр едкий технический	кг/т	730	820,7
Кислота соляная абгазная	кг/т	310	347,1
Пар	Гкал/т	6,74	8,99
Оборотная вода	тыс.м^3/т	0,78	1,04
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,24	0,32
Рассол	Гкал/т	0,72	0,96

Выбросы в атмосферу при производстве ацетонанил-Н приведены в таблице 70.4.

Таблица 70.4 – Выбросы в атмосферу при производстве ацетонанила-Н

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Метилбензол	Абсорбция	0,14	0,40	–
Ацетон	Абсорбция	0,00015	0,96	–
Анилин	Абсорбция	0,0004	0,016	–
1,2-дигидро-2,2,4 триметилхинолин (ацетонанил)	Абсорбция	0,0025	0,049	–

Промышленные сточные воды направляются на станцию нейтрализации и далее передаются в сторонние организации.

В процессе производства ацетонанила-Н образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 70.5.

Таблица 70.5 – Отходы при производстве ацетонанила-Н

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Кубовый остаток при регенерации толуола в производстве ацетонанила	II	Регенерация толуола	Термообезвреживание на собственной установке сжигания кубовых остатков и сточных вод	5,24	15,2	–
Отходы, зачистки оборудования очистки сточных вод производства ацетонанила	IV	Зачистка оборудования просле промывки перед ремонтом	Захоронение на полигоне промышленных отходов	1,71	3,24	

Раздел 71 Производство средств защиты растений

В данном разделе приведена информация по производству средств защиты растений:

- гербицид для защиты кукурузы, позволяющий контролировать при почвенном применении однолетние сорняки как злаковые, так и двудольные: щирицу, марь белую, щетинник, амброзию, дурнишник;
- послевсходовый системный гербицид для контроля в посевах кукурузы однолетних и многолетних злаковых и двудольных сорняков;
- селективный довсходовый гербицид, эффективен против однолетних двудольных и злаковых сорняков в посевах подсолнечника, сои и кукурузы; уничтожает сорные растения в момент их прорастания, проникая через колеоптиль у злаковых и семядоли у двудольных сорняков или через корни и листья, если в период обработки сорные растения имели достаточное развитие;
- десикант для подсолнечника и рапса с повышенным содержанием диквата. Форма форте – концентрированная формуляция – позволяет эффективно решать проблему быстрой уборки и сохранять качество выращенного урожая.

71.1 Описание технологических процессов, используемых в производстве средств защиты растений

Компоненты, необходимые для производства перечисленных средств защиты, поступают на производственную площадку различным видом автотранспорта: грузовые автомобили, танк-контейнеры (исо-танки). Для приема и разгрузки поступающих компонентов предусмотрены автомобильные весы для весового контроля, участок приема жидких компонентов предназначен для приема, разгрузки, последующего хранения с выдачей в производство жидких компонентов (дикват, олеиновая кислота, С-метолахлор). Жидкие компоненты с участка приема жидких компонентов с помощью насосов перекачиваются по эстакаде в производственное здание, где по трубопроводам подаются в комплектную технологическую установку, состоящую из двух технологических линий. Остальные компоненты автотранспортом привозятся на площадку разгрузки перед производственным зданием, откуда попадают на склад хранения и далее по мере необходимости транспортируются погрузчиками к технологической установке. После завершения процесса приготовления средств защиты растений готовые растворы перекачиваются в промежуточные емкости, в помещение упаковки готовой продукции. С помощью разливочно-упаковочной машины готовые растворы фасуются в разнообразную тару в зависимости от необходимости, а именно: 5,10,20 л или 200, 1000 л. Расфасованная продукция временно хранится в буферной зоне помещения упаковки готовой продукции, а затем перевозится погрузчиками в основной склад хранения, откуда поступает на погрузки и отправку конечным заказчикам автотранспортом.

Участок приема жидких компонентов

Разгрузка исо-танков

Часть основных жидких компонентов (дикват, олеиновая кислота, С-метолахлор) поступает на производство в специальных iso-контейнерах (исо-танках). Для контроля объема и веса продукции, поступающей на производство, предусмотрена установка автомобильных весов. После того, как заполненный исо-танк взвешен, автомобиль движется к участку разгрузки. Участок разгрузки представляет собой железобетонный поддон габаритами 4,5×20 м с бортиком высотой 150 мм, который предназначен для сбора аварийных проливов, проливы направляются самотеком в дренажный приямок резервуарного парка, откуда далее перекачиваются в резервуар и направляются на очистные сооружения производственного стока или на обезвреживание.

Перед началом процесса опорожнения исо-танка он предварительно подогревается, для этого предусмотрены подключения прямой и обратной теплофикационной воды и электрическая розетка, в случае если емкость имеет элетрообогрев. Максимальное время нагрева ориентировочно составляет 4 часа с учетом нагрева от 5 до 20 °С.

После того, как содержимое исо-танка подогрето до необходимой температуры, к штуцеру слива продукта подсоединяется гибкий рукав, соединенный с одним из трех разгрузочных насосов. Для каждого из трех продуктов предусмотрен свой разгрузочный насос с целью сохранения чистоты компонентов, резервные насосы находятся на хранении в складе. Для сокращения количества выбросов при операциях опорожнения исо-такнов предусмотрены трубопроводы возврата паров из резервуаров хранения. Трубопроводы возврата паров и приема жидких компонентов имеют вентильный блок, который сблокирован между собой с целью препятствия открытия одного из трубопроводов в отдельности от другого. Жидкие компоненты из исо-танка перекачиваются с помощью разгрузочных насосов в соответствующие резервуары. Разгрузочные насосы имеют герметичную конструкцию благодаря применению магнитной муфты, проточная часть насосов изготовлена из высококачественной нержавеющей стали.

Участок приема жидких компонентов находится выше уровня грунта не ниже 15 см, глубиной 1,2 м. Выполнен с герметизацией швов для исключения просачивания жидкости, с уклоном основания и приямком для сбора проливов и осадков. Проливы откачиваются в автоматическом режиме.

Хранение жидких компонентов в резервуарном парке

Резервуары хранения жидких компонентов размещаются внутри железобетонного обвалования на фундаментах высотой 500 мм, высота стенки обвалования – 1000 мм, верхний край обвалования дополнительно выступает на 150 мм от отметки земли, для сбора проливов и атмосферных осадков в обваловании предусмотрен дренажный приямок. После перекачивания из исо-танков в резервуары жидкие компоненты (дикват, олеиновая кислота, с-метолахлор) хранятся в вертикальных цилиндрических резервуарах объемом 100 м³ каждый, резервуары поступают на площадку завода в полной заводской готовности с толщиной стенки не менее 5 мм. Также в резервуарном парке предусмотрен авариный резервуар, объемом 100 м³, который может принимать аварийные проливы и резервуар хранения производственных стоков объемом 50 м³ с

коническим днищем для возможности его легкой очистки в случае отстоя взвешенных частиц.

Резервуары оснащены необходимыми средствами контроля и автоматизации, обеспечивающими их безопасную и надежную эксплуатацию. Минимальный и Максимальный уровни в резервуарах контролируются с помощью сигнализаторов уровня, которые уставлены на стенке резервуаров. По нижнему уровню срабатывает блокировка на отключение соответствующего подающего насоса, по верхнему уровню срабатывает блокировка на отключение соответствующего приемного насоса. С целью исключения загрязнения атмосферы при больших и малых дыханиях резервуаров жидкие компоненты хранятся под давлением воздушной «подушки» (200 мм в. ст.). Для контроля давления «подушки» в газовом пространстве резервуара предусмотрены дистанционные датчики давления и сигнализации максимального и минимального значения, установленные на крыше резервуаров. Сжатый воздух, осушенный до температуры точки росы минус 40 °С, подается в резервуарный парк по коллектору из компрессорной, размещенной в производственном здании. Для регулирования давления «подушки», в каждом резервуаре применяется комбинированный дыхательный клапан, который впускает воздух из коллектора при падении давления в резервуаре и выпускает воздух в атмосферу при повышении давления. Для контроля температуры хранимых жидких компонентов на резервуарах в стенке предусмотрены датчики температуры с сигнализацией минимальной температуры. Аварийные проливы или атмосферные осадки с площадки разгрузки самотеком попадают в дренажный приямок парка, расположенный внутри обвалования парка. Перед тем, как направить собранные в приямке стоки в канализацию, производится забор аналитической пробы, если стоки не загрязнены химическими продуктами, они направляются в ливневую канализацию площадки, в случае, если имеются химические загрязнения, стоки откачиваются мембранным насосом в резервуар производственных стоков.

Выдача жидких компонентов в производство

Выдача жидких компонентов в производство производится насосами.

Олеиновая кислота и с–метолахлор перед выдачей в производство должны быть подогреты до температуры 40 °С, для этого предусмотрены теплообменники.

Аварийные проливы, которые могут образовываться в случае нештатных ситуаций на производственной площадке, собираются в резервуаре и далее перекачиваются насосом на площадку разгрузки жидких компонентов для загрузки в исо-танки и последующей транспортировки на обезвреживание.

Производственные стоки или загрязненные атмосферные осадки собираются в резервуаре и далее перекачиваются насосом на установку очистки производственных стоков или на площадку разгрузки жидких компонентов для загрузки в исо-танки и последующей транспортировки на обезвреживание.

Жидкие компоненты из резервуарного парка подаются насосами по надземной трубопроводной эстакаде в производственное здание.

Разгрузка компонентов и погрузка готовой продукции, хранение

Часть сырья для производства средств защиты растений привозится грузовым автотранспортом. Для разгрузки сырья и погрузки готовой продукции в автомобильный транспорт предусмотрены две погрузо-разгрузочные рампы. Сырье для приготовления

средств защиты растений поступает на склад в различной таре: в бумажных и полипропиленовых мешках, пластиковых и металлических бочках, евроконтейнерах (IBC кубах), различной мелкой пластиковой таре. Все сырье размещается на деревянных паллетах и надежно закреплено на время транспортировки и хранения.

Сырье и продукция хранятся в высокостеллажном складе. В месте хранения кислот предусмотрен поддон из кислотоупорной плитки, розлив после нейтрализации перекачивается переносным оборудованием в промышленную канализацию. Из помещения склада сырье подается в цех приготовления рабочих растворов, готовая продукция на склад поступает из помещения упаковки готовой продукции. Использованная тара и упаковка хранятся в наружном неотапливаемом крытом складе, откуда с помощью погрузочной рампы загружаются в автотранспорт и далее отправляются на утилизацию или обезвреживание.

Производство средств защиты растений

Основная технологическая установка производства средств защиты растений состоит из двух линий. Часть жидких компонентов (дикват, олеиновая кислота, с–метолахлор) поступают из резервуарного парка по эстакаде в производственное здание и далее в распределительный коллектор, к которому подключены технологические линии. Остальные компоненты поступают из склада в буферную зону, согласно рецептуре конечного продукта, при необходимости бочки с компонентами могут быть разогреты до необходимой температуры в камере разогрева бочек, которая размещается рядом с технологической установкой (максимальная температура разогрева не превышает 70 °С). Из буферной зоны компоненты погрузчиками перевозятся к технологическим линиям. Также к технологической установке подводится техническая вода для приготовления растворов и мытья оборудования, сжатый воздух для питания клапанов и мембранных насосов и электричество. Для обеспечения установки холодной водой предусмотрена установка одного технологического чиллера, данное оборудование размещено вне здания. Все оборудование технологической установки (1 и 2 линии), из которого возможны выбросы, имеет аспирационные зонты в количестве 23 штук, выбросы с которых направляются в пластинчатые фильтры, которые размещены снаружи здания, далее после пластинчатых фильтров выбросы идут на вторую ступень очистки на HEPA фильтр. Выбросы частиц происходят в момент засыпки того или иного компонента в резервуар для смешивания.

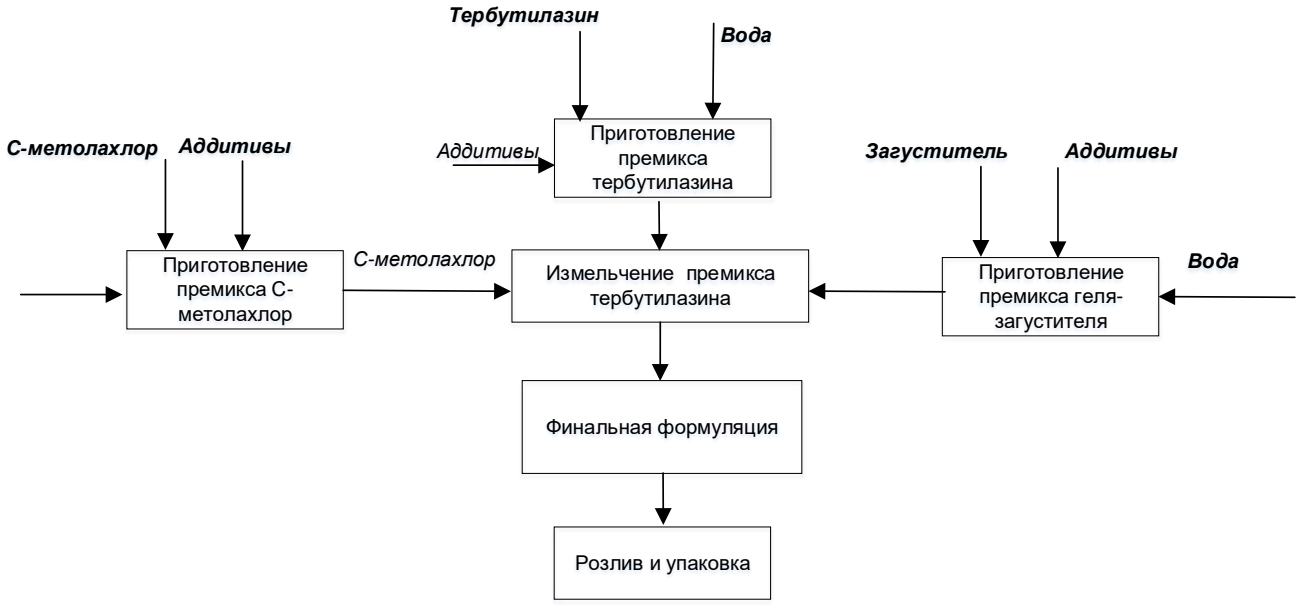
После окончания процесса приготовления средств защиты растений они перекачиваются в промежуточные резервуары, а для технологической линии запускается процедура промывки. Вода после промывки технологического оборудования по дренажным лоткам направляется в дренажный приямок цеха, откуда насосами перекачивается по эстакаде в резервуарный парк. Помещение промежуточных резервуаров оснащено вытяжной вентиляцией, которая направляет возможные выбросы на угольный фильтр, находящийся на открытой площадке. Выбросы от промежуточных резервуаров предполагаются через возможные технологические неплотности. Проектная эффективность угольного фильтра составляет 99%.

Розлив и упаковка готовой продукции

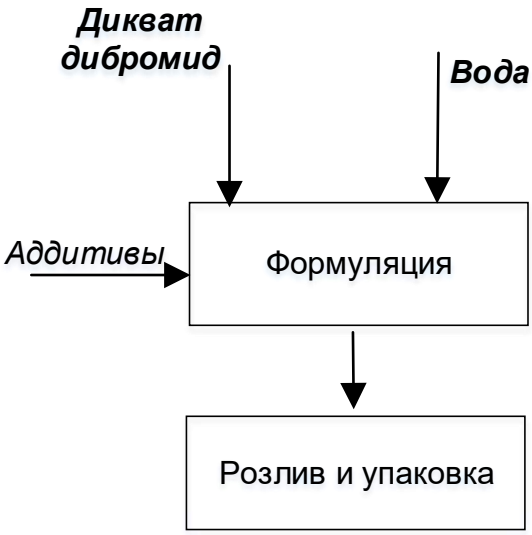
После окончания процесса приготовления средств защиты растений в технологической установке, готовые продукты перекачиваются в промежуточные емкости. Промежуточные емкости представляют собой вертикальные цилиндрические аппараты, работающие под налив, объемом 32 м³. Каждая из емкостей предназначена для хранения одного из видов средств защиты растений. Контроль заполнения емкостей осуществляется с помощью тензометрических датчиков. При заполнении емкостей вытесняемые пары направляются в воздуховоды системы аспирации и далее на очистку. Перекачивание готового продукта из емкостей в технологическую линию заполнения и упаковки производится с помощью мембранных насосов с приводом от сжатого воздуха, установленных для каждой емкости.

Для расфасовки готовой продукции в различную тару предусмотрена комплектная технологическая линия заполнения и упаковки, состоящая из двух блоков: наполнительной станции для мелкой тары на 5/10/20 л и наполнительной станции для крупной тары на 200/1000 л. Через распределительные манифольды мембранные насосы перекачивают средства защиты растений в одну из станций, в зависимости от текущего заказа. Заполненная тара с наклеенными этикетками складируется на деревянные паллеты и перевозится погрузчиками в буферную зону, откуда потом транспортируется на хранение в склад.

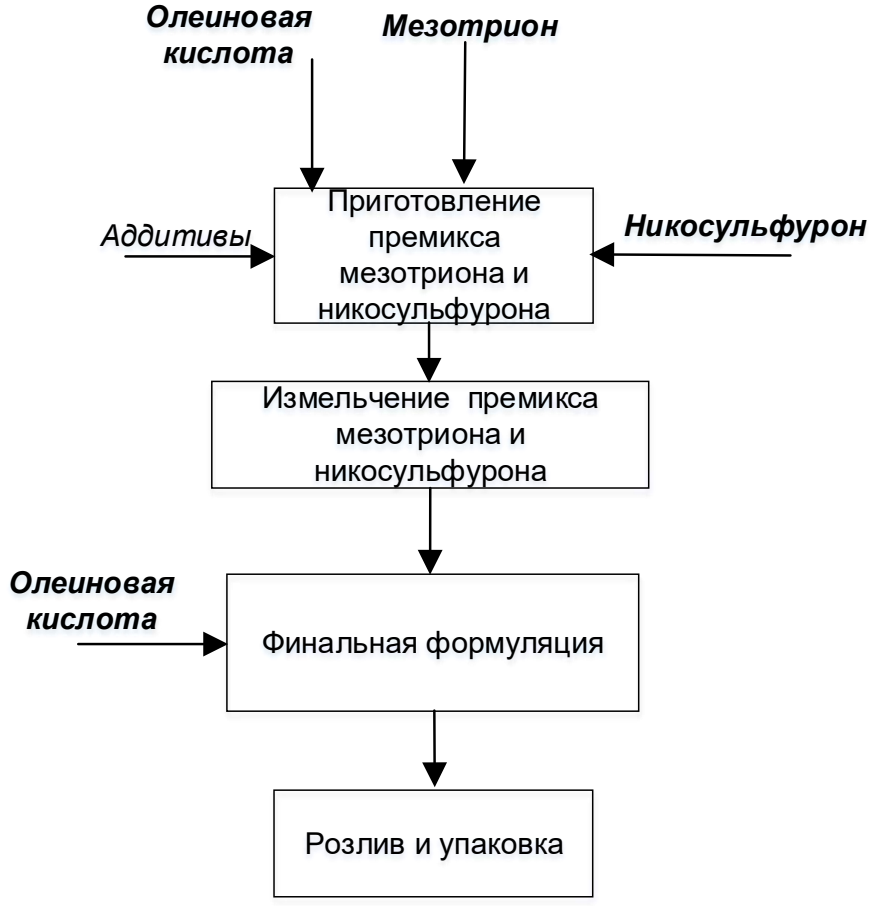
Принципиальные схемы производства средств защиты растений приведены на рисунке 71.1.



Производство селективного довсходового гербицида



Производство десиканта для подсолнечника и рапса



Производство послевсходового системного гербицида

Рисунок 71.1 – Принципиальные схемы производства средств защиты растений

Описание технологического процесса приведено в таблице 71.1.

Таблица 71.1 – Описание технологического процесса производства средств защиты растений

Входной поток	Стадия технологического процесса	Выходной поток		Основное технологическое оборудование	Природо-охранное оборудо-вание
		Основные, побочные и промежуточные продукты	Эмиссии		
Сырье	Приготовление премикса	Добавка для корректировки реологии		Комплектная линия, станция предварительного смешивания	
Сырье	Приготовление полупродукта	Приготовление припаративной формы действующего вещества		Комплектная линия, станция предварительного смешивания	
Сырье	Приготовление полупродукта	Приготовление припаративной формы действующего вещества		Комплектная линия, станция предварительного смешивания	
Премиксы, полупродукты, аддитивы	Финальная формуляция	Готовые продукты		Комплектная линия, станция предварительного смешивания	
Готовые продукты	Фасовка и упаковка	Готовые продукты		Автоматическая станция фасовки в канистры. Полуавтоматическая установка по фасовке в бочки и кубы. Конвеерная линия по упаковке и маркировке продукции	

71.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве средств защиты растений

Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов приведены в таблице 71.2.

Таблица 71.2 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве средств защиты растений

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/час	–	800
Электричество	кВт·ч/ч	203	1150
Питьевая вода	$м^3$/сутки	116	135

Выбросы в атмосферу при производстве средств защиты растений приведены в таблице 71.3.

Таблица 71.3 – Выбросы в атмосферу при производстве средств защиты растений

Наименование	Метод очистки, повторного использования	Масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на 1 т продукции, кг/т		
		Диапазон		Среднее значение
		Минимальное значение	Максимальное значение	
Азота диоксид	–	–	–	1,05
Азота оксид		–	–	0,17
Углерода оксид		–	–	1,95
Спирт метиловый		–	–	0,007
Спирт этиловый		–	–	0,004
Бензин (нефтяной, малосернистый в пересчете на углерод)		–	–	0,004
Керосин		–	–	0,003
Минеральное масло		–	–	0,031
Гидрохлорид		–	–	0,0003
Гексан		–	–	0,0014
Пропан–2–ол		–	–	0,0012

Образуются производственные сточные воды, которые будут проходить очистку на установке VACUDEST.

В процессе производства средств защиты растений образуется ряд отходов, информация о которых приведена в таблице 71.4.

Таблица 71.4 – Отходы при производстве средств защиты растений

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Осадок очистных сооружений промывных вод оборудования при производстве средств защиты растений	II	Обслуживание технологического оборудования	Передача на обезвреживание лицензированной организации	0,63	0,63	0,63
Угольные фильтры, загрязненные действующими веществами и компонентами для производства гербицидов, в процессе доочистки промывных вод технологического оборудования после вакуумной дистилляции	II	Обслуживание технологического оборудования	Передача на обезвреживание лицензированной организации	0,91	0,91	0,91
Всплывшие нефтепродукты из нефтеловушек и аналогичных сооружений	III	Обслуживание очистных сооружений	Передача на обезвреживание лицензированной организации	2,84	2,84	2,84

Окончание таблицы 71.4

Наименование	Класс опасности	Источник образования	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Масса образующихся отходов производства в расчете на 1 т продукции, кг/т		
				Диапазон		Среднее значение
				Минимальное значение	Максимальное значение	
Смесь масел минеральных отработанных, не содержащих галогены, пригодная для утилизации	III	Обслуживание технологического оборудования	Передача на утилизацию лицензированной организации	0,44	0,44	0,44
Фильтры воздушные, отработанные при пылегазоочистке производства гербицидов	III	Обслуживание технологического оборудования	Передача на обезвреживание лицензированной организации	0,0035	0,0035	0,0035
Отходы (осадки) после механической и биологической очистки хозяйственно-бытовых и смешанных сточных вод	IV	Обслуживание очистных сооружений	Передача на обезвреживание лицензированной организации	0,0777	0,0777	0,0777
Фильтрующая загрузка на основе алюмосиликата, загрязненная нефтепродуктами (содержание нефтепродуктов менее 15%)	IV	Обслуживание очистных сооружений	Передача на обезвреживание лицензированной организации	0,0275	0,0275	0,0275
Осадок очистных сооружений промывных вод оборудования при производстве средств защиты растений	II	Обслуживание технологического оборудования	Передача на обезвреживание лицензированной организации	0,63	0,63	0,63

Раздел 72 Определение наилучших доступных технологий

Определение технических способов, методов, оборудования в качестве НДТ проведено с учетом Методических рекомендаций по определению технологии в качестве наилучшей доступной технологии (утверждены Приказом Министерства промышленности и торговли Российской Федерации от 23 августа 2019 года № 3134).

Основные технологические процессы и оборудование описаны в разд. 2–71.

При определении оборудования, технических способов, методов в качестве НДТ рассматривали их соответствие следующим критериям:

- снижение уровня негативного воздействия на окружающую среду (критерий определен по значениям таких факторов, как выбросы, сбросы загрязняющих веществ в расчете на единицу производимой продукции);
- применение ресурсо- и энергосберегающих методов и достижение высоких показателей ресурсоэффективности (прежде всего энергоэффективности) производства, определенных по потреблению энергии в расчете на единицу произведенной продукции;
- промышленное внедрение оборудования, технических способов, методов на двух и более предприятиях;
- период внедрения (возможность последовательного улучшения показателей ресурсоэффективности и экологической результативности путем внедрения технических усовершенствований и процедур в рамках систем энергетического и экологического менеджмента).

Также рассматривались системы экологического менеджмента, в рамках которых осуществляются планирование, разработка программ повышения экологической результативности (а также ресурсоэффективности) и их реализация.

Приведенные в разд. 73 описания НДТ включают методы, технические способы и оборудование, способствующие снижению негативного воздействия на окружающую среду и повышению ресурсо- и энергосбережения.

Раздел 73 Наилучшие доступные технологии

Настоящий раздел содержит перечень кратких описаний НДТ, внедрение которых целесообразно и акутально при производстве продукции тонкого органического синтеза.

73.1 Системы экологического менеджмента

НДТ 1. Повышение экологической результативности (эффективности) путем внедрения и поддержания системы экологического менеджмента (СЭМ), соответствующей требованиям ГОСТ Р ИСО 14001 [1)] или ISO 14001 [1)], или применение инструментов СЭМ.

73.2 Выбросы в атмосферу

НДТ 2. Минимизация выброса путем применения интенсивного абсорбционного оборудования.

НДТ 3. Использование «сухих» методов очистки отходящих газов от пыли, применение циклонов и рукавных фильтров.

НДТ 4. Предотвращение или снижение неорганизованных выбросов загрязняющих веществ в воздух путем соблюдения требований технологических регламентов и режимов, а также надлежащего технического обслуживания оборудования.

НДТ 5. Мониторинг выбросов маркерных загрязняющих веществ в воздух в соответствии с установленными требованиями.

НДТ 6. Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования.

НДТ 7. Очистка нитрозного газа методами конденсации, промывки, каталитической очистки.

НДТ 8. Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.).

73.3 Оптимизация водопотребления и водоотведения

НДТ 9. Оптимизация процессов водопотребления и организация водооборотных систем.

НДТ 10. Обеспечение надлежащей очистки сточных вод на собственных очистных сооружениях.

НДТ 11. Сброс сточных вод в заводскую канализационную сеть с последующей очисткой на собственных центральных очистных сооружениях.

[1)] Соответствие системы менеджмента указанным стандартам не означает ее обязательную сертификацию.

73.4 Отходы

НДТ 12. Оптимизация системы обращения с отходами в соответствии с установленными требованиями.

73.5 Потребление сырья

НДТ 13. Использование в качестве сырья отработанных катализаторов, уловленной пыли, шламов от зачистки оборудования.

73.6 Энергоэффективность

НДТ 14. Учет методов повышения энергоэффективности, изложенных в ИТС 48.

НДТ 15. Снижение потребления энергоресурсов (тепла или пара) путем использования вторичных энергоресурсов: тепла отходящих газов и низкопотенциального пара.

НДТ 16. Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом.

НДТ 17. Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны и т. д.).

73.7 Технологические показатели НДТ

Технологические показатели НДТ приведены в таблице 73.1.

Таблица 73.1 – Технологические показатели НДТ

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Для атмосферного воздуха			
Технический сероуглерод	Азота диоксид	кг/т	0,52
	Азота оксид		0,09
	Сероуглерод		0,16
	Серы диоксид		74,2
Амиловый ксантогенат калия	Сероуглерод	кг/т	2,90
	Спирт амиловый		1,02
Бутиловый ксантогенат калия	Сероуглерод	кг/т	0,12
	Спирт бутиловый		0,26
Диметилдитиокарбамат натрия	Сероуглерод	кг/т	2,30
	Диметиламин		0,83
Метионин кормовой	Азота диоксид	кг/т	2,83
	Азота оксид		0,46
	Углерода оксид		6,88
	Серы диоксид		106,14
α-олефины, получаемые по высокотемпературной технологии	Азота диоксид	кг/т	3,48
	Азота оксид		0,50
	Углерода оксид		2,51

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
α-олефины, получаемые по низкотемпературной технологии	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	кг/т	1,07
	Бутилен		3,6
	Этилен		1,14
Дициклопентадиен	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	кг/т	3,38
	Дициклопентадиен		1,87
Неодеканоат неодима	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	1,57
Алкилфенолы	Азота диоксид	кг/т	1,58
	Азота оксид		0,26
	Углерода оксид		4,29
	Фенол		0,38
Циклогексан	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	кг/т	39,09
	Углеводороды предельные С6–С10		40,41
	Циклогексан		61,4
Тримеры и тетрамеры пропилена	Азота диоксид	кг/т	0,002
	Азота оксид		0,0002
	Углерода оксид		0,009
Диизобутилалюминийгидрид	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	10,03
	Изобутилен (изобутен)		15,8
Гексановый растворитель, получаемый методом гидроочистки и ректификации	Азота диоксид	кг/т	1,09
	Азота оксид		0,18
	Углерода оксид		2,46
	Углеводороды предельные С6–С10		3,49
Гексановый растворитель, получаемый методом гидрирования	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	1,56
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,13
	Метилбензол (толуол)		0,25

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Этилцеллозольв	Спирт этиловый	кг/т	3,31
	Диэтиловый эфир		0,76
Этилалюминийсесквихлорид	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	193,14
	Хлорэтан (этил хлористый)		132,51
Полиэтиленгликоли	Этилена окись	кг/т	0,048
Пропиленгликоли	Пропилена окись	кг/т	57,13
Метоксиполиэтиленгликоли	Азота диоксид	кг/т	0,09
	Азота оксид		0,02
	Углерода оксид		0,11
Ненасыщенные высокомолекулярные полиэтиленгликоли	Азота диоксид	кг/т	1,56
	Азота оксид		0,26
	Углерода оксид		1,89
Простые полиэфиры, получаемые полимеризацией окисей алкиленов	Азота диоксид	кг/т	1,83
	Азота оксид		0,31
	Углерода оксид		3,73
	Углеводороды предельные С6–С10		0,22
	Пропилена окись		1,26
	Этилена окись		0,09
Простые полиэфиры, получаемые полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена	Пропилена окись	кг/т	0,08
	Этилена окись		0,1
Триэтилалюминий, получаемый из этилена	Азота диоксид	кг/т	1,32
	Азота оксид		0,22
	Углерода оксид		1,32
	Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)		0,123
Триэтилалюминий, получаемый из изобутилена	Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)	кг/т	0,54
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,04
	Углеводороды предельные С6–С10		105

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
	Этилен		14
	Метилбензол (толуол)		0,01
Триизобутилалюминий высококонцентрированный	Азота диоксид	кг/т	0,99
	Азота оксид		0,16
	Углерода оксид		0,99
	Изобутилен (изобутен)		39,6
Триизобутилалюминий и эфират триизобутилалюминия	Азота диоксид	кг/т	13,01
	Азота оксид		6,27
	Углерода оксид		5,052
	Метилбензол (толуол)		12,11
	Изобутилен (изобутен)		4,9
Очищенный пропан	Азота диоксид	кг/т	1,85
	Азота оксид		0,30
	Углерода оксид		0,90
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,88
Терефталоилхлорид-Т чешуированный	Хлор	кг/т	6,098
	Хлористый водород		3,166
	Трихлорметан (хлороформ)		17,7
Водорастворимые полиэлектролиты	Диметиламин	кг/т	3,85
Сульфированная продукция: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилаты жирных спиртов, алкилсульфат	Серная кислота	кг/т	0,0056
	Серы диоксид		0,081
Оксиалкилированная продукция: синтанолы, полиэтиленгликоли, метоксиполиэтиленгликоли	Кислота уксусная	кг/т	0,016
	Этилена окись		0,013
Этаноламины	Аммиак	кг/т	0,11
	Этилена окись		0,040
Эмульгаторы ОП	Этилена окись	кг/т	0,037
Синтамид-5К	Этилена окись	кг/т	0,15
Диметилэтаноламин	Этилена окись	кг/т	0,015
	Диметиламин		18,44
Метилдиэтаноламин	Этилена окись	кг/т	0,0048

Продолжение таблицы 73.1

Продукт		Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Интенсификаторы помола		Спирт метиловый	кг/т	0,23
		Кислота уксусная		0,075
		Формальдегид		0,0075
Жидкие хлорированные парафины		Хлор	кг/т	0,75
		Хлористый водород		0,86
		Углеводороды предельные С12–С19		1,44
		Трихлорметан (хлороформ)		0,025
Твердые хлорированные парафины		Хлор	кг/т	0,014
		Хлористый водород		0,50
		Углеводороды предельные С12–С19		0,18
Противоизносные присадки для дизельных топлив	АддиТОП СМ-А	Спирт метиловый	кг/т	10,2
		Керосин		55,5
		Формальдегид		0,26
		Диметиламин		0,75
	Байкат	Углеводороды предельные С12–С19	кг/т	2,31
	Комплексал-ЭКО «Д»	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	0,97
		Углеводороды предельные С12–С19		0,14
		Метилбензол (толуол)		0,013
Депрессорные присадки		Сероводород	кг/т	0,28
		Углеводороды предельные С6–С10		1,65
		Углеводороды предельные С12–С19		0,46
		Амилены (смесь изомеров)		8,32
Депрессорно-диспергирующие присадки		Сероводород	кг/т	0,037
		Углеводороды предельные С6–С10		0,22
		Углеводороды предельные С12–С19		0,062
		Амилены (смесь изомеров)		1,12

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Добавки к топливу	Углеводороды предельные С12–С19	кг/т	1,18
	Диметилбензол (ксилол) (смесь мета-, орто- и параизомеров)		0,032
	Метилбензол (толуол)		1,06
Сульфонатные присадки	Аммиак	кг/т	2,92
	Серы диоксид		3,89
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		10,3
	Углеводороды предельные С6–С10		69,85
	Бензол		8,83
	Метилбензол (толуол)		5,5
Алкилсалицилатные присадки	Азота диоксид	кг/т	0,019
	Азота оксид		0,011
	Метан		0,091
	Углеводороды предельные С6–С10		11,07
	Углеводороды предельные С12–С19		54,14
Цетаноповышающие присадки	Азота диоксид	кг/т	0,011
	Азота оксид		0,0045
	Серная кислота		0,013
	Углерода оксид		8,61
	2-этилгексанол		0,0037
Пара-трет-бутилфенол	Метан	кг/т	0,43
	Фенол		0,092
Раствор боран-тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране	Тетрагидрофуран	кг/т	123,1
	Диборан		0,018
Диметиламинборан	Борная кислота (ортоборная кислота)	кг/т	1,34
	Метилен хлористый		8,02
	Диметиламин		1,59
Метоксидиэтилборан	Этилен	кг/т	430,6
	Метилен хлористый		17,1
	Спирт метиловый		10,9

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Триэтилбор	Этилен	кг/т	350,5
	Метилен хлористый		13,9
	Спирт метиловый		8,8
Диметиловый эфир	Спирт метиловый	кг/т	0,94
Диэтиловый эфир	Азота диоксид		0,019
	Азота оксид		0,0030
	Спирт этиловый		4,24
	Диэтиловый эфир		22,2
Хладон-22	Дифторхлорметан (фреон-22)	кг/т	8,3
	Трихлорметан (хлороформ)		0,23
Хладон-14	Тетрафторметан	кг/т	15,6
Хладон-125	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	0,78
	Хлористый водород		0,34
Хладон-С318	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	1,44
	Хлористый водород		7,58
	Тетрафторэтилен		22,3
Хладон-113	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	0,21
	Хлористый водород	кг/т	0,69
	Тетрахлорэтилен (перхлорэтилен)		0,57
Хладон-142в	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	1,49
	Хлористый водород		5,89
Спирты теломеры	Спирты теломеры	кг/т	98,4
Мономер-4	Дифторхлорметан (фреон-22)	кг/т	7,8
	Тетрафторэтилен		3,3

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Мономер-2	Хлористый водород	кг/т	0,82
Мономер-3	Трифтортрихлорэтилен (мономер-3)	кг/т	4
	Трифтортрихлорэтан (хладон-113)		3,63
	Дифторэтен (мономер-2)		5,37
Перфторкислоты	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	31,354
Метилен хлористый	Метилен хлористый	кг/т	11,25
	Трихлорметан (хлороформ)		3,24
	Метан		33,75
Хлористый этил	Хлорэтан (этил хлористый)	кг/т	10,66
Хлороформ метановый	Хлороформ (трихлорметан)	кг/т	3,23
	Метилен хлористый		14,0
Тетраэтоксисилан	Хлористый водород	кг/т	1,02
	Спирт этиловый		3,44
Этилсиликат	Хлористый водород	кг/т	1,02
	Спирт этиловый		3,43
Дифенилгуанидин	Хлористый водород	кг/т	0,24
	Анилин		0,42
	Водород цианистый		0,043
Ацетонанил-Н	Ацетон	кг/т	0,86
	Метилбензол		0,36
	Этиленгликоль (гликоль, этандиол-1,2)		0,15
Средства защиты растений	Азота диоксид	кг/т	1,05
	Азота оксид		0,17
	Углерода оксид		1,95
Для водных объектов			
α-олефины, полученные по высокотемпературной технологии	ХПК	кг/т	0,02
	pH	ед. pH	9,0
Дициклопентадиен	ХПК	кг/т	5,74
Алкилфенолы	pH	ед pH	8,6
	ХПК	кг/т	1,24

Продолжение таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Неодеканоат неодима	pH	ед pH	7,9
	ХПК	кг/т	0,057
Оксиэтилированные алкилфенолы	pH	ед pH	9
	ХПК	кг/т	0,301
Циклогексан	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	9,75
Тримеры и тетрамеры пропилена	pH	ед pH	8,6
	ХПК	кг/т	0,66
Полиэтиленгликоли	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,314
Гексановый растворитель, получаемый методом гидрирования	ХПК	кг/т	0,42
Этилцеллозольв	pH	ед pH	9
	ХПК	кг/т	1,33
Метоксиполиэтиленгликоли	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,47
Ненасыщенные высокомолекулярные полиэтиленгликоли	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	7,88
Простые полиэфиры, получаемые полимеризацией окисей алкиленов	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	7,06
Простые полиэфиры, получаемые полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	1,32
Триэтилалюминий, получаемый из этилена	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	0,48
Триэтилалюминий, получаемый из изобутилена	Алюминий	кг/т	15,3
	Нефтепродукты (нефть)	кг/т	3,5
Триизобутилалюминий высококонцентрированный	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,036
Очищенный пропан	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,04
Терефталоилхлорид-Т чешуированный	Хлороформ (трихлорметан)	кг/т	2,23
	Хлорид-анион (хлориды)	кг/т	352,5
Водорастворимые полиэлектролиты	Хлорид-анион (хлориды)	мг/дм^3	374
Противоизносные присадки для дизельных топлив АддиТОП СМ-А	Нефтепродукты (нефть)	кг/т	189,8
	Взвешенные вещества	кг/т	758,4
	ХПК	кг/т	758,4

Окончание таблицы 73.1

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Производство хладонов (хладон-22, хладон-113, хладон-142в)	Хлорид-анион (хлориды)	кг/т	2,1
	Фторид-анион	кг/т	0,017
Производство мономеров (мономер-2, мономер-3, мономер-4)	Хлорид-анион (хлориды)	кг/т	0,9
	Фторид-анион	кг/т	0,05

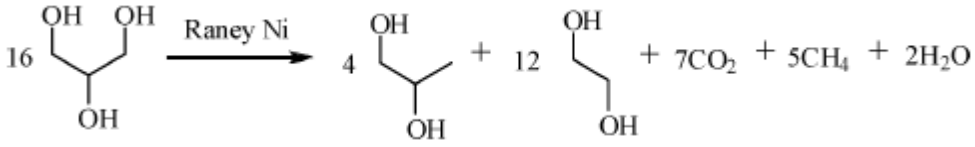
Раздел 74 Перспективные технологии

Перспективные технологии получения продукции тонкого органического синтеза, применение которых позволит повысить эффективность этих процессов (например, увеличить селективность в отношении целевых продуктов или производительность катализатора), могут рассматриваться как потенциальные НДТ. В данном разделе на основе отечественных и зарубежных литературных данных проведен анализ существующих или разрабатываемых технологий получения продуктов тонкого органического синтеза.

74.1 Производство пропиленгликоля

В настоящее время основным промышленным способом получения пропиленгликоля в мире является взаимодействие пропиленоксида с водой. Процесс может быть каталитическим (протекает при 150–180 °С в присутствии ионообменных смол, серной кислоты или щелочей) и некаталитическим (протекает при 200–220 °С). Как правило, в обоих случаях удается получать пропиленгликоль с чистотой, удовлетворительной для использования в пищевой промышленности.

Один из перспективных способов получения пропиленгликоля, представленных в научной литературе, основан на превращении побочного продукта получения биодизеля – глицерина – напрямую в пропиленгликоль. Относительно недавно этот метод был использован компанией Dow для получения пропиленгликоля технической чистоты. Согласно информации, предоставленной компанией, производство пропиленгликоля из побочных продуктов получения биодизеля позволяет расширить ассортимент производимого пропиленгликоля (разного качества).



74.2 Тример и тетрамер пропилена

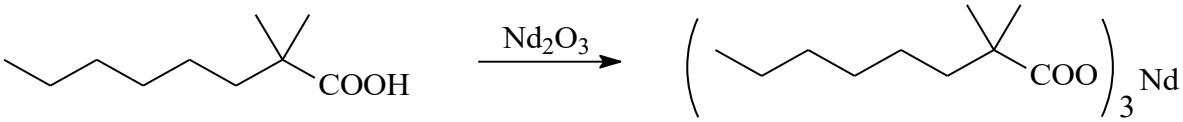
Основным методом производства тримера и тетрамера пропилена в настоящее время в мире является олигомеризация пропилена. Катализаторами олигомеризации пропилена, как правило, являются производные фосфорной кислоты (полифософорная кислота), нанесенные на подложку. Процесс проводится в диапазоне температур 120–225 °С. Продукты реакции – сложная смесь олигомеров, которая подвергается фракционированию с выделением ноненовой (C_9H_{18}) и додеценовой ($C_{12}H_{24}$) фракций. Продукты содержат одну концевую двойную связь в молекуле и широко используются в качестве алкилирующих агентов для производства спиртов, присадок и пр. Перспективой развития производства тримера и тетрамера пропилена представляется поиск более селективных инициаторов олигомеризации на основе экологически безопасных соединений.

74.3 Триизобутилалюминий

Триизобутилалюминий (ТИБА) получают прямым синтезом активного алюминия, изобутилена и водорода. Синтез проводят в две последовательные стадии: на первой стадии получают диизобутилалюминийгидрид, который далее взаимодействует с изобутиленом с образованием ТИБА. Реакции проводят, как правило, при температурах, не превышающих 150 °С и давлении 5-6 МПа. В настоящее время этот метод представляется как наиболее простой и перспективный для получения ТИБА.

74.4 Неодеканоат неодима (III)

Неодеканоат неодима (III) в настоящее время активно используется для получения цис-поли(бутадиена-1,4). Как правило, неодеканоат неодима (III) выпускают в виде растворов в органических растворителях (гексан, гептан, циклогексан и др.) с содержанием целевого вещества около 40%. Анализ литературы позволяет заключить, что одним из наиболее перспективных подходов к получению данного соединения является прямая реакция между взвесью оксида неодима (III), диспергированной в подходящем органическом растворителе, и неодекановой кислотой в присутствии разбавленной соляной кислоты. Процесс проводят при температуре 100 °С.



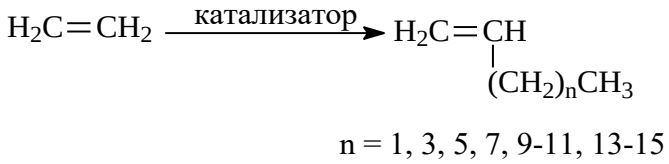
74.5 Алкилфенолы

Одним из наиболее простых, доступных и актуальных подходов к получению алкилфенолов является прямое алкилирование фенола олигомерами пропилена (три- и тетрамерами). Получаемые продукты представляют собой сложную смесь орто- и пара-изомеров, содержащих изомеризованные алкильные группы. Реакция катализируется кислотами, в частности, сообщается об использовании трифторида бора и его эфирата , полифосфорной кислоты и др.. В настоящее время в Европе применение и производство алкилфенолов ограничиваются и контролируются правительствами ввиду токсичности этих соединений.

74.6 α-олефины

В промышленности Европы и США линейные α-олефины в настоящее время поучаются тремя основными способами: олигомеризацией этилена (процесс Ethyl Corporation [Ineos], процесс Gulf [Chevron Phillips Chemical Company], процесс Shell Oil Company SHOP, процесс Idemitsu Petrochemical и SABIC-Linde α-Sablin процесс), с использованием процесса Фишера–Тропша (Sasol Ltd) и дегидратацией соответствующих спиртов (Ethyl Corporation [Ineos], Chevron Phillips, Sasol [Vista Chemical] и Godrej Industries Ltd). Наиболее перспективным представляется олигомеризация этилена в присутствии подходящих катализаторов. В ряде стран разработаны каталитические системы, позволяющие селективно получать какой-либо α-

олефин, в большинстве случаев бутен-1, гексен-1 и октен-1. Компания SABIC в Саудовской Аравии разработала новейший процесс олигомеризации этилена α-Sablin с образованием фракции С4–С20. При использовании карбоксилатов циркония в комбинации с алюминийорганическими сокатализаторами компании удалось получить гексен-1 с очень высокой селективностью. Процесс проводится при температуре 50–100 °С и давлении 20–35 бар:

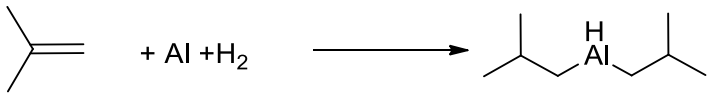


74.7 Простые полиэфиры

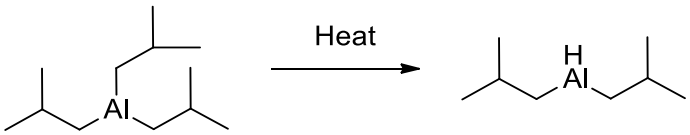
Наиболее перспективным сырьем для получения алифатических полиэфиров являются оксиды этилена и пропилена. Как правило, для их полимеризации используют основания в сочетании с подходящими одно- и многоатомными спиртами, что позволяет контролировать образование линейных или разветвленных полиэфиров. Поэтому новшеством в рассматриваемом процессе обычно является природа катализатора. Например, при полимеризации пропиленоксида в присутствии кобальтового катализатора удается получать изотактический полимер. Кислоты Льюиса, в частности, активно применяемый в последнее время в различных областях химии боран – $B(C_6F_5)_3$, являются эффективным катализатором полимеризации оксида пропилена.

74.8 Получение диизобутилалюминийгидрида (ДИБАГ)

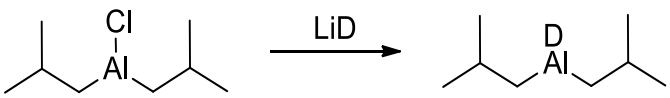
Существует способ получения ДИБАГ, в котором источником алюминия являются отходы производства алюминиевой пудры для изготовления пигмента:



В статье M. Oishi (Science of Synthesis, 2004, Volume 7, 261–385) описывается способ получения ДИБАГ пиролизом триизобутилалюминия:

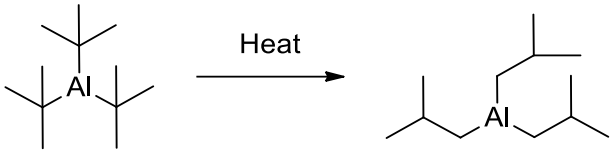


В работе Kalvin et al. (Tetrahedron, 1984, Volume 40, 3387–3392) описывается способ получения диизобутилалюминий дейтерида взаимодействием диизобутилалюминийхлорида с дейтеридом лития при кипячении в эфире:



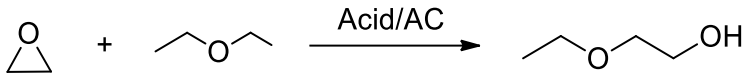
74.9 Получение триизобутилалюминия (ТИБА)

В статье M. Oishi (Science of Synthesis, 2004, Volume 7, 261–385) описывается способ получения ТИБА пиролизом три-третбутилалюминия:

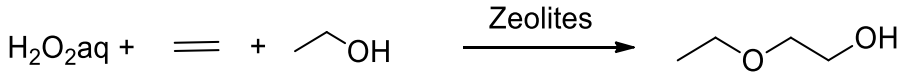


74.10 Получение этилцеллозольва

Существует способ получения этилцеллозольва путем реакции окиси этилена с диэтиловым эфиром при температуре 50–70 °С и давлении 1,2 МПа в присутствии активированного угля, импрегнированного кислотой. В качестве кислоты могут использоваться кислоты Бренстеда и Льюиса (H_2SO_4, H_3PO_4, HBF_4, $BF_3{\cdot}Et_2O$). Способ отличается наличием малого количества загрязняющих отходов:

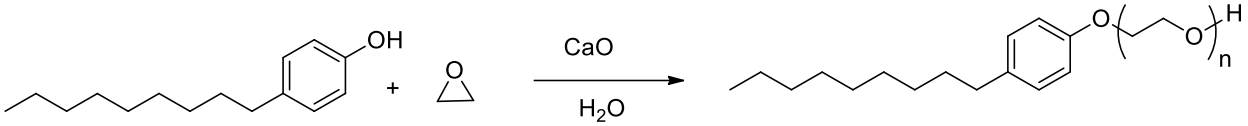


Существует способ получения этилцеллозольва путем реакции этилена с этанолом и водным раствором перикиси водорода в присутствии силиката титана и молекулярных сит. Эпоксидирование этилена и раскрытие окиси этилена этанолом происходят в одном реакторе. Способ отличается пониженной энергозатратностью:



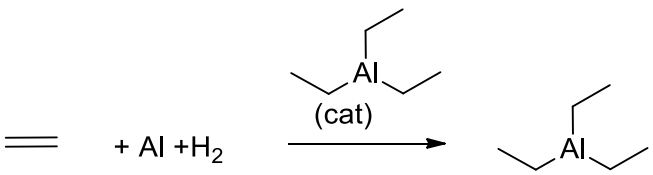
74.11 Получение неонолов

Существует способ получения неонолов с использованием гидроксида кальция или оксида кальция (1 вес. %) в качестве основного катализатора при температуре 150 °С и давлении 0,4 МПа:



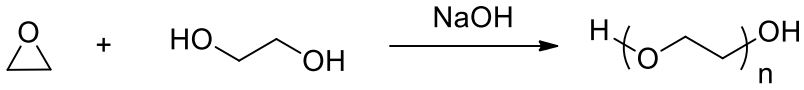
74.12 Получение триэтилалюминия

Существует способ получения триэтилалюминия из алюминиевого порошка, водорода и этилена. Реакция инициируется добавлением порошка титана и небольшого количества триэтилалюминия при температуре 120 °С и давлении 0,3 МПа:



74.13 Получение полиэтиленгликолей

Существует процесс получения полиэтиленгликолей. Процесс протекает при температуре 110–150 °С и давлении 0,1–0,4 МПа. Отличительной чертой является дозированное впрыскивание паров окиси этилена в раствор этиленгликоля:



Данный способ позволяет получать полиэтиленгликоли с требуемой степенью полимеризации.

74.14 Очистка дициклопентадиена

Существует процесс получения дициклопентадиена высокой чистоты путем термической деполимеризации дициклопентадиена-сырца до мономерного циклопентадиена, дистилляции мономера, его димеризации и последующей перегонки.

Заключительные положения и рекомендации

Проект Справочника НДТ разработан в соответствии с поэтапным графиком актуализации информационно-технических справочников по наилучшим доступным технологиям, утвержденным Распоряжением Правительства Российской Федерации от 30 апреля 2019 года № 866–р.

При подготовке проекта справочника НДТ были использованы:

– ИТС НДТ 31-2017 «Производство продукции тонкого органического синтеза»;

– материалы, полученные от российских производителей продукции тонкого органического синтеза.

Справочник НДТ распространяется на технологические процессы производства продукции тонного органического синтеза в соответствии со сферой распространения справочника НДТ.

Справочник НДТ разработан в рамках ТРГ 31, состав которой утвержден приказом Минпромторга России от 02 апреля 2021 года № 1172.

В состав рабочей группы входили представители следующих организаций:

1) ООО «Газпром нефтехим Салават»;
2) ФБУ «ГИЛС и НП»;
3) ООО «ГалоПолимер Пермь»;
4) ООО «ГалоПолимер Кирово-Чепецк»;
5) АО «Волжский оргсинтез»;
6) ЗАО «Завод синтетического спирта»;
7) ПАО «Нижнекамскнефтехим»;
8) АО «Башкирская содовая компания»;
9) ООО «Тольяттикаучук»;
10) ООО ПАО «ХИМПРОМ»;
11) ЗАО «Химсорбент»;
12) ООО «Синтез ОКА»;

13) ООО «Кузбассоргхим»;
14) ИНХС РАН;
15) ООО «Синтез ОКА»;
16) ООО «Синтез ТНП»;
17) ПАО «НК «Роснефть»;
18) ООО «НПП «Ятаган»;
19) ООО «Миррико менеджмент»;
20) ПАО «Сибур»;
21) ООО «Завод синтанолов».
22) Минпромторг России;
23) Минэкономразвития России.

В целях сбора информации о применяемых на промышленных предприятиях технологических процессах, оборудовании, об источниках загрязнения окружающей среды, технологических, технических и организационных мероприятиях, направленных на снижение загрязнения окружающей среды и повышение энергоэффективности и ресурсосбережения, была подготовлена анкета для предприятий, содержащая формы для сбора данных, необходимых для разработки проекта справочника НДТ.

Публичное обсуждение проекта справочника НДТ проходило в сети Интернет на официальном сайте Бюро НДТ с 05 октября по 04 ноября 2021 года. В ходе публичного обсуждения проекта справочника НДТ от членов ТРГ 31, предприятий и организаций были получены замечания и предложения, которые учтены в процессе подготовки справочника НДТ.

Экспертиза проекта справочника НДТ проведена профильным техническим комитетом по стандартизации ТК 113 «Наилучшие доступные технологии», который одобрил проект справочника НДТ.

Приложение А
(обязательное)

Перечень маркерных веществ и технологических показателей

Таблица А.1 – Перечень маркерных веществ

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Технический сероуглерод	Азота диоксид Азота оксид Сероуглерод Серы диоксид	–
Амиловый ксантогенат калия	Сероуглерод Спирт амиловый	–
Бутиловый ксантогенат калия	Сероуглерод Спирт бутиловый	–
Диметилдитиокарбамат натрия	Сероуглерод Диметиламин	–
Метионин кормовой	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Серы диоксид	–
α-олефины, получаемые по высокотемпературной технологии	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	ХПК pH
α-олефины, получаемые по низкотемпературной технологии	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан) Бутилен Этилен	–
Дициклопентадиен	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан) Дициклопентадиен	ХПК
Неодеканоат неодима	Углеводороды предельные С6–С10	pH ХПК
Алкилфенолы	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Фенол	pH ХПК
Оксиэтилированные алкилфенолы	–	pH ХПК

Продолжение таблицы А.1

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Циклогексан	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан) Углеводороды предельные С6–С10 Циклогексан	pH ХПК
Тримеры и тетрамеры пропилена	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	pH ХПК
Диизобутилалюминийгидрид	Углеводороды предельные С6–С10 Изобутилен (Изобутен)	–
Гексановый растворитель, получаемый методом гидроочистки и ректификации	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Углеводороды предельные С6–С10	–
Гексановый растворитель, получаемый методом гидрирования	Углеводороды предельные С6–С10 Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан) Метилбензол (толуол)	ХПК
Этилцеллозольв	Спирт этиловый Диэтиловый эфир	pH ХПК
Этилалюминийсесквихлорид	Углеводороды предельные С6–С10 Хлорэтан (этил хлористый)	–
Полиэтиленгликоли	Этилена окись	pH ХПК
Пропиленгликоли	Пропилена окись	–
Метоксиполиэтиленгликоли	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	pH ХПК
Ненасыщенные высокомолекулярные полиэтиленгликоли	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	pH ХПК

Продолжение таблицы А.1

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Простые полиэфиры, получаемые полимеризацией окисей алкиленов	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Углеводороды предельные С6–С10 Пропилена окись Этилена окись	pH ХПК
Простые полиэфиры, получаемые полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена	Пропилена окись Этилена окись	pH ХПК
Триэтилалюминий, получаемый из этилена	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)	pH ХПК
Триэтилалюминий, получаемый из изобутилена	Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий) Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан) Углеводороды предельные С6–С10 Этилен Метилбензол (толуол)	Алюминий Нефтепродукты (нефть)
Триизобутилалюминий высококонцентрированный	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Изобутилен (изобутен)	pH ХПК
Триизобутилалюминий и эфират триизобутилалюминия	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Метилбензол (толуол) Изобутилен (изобутен)	–

Продолжение таблицы А.1

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Очищенный пропан	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	pH ХПК
Терефталоилхлорид-Т чешуированный	Хлор Хлористый водород Трихлорметан (хлороформ)	Хлороформ (трихлорметан) Хлорид-анион (хлориды)
Водорастворимые полиэлектролиты	Диметиламин	Хлорид-анион (хлориды)
Сульфированная продукция: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилаты жирных спиртов, алкилсульфат	Серная кислота Серы диоксид	–
Оксиалкилированная продукция: синтанолы, полиэтиленгликоли, метоксиполиэтиленгликоли	Кислота уксусная Этилена окись	–
Этаноламины	Аммиак Этилена окись	–
Эмульгаторы ОП	Этилена окись	–
Синтамид-5К	Этилена окись	–
Диметилэтаноламин	Этилена окись Диметиламин	–
Метилдиэтаноламин	Этилена окись	–
Интенсификаторы помола	Спирт метиловый Кислота уксусная Формальдегид	–
Жидкие хлорированные парафины	Хлор Хлористый водород Углеводороды предельные С12–С19 Трихлорметан (хлороформ)	–

Продолжение таблицы А.1

Наименование производства		Маркерные вещества	
		в выбросах	в сбросах
Твердые хлорированные парафины		Хлор Хлористый водород Углеводороды предельные С12–С19	–
Противоизносные присадки для дизельных топлив	АддиТОП СМ-А	Спирт метиловый Керосин Формальдегид Диметиламин	Нефтепродукты (нефть) Взвешенные вещества ХПК
	Байкат	Углеводороды предельные С12–С19	–
	Комплексал-ЭКО «Д»	Углеводороды предельные С6–С10 Углеводороды предельные С12–С19 Метилбензол (толуол)	–
Депрессорные присадки		Сероводород Углеводороды предельные С6–С10 Углеводороды предельные С12–С19 Амилены (смесь изомеров)	–
Депрессорно-диспергирующие присадки		Сероводород Углеводороды предельные С6–С10 Углеводороды предельные С12–С19 Амилены (смесь изомеров)	–
Добавки к топливу		Углеводороды предельные С12–С19 Диметилбензол (ксилол) (смесь мета–, орто– и параизомеров) Метилбензол (толуол)	–
Сульфонатные присадки		Аммиак Серы диоксид Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан) Углеводороды предельные С6–С10 Бензол Метилбензол (толуол)	–

Продолжение таблицы А.1

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Алкилсалицилатные присадки	Азота диоксид Азота оксид Метан Углеводороды предельные С6–С10 Углеводороды предельные С12–С19	–
Цетаноповышающие присадки	Азота диоксид Азота оксид Серная кислота Углерода оксид 2-этилгексанол	–
Пара-трет-бутилфенол	Метан Фенол	–
Раствор боран-тетрагидрофурано-вого комплекса в тетрагидрофуране	Тетрагидрофуран Диборан	–
Диметиламинборан	Борная кислота (ортоборная кислота) Метилен хлористый Диметиламин	–
Метоксидиэтилборан	Этилен Метилен хлористый Спирт метиловый	–
Триэтилбор	Этилен Метилен хлористый Спирт метиловый	–
Диметиловый эфир	Спирт метиловый	–
Диэтиловый эфир	Азота диоксид Азота оксид Спирт этиловый Диэтиловый эфир	–
Хладон-22	Дифторхлорметан (фреон-22) Трихлорметан (хлороформ)	Хлорид–анион (хлориды) Фторид–анион
Хладон-14	Тетрафторметан	–
Хладон-125	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) Хлористый водород	–

Продолжение таблицы А.1

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Хладон-С318	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) Хлористый водород Тетрафторэтилен	–
Хладон-113	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) Хлористый водород Тетрахлорэтилен (перхлорэтилен)	Хлорид–анион (хлориды) Фторид–анион
Хладон-142в	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) Хлористый водород	Хлорид–анион (хлориды) Фторид–анион
Спирты теломеры	Спирты теломеры	–
Мономер-4	Дифторхлорметан (фреон-22) Тетрафторэтилен	Хлорид–анион (хлориды) Фторид–анион
Мономер-2	Хлористый водород	Хлорид–анион (хлориды) Фторид–анион
Мономер-3	Трифтортрихлорэтилен (мономер-3) Трифтортрихлорэтан (хладон-113) Дифторэтен (мономер-2)	Хлорид–анион (хлориды) Фторид–анион
Перфторкислоты	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	–
Метилен хлористый	Метилен хлористый Трихлорметан (хлороформ) Метан	–
Хлористый этил	Хлорэтан (этил хлористый)	–
Хлороформ метановый	Хлороформ (трихлорметан) Метилен хлористый	–

Окончание таблицы А.1

Наименование производства	Маркерные вещества	
	в выбросах	в сбросах
Тетраэтоксисилан	Хлористый водород Спирт этиловый	–
Этилсиликат	Хлористый водород Спирт этиловый	–
Дифенилгуанидин	Хлористый водород Анилин Водород цианистый	–
Ацетонанил-Н	Ацетон Метилбензол Этиленгликоль (гликоль, этандиол-1,2)	–
Средства защиты растений	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	–

Таблица А.2 – Технологические показатели НДТ

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Для атмосферного воздуха			
Технический сероуглерод	Азота диоксид	кг/т	0,52
	Азота оксид		0,09
	Сероуглерод		0,16
	Серы диоксид		74,2
Амиловый ксантогенат калия	Сероуглерод	кг/т	2,90
	Спирт амиловый		1,02
Бутиловый ксантогенат калия	Сероуглерод	кг/т	0,12
	Спирт бутиловый		0,26
Диметилдитиокарбамат натрия	Сероуглерод	кг/т	2,30
	Диметиламин		0,83
Метионин кормовой	Азота диоксид	кг/т	2,83
	Азота оксид		0,46
	Углерода оксид		6,88
	Серы диоксид		106,14
α-олефины, получаемые по выскотемпературной технологии	Азота диоксид	кг/т	3,48
	Азота оксид		0,50
	Углерода оксид		2,51
α-олефины, получаемые по низкотемпературной технологии	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	кг/т	1,07
	Бутилен		3,6
	Этилен		1,14

Продолжение таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Дициклопентадиен	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	кг/т	3,38
	Дициклопентадиен		1,87
Неодеканоат неодима	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	1,57
Алкилфенолы	Азота диоксид	кг/т	1,58
	Азота оксид		0,26
	Углерода оксид		4,29
	Фенол		0,38
Циклогексан	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	кг/т	39,09
	Углеводороды предельные С6–С10		40,41
	Циклогексан		61,4
Тримеры и тетрамеры пропилена	Азота диоксид	кг/т	0,002
	Азота оксид		0,0002
	Углерода оксид		0,009
Диизобутилалюминийгидрид	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	10,03
	Изобутилен (изобутен)		15,8
Гексановый растворитель, получаемый методом гидроочистки и ректификации	Азота диоксид	кг/т	1,09
	Азота оксид		0,18
	Углерода оксид		2,46
	Углеводороды предельные С6–С10		3,49
Гексановый растворитель, получаемый методом гидрирования	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	1,56
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,13
	Метилбензол (толуол)		0,25
Этилцеллозольв	Спирт этиловый	кг/т	3,31
	Диэтиловый эфир		0,76
Этилалюминийсесквихлорид	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	193,14
	Хлорэтан (этил хлористый)		132,51
Полиэтиленгликоли	Этилена окись	кг/т	0,048
Пропиленгликоли	Пропилена окись	кг/т	57,13

Продолжение таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Метоксиполиэтиленгликоли	Азота диоксид	кг/т	0,09
	Азота оксид		0,02
	Углерода оксид		0,11
Ненасыщенные высокомолекулярные полиэтиленгликоли	Азота диоксид	кг/т	1,56
	Азота оксид		0,26
	Углерода оксид		1,89
Простые полиэфиры, получаемые полимеризацией окисей алкиленов	Азота диоксид	кг/т	1,83
	Азота оксид		0,31
	Углерода оксид		3,73
	Углеводороды предельные С6–С10		0,22
	Пропилена окись		1,26
	Этилена окись		0,09
Простые полиэфиры, получаемые полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена	Пропилена окись	кг/т	0,08
	Этилена окись		0,1
Триэтилалюминий, получаемый из этилена	Азота диоксид	кг/т	1,32
	Азота оксид		0,22
	Углерода оксид		1,32
	Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)		0,123
Триэтилалюминий, получаемый из изобутилена	Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)	кг/т	0,54
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,04
	Углеводороды предельные С6–С10		105
	Этилен		14
	Метилбензол (толуол)		0,01
Триизобутилалюминий высококонцентрированный	Азота диоксид	кг/т	0,99
	Азота оксид		0,16
	Углерода оксид		0,99
	Изобутилен (изобутен)		39,6
Триизобутилалюминий и эфират триизобутилалюминия	Азота диоксид	кг/т	13,01
	Азота оксид		6,27
	Углерода оксид		5,052

Продолжение таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
	Метилбензол (толуол)		12,11
	Изобутилен (изобутен)		4,9
Очищенный пропан	Азота диоксид	кг/т	1,85
	Азота оксид		0,30
	Углерода оксид		0,90
	Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)		0,88
Терефталоилхлорид-Т чешуированный	Хлор	кг/т	6,098
	Хлористый водород		3,166
	Трихлорметан (хлороформ)		17,7
Водорастворимые полиэлектролиты	Диметиламин	кг/т	3,85
Сульфированная продукция: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилаты жирных спиртов, алкилсульфат	Серная кислота	кг/т	0,0056
	Серы диоксид		0,081
Оксиалкилированная продукция: синтанолы, полиэтиленгликоли, метоксиполиэтиленгликоли	Кислота уксусная	кг/т	0,016
	Этилена окись		0,013
Этаноламины	Аммиак	кг/т	0,11
	Этилена окись		0,040
Эмульгаторы ОП	Этилена окись	кг/т	0,037
Синтамид-5К	Этилена окись	кг/т	0,15
Диметилэтаноламин	Этилена окись	кг/т	0,015
	Диметиламин		18,44
Метилдиэтаноламин	Этилена окись	кг/т	0,0048
Интенсификаторы помола	Спирт метиловый	кг/т	0,23
	Кислота уксусная		0,075
	Формальдегид		0,0075
Жидкие хлорированные парафины	Хлор	кг/т	0,75
	Хлористый водород		0,86
	Углеводороды предельные С12–С19		1,44
	Трихлорметан (хлороформ)		0,025
Твердые хлорированные парафины	Хлор	кг/т	0,014
	Хлористый водород		0,50

Продолжение таблицы А.2

Продукт		Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
		Углеводороды предельные С12–С19		0,18
Противоизносные присадки для дизельных топлив	АддиТОП СМ-А	Спирт метиловый	кг/т	10,2
		Керосин		55,5
		Формальдегид		0,26
		Диметиламин		0,75
	Байкат	Углеводороды предельные С12–С19	кг/т	2,31
	Комплексал-ЭКО «Д»	Углеводороды предельные С6–С10	кг/т	0,97
		Углеводороды предельные С12–С19		0,14
		Метилбензол (толуол)		0,013
Депрессорные присадки		Сероводород	кг/т	0,28
		Углеводороды предельные С6–С10		1,65
		Углеводороды предельные С12–С19		0,46
		Амилены (смесь изомеров)		8,32
Депрессорно-диспергирующие присадки		Сероводород	кг/т	0,037
		Углеводороды предельные С6–С10		0,22
		Углеводороды предельные С12–С19		0,062
		Амилены (смесь изомеров)		1,12
Добавки к топливу		Углеводороды предельные С12–С19	кг/т	1,18
		Диметилбензол (ксилол) (смесь мета-, орто- и параизомеров)		0,032
		Метилбензол (толуол)		1,06
Сульфонатные присадки		Аммиак	кг/т	2,92
		Серы диоксид		3,89
		Углеводороды предельные С1–С–5 (исключая метан)		10,3
		Углеводороды предельные С6–С10		69,85
		Бензол		8,83
		Метилбензол (толуол)		5,5
Алкилсалицилатные присадки		Азота диоксид	кг/т	0,019
		Азота оксид		0,011
		Метан		0,091

Продолжение таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
	Углеводороды предельные С6–С10		11,07
	Углеводороды предельные С12–С19		54,14
Цетаноповышающие присадки	Азота диоксид	кг/т	0,011
	Азота оксид		0,0045
	Серная кислота		0,013
	Углерода оксид		8,61
	2-этилгексанол		0,0037
Пара-тре-–бутилфенол	Метан	кг/т	0,43
	Фенол		0,092
Раствор боран-тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране	Тетрагидрофуран	кг/т	123,1
	Диборан		0,018
Диметиламинборан	Борная кислота (ортоборная кислота)	кг/т	1,34
	Метилен хлористый		8,02
	Диметиламин		1,59
Метоксидиэтилборан	Этилен	кг/т	430,6
	Метилен хлористый		17,1
	Спирт метиловый		10,9
Триэтилбор	Этилен	кг/т	350,5
	Метилен хлористый		13,9
	Спирт метиловый		8,8
Диметиловый эфир	Спирт метиловый	кг/т	0,94
Диэтиловый эфир	Азота диоксид	кг/т	0,019
	Азота оксид		0,0030
	Спирт этиловый		4,24
	Диэтиловый эфир		22,2
Хладон-22	Дифторхлорметан (фреон-22)	кг/т	8,3
	Трихлорметан (хлороформ)		0,23
Хладон-14	Тетрафторметан	кг/т	15,6
Хладон-125	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	0,78
	Хлористый водород		0,34

Продолжение таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Хладон-С318	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	1,44
	Хлористый водород		7,58
	Тетрафторэтилен		22,3
Хладон-113	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	0,21
	Хлористый водород		0,69
	Тетрахлорэтилен (перхлорэтилен)		0,57
Хладон-142в	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	1,49
	Хлористый водород		5,89
Спирты теломеры	Спирты теломеры	кг/т	98,4
Мономер-4	Дифторхлорметан (фреон-22)	кг/т	7,8
	Тетрафторэтилен		3,3
Мономер-2	Хлористый водород	кг/т	0,82
Мономер-3	Трифтортрихлорэтилен (мономер-3)	кг/т	4
	Трифтортрихлорэтан (хладон-113)		3,63
	Дифторэтен (мономер-2)		5,37
Перфторкислоты	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	кг/т	31,354
Метилен хлористый	Метилен хлористый	кг/т	11,25
	Трихлорметан (хлороформ)		3,24
	Метан		33,75
Хлористый этил	Хлорэтан (этил хлористый)	кг/т	10,66
Хлороформ метановый	Хлороформ (трихлорметан)	кг/т	3,23
	Метилен хлористый		14,0
Тетраэтоксисилан	Хлористый водород	кг/т	1,02
	Спирт этиловый		3,44

Продолжение таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Этилсиликат	Хлористый водород	кг/т	1,02
	Спирт этиловый		3,43
Дифенилгуанидин	Хлористый водород	кг/т	0,24
	Анилин		0,42
	Водород цианистый		0,043
Ацетонанил-Н	Ацетон	кг/т	0,86
	Метилбензол		0,36
	Этиленгликоль (гликоль, этандиол-1,2)		0,15
Средства защиты растений	Азота диоксид	кг/т	1,05
	Азота оксид		0,17
	Углерода оксид		1,95
Для водных объектов			
α-олефины, получаемые по высокотемпературной технологии	ХПК	кг/т	0,02
	pH	ед. pH	9,0
Дициклопентадиен	ХПК	кг/т	5,74
Неодеканоат неодима	pH	ед pH	7,9
	ХПК	кг/т	0,057
Алкилфенолы	pH	ед pH	8,6
	ХПК	кг/т	1,24
Оксиэтилированные алкилфенолы	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	0,301
Циклогексан	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	9,75
Тримеры и тетрамеры пропилена	pH	ед pH	8,6
	ХПК	кг/т	0,66
Полиэтиленгликоли	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,314
Гексановый растворитель, получаемый методом гидрирования	ХПК	кг/т	0,42
Этилцеллозольв	pH	ед pH	9
	ХПК	кг/т	1,33
Метоксиполиэтиленгликоли	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,47
Ненасыщенные высокомолекулярные полиэтиленгликоли	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	7,88

Окончание таблицы А.2

Продукт	Технологический показатель	Единица измерения	Значение, не более
Простые полиэфиры, получаемые полимеризацией окисей алкиленов	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	7,06
Простые полиэфиры, получаемые полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	1,32
Триэтилалюминий, получаемый из этилена	pH	ед pH	9,0
	ХПК	кг/т	0,48
Триэтилалюминий, получаемый из изобутилена	Алюминий	кг/т	15,3
	Нефтепродукты (нефть)	кг/т	3,5
Триизобутилалюминий высоконцентрированный	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,036
Очищенный пропан	pH	ед pH	8,5
	ХПК	кг/т	0,04
Терефталоилхлорид-Т чешуированный	Хлороформ (трихлорметан)	кг/т	2,23
	Хлорид-анион (хлориды)	кг/т	352,5
Водорастворимые полиэлектролиты	Хлорид-анион (хлориды)	мг/дм^3	374
Противоизносные присадки для дизельных топлив АддиТОП СМ-А	Нефтепродукты (нефть)	кг/т	189,8
	Взвешенные вещества	кг/т	758,4
	ХПК	кг/т	758,4
Производство хладонов (хладон-22, хладон-113, хладон-142в)	Хлорид-анион (хлориды)	кг/т	2,1
	Фторид-анион	кг/т	0,017
Производство мономеров (мономер-2, мономер-3, мономер-4)	Хлорид-анион (хлориды)	кг/т	0,9
	Фторид-анион	кг/т	0,05

Приложение Б
(обязательное)

Перечень НДТ

Таблица Б.1 – Перечень НДТ

Номер НДТ	Наименование НДТ
НДТ 1	Повышение экологической результативности (эффективности) путем внедрения и поддержания системы экологического менеджмента (СЭМ), соответствующей требованиям ГОСТ Р ИСО 14001 [2)] или ISO 14001 [1)], или применение инструментов СЭМ
НДТ 2	Минимизация выброса путем применения интенсивного абсорбционного оборудования
НДТ 3	Использование «сухих» методов очистки отходящих газов от пыли, применение циклонов и рукавных фильтров
НДТ 4	Предотвращение или снижение неорганизованных выбросов загрязняющих веществ в воздух путем соблюдения требований технологических регламентов и режимов, а также надлежащего технического обслуживания оборудования
НДТ 5	Мониторинг выбросов маркерных загрязняющих веществ в воздух в соответствии с установленными требованиями
НДТ 6	Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования
НДТ 7	Очистка нитрозного газа методами конденсации, промывки, каталитической очистки
НДТ 8	Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.)
НДТ 9	Оптимизация процессов водопотребления и организация водооборотных систем
НДТ 10	Обеспечение надлежащей очистки сточных вод на собственных очистных сооружениях
НДТ 11	Сброс сточных вод в заводскую канализационную сеть с последующей очисткой на собственных центральных очистных сооружениях
НДТ 12	Оптимизация системы обращения с отходами в соответствии с установленными требованиями
НДТ 13	Использование в качестве сырья отработанных катализаторов, уловленной пыли, шламов от зачистки оборудования
НДТ 14	Учет методов повышения энергоэффективности, изложенных в ИТС 48
НДТ 15	Снижение потребления энергоресурсов (тепла или пара) путем использования вторичных энергоресурсов: тепла отходящих газов и низкопотенциального пара
НДТ 16	Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом
НДТ 17	Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны и т. д.)

[2)] Соответствие системы менеджмента указанным стандартам не означает ее обязательную сертификацию.

Приложение В
(обязательное)

Ресурсная и энергетическая эффективность

В.1 Краткая характеристика отрасли с точки зрения ресурсо- и энергопотребления

Производство продукции тонкой органической химии характеризуется высоким энергопотреблением. При этом значительная часть от общего потребления энергетических ресурсов расходуется на производство.

В.2 Основные энерго- и ресурсоемкие технологические процессы

Технологические процессы, связанные с производством продукции тонкого органического синтеза, описаны в соответствующих разделах справочника НДТ.

В.3 Уровни потребления основных видов ресурсов и энергии

Информация об уровнях потребления основных видов ресурсов и энергии при производстве продукции тонкого органического синтеза приведена в таблицах В.1 – В.68 соответственно.

Таблица В.1 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве технического сероуглерода

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Жидкая сера	кг/т	–	1705
Природный газ (сырье)	тыс. $м^3$/т	–	0,35
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	45,9
Пар	Гкал/т	–	2,59
Азот	$нм^3$/т	–	41,7
Сжатый воздух	$нм^3$/т	–	4,36
Природный газ (топливо)	тыс. $м^3$/т	–	0,24
Оборотная вода	$м^3$/т	–	148,09

Таблица В.2. – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве амилового ксантогената калия

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Спирт амиловый технический	кг/т	–	431,9
Калий едкий 100%	кг/т	–	290,2
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	372,05
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	281,39
Пар	Гкал/т	–	1,15
Хладоносители	Гкал/т	–	0,72
Азот	нм^3/т	–	213,73
Воздух сжатый	нм^3/т	–	10,87
Вода оборотная	м^3/т	–	281,0

Таблица В.3. – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве бутилового ксантогената калия

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Спирт бутиловый технический	кг/т	–	370,76
Калий едкий 100%	кг/т	–	318,44
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	400,70
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	283,6
Пар	Гкал/т	–	1,17
Вода производственная	м^3/т	–	0,009
Хладоносители	Гкал/т	–	0,73
Азот	нм^3/т	–	138,08
Воздух сжатый	нм^3/т	–	26,4
Газ природный (топливо)	тыс. м^3/т	–	0,018
Вода оборотная	м^3/т	–	176,4

Таблица В.4 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметилдитиокарбамата натрия

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диметиламин технический	кг/т	–	324,09
Натр едкий 100%	кг/т	–	286,56
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	544,30

Окончание таблицы В.4

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	160,30
Пар	Гкал/т	–	1,26
Азот	нм^3/т	–	13,75
Воздух сжатый	нм^3/т	–	2,40
Вода оборотная	м^3/т	–	358,54

Таблица В.5 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве кормового метионина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Натр едкий 100%	кг/т	–	770,92
Кислота серная, 100%	кг/т	–	1005
Двуокись углерода, 100%	кг/т	–	30
Пеногаситель «Пента»	кг/т	–	0,11
Триэтиламин	кг/т	–	0,08
Уксусная кислота	кг/т	–	0,23
Гидрохинон	кг/т	–	1,61
Метанол	кг/т	–	314,59
Сероводород, 100%	кг/т	–	442,89
Цеолит синтетический	кг/т	–	0,13
Катализатор алюмооксидный	кг/т	–	0,30
Пропилен	кг/т	–	509,21
Природный газ (сырье)	нм^3/т	–	413,37
Аммиак сжиженный	кг/т	–	230,64
Вода деминерализованная	м^3/т	–	1,302
Пар	Гкал/т	–	4,21
Вода оборотная	м^3/т	–	805,8
Вода захоложенная	тыс. ккал/т	–	1897,2
Гликолевая вода	кг/т	–	8530
Котловая вода	м^3/т	–	2,78
Азот	нм^3/т	–	92,73
Воздух сжатый	нм^3/т	–	65,59
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	1203,4
Природный газ (топливо)	нм^3/т	–	160,63
Вода горячая технологическая	м^3/т		4,28

Таблица В.6 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве α-лефинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Высокотемпературный процесс			
Этилен	кг/т	1140	1140
Электроэнергия	кВт·ч/т	1075,7	1183,2
Теплоэнергия	Гкал/т	2,49	2,74
Топливный газ	кг.у.т./т	1200,9	1320,95
Вода оборотная	$м^3$/т	677	745
Низкотемпературный процесс			
Этилен	кг/т	0,67	1,33
Изопентан	кг/т	–	0,007
Пар среднего давления	кг/т	834,6	1060,8
Пар низкого давления	кг/т	172,9	260
Топливный газ	$нм^3$/т	31,8	66,3
Электроэнергия	кВт·ч/т	1200	1600

Таблица В.7 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве дициклопентадиена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Дициклопентадиен-концентрат	кг/т	2320	2552
Третбутилпирокатехин	кг/т	–	0,19
Электроэнергия	кВт·ч/т	32,8	36,63
Теплоэнергия	Гкал/т	3,43	3,8
Вода оборотная	$м^3$/т	160	176
Холод	Гкал/т	0,1	0,242
Горячая вода	Гкал/т	0,53	0,58

Таблица В.8 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве неодеканоата неодима

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
49,5-процентный раствор нитрата неодима	кг/т	–	279,4
Неодекановая кислота	кг/т	–	222,6
Гексан	кг/т	–	289,7
Аммиачная вода	кг/т	–	208,2
Электроэнергия	кВт·ч/т	209	229,9

Окончание таблицы В.8

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Теплоэнергия	Гкал/т	6,4	7,04
Вода оборотная	$м^3$/т	500	550

Таблица В.9 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве алкилфенолов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Тримеры пропилена	кг/т	–	626
Фенол	кг/т	–	439
Катализатор	кг/т	–	0,035
Электроэнергия	кВт·ч/т	75,16	82,68
Теплоэнергия	Гкал/т	1,112	1,223
Газ топливный	кг.у.т./т	80,11	88,12
Вода оборотная	$м^3$/т	116	127,6

Таблица В.10 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Моноалкилфенолы	кг/т	293,5	668
Этилена окись очищенная	кг/т	400	719
Электроэнергия	кВт·ч/т	20,8	22,88
Теплоэнергия	Гкал/т	0,213	0,234
Вода оборотная	$м^3$/т	20	22

Таблица В.11 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве циклогексана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Бензол	кг/т	–	758
Гексановый растворитель	кг/т	–	203
Водород	кг/т	–	118,82
Электроэнергия	кВт·ч/т	201,4	221,54
Теплоэнергия	Гкал/т	2,2	2,46
Холод аммиачный	Гкал/т	0,034	0,037
Вода оборотная	$м^3$/т	137,9	151,69

Таблица В.12 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропилен	кг/т	1133	1135
Катализатор	кг/т	–	1,85
Электроэнергия	кВт·ч/т	81,35	89,50
Теплоэнергия	Гкал/т	1,45	1,6
Холод	Гкал/т	0,14	0,153
Вода оборотная	$м^3$/т	114	125,4

Таблица В.13 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве ДИБАГ

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Изобутилен	кг/т	1150	1150
Водород	$нм^3$/т	1100	1100
Порошок алюминиевый АСД-Т	кг/т	219,5	220
ТИБА	кг/т	530	530
Масло	кг/т	45	45
Электроэнергия	кВт·ч/т	1373	1510,3

Таблица В.14 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве гексанового растворителя

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метод гидроочистки и ректификации			
Гексановая фракция	кг/т	1016	1105
Водород	кг/т	8,6	17
Электроэнергия	кВт·ч/т	92,46	101,75
Теплоэнергия	Гкал/т	1,14	1,26
Топливный газ	кг.у.т./т	38,89	42,78
Вода оборотная	$м^3$/т	259,4	285,34
Метод гидрирования			
Гексан	кг/т	1000	1100
Водород	кг/т	17	18,7
Электроэнергия	кВт·ч/т	42,2	46,42
Теплоэнергия	Гкал/т	0,17	0,187
Холод	Гкал/т	0,02	0,022

Таблица В.15 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве этилцеллозольва

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый	дкл/т	–	64,5
Этилена окись	кг/т	–	630
Натр едкий технический	кг/т	–	1
Электроэнергия	кВт·ч/т	40,02	44,022
Теплоэнергия	Гкал/т	4,608	5,069
Вода оборотная	$м^3$/т	257,6	283,4
Холод	Гкал/т	0,366	0,403

Таблица В.16 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве этилалюминийсесквихлорида

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Порошок алюминиевый ПА-1	кг/т	259,5	270
Этил хлористый	кг/т	1100	1210
Этил бромистый	кг/т	30	39
Масло	кг/т	183	201,3
Электроэнергия	кВт·ч/т	527	579,7
Теплоэнергия	Гкал/т	2,1	2,31

Таблица В.17 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве полиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этиленгликоль	кг/т	104	315
Окись этилена	кг/т	700	913
Диэтиленгликоль	кг/т	168,8	536,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	27	29,7
Теплоэнергия	Гкал/т	0,278	0,306
Вода оборотная	$м^3$/т	22	24,2

Таблица В.18 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве пропиленгликоля

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропилена окись	кг/т	–	800
Вода	кг/т	–	1157,4
Электроэнергия	кВт·ч/т	600	660
Теплоэнергия	Гкал/т	2,58	2,84
Вода оборотная	$м^3$/т	200	220

Таблица В.19 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	7,8	63,9
Катализатор	кг/т	–	4,1
Окись этилена	кг/т	981	1039,69
Кислота уксусная	кг/т	–	1,1
Электроэнергия	кВт·ч/т	80	88
Теплоэнергия	Гкал/т	0,28	0,308
Вода оборотная	$м^3$/т	25	27,5

Таблица В.20 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Металлиловый спирт	кг/т	31,815	31,82
Катализатор	кг/т	1,05	1,05
Окись этилена	кг/т	983,5	1038,35
Кислота уксусная	кг/т	–	1,15
Электроэнергия	кВт·ч/т	284,4	312,84
Теплоэнергия	Гкал/т	0,28	0,31
Вода оборотная	$м^3$/т	25	27,5

Таблица В.21 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Оксид пропилена	кг/т	–	1000
Оксид этилена	кг/т	–	192
Электроэнергия	кВт·ч/т	76,55	84,21
Теплоэнергия	Гкал/т	0,245	0,27
Холод	Гкал/т	0,113	0,124
Вода оборотная	$м^3$/т	71,254	78

Таблица В.22 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилена окись очищенная	кг/т	–	306
Пропилена окись техническая	кг/т	–	692
Этиленгликоль	кг/т	–	8,23
Гидроксид калия	кг/т	–	1,27
Электроэнергия	кВт·ч/т	20,5	22,55
Теплоэнергия	Гкал/т	0,5	0,55
Вода оборотная	$м^3$/т	20	22

Таблица В.23 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триэтилалюминия из этилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	кг/т	–	1020
Алюминиевый порошок	кг/т	–	292
Водород технический	$м^3$/т	–	900
Электроэнергия	кВт·ч/т	10925	12017,5
Теплоэнергия	Гкал/т	27	29,7
Топливный газ	кг.у.т./т	1,137	1,25
Вода охлаждающая	$м^3$/т	2440	2684

Таблица В.24 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Изобутилен	кг/т	980	1064
Алюминий средней дисперсности с добавлением титана (АСД-Т)	кг/т	252	270
Водород	$м^3$/т	1140	1140
Этилен	кг/т	–	1100
Никельацетилацетонат (NiAA)	кг/т	6,5	6,8
Пар	Гкал/т	–	5,2
Оборотная вода	$м^3$/т	3782	6052
Электроэнергия	кВт·ч/т	5874	7300
Азот	$м^3$/т	1104	3385
Воздух	$м^3$/т	250	1068

Таблица В.25 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триизобутилалюминия

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Производство ТИБА высококонцентрированного			
Изобутилен	кг/т	1700	1700
Порошок алюминиевый	кг/т	160	160
Водород	$м^3$/т	778	778
Электроэнергия	кВт·ч/т	6632	7295
Теплоэнергия	Гкал/т	22	24
Вода оборотная	$м^3$/т	1400	1540
Топливный газ	кгут/т	1598	1758
Холод	Гкал/т	0,37	0,407
Производство ТИБА			
Изобутилен	кг/т	1344	1478,4
Порошок алюминиевый	кг/т	154,5	169,95
Толуол	кг/т	800	880
Водород	$нм^3$/т	900	990
Электроэнергия	кВт·ч/т	1005	1106
Теплоэнергия	Гкал/т	2,074	2,281
Вода оборотная	$м^3$/т	210	231
Производство эфирата ТИБА			
Изобутилен	кг/т	1199	1318,9

Окончание таблицы В.25

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Водород	нм^3/т	850	935
Порошок алюминиевый АСД-Т	кг/т	135,5	149,05
ДФО	кг/т	128	140,8
ТИБА	кг/т	880	968
Электроэнергия	кВт·ч/т	1004,94	1105,43
Теплоэнергия	Гкал/т	2,074	2,281
Вода оборотная	м^3/т	210	231

Таблица В.26 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве очищенного пропана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропановая фракция	кг/т	1231	1850
Водород технический	кг/т	38,7	60
Вода оборотная	м^3/т	131,5	144,65
Электроэнергия	кВт·ч/т	180	198
Топливный газ	кг.у.т./т	92,3	101,53

Таблица В.27 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
П-ксилол нефтяной	кг/т	–	370
Хлор жидкий	кг/т	–	1300
Кислота терефталевая	кг/т	–	490
Хлороформ технический	кг/т	–	45
Порофор ЧХЗ-57	кг/т	–	4
Железо хлорное техническое	кг/т	–	2,80
Трибутилфосфат	кг/т	–	0,1
Азот 8 атм	тыс.м^3/т	–	1,0
Вода оборотная	тыс.м^3/т	–	0,446
Электроэнергия	МВт·ч/т	–	1,8
Пар	Гкал/т	–	18

Таблица В.28 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Вода обессоленная	$м^3$/т	0,3	0,5
Уротропин технический	т/т	0,24	0,241
Неонол АФ 9-10	т/т	0,06	0,0604
Кислота соляная	т/т	0,26	0,3
Парафины хлорированные жидкие ХП-470	т/т	0,068	0,072
Напор-КБ	т/т	0,015	0,02
Вода оборотная	$м^3$/т	20	30
Пар	Гкал/т	0,9	1
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,013	0,015
Теплоноситель пар	$м^3$/т	1,25	1,35

Таблица В.29 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве каустамина-15

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диметиламин технический	т/т	0,362	0,37
Эпихлоргидрин	т/т	0,671	0,68
Вода обессоленная	$м^3$/т	1,0	1,2
Вода оборотная	$м^3$/т	137,5	179
Пар	Гкал/т	1,02	1,03
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,01	0,0123
Азот газообразный	тыс. $м^3$/т	0,09	0,016
Холод	Гкал/т	0,027	0,029
Теплоноситель пар	$м^3$/т	1,43	1,45

Таблица В.30 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Аллил хлористый	кг/т	–	1040
Диметиламин	кг/т	–	300
Натр едкий	кг/т	–	271
Перекись водорода	кг/т	–	6,8
Аммоний надсернокислый	кг/т	–	13,4
Азот 8 атм	тыс. $м^3$/т	–	0,51
Воздух КИП	тыс. $м^3$/т	–	0,71

Окончание таблицы В.30

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Вода оборотная	тыс. м^3/т	–	0,078
Холод минус 28 °С	Гкал/т	–	0,13
Электроэнергия	МВт·ч/т	–	1,1
Пар	Гкал/т	–	3,8

Таблица В.31 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве оксилина-6

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Эпихлоргидрин	т/т	1,05	1,10
Вода обессоленная	м^3/т	2,0	3,5
Глицерин дистиллированный	кг/т	60	70
Толуол нефтяной	т/т	0,14	0,22
Бор трифторид	т/т	0,0039	0,0046
Натр едкий марки РД	т/т	0,133	0,170
Вода оборотная	м^3/т	60	70
Пар	Гкал /т	1,1	1,3
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,45	0,9
Азот газообразный	тыс.м^3/т	0,012	0,014
Теплоноситель пар	м^3/т	1,4	1,5

Таблица В.32 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве смазки олеол-М

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Глицерин дистиллированный	кг/т	–	250
Кислота олеиновая Б	т/т	0,08	0,74
Теплоноситель пар	м^3/т	1	1,1
Пар	Гкал /т	0,8	1,3
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,022	0,13
Азот газообразный	тыс.м^3/т	0,02	0,04

Таблица В.33 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве сульфонола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,651	0,890
Вода оборотная	тыс. м^3/т	0,098	0,134
Пар	Гкал/т	5,06	6,92

Таблица В.34 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Высшие жирные спирты	кг/т	–	200
Линейные алкилбензолы	кг/т	–	750
Этоксилаты жирных спиртов	кг/т	520	565
Сера	кг/т	–	102
Электроэнергия	кВт·ч/т	140	240
Пар	Гкал/т	0,14	0,69
Газ природный	куб м/т	–	180

Таблица В.35 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	180,6	996,0
Высшие жирные спирты	кг/т	169,0	825,4
МЭГ, ДЭГ	кг/т	135	550
Метанол, метилкарбитол	кг/т	24	245
Электроэнергия	кВт·ч/т	39	145
Пар	Гкал/т	0,01	0,7

Таблица В.36 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве этаноламинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	727	891
Аммиак	кг/т	132	329
Пар	Гкал/т	1,65	2,37
Азот	$нм^3$/т	25	45
Электроэнергия	кВт·ч/т	125	157
Сжатый воздух	$нм^3$/т	34	34

Таблица В.37 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве эмульгаторов ОП

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	481	755
Алкилфенолы (нонилфенол)	кг/т	260	526

Окончание таблицы В.37

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Едкий натр	кг/т	1,4	2
Уксусная кислота	кг/т	0,65	1,5
Пар	Гкал/т	1,05	1,19
Азот	нм^3/т	96	110
Электроэнергия	кВт·ч/т	26	26
Сжатый воздух	нм^3/т	32	35

Таблица В.38 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве синтамида-5К

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	–	522
Моноэтаноламин	кг/т	–	101
Кокосовое масло	кг/т	317	320
Гидразин гидрат	кг/т	–	16
Ортофосфорная кислота	кг/т	–	15,5
Пар	Гкал/т	–	2
Азот	нм^3/т	200	223
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	45
Сжатый воздух	нм^3/т	–	53

Таблица В.39 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметилэтаноламина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	536	540
Диметиламин	кг/т	585	595
Пар	Гкал/т	5,5	6,5
Азот	нм^3/т	–	270
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	322
Сжатый воздух	нм^3/т	–	90

Таблица В.40 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве метилдиэтаноламина и метилдиэтаноламина модифицированного

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т МДЭА		Расход на 1 т МДЭАмс	
		Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный
Окись этилена	кг/т	824	830	–	–
Монометиламин	кг/т	292	298	–	–
OASE Promoted S01	кг/т	–	–	12,54	12,54
-N-(2-гидроксиэтил) пиперазин	кг/т	–	–	154	378
Пиперазин 100%	кг/т	–	–	70	335
Пиперазин 68%	кг/т	–	–	106	606
Конденсат	кг/т	–	–	5	180
Метилдиэтаноламин	кг/т	–	–	404	988
Пар	Гкал/т	2,0	2,6	0,1	1,5
Азот	нм^3/т	37	42	50	135
Электроэнергия	кВт·ч/т	190	256	55	75
Сжатый воздух	нм^3/т	–	18	–	18

Таблица В.41 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве поликарбоксилатов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Макромономер	кг/т	450	455
Акриловая кислота	кг/т	28	46
Гидроксиэтилакрилат	кг/т	9,5	37
Меркаптопропионовая кислота	кг/т	–	2,35
Аммоний надсернокислый	кг/т	–	4,55
Аскорбиновая кислота	кг/т	1,35	1,37
Вода обессоленная	кг/т	–	550
Азот	нм^3/т	15	25
Электроэнергия	кВт·ч/т	100	101
Сжатый воздух	нм^3/т	30	30

Таблица В.42 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве поглотителей сероводорода

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Монометиламин	кг/т	–	340
Параформальдегид	кг/т	100	420
Формалин	кг/т	160	550

Окончание таблицы В.42

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	59	340
Пар	Гкал/т	–	0,4
Азот	нм^3/т	10	25
Электроэнергия	кВт·ч/т	28	80
Сжатый воздух	нм^3/т	5	10

Таблица В.43 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве интенсификаторов помола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Хлористый натрий	кг/т	20	182
Едкий натр	кг/т	20	40
Глицерин	кг/т	30	250
Триэтаноламин	кг/т	10	710
Оксиэтильные производные диметилэтаноламина	кг/т	50	1000
Тиоционат натрия	кг/т	10	225
Кубовая жидкость колонны очистки этиленгликоля	кг/т	70	1000
Моноэтиленгликоль	кг/т	100	100
Диэтиленгликоль	кг/т	150	340
Полиэтиленгликоль	кг/т	–	420
Триизопропаноламин	кг/т	66	650
Уксусная кислота	кг/т	10	171
Декстрин	кг/т	–	2
Пар	Гкал/т	–	0,5
Азот	нм^3/т	–	6
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	12
Сжатый воздух	нм^3/т	–	17

Таблица В.44 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве жидких хлорированных парафинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Парафин	кг/т	431,2	606,9
Хлор	кг/т	705,2	1095
Трибутилфосфат (ТБФ)	кг/т	0,17	0,29

Окончание таблицы В.44

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Масло эпоксидированное растительное	кг/т	6,9	11,4
Смола ЭД-20	кг/т	9,5	10,0
Натр едкий (сода каустическая)	кг/т	3,9	153
Тиосульфат натрия	кг/т	7,2	14,2
Электроэнергия	МВт·ч /т	0,040	0,416
Азот газообразный	тыс. $м^3$ /т	0,063	0,11
Вода оборотная	куб. $м^3$ /т	56,8	513
Пар	Гкал/т	0,15	0,70

Таблица В.45 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве твердого хлорированного парафина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Парафин нефтяной твердый очищенный	кг/т	213,6	400,2
Парафин нефтяной жидкий С14–С17, марка А	кг/т	106,5	107,5
Хлор испаренный	кг/т	–	5000
Уротропин технический	кг/т	–	0,036
Натр едкий	кг/т	29,2	32,2
Натрия гидросульфид	кг/т	8,2	9,6
Смола эпоксидная ЭД-20	кг/т	108,9	110,8
Азот газообразный	тыс. $м^3$/т	–	0,32
Тепловая энергия в паре	Гкал/т	2,35	2,59
Холод минус 30 °С	Гкал/т	0,034	0,043
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,62	0,68

Таблица В.46 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве противоизносных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
АддиТОП СМ-А			
Теплоэнергия	Гкал/т	223	397
Электроэнергия	кВт·ч/т	18838	25132
«Байкат»			
Кислоты жирные талловые	т/т	0,149	0,750
Суммарные жирные кислоты «Депран-СЖК»	т/т	0,106	0,375

Окончание таблицы В.46

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Кислота олеиновая марки С	т/т	–	0,113
Масло талловое легкое	т/т	–	0,113
Кубовый остаток производства бутиловых спиртов	т/т	0,15	0,256
Ткани х/б и смешанные суровые фильтровальные	$м^2$/т	–	0,1
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,02
Вода промышленная	$м^3$/т	–	1
Пар 4,5 кгс/$см^2$	Гкал/т	1	2
Комплексал–ЭКО «Д»			
Кислоты жирные талловые	т/т	–	0,803
Деэмульгатор СНПХ-4410	т/т	0,0021	0,0087
Деэмульгатор Рекод 758	т/т	0,00095	0,0076
Деэмульгатор Реапон-И	т/т	–	0,00030
Реактивное топливо РТ	т/т	0,13	0,20
Реактивное топливо ТС-1	т/т	–	0,060

Таблица В.47 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве депрессорных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Винилацетат стабилизированный	т/т	0,17	0,247
Этилен	т/т	0,25	0,603
Лаурокс	т/т	0,017	0,04
Керосин осветительный марки «КО-20»	т/т	0,64	0,65
Азот газообразный	т/т	–	0,058
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,4
Вода промышленная	$м^3$/т	–	40
Пар 20 кгс/$см^2$	Гкал/т	8	12

Таблица В.48 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве депрессорно-диспергирующих присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Винилацетат стабилизированный	т/т	0,032	0,046
Этилен	т/т	0,048	0,115
Кубовый остаток производства бутиловых спиртов	т/т	0,05	0,27
Бустер (диспергатор парафинов)	т/т	0,54	0,82
Лаурокс	т/т	0,003	0,008
Керосин осветительный марки №КО-20»	т/т	0,122	0,124
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,496
Вода промышленная	$м^3$/т	–	7,6
Пар 4,5 кгс/$см^2$	Гкал/т	8	12
Пар 20 кгс/$см^2$	Гкал/т	1,5	2,3

Таблица В.49 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве добавки к топливу Седиментал-Т

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Экстракт фенольной очистки дистиллятный	т/т	0,73	0,83
Шлам	т/т	0,26	0,33
Электроэнергия	кВт·ч/т	30,5	125,8
Техническая вода (система оборотной воды)	$м^3$/ч	–	28
Пар	Гкал/т	0,29	1,2

Таблица В.50 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве сульфонатных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции					
		Присадка КНД марка А		Присадка КНД марка Б		Присадка Комплексал-30С	
		Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный
Гидрат окиси кальция	т/т	0,19	0,21	0,27	0,29	–	0,28
Сера жидкая	т/т	0,071	0,075	0,072	0,075	–	0,059
Полиалкилбензол	т/т	–	–	–	–	–	0,612
НСА	т/т	–	–	–	–	–	1,10

Окончание таблицы В.50

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции					
		Присадка КНД марка А		Присадка КНД марка Б		Присадка Комплексал-30С	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Углекислый газ	т/т	0,044	0,085	0,052	0,11	–	–
Масло М-11	т/т	0,891	1,06	0,89	1,08	–	–
Бензин в НСА	т/т	–	–	–	–	–	0,28
Фракция 80–180 °С	т/т	0,25	0,28	–	0,25	–	0,17
Отгонный бензин	т/т	0,087	0,16	0,16	0,27	–	0,036
Аммиак	т/т	0,028	0,036	0,024	0,036	–	0,0030
Азот	$м^3$/т	21	29	21	29	–	–
Для всех видов сульфонатных присадок:							
		Минимальный		Максимальный			
Электроэнергия	кВт·ч/т	–		160			
Пар	Гкал/т	1,7		2,5			
Техническая вода (система оборотной воды)	$м^3$/ч	110		180			

Таблица В.51 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве алкилсалицилатных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции							
		Присадка Детерсол-50		Присадка Детерсол-140		Присадка Детерсол-300		Присадка Комплексал-250	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Гидрат окиси кальция	т/т	–	0,13	0,16	0,21	0,42	0,53	0,32	0,37
Фенол	т/т	–	0,13	0,12	0,13	0,14	0,17	0,15	0,20
Масло М-6	т/т	–	0,43	0,51	0,57	0,42	0,49	0,45	0,47
Углекислый газ	т/т	–	0,053	0,12	0,17	0,28	0,45	0,154	0,23
Олигомеры	т/т	–	0,36	0,31	0,35	0,39	0,45	0,37	0,41
НСА	т/т	–	–	–	–	–	–	0,039	0,070
Соляная кислота	т/т	–	0,23	0,18	0,23	0,21	0,25	0,18	0,24
Сода каустическая	т/т	–	0,080	0,069	0,092	0,095	0,11	0,068	0,11
Метанол	т/т	–	–	0,037	0,045	0,087	0,15	0,060	0,044
Изопропиловый спирт	т/т	–	–	0,011	0,014	0,0095	0,013	0,011	0,012
Вода	т/т	–	0,12	0,11	0,12	0,11	0,12	–	0,18

Окончание таблицы В.51

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции							
		Присадка Детерсол-50		Присадка Детерсол-140		Присадка Детерсол-300		Присадка Комплексал-250	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Термолан А	т/т	–	0,0010	0,00032	0,0011	0,00016	0,0012	0,00014	0,00096
Бензин в НСА	т/т	–	–	–	–	–	–	0,027	0,046
Фракция 80–180 °С	т/т	–	0,21	0,18	0,24	0,28	0,37	0,24	0,34
Отгонный бензин	т/т	–	0,036	0,018	0,060	0,030	0,085	0,022	0,11
Амберлист	т/т	–	0,00025	0,00019	0,00029	0,00019	0,00044	0,00019	0,00039
Тулсион	т/т	–	–	–	0,00015	–	0,00047	–	0,00051
Азот	м^3/т	–	142	227,0	251,8	256,2	304,7	221,0	262,7
		Для всех видов алкилсалицилатных присадок:							
		Минимальный				Максимальный			
Электроэнергия	кВт·ч/т	393,3				1235,9			
Пар	Гкал/т	2,2				6,6			
Техническая вода (система оборотной воды)	м^3/ч	–				260			

Таблица В.52 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве 2-этилгексилнитрата

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
2-этилгексанол (2-ЭГ)	кг/т	–	803
Азотная кислота 98%	кг/т	–	434
Серная кислота 91%	кг/т	–	966
Оборотная вода 25 ºС	м^3/т	–	32
Охлаждающая вода 20 ºС	м^3/т	–	45,34
Охлаждающая вода 10 ºС	м^3/т	–	7,47
Пар высокого давления 2,0 МПа(изб.)	кг/т	–	746,7
Пар низкого давления 0,4 МПа(изб.)	кг/т	–	1013,4
Технологическая вода	кг/т	–	1320
Азот давлением 0,6 МПа(изб.)	нм^3/т	–	2,94
Электроэнергия для электропотребителей	МВт·ч/т	–	0,14

Таблица В.53 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве пара-третичного бутилфенола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Фенол синтетический технический	кг/т	–	662
Изобутилен	кг/т	–	387
Катализатор	кг/т	–	0,13

Таблица В.54 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве 1М раствора БТГФ

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Тетрагидрофуран	т/т	–	1000
Стабилизатор	кг/т	–	0,21
Диборан	кг/т	–	17,8

Таблица В.55 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметиламинборана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диборан	т/т	–	0,27
Диметиламин	т/т	–	0,85
Вода дистиллированная	т/т	–	0,4
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	12,43
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	18,3
Сжатый воздух	тыс. $м^3$/т	–	0,002
Вода оборотная	тыс. $м^3$/т	–	0,02
Азот	тыс. $м^3$/т	–	12,7

Таблица В.56 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве метоксидиэтилборана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Триэтилбор	т/т	–	1,06
Метанол	т/т	–	0,36
Катализатор	т/т	–	0,0022
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	3,6
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	8,3
Сжатый воздух	тыс. $м^3$/т	–	0,002
Вода оборотная	тыс. $м^3$/т	–	1,0
Пар	тыс. $м^3$/т	–	0,005
Азот	тыс. $м^3$/т	–	1,0

Таблица В.57 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве триэтилбора

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	т/т	–	1,1
Диборан	т/т	–	0,15
Водород	тыс. $м^3$/т	–	4
Азот	т/т	–	3,75
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	12,41
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	9,0
Сжатый воздух	тыс. $м^3$/т	–	0,002
Вода оборотная	тыс. $м^3$/т	–	1,0
Пар	тыс. $м^3$/т	–	0,005

Таблица В.58 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диметилового эфира

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	1410	1540
Катализатор ионитный формованный	кг/т	–	2
Анионит	кг/т	–	0,12
Цеолит КА-У	кг/т	–	2,2
Раствор едкого натра 0,1%	кг/т	0,12	0,3
Вода оборотная	кг/т	2,56	4,21
Пар	Гкал/т	2,1	3,4
Азот	$нм^3$/т	10	140
Электроэнергия	кВт·ч/т	164	275
Сжатый воздух	$нм^3$/т	10	40

Таблица В.59 – Показатели потребления сырья, материалов и энергетических ресурсов при производстве диэтилового эфира

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т эфира диэтилового марок ч.д.а., ЭМСП, ЭМ		Расход на 1 т эфира диэтилового марок х.ч., ЭНСП, ЭНС	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый денатурированный	дал/т	216	240	256	288
Кислота серная	кг/т	20,93	23,25	24,8	27,9
Натр едкий	кг/т	32,45	64,16	78,83	197,42
Калий марганцовокислый	кг/т	7	23,59	16	51

Окончание таблицы В.59

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т эфира диэтилового марок ч.д.а., ЭМСП, ЭМ		Расход на 1 т эфира диэтилового марок х.ч., ЭНСП, ЭНС	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Натрия тиосульфат	кг/т	4	12,5	10	32
Вода питьевая	$м^3$/т	11,48	12,75	13,6	15,3
Пар	Гкал/т	16,94	17,5	19,04	20,72
Вода техническая	$м^3$/т	249,75	277,5	296	333
Электроэнергия	кВт·ч/т	374	401	419	455

Таблица В.60 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве хладонов

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Хладон-22			
Водород фтористый безводный	т/т	0,51	0,57
Натр едкий очищенный марка А	т/т	0,0048	0,007
Натрия тиосульфат кристаллический	т/т	0,0003	0,0019
Сурьма Су-0, ГОСТ 1089-82	кг/т	0,0004	0,001
Хлор жидкий	т/т	0,4	1,06
Хлороформ	т/т	1,42	1,53
Электроэнергия	кВт·ч/т	23,9	130
Пар	Гкал/т	0,82	2,4
Вода оборотная	$м^3$/т	1	1,02
Вода производственная	$м^3$/т	1	42
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,49	1,1
Холод минус 35 °С	Гкал/т	0,13	0,59
Азот газообразный	$м^3$/т	17	80
Воздух сжатый	$м^3$/т	160	245
Хладон-14			
Фтор	т/т	0,2	0,35
Графит	т/т	0,008	0,009
Уголь	т/т	0,007	0,015
Цеолит	т/т	0,2	0,35
Азот газообразный	$м^3$/т	1000	1350
Азот жидкий	т/т	5,4	7,2
Воздух	$м^3$/т	1400	4350
Электроэнергия	кВт·ч/т	3200	4800
Пар	Гкал/т	0,789	0,795

Продолжение таблицы В.60

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Вода производственная	$м^3$/т	40	100
Хладон-125			
Водород фтористый безводный	т/т	1,22	1,96
Перхлорэтилен	т/т	1,64	3,09
Азот газообразый	$м^3$/т	230	1956
Холод минус 15 °С	Гкал/т	3,49	11,71
Холод минус 35 °С	Гкал/т	0,38	0,96
Электроэнергия	кВт·ч/т	4887	4887
Пар	Гкал/т	8,52	21,09
Вода оборотная	$м^3$/т	294	795
Воздух сжатый	$м^3$/т	2782	5752
Хладон-227еа			
Фтористый водород, марка А	т/т	–	0,17
Гексафторпропилен	т/т	–	1,25
Цеолит общего назначения NaA	т/т	–	0,004
Раствор NaOH	т/т	–	0,04
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	6800
Азот	$м^3$/т	–	300
Воздух сжатый	$м^3$/т	–	15000
Вода оборотная	$м^3$/т	–	300
Холод минус 15 °С	Гкал/т	–	4,6
Холод минус 35 °С	Гкал/т	–	0,82
Хладон-227са			
Фтористый водород	т/т	0,097	0,131
Хладон-226	т/т	1,42	1,93
Раствор NaOH	кг/т	27,03	36,57
Цеолит NaA	кг/т	1,73	2,34
Электроэнергия	кВт·ч/т	7,71	10,43
Воздух	кг/т	1,42	1,93
Вода	$м^3$/т	0,17	0,23
Пар	Гкал/т	6,41	8,67
Рассол минус 15	Гкал/т	1,87	2,53
Хладон-С318 (побочные продукты – хладон-124а, хладон-226)			
Кубовые остатки производства ТФЭ	т/т	–	5
Сырец хладонна-С318	т/т	–	1,15
Цеолит NaA-У	кг/т	–	2,5
Гелий газообразный очищенный	$м^3$/т	–	2
Водород технический	$м^3$/т	–	2,5

Окончание таблицы В.60

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Вода оборотная	м^3/т	–	8
Холод минус 15 °С	Гкал/т	–	14
Пар водяной	Гкал/т	–	25,5
Азот газообразный	м^3/т	–	965
Воздух сжатый	м^3/т	–	15000
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	5889
Хладон-113			
Перхлорэтилен	т/т	1,045	1,05
Фтористый водород	т/т	0,48	0,49
Хлор	т/т	0,43	0,45
Едкий натр	т/т	0,06	0,09
Пятихлористая сурьма	т/т	0,0003	0,0004
Электроэнергия	кВт·ч/т	25	30
Пар	Гкал/т	0,7	0,78
Вода производственная	м^3/т	130	150
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,16	0,2
Холод минус 40 °С	Гкал/т	0,01	0,02
Хладон-142в			
Хлористый винилиден	т/т	1,12	1,15
Олово четырёхвалентное	кг/т	1	1,1
Фтористый водород	т/т	0,59	0,6
Электроэнергия	кВт·ч	15	16
Пар	Гкал/т	0,89	0,9
Вода производственная	м^3/т	215	220
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,12	0,15
Холод минус 40 °С	Гкал/т	0,22	0,25

Таблица В.61 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве спиртов-теломеров

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4	т/т	0,838	1,3
Изопропиловый спирт (ИПС)	т/т	0,571	1,2
ДТБП (перекись дитретичного бутила или дитретбутилпероксида)	т/т	0,049	0,075
Калия гидроокись	т/т	0,0023	0,05
Уголь активированный АГ-3	т/т	0,0015	0,0015

Окончание таблицы В.61

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Уголь активированный рекуперационный АРВ	т/т	0,006	0,006
Азот газообразный	$м^3$/т	275	275
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,635	0,635
Воздух	$м^3$/т	4800	4800
Электроэнергия	кВт·ч/т	9012	9012
Пар	Гкал/т	29	29
Вода производственная	$м^3$/т	160	160
Вода оборотная	$м^3$/т	1143	1143

Таблица В.62 – Показатели потребления сырья и энергоресурсов при производстве гексафторбутанола

Наименование	Единицы измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-6	т/т	1,5	–
Метанол	т/т	1,5	–
Перекись дитретичного бутила или дитретбутилпероксид (ДТБП)	т/т	0,125	–
Калия гидроокись	т/т	0,0066	–
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,69	–
Электроэнергия	кВт·ч/т	17000	–
Пар	Гкалт/	60	–
Вода оборотная	$м^3$/т	4000	–

Таблица В.63 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ)

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Йод технический, ГОСТ 545-76 марка А, Б, масса или йод, ГОСТ 4159-79 ч, чда	т	1,241	1,679
Мономер-4, СТП 146-058079602008	т	1,139	1,541
Натрия тиосульфат кристаллический ГОСТ 244-76 высший сорт или по ГОСТ 27068-86 ч	кг	42,5	57,5
Азот газообразный	$нм^3$	2,68	3,62
Вода оборотная	$м^3$	637,5	862,5
Вода высокоочищенная	$м^3$	1,377	1,863
Электроэнергия	кВт·ч	3187,5	4312,5
Пар	Гкал	1,34	1,82

Таблица В.64 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве мономеров

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4			
Дифторхлорметан (хладон-22)	т/т	2,07	2,697
Натр едкий очищенный марка А	т/т	0,01	0,012
Триэтиламин технический	кг/т	0,79	2,12
Цеолит NaA марка А	кг/т	0,04	0,22
Электроэнергия	кВт·ч/т	1750	2093
Энергия тепловая, пар	Гкал/т	2,7	3,8
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,81	1,41
Холод минус 35 °С	Гкал/т	1,49	2,15
Вода оборотная	$м^3$/т	102	136
Воздух сжатый	$м^3$/т	128	471
Азот газообразный	$м^3$/т	52	173
Мономер-2			
Хладон Х 142в	т/т	2,01	2,03
Натр едкий	т/т	0,01	0,017
Электроэнергия	кВт·ч/т	4150	4180
Пар	Гкал/т	2,17	2,2
Вода производственная	$м^3$/т	600	750
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,6	0,7
Холод минус 40 °С	Гкал/т	0,95	0,98
Мономер-3			
Хладон Х 113	т/т	0,695	0,7
Цинковый порошок	т/т	1,86	1,9
Электроэнергия	кВт·ч/т	125	130
Пар	Гкал/т	1,9	2
Вода производственная	$м^3$/т	580	590
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,6	0,65
Холод минус 40 °С	Гкал/т	0,34	0,36

Таблица В.65 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве тетрафторэтилметилового эфира

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4	т/т	1,1	–
Метанол	т/т	0,9	–
Калия гидроокись	т/т	0,016	–
Высокоочищенная вода	$м^3$/т	1	–
Холод минус 15 °С	Гкал/т	0,63	–

Окончание таблицы В.65

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	кВт·ч/т	3000	–
Пар	Гкал/т	10	–

Таблица В.66 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве перфторкислот (ФОП)

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Водород фтористый безводный	т/т	4,44	24,73
Диметилфталат	кг/т	2336,0	8533,33
Электроэнергия	кВт·ч/т	100000	100000
Энергия тепловая в паре	Гкал/т	1,25	1,33
Холод минус 15 °С	Гкал/т	4,095	4,1
Холод минус 35 °С	Гкал/т	69,85	236,29
Вода оборотная	$м^3$/т	60	60
Воздух сжатый	$м^3$/т	142	142
Азот газообразный	$м^3$/т	1000	1000

Таблица В.67 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве метилена хлористого технического

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/т	336	425
Хлор	т/т	2,08	2,43
Кислота соляная из абг. неочищ.*	кг/т	4029,2*	4372,6*
Кальций хлористый техн.*	кг/т	1,44*	1,72*
Аммиак синтет. жидкий *	кг/т	2,05*	2,85*
Электроэнергия	кВт·ч/т	273	777
Пар	Гкал/т	0,6	2,42
Азот	$м^3$/т	141	150
Воздух сжатый	$м^3$/т	440	462
Глубокообессоленная вода	$м^3$/т	0,4	0,42
Производственная вода	$м^3$/т	0,8	27
Оборотная вода	$м^3$/т	361	495
Холод –15 °С	Гкал/т	0,08	0,3
* – в зависимости от организации процесса данный ресурс может не использоваться			

Таблица В.68 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве хлористого этила

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый синтетический технический денатурированный	дкл	115,0	120,8
Кислота соляная из абгазов производства хлороформа	т/т	2,7	2,8
Электроэнергия	кВт·ч/т	830	875
Пар	Гкал/т	4,5	4,7
Азот (низкого давления)	$м^3$/т	340	357
Воздух сжатый	$м^3$/т	1200	1260
Производственная вода	$м^3$/т	1,5	1,6
Оборотная вода	$м^3$/т	900	945
Холод –15 °С	Гкал/т	0,3	0,31
Холод –40 °С	Гкал/т	0,33	0,35

Таблица В.69 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве хлороформа метанового

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Хлор	т/т	2,22	2,43
Природный газ	$м^3$	184,6	425,1
Водород	$м^3$	89,5	90,1
Изоамилен	кг/т	0,02	0,032
Натр едкий	т/т	0,01	0,11
Натрия тиосульфат кристаллический	т/т	0,0045	0,0083
Кислота серная-олеум улуч. 24% *	т/т	0,065	0,088
Кислота соляная абгазная неочищ. *	т/т	4,26	4,27
Аммиак синтет. жидкий *	кг/т	2,74	3,81
Амилен *	кг/т	0,027	0,036
Серная кислота отработ.–отход *	кг/т	66,6	83,9
Кубовые остатки метиленхлорида*	кг/т	171,2	294,9
Кальций хлористый техн.	кг/т	0,87	1,07
Азот газообразный (высокого давления)	$м^3$/т	5,09	10
Азот газообразный (низкого давления)	$м^3$/т	31,2	69,4
Воздух сжатый	$м^3$/т	394,3	613,6
Вода глубокообессоленная	$м^3$/т	0,05	0,59
Вода производственная зима	$м^3$/т	1,5	42,27
Вода производственная лето	$м^3$/т	1,5	30

Окончание таблицы В.69

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Энергия тепловая в паре зима	Гкал/т	2,3	2,6
Энергия тепловая в паре лето	Гкал/т	1,27	2,35
Вода оборотная зима	м³/т	582,5	674,1
Вода оборотноая лето	м³/т	544	700
Холод –15 °С	Гкал/т	0,1	0,25
Электроэнергия	кВт·ч/т	477,5	679,6
* – в зависимости от организации процесса данный ресурс может не использоваться.			

Таблица В.70 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве четыреххлористого углерода

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/ч	374,76	418,23
Хлор	т/ч	2,4	2,43
Электроэнергия	кВт·ч/т	90	110
Пар	Гкал/т	5,5	6,5
Вода оборотная	$м^3$/т	570	650

Таблица В.71 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве тетраэтоксисилана

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Четыреххлористый кремний или тетрахлорид кремния	т/т	0,841	0,842
Спирт этиловый абсолютированный	$м^3$/т	1,1	1,11
Пропилена окись техническая	т/т	0,00136	0,00137
Натр едкий технический	т/т	0,0095	0,0097
Потребление оборотной воды	$м^3$/т	306	308
Потребление оборотной технологической воды	$м^3$/т	0,0325	0,033
Потребление пара 1,2 МПа	Гкал/т	0,575	0,576
Потребление холода минус 20 °С	Гкал/т	0,286	0,287
Потребление электроэнергии	кВт·ч/т	145	146

Таблица В.72 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве этилсиликата

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход, на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Четыреххлористый кремний или тетрахлорид кремния	т/т	1,11	1,13
Спирт этиловый синтетический технический и денатурированный	$м^3$/т	0,9	0,93
Спирт этиловый абсолютированный	$м^3$/т	0,11	0,12
Спирт этиловый синтетический денатурированный	$м^3$/т	1,01	1,03
Пропилена окись техническая	т/т	0,0038	0,0039
Уголь активированный древесный	т/т	0,0002	0,00025
Натр едкий технический	т/т	0,0095	0,01
Потребление оборотной воды	$м^3$/т	115	117
Потребление оборотной технологической воды	$м^3$/т	2	2,2
Потребление пара 1,2 МПа	Гкал/т	1,1	1,15
Потребление холода минус 20 °С	Гкал/т	0,02174	0,21735
Потребление электроэнергии	кВт·ч/т	582,48	583

Таблица В.73 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве ацетонанила-Н

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Анилин технический	кг/т	518,5	530,8
Ацетон технический	кг/т	744	796,7
Толуол нефтяной	кг/т	7,5	16,8
Натр едкий технический	кг/т	730	820,7
Кислота соляная абгазная	кг/т	310	347,1
Пар	Гкал/т	6,74	8,99
Оборотная вода	тыс.$м^3$/т	0,78	1,04
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,24	0,32
Рассол	Гкал/т	0,72	0,96

Таблица В.74 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве дифенилгуанилина

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Натрий цианистый	кг/т	269,4	295,5
Масло компрессорное КС-19п	кг/т	7,89	13
Песок перлитовый	$м^3$/т	0,055	0,056
Уголь активный ОУ-А	кг/т	9,91	11,02

Окончание таблицы В.75

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Анилин	кг/т	942	999,4
Натр едкий	кг/т	271,2	274,0
Хлор жидкий	кг/т	399,2	400,0
Соляная кислота абгазная	кг/т	129,7	130,0
Пар	Гкал/т	2,08	3,2
Вода речная	тыс.м^3/т	0,03	0,039
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,428	0,745
Холод – 20 °С	Гкал/т	–	0,17

Таблица В.75 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве средств защиты растений

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	м^3/час	–	800
Электричество	кВт·ч	203	1150
Питьевая вода	м^3/сутки	116	135

В.4 Наилучшие доступные технологии, направленные на повышение энергоэффективности, оптимизацию и сокращение ресурсопотребления

Таблица В.76 – Наилучшие доступные технологии, направленные на повышение энергоэффективности, оптимизацию и сокращение ресурсопотребления

Номер НДТ	Наименование НДТ
НДТ 14	Учет методов повышения энергоэффективности, изложенных в ИТС 48
НДТ 15	Снижение потребления энергоресурсов (тепла или пара) путем использования вторичных энергоресурсов: тепла отходящих газов и низкопотенциального пара
НДТ 16	Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом
НДТ 17	Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны и т. д.)

В.5 Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности

Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве продукции тонкого органического синтеза приведены в таблицах В.77–В.151 соответственно.

Таблица В.77 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве технического сероуглерода

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Жидкая сера	кг/т	–	1705
Природный газ (сырье)	тыс. $м^3$/т	–	0,35
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	45,9
Природный газ (топливо)	тыс. $м^3$/т	–	0,24

Таблица В.78. – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве амилового ксантогената калия

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Спирт амиловый технический	кг/т	–	431,9
Калий едкий 100%	кг/т	–	290,2
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	372,05
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	281,39
Пар	Гкал/т	–	1,15

Таблица В.79. – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве бутилового ксантогената калия

Наименование	Единицы измерения	Расход	
		Минимальный	Максимальный
Спирт бутиловый технический	кг/т	–	370,76
Калий едкий 100%	кг/т	–	318,44
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	400,70
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	283,6
Пар	Гкал/т	–	1,17

Таблица В.80 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве диметилдитиокарбамата натрия

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диметиламин технический	кг/т	–	324,09
Натр едкий 100%	кг/т	–	286,56
Сероуглерод синтетический технический	кг/т	–	544,30
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	160,30
Пар	Гкал/т	–	1,26

Таблица В.81 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве кормового метионина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Натр едкий 100 %	кг/т	–	770,92
Кислота серная, 100%	кг/т	–	1005
Метанол	кг/т	–	314,59
Сероводород, 100%	кг/т	–	442,89
Пропилен	кг/т	–	509,21
Природный газ (сырье)	нм^3/т	–	413,37
Аммиак сжиженный	кг/т	–	230,64
Пар	Гкал/т	–	4,21
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	1203,4
Природный газ (топливо)	нм^3/т	–	160,63

Таблица В.82 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве α-олефинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Высокотемпературный процесс			
Этилен	кг/т	–	1140
Электроэнергия	кВт·ч/т	1075,7	1183,2
Теплоэнергия	Гкал/т	2,49	2,74
Топливный газ	кг.у.т./т	1200,9	1320,95
Низкотемпературный процесс			
Этилен	кг/т	0,67	1,33
Изопентан	кг/т	–	0,007
Теплоэнергия	кг/т	1007,5	1320,8
Электроэнергия	кВт·ч/т	1200	1600
Топливный газ	нм^3/т	31,8	66,3

Таблица В.83 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве дициклопентадиена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Дициклопентадиен-концентрат	кг/т	2320	2552
Электроэнергия	кВт·ч/т	32,8	36,63
Теплоэнергия	Гкал/т	3,43	3,8

Таблица В.84 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве неодеканоата неодима

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
49,5-процентный раствор нитрата неодима	кг/т	–	279,4
Неодекановая кислота	кг/т	–	222,6
Гексан	кг/т	–	289,7
Аммиачная вода	кг/т	–	208,2
Электроэнергия	кВт·ч/т	209	229,9
Теплоэнергия	Гкал/т	6,4	7,04

Таблица В.85 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве алкилфенолов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Тримеры пропилена	кг/т	–	626
Фенол	кг/т	–	439
Электроэнергия	кВт·ч/т	75,16	82,68
Теплоэнергия	Гкал/т	1,112	1,223

Таблица В.86 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве оксиэтилированных алкилфенолов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Моноалкилфенолы	кг/т	293,5	668
Этилена окись очищенная	кг/т	400	719
Электроэнергия	кВт·ч/т	20,8	22,88
Теплоэнергия	Гкал/т	0,213	0,234

Таблица В.87 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве циклогексана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Бензол	кг/т	–	758
Гексановый растворитель	кг/т	–	203
Водород	кг/т	–	118,82
Электроэнергия	кВт·ч/т	201,4	221,54
Теплоэнергия	Гкал/т	2,2	2,46

Таблица В.88 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве тримеров и тетрамеров пропилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропилен	кг/т	1133	1135
Электроэнергия	кВт·ч/т	81,35	89,50
Теплоэнергия	Гкал/т	1,45	1,6

Таблица В.89 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве ДИБАГ

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Изобутилен	кг/т	1150	1150
Водород	нм^3/т	1100	1100
Порошок алюминиевый АСД-Т	кг/т	219,5	220
ТИБА	кг/т	530	530
Электроэнергия	кВт·ч/т	1373	1510,3

Таблица В.90 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве гексанового растворителя

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метод гидроочистки и ректификации			
Гексановая фракция	кг/т	1016	1105
Водород	кг/т	8,6	17
Электроэнергия	кВт·ч/т	92,46	101,75
Теплоэнергия	Гкал/т	1,14	1,26
Топливный газ	кг.у.т./т	34,89	42,78
Метод гидрирования			
Гексан	кг/т	1000	1100
Водород	кг/т	17	18,7
Электроэнергия	кВт·ч/т	42,2	46,42
Теплоэнергия	Гкал/т	0,17	0,187

Таблица В.91 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве этилцеллозольва

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый	дкл/т	–	64,5
Этилена окись	кг/т	–	630
Электроэнергия	кВт·ч/т	40,02	44,022
Теплоэнергия	Гкал/т	4,608	5,069

Таблица В.92 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве этилалюминийсесквихлорида

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Порошок алюминиевый ПА-1	кг/т	259,5	270
Этил хлористый	кг/т	1100	1210
Электроэнергия	кВт·ч/т	527	579,7
Теплоэнергия	Гкал/т	2,1	2,31

Таблица В.93 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве полиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этиленгликоль	кг/т	104	315
Окись этилена	кг/т	700	913
Диэтиленгликоль	кг/т	168,8	536,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	27	29,7
Теплоэнергия	Гкал/т	0,278	0,306

Таблица В.94 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве пропиленгликоля

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропилена окись	кг/т	–	800
Вода	кг/т	–	1157,4
Электроэнергия	кВт·ч/т	600	660
Теплоэнергия	Гкал/т	2,58	2,84

Таблица В.95 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	7,8	63,9
Окись этилена	кг/т	981	1039,69
Электроэнергия	кВт·ч/т	80	88
Теплоэнергия	Гкал/т	0,28	0,308

Таблица В.96 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Металлиловый спирт	кг/т	31,815	31,82
Окись этилена	кг/т	983,5	1038,35
Электроэнергия	кВт·ч/т	284,4	312,84
Теплоэнергия	Гкал/т	0,28	0,31

Таблица В.97 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве простых полиэфиров полимеризацией окисей алкиленов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Оксид пропилена	кг/т	–	1000
Оксид этилена	кг/т	–	192
Электроэнергия	кВт·ч/т	76,55	84,21
Теплоэнергия	Гкал/т	0,245	0,27

Таблица В.98 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве простых полиэфиров полиприсоединением к моноэтиленгликолю окиси пропилена и окиси этилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилена окись очищенная	кг/т	–	306
Пропилена окись техническая	кг/т	–	692
Электроэнергия	кВт·ч/т	20,5	22,55
Теплоэнергия	Гкал/т	0,5	0,55

Таблица В.99 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве триэтилалюминия из этилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	кг/т	–	1020
Алюминиевый порошок	кг/т	–	292
Водород технический	$м^3$/т	–	900
Электроэнергия	кВт·ч/т	10925	12017,5
Теплоэнергия	Гкал/т	27	29,7
Топливный газ	кг.у.т./т	1,137	1,25

Таблица В.100 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве триэтилалюминия из изобутилена

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Изобутилен	кг/т	980	1064
Алюминий средней дисперсности с добавлением титана (АСД-Т)	кг/т	252	270
Водород	$м^3$/т	1140	1140
Этилен	кг/т	–	1100
Пар	Гкал/т	–	5,2
Электроэнергия	кВт·ч/т	5874	7300

Таблица В.101 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве триизобутилалюминия

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Производство ТИБА высококонцентрированного			
Изобутилен	кг/т	1700	1700
Порошок алюминиевый	кг/т	160	160
Водород	$м^3$/т	778	778
Электроэнергия	кВт·ч/т	6632	7295
Теплоэнергия	Гкал/т	22	24
Вода оборотная	$м^3$/т	1400	1540
Топливный газ	кгут/т	1598	1758
Производство ТИБА			
Изобутилен	кг/т	1344	1478,4
Порошок алюминиевый	кг/т	154,5	169,95
Толуол	кг/т	800	880
Водород	$нм^3$/т	900	990
Электроэнергия	кВт·ч/т	1005	1106
Теплоэнергия	Гкал/т	2,074	2,281
Производство эфирата ТИБА			
Изобутилен	кг/т	1199	1318,9
Водород	$нм^3$/т	850	935
Порошок алюминиевый	кг/т	135,5	149,05
ТИБА	кг/т	880	968
Электроэнергия	кВт·ч/т	1004,94	1105,43
Теплоэнергия	Гкал/т	2,074	2,281

Таблица В.102 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве очищенного пропана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Пропановая фракция	кг/т	1231	1850
Электроэнергия	кВт·ч/т	180	198
Топливный газ	кг.у.т./т	92,3	101,53

Таблица В.103 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве терефталоилхлорида-Т чешуированного

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
П-ксилол нефтяной	кг/т	–	370
Хлор жидкий	кг/т	–	1300
Кислота терефталевая	кг/т	–	490
Электроэнергия	МВт·ч/т	–	1,8
Пар	Гкал/т	–	18

Таблица В.104 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве ингибитора коррозии Викор ИСК-Д

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Уротропин технический	т/т	0,24	0,241
Кислота соляная	т/т	0,26	0,3
Парафины хлорированные жидкие ХП-470	т/т	0,068	0,072
Пар	Гкал/т	0,9	1
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,013	0,015

Таблица В.105 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве каустамина-15

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диметиламин технический	т/т	0,362	0,37
Эпихлоргидрин	т/т	0,671	0,68
Пар	Гкал/т	1,02	1,03
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,01	0,0123

Таблица В.106 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве водорастворимого полиэлектролита ВПК-402

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Аллил хлористый	кг/т	–	1040
Диметиламин	кг/т	–	300
Натр едкий	кг/т	–	271
Электроэнергия	МВт·ч/т	–	1,1
Пар	Гкал/т	–	3,8

Таблица В.107 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве оксилина-6

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Эпихлоргидрин	т/т	1,05	1,10
Глицерин дистиллированный	кг/т	60	70
Толуол нефтяной	т/т	0,14	0,22
Натр едкий	т/т	0,133	0,170
Пар	Гкал /т	1,1	1,3
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,45	0,9

Таблица В.108 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве смазки олеол-М

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Глицерин дистиллированный	кг/т	–	250
Кислота олеиновая Б	т/т	0,08	0,74
Пар	Гкал /т	0,8	1,3
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,022	0,13

Таблица В.109 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве сульфонола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,651	0,890
Вода оборотная	тыс.$м^3$/т	0,098	0,134
Пар	Гкал/т	5,06	6,92

Таблица В.110 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Высшие жирные спирты	кг/т		200
Линейные алкилбензолы	кг/т	–	750
Этоксилаты жирных спиртов	кг/т	520	565
Сера	кг/т	–	102
Электроэнергия	кВт·ч/т	140	240
Пар	Гкал/т	0,14	0,69

Таблица В.111 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	180,6	996,0
Высшие жирные спирты	кг/т	169,0	825,4
МЭГ, ДЭГ	кг/т	135	550
Метанол, метилкарбитол	кг/т	24	245
Электроэнергия	кВт·ч/т	39	145
Пар	Гкал/т	0,01	0,7

Таблица В.112 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве этаноламинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	727	891
Аммиак	кг/т	132	329
Пар	Гкал/т	1,65	2,37
Электроэнергия	кВт·ч/т	125	157

Таблица В.113 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве эмульгаторов ОП

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	481	755
Алкилфенолы (нонилфенол)	кг/т	260	526
Пар	Гкал/т	1,05	1,19
Электроэнергия	кВт·ч/т	26	26

Таблица В.114 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве синтамида-5К

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	–	522
Моноэтаноламин	кг/т	–	101
Кокосовое масло	кг/т	317	320
Пар	Гкал/т	–	2
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	45

Таблица В.115 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве диметилэтаноламина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Окись этилена	кг/т	536	540
Диметиламин	кг/т	585	595
Пар	Гкал/т	5,5	6,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	322

Таблица В.116 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве метилдиэтаноламина и метилдиэтаноламина модифицированного

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т МДЭА		Расход на 1 т МДЭАмс	
		Мини-мальный	Макси-мальный	Мини-мальный	Макси-мальный
Окись этилена	кг/т	824	830	–	–
Монометиламин	кг/т	292	298	–	–
-N-(2-гидроксиэтил) пиперазин	кг/т	–	–	154	378
Пиперазин 100%	кг/т	–	–	70	335
Пиперазин 68%	кг/т	–	–	106	606
Метилдиэтаноламин	кг/т	–	–	404	988
Пар	Гкал/т	2,0	2,6	0,1	1,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	190	256	55	75

Таблица В.117– Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве поликарбоксилатов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Макромономер	кг/т	450	455
Акриловая кислота	кг/т	28	46
Электроэнергия	кВт·ч/т	100	101

Таблица В.118 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве поглотителей сероводорода

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Монометиламин	кг/т	–	340
Параформальдегид	кг/т	100	420
Формалин	кг/т	160	550
Метанол	кг/т	59	340
Пар	Гкал/т	–	0,4
Электроэнергия	кВт·ч/т	28	80

Таблица В.119 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве интенсификаторов помола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Хлористый натрий	кг/т	20	182
Глицерин	кг/т	30	250
Триэтаноламин	кг/т	10	710
Оксиэтильные производные диметилэтаноламина	кг/т	50	1000
Тиоционат натрия	кг/т	10	225
Кубовая жидкость колонны очистки этиленгликоля	кг/т	70	1000
Моноэтиленгликоль	кг/т	100	100
Диэтиленгликоль	кг/т	150	340
Полиэтиленгликоль	кг/т	–	420
Триизопропаноламин	кг/т	66	650
Уксусная кислота	кг/т	10	171
Пар	Гкал/т	–	0,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	12

Таблица В.120 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве жидких хлорированных парафинов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Парафин	кг/т	431,2	606,9
Хлор	кг/т	705,2	1095
Натр едкий (сода каустическая)	кг/т	3,9	153
Электроэнергия	МВт·ч /т	0,040	0,416
Пар	Гкал/т	0,15	0,70

Таблица В.121 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве твердого хлорированного парафина

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Парафин нефтяной твердый очищенный	кг/т	213,6	400,2
Парафин нефтяной жидкий С14–С17, марка А	кг/т	106,5	107,5
Хлор испаренный	кг/т	–	5000
Смола эпоксидная марки ЭД-20	кг/т	108,9	110,8
Тепловая энергия, пар	Гкал/т	2,35	2,59
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,62	0,68

Таблица В.122 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве противоизносных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
АддиТОП СМ-А			
Теплоэнергия	Гкал/т	223	397
Электроэнергия	кВт·ч/т	18838	25132
«Байкат»			
Кислоты жирные талловые	т/т	0,149	0,750
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,02
Пар	Гкал/т	1	2
Комплексал-ЭКО «Д»			
Кислоты жирные талловые	т/т	–	0,803
Реактивное топливо	т/т	0,13	0,80

Таблица В.123 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве депрессорных присадкок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Винилацетат стабилизированный	т/т	0,17	0,247
Этилен	т/т	0,25	0,603
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,4
Пар	Гкал/т	8	12

Таблица В.124 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве депрессорно-диспергирующих присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Винилацетат стабилизированный	т/т	0,032	0,046
Этилен	т/т	0,048	0,115
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	0,496
Пар	Гкал/т	9,5	14,3

Таблица В.125 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве добавки к топливу Седиментал-Т

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Экстракт фенольной очистки дистиллятный	т/т	0,73	0,83
Электроэнергия	кВт·ч/т	30,5	125,8
Пар	Гкал/т	0,29	1,2

Таблица В.126 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве сульфонатных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	160
Пар	Гкал/т	1,7	2,5

Таблица В.127 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве алкилсалицилатных присадок

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Электроэнергия	кВт·ч/т	393,3	1235,9
Пар	Гкал/т	2,2	6,6

Таблица В.128 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве 2-этилгексилнитрата

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
2-этилгексанол (2-ЭГ)	кг/т	–	803
Азотная кислота 98%	кг/т	–	434
Серная кислота 91%	кг/т	–	966
Пар	кг/т	–	1760,1
Технологическая вода	кг/т	–	1320
Азот давлением 0,6 МПа(изб.)	$нм^3$/т	–	2,94
Электроэнергия для электропотребителей	МВт·ч/т	–	0,14

Таблица В.129 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве пара-третичного бутилфенола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Фенол синтетический технический	кг/т	–	662
Изобутилен	кг/т	–	387

Таблица В.130 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве 1М раствора БТГФ

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Тетрагидрофуран	т/т	–	1000
Диборан	кг/т	–	17,8

Таблица В.131 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве диметиламинборана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Диборан	т/т	–	0,27
Диметиламин	т/т	–	0,85
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	12,43
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	18,3

Таблица В.132 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве метоксидиэтилборана

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Триэтилбор	т/т	–	1,06
Метанол	т/т	–	0,36
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	3,6
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	8,3
Пар	тыс. $м^3$/т	–	0,005

Таблица В.133 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве триэтилбора

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Этилен	т/т	–	1,1
Диборан	т/т	–	0,15
Водород	тыс. $м^3$/т	–	4
Электроэнергия	тыс. кВт·ч/т	–	12,41
Природный газ	тыс. $м^3$/т	–	9,0
Пар	тыс. $м^3$/т	–	0,005

Таблица В.134 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве диметилового эфира

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Метанол	кг/т	1410	1540
Пар	Гкал/т	2,1	3,4
Электроэнергия	кВт·ч/т	164	275

Таблица В.135 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве диэтилового эфира

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т эфира диэтилового марок ч.д.а., ЭМСП, ЭМ		Расход на 1 т эфира диэтилового марок х.ч., ЭНСП, ЭНС	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый денатурированный	дал/т	216	240	256	288
Кислота серная	кг/т	20,93	23,25	24,8	27,9
Натр едкий	кг/т	32,45	64,16	78,83	197,42
Калий марганцовокислый	кг/т	7	23,59	16	51
Натрия тиосульфат	кг/т	4	12,5	10	32

Таблица В.136 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве хладонов

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Хладон-22			
Водород фтористый безводный	т/т	0,51	0,57
Хлор жидкий	т/т	0,4	1,06
Хлороформ	т/т	1,42	1,53
Электроэнергия	кВт·ч/т	23,9	130
Пар	Гкал/т	0,82	2,4
Хладон-14			
Фтор	т/т	0,2	0,35
Электроэнергия	кВт·ч/т	3200	4800
Пар	Гкал/т	0,789	0,795
Хладон-125			
Водород фтористый безводный	т/т	1,22	1,96
Перхлорэтилен	т/т	1,64	3,09
Электроэнергия	кВт·ч/т	4887	4887
Пар	Гкал/т	8,52	21,09
Хладон-227еа			

Окончание таблицы В.136

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Фтористый водород, марка А	т/т	–	0,17
Гексафторпропилен	т/т	–	1,25
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	6800
Хладон-227са			
Фтористый водород	т/т	0,097	0,131
Хладон 226	т/т	1,42	1,93
Электроэнергия	кВт·ч/т	7,71	10,43
Пар	Гкал/т	6,41	8,67
Хладон-С318 (побочные продукты – хладон-124а, хладон-226)			
Кубовые остатки производства ТФЭ	т/т	–	5
Сырец хладонна С318	т/т	–	1,15
Пар водяной	Гкал/т	–	25,5
Электроэнергия	кВт·ч/т	–	5889
Хладон 113			
Перхлорэтилен	т/т	1,045	1,05
Фтористый водород	т/т	0,48	0,49
Электроэнергия	кВт·ч/т	25	30
Пар	Гкал/т	0,7	0,78
Хладон 142в			
Хлористый винилиден	т/т	1,12	1,15
Олово четырёхвалентное	кг/т	1	1,1
Фтористый водород	т/т	0,59	0,6
Электроэнергия	кВт·ч	15	16
Пар	Гкал/т	0,89	0,9

Таблица В.137 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве спиртов-теломеров

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4	т/т	0,838	1,3
Изопропиловый спирт (ИПС)	т/т	0,571	1,2
ДТБП (перекись дитретичного бутила или дитретбутилпероксида)	т/т	0,049	0,075
Электроэнергия	кВт·ч/т	9012	9012
Пар	Гкал/т	29	29

Таблица В.138 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве гексафторбутанола

Наименование	Единицы измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-6	т/т	1,5	–
Метанол	т/т	1,5	–
Перекись дитретичного бутила или дитретбутилпероксид (ДТБП)	т/т	0,125	–
Электроэнергия	кВт·ч/т	17000	–
Пар	Гкалт/	60	–

Таблица В.139 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве 1,4-дийодперфторбутана (ДЙПФБ)

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Йод	т	1,241	1,679
Мономер-4	т	1,139	1,541
Электроэнергия	кВт·ч	3187,5	4312,5
Пар	Гкал	1,34	1,82

Таблица В.140 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве мономеров

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4			
Дифторхлорметан (хладон-22)	т/т	2,07	2,697
Электроэнергия	кВт·ч/т	1750	2093
Энергия тепловая, пар	Гкал/т	2,7	3,8
Мономер-2			
Хладон 142в	т/т	2,01	2,03
Электроэнергия	кВт·ч/т	4150	4180
Пар	Гкал/т	2,17	2,2
Мономер-3			
Хладон 113	т/т	0,695	0,7
Цинковый порошок	т/т	1,86	1,9
Электроэнергия	кВт·ч/т	125	130
Пар	Гкал/т	1,9	2

Таблица В.141 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве тетрафторэтилметилового эфира

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Мономер-4	т/т	1,1	–
Метанол	т/т	0,9	–
Электроэнергия	кВт·ч/т	3000	–
Пар	Гкал/т	10	–

Таблица В.142 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве перфторкислот (ФОП)

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Водород фтористый безводный	т/т	4,44	24,73
Диметилфталат	кг/т	2336,0	8533,33
Электроэнергия	кВт·ч/т	100000	100000
Энергия тепловая, пар	Гкал/т	1,25	1,33

Таблица В.143 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве метилена хлористого технического

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/т	336	425
Хлор	т/т	2,08	2,43
Кислота соляная из абг. неочищ.*	кг/т	4029,2*	4372,6*
Электроэнергия	кВт·ч/т	273	777
Пар	Гкал/т	0,6	2,42
* – в зависимости от организации процесса данный ресурс может не использоваться.			

Таблица В.144 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве хлористого этила

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Спирт этиловый синтетический технический денатурированный	дкл	115,0	120,8
Кислота соляная из абгазов производства хлороформа	т/т	2,7	2,8
Электроэнергия	кВт·ч/т	830	875
Пар	Гкал/т	4,5	4,7

Таблица В.145 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве хлороформа метанового

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Хлор	т/т	2,22	2,43
Природный газ	м³	184,6	425,1
Водород	м³	89,5	90,1
Кислота соляная абгазная неочищ *	т/т	4,26	4,27
Энергия тепловая, пар	Гкал/т	1,27	2,6
Электроэнергия	кВт·ч/т	477,5	679,6
* – в зависимости от организации процесса данный ресурс может не использоваться.			

Таблица В.146 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве четыреххлористого углерода

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/ч	374,76	418,23
Хлор	т/ч	2,4	2,43
Электроэнергия	кВт·ч/т	90	110
Пар	Гкал/т	5,5	6,5

Таблица В.147 – Нормы расходов материальных и энергетических ресурсов при производстве тетраэтоксисилана

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Четыреххлористый кремний или тетрахлорид кремния	т/т	0,841	0,842
Спирт этиловый абсолютированный	$м^3$/т	1,1	1,11
Потребление пара 1,2 МПа	Гкал/т	0,575	0,576
Потребление электроэнергии	кВт·ч/т	145	146

Таблица В.148 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве этилсиликата

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Четыреххлористый кремний или тетрахлорид кремния	т/т	1,11	1,13
Спирт этиловый	$м^3$/т	2,02	2,08
Потребление пара 1,2 МПа	Гкал/т	1,1	1,15
Потребление электроэнергии	кВт·ч/т	582,48	583

Таблица В.149 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве дифенилгуанилина

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Натрий цианистый	кг/т	269,4	295,5
Анилин	кг/т	942	999,4
Натр едкий	кг/т	271,2	274,0
Хлор жидкий	кг/т	399,2	400,0
Соляная кислота абгазная	кг/т	129,7	130,0
Пар	Гкал/т	2,08	3,2
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,428	0,745

Таблица В.150– Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве ацетонанила-Н

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Анилин технический	кг/т	518,5	530,8
Толуол нефтяной	кг/т	7,5	16,8
Натр едкий технический	кг/т	730	820,7
Кислота соляная абгазная	кг/т	310	347,1
Пар	Гкал/т	6,74	8,99
Электроэнергия	МВт·ч/т	0,24	0,32

Таблица В.151 – Целевые показатели ресурсной и энергетической эффективности при производстве средств защиты растений

Наименование ресурса	Единица измерения	Расход на 1 т продукта	
		Минимальный	Максимальный
Природный газ	$м^3$/ч	–	800
Электричество	кВт·ч	203	1150
Питьевая вода	$м^3$/сутки	116	135

Приложение Г
(обязательное)

Заключение по наилучшим доступным технологиям

Область применения

Настоящий справочник НДТ распространяется на следующие основные виды деятельности:

- производство технического сероуглерода;
- производство ксантогенатов калия: амилового и бутилового;
- производство диметилдитиокарбамата натрия;
- производство кормового метионина;
- производство α-олефинов;
- производство дициклопентадиен;
- производство неодеканоата неодима;
- производство алкилфенолов;
- производство оксиэтилированных алкилфенолов (неонолы);
- производство циклогексана;
- производство тримеров и тетрамеров пропилена;
- производство диизобутилалюминийгидрида;
- производство гексанового растворителя;
- производство этилцеллозольва;
- производство этилалюминийсесквихлорида;
- производство полиэтиленгликолей;
- производство пропиленгликолей;
- производство метоксиполиэтиленгликолей;
- производство ненасыщенных высокомолекулярных полиэтиленгликолей;
- производство простых полиэфиров;
- производство триэтилалюминия;
- производство триизобутилалюминия;
- производство очищенного пропана;
- производство терефталоилхлорида-Т чешуированного;
- производство ингибитора коррозии Викор ИСК-Д;
- производство Каустамина-15;
- производство катионного водорастворимого полиэлектролита ВПК-402;
- производство Оксилина-6;
- производство смазки Олеол-М;
- производство сульфированной продукции: алкилбензолсульфокислоты, сульфоэтоксилатов жирных спиртов, алкилсульфата, алкилбензолсульфоната натрия (сульфонола);
- производство оксиалкилированной продукции: синтанолов, полиэтиленгликолей, метоксиполиэтиленгликолей;
- производство этаноламинов;
- производство эмульгаторов ОП;

- производство Синтамида-5К;
- производство диметилэтаноламина;
- производство метилдиэтаноламина;
- производство поликарбоксилатов;
- производство поглотителей сероводорода;
- производство интенсификаторов помола;
- производство хлорированных парафинов;
- производство противоизносной присадки для дизельных топлив АддиТОП СМ–А;
- производство 1М раствора боран-тетрагидрофуранового комплекса в тетрагидрофуране;
- производство диметиламинборана;
- производство метоксидиэтилборана;
- производство триэтилбора;
- производство диметилового эфира;
- производство диэтилового эфира;
- производство хладонов;
- производство гексафторбутанола;
- производство 1,4-дийодперфторбутан;
- производство мономеров;
- производство тетрафторэтилметилового эфира;
- производство перфторкислот;
- производство хлористого метилена;
- производство хлористого этила;
- производство метанового хлороформа;
- производство четыреххлористого углерода;
- производство тетраэтоксисилана;
- производство этилсиликата;
- производство дифинилгуанилина;
- производство ацетонанила-Н;
- производство средств защиты растений.

Справочник НДТ также распространяется на технологические процессы, связанные с основными видами деятельности, которые могут оказать или оказывают влияние на количество (массы) эмиссий в окружающую среду или на масштабы загрязнения окружающей среды:

- хранение и подготовка сырья;
- производственные процессы;
- методы предотвращения и сокращения эмиссий и образования отходов;
- упаковка и хранение продукции.

Справочник НДТ не распространяется на:

- добычу и обработку сырья на месторождениях;
- вопросы, относящиеся исключительно к обеспечению промышленной безопасности или охране труда.

Вопросы охраны труда рассматриваются частично и только в тех случаях, когда они оказывают непосредственное влияние на виды деятельности, включенные в область применения настоящего справочник НДТ.

Дополнительные виды деятельности, осуществляемые при производстве прочих основных неорганических химических веществ, и соответствующие им справочники НДТ приведены в таблице Г.1.

Таблица Г.1 – Дополнительные виды деятельности при производстве продукции тонкого органического синтеза и соответствующие им справочники НДТ

Вид деятельности	Соответствующий справочник НДТ
Очистка выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух	ИТС 22-2016 «Очистка выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух при производстве продукции (товаров), а также при проведении работ и оказании услуг на крупных предприятиях»
Очистка и утилизация сточных вод	ИТС 8-2015 «Очистка сточных вод при производстве продукции (товаров) выполнении работ и оказании услуг на крупных предприятиях»
Утилизация и обезвреживание отходов	ИТС 15-2016 «Утилизация и обезвреживание отходов (кроме обезвреживания термическим способом (сжигание отходов))»
Размещение отходов	ИТС 17-2016 «Размещение отходов производства и потребления»
Хранение и складирование товаров (материалов)	ИТС 46-2019 «Сокращение выбросов загрязняющих веществ, сбросов загрязняющих веществ при хранении и складировании товаров (грузов)»
Системы охлаждения	ИТС 20-2016 «Промышленные системы охлаждения»
Использование энергии и энергоресурсов	ИТС 48-2017 «Повышение энергетической эффективности при осуществлении хозяйственной и (или) иной деятельности»
Обращение со сточными водами и выбросами	ИТС 47-2017 «Системы обработки (обращения) со сточными водами и отходящими газами в химической промышленности»
Осуществление производственного экологического контроля	ИТС 22.1-2016 «Общие принципы производственного экологического контроля и его метрологического обеспечения»

Сфера распространения настоящего справочника НДТ приведена в таблице Г.2.

Таблица Г.2 – Сфера распространения ИТС НДТ

ОКПД 2	Наименование продукции по ОК 034-2014 (ОКПД 2)	Наименование вида деятельности по ОКВЭД 2	ОКВЭД 2
		Производство прочих основных органических химических веществ	20.14
20.14.1	Углеводороды и их производные		
20.14.11.127	Альфа-олефины		
20.13.65.315	Соли неодима		
20.14.24.120	Фенолоспирты и их производные		
20.14.12.110	Циклогексаны		

Окончание таблицы Г.2

ОКПД 2	Наименование продукции по ОК 034-2014 (ОКПД 2)	Наименование вида деятельности по ОКВЭД 2	ОКВЭД 2
20.14.23.112	Пропиленгликоль (пропан-1,2-диол)		
20.14.23.119	Диолы прочие		
20.16.40.120	Полиэфиры в первичных формах		
20.14.14	Производные углеводородов сульфированные, нитрованные или нитрозированные, галогенированные и негалогенированные		
20.14.41.110	Моноамины ациклические и их производные, соли этих соединений		
20.14.43.120	Соединения, содержащие карбоксимидные функциональные группы и их производные		
20.14.13	Производные ациклических углеводородов хлорированные		
20.14.51.110	Соединения сероорганические		
		Производство пестицидов и прочих агрохимических продуктов	20.20
		Производство органических поверхностно-активных веществ, кроме мыла	20.41.2

Г.1 Наилучшие доступные технологии

НДТ 1. Повышение экологической результативности (эффективности) путем внедрения и поддержания системы экологического менеджмента (СЭМ), соответствующей требованиям ГОСТ Р ИСО 14001 [3)] или ISO 14001 [1)], или применение инструментов СЭМ.

НДТ 2. Минимизация выброса путем применения интенсивного абсорбционного оборудования.

НДТ 3. Использование «сухих» методов очистки отходящих газов от пыли, применение циклонов и рукавных фильтров.

НДТ 4. Предотвращение или снижение неорганизованных выбросов загрязняющих веществ в воздух путем соблюдения требований технологических регламентов и режимов, а также надлежащего технического обслуживания оборудования.

НДТ 5. Мониторинг выбросов маркерных загрязняющих веществ в воздух в соответствии с установленными требованиями.

[3)] Соответствие системы менеджмента указанным стандартам не означает ее обязательную сертификацию.

НДТ 6. Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования.

НДТ 7. Очистка нитрозного газа методами конденсации, промывки, каталитической очистки.

НДТ 8. Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.).

НДТ 9. Оптимизация процессов водопотребления и организация водооборотных систем.

НДТ 10. Обеспечение надлежащей очистки сточных вод на собственных очистных сооружениях.

НДТ 11. Сброс сточных вод в заводскую канализационную сеть с последующей очисткой на собственных центральных очистных сооружениях.

НДТ 12. Оптимизация системы обращения с отходами в соответствии с установленными требованиями.

НДТ 13. Использование в качестве сырья отработанных катализаторов, уловленной пыли, шламов от зачистки оборудования.

НДТ 14. Учет методов повышения энергоэффективности, изложенных в ИТС 48.

НДТ 15. Снижение потребления энергоресурсов (тепла или пара) путем использования вторичных энергоресурсов: тепла отходящих газов и низкопотенциального пара.

НДТ 16. Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом.

НДТ 17. Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны и т. д.).

Г.2 Производственно-экологический контроль

Таблица Г.3 – Методы контроля технологических показателей для выбросов

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Азота диоксид	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический Фотоколориметрический Ионная хроматография Газохроматографический Линейно-колористический
Азота оксид	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический Фотоколориметрический Ионная хроматография Газохроматографический Линейно-колористический
Акролеин	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Аммиак	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический Ионная хроматография
Анилин	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Ацетон	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Борная кислота (ортоборная кислота)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Потенциометрический
Водород цианистый	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический
Диалюминий триоксид (в пересчете на алюминий)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Гравиметрический Фотометрический

Продолжение таблицы Г.3

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Диметиламин	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Дифторхлорметан (фреон-22)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	
Диэтиловый эфир	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Изобутилен (изобутен)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Керосин	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Кислота уксусная	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический Фотометрический
Метан	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Метилбензол (толуол)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Метилен хлористый	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Метилмеркаптан, этилмеркаптан	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Потенциометрическое аргентометрическое титрование

Продолжение таблицы Г.3

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Пропилена окись	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический
Серная кислота	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Турбидиметрический Ионная хроматография
Сероводород	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Потенциометрический
Сероуглерод	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический Газохроматографический
Серы диоксид	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Ионная хроматография Титриметрический
Спирт амиловый	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Спирт бутиловый	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Хроматографический
Спирт метиловый	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Хроматографический
Спирт этиловый	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Хроматографический
Тетрахлорэтилен (перхлорэтилен)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический

Продолжение таблицы Г.3

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Трихлорметан (хлороформ)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Углеводороды предельные С12–С19	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Углеводороды предельные С1–С5 (исключая метан)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Углеводороды предельные С6–С10	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический Спектрофотометрический
Углерода оксид	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Фенол	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический
Формальдегид	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газохроматографический
Хлор	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Фотометрический
Хлористый водород	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Ионная хроматография Турбидиметрический
Хлорэтан (этил хлористый)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	

Окончание таблицы Г.3

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Циклогексан	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Хромато-масс-спектрометрический Газохроматографический
Этилен	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газообъемный метод Газохроматографический
Этилена окись	В соответствии с программой производственного экологического контроля	

Таблица Г.4 – Методы контроля технологических показателей для сбросов

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Хлорид-анион (хлориды)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Ионная хроматография Фотометрический Титриметрический (меркуриметрический)
ХПК	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Титриметрический (бихроматный) Фотометрический Спектрофотометрический
Алюминий	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Спектрометрический Фотометрический
Нефтепродукты (нефть)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Спектрофотометрический Спектрометрический
Хлороформ (трихлорметан)	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Газожидкостная хроматография

Окончание таблицы Г.4

Измеряемые показатели	Метод контроля (непрерывный с применением систем автоматического контроля, периодический, расчетный метод)	Метод измерения
Фторид-анион	В соответствии с программой производственного экологического контроля	Потенциометрический Ионометрический

Библиография

1. О порядке определения технологии в качестве наилучшей доступной технологии, а также разработки, актуализации и опубликования информационно-технических справочников по наилучшим доступным технологиям: Постановление Правительства РФ от 23 декабря 2014 года № 1458 (с изм. и доп.).

2. Об охране окружающей среды: Федеральный закон от 10 января 2002 года № 7-ФЗ.

3. Об утверждении методических рекомендаций по определению технологии в качестве наилучшей доступной технологии: Приказ Минпромторга России от 23 августа 2019 года № 3134.

4. Об утверждении перечня загрязняющих веществ, в отношении которых применяются меры государственного регулирования в области охраны окружающей среды: Распоряжение Правительства РФ от 8 июля 2015 года № 1316-р (с изм. и доп.).

5. Об утверждении перечня областей применения наилучших доступных технологий: Распоряжение Правительства Российской Федерации от 24 декабря 2014 года № 2674-р (с изм. на 24 мая 2018 г.).

6. Об утверждении Порядка сбора данных, необходимых для разработки информационно-технического справочника по наилучшим доступным технологиям и анализа приоритетных проблем отрасли: Приказ Минпромторга России от 18 апреля 2017 года № 1234.

7. Об утверждении поэтапного графика актуализации информационно-технических справочников по наилучшим доступным технологиям: Распоряжение Правительства РФ от 30 апреля 2019 года № 866-р.

8. ГОСТ Р 113.00.03-2019 Наилучшие доступные технологии. Структура информационно-технического справочника.

9. ГОСТ Р 113.00.04-2020 Наилучшие доступные технологии. Формат описания технологий.

10. ГОСТ Р 56828.15-2016 Наилучшие доступные технологии. Термины и определения.

11. Chauvel, Alain; Lefebvre, Gilles. Petrochemical Processes. Volume 2: Major Oxygenated, Chlorinated and Nitrated Derivatives. Editions Technip. p. 26. ISBN 9782710805632.

12. An-Yuan Yin, Xiu-Ying Guo, Wei-Lin Dai and Kang-Nian Fan. // *Green Chem.*, – 2009, 11, 1514–1516.

13. Handbook of Detergents, Part F: Production, Editors Uri Zoller, Paul Sosis, 2009, p. 65.

14. Elementorganic Monomers: Technology, Properties, Applications, Editors Khananashvili, Mukbaniani, Gennady Zaikov, 2006, P, 377.

15. Industrial Organic Chemicals, Editors Harold A. Wittcoff, Bryan G. Reuben, Jeffery S. Plotkin, Wiley, 2004, p.146.

16. Thiele, Bjoern; Heinke, Volkmar; Kleist, Einhard; Guenther, Klaus (2004–06–01). «Contribution to the Structural Elucidation of 10 Isomers of Technical p–Nonylphenol».

Environmental Science & Technology. 38 (12): 3405–3411. ISSN 0013–936X. doi:10,1021/es040026g.

17. Ruß, Alexander S.; Vinken, Ralph; Schuphan, Ingolf; Schmidt, Burkhard (2005–09–01). «Synthesis of branched para-nonylphenol isomers: Occurrence and quantification in two commercial mixtures». Chemosphere. 60 (11): 1624–1635. PMID 16083769. doi:10,1016/j.chemosphere. – 2005.02.04 – 6.

18. Wheeler, Todd F.; Heim, John R.; LaTorre, Maria R.; Janes, A. Blair (1997–01–01). «Mass Spectral Characterization of p–Nonylphenol Isomers Using High-Resolution Capillary GC–MS». Journal of Chromatographic Science. 35 (1): 19–30. ISSN 0021–9665. doi:10,1093/chromsci/35,1.19.

19. H. Fiege, H.-W. Voges, T. Hamamoto, S. Umemura, T. Iwata, H. Miki, Y. Fujita, H.-J. Buysch, D. Garbe, W. Paulus, in *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Wiley–VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Editon edn., 2000.

20. Arthur, Abraham; Madden, William; Percy, Ryan; and Soliman, Eiman, Ethylene to Linear, Alpha Olefins (1–Hexene & 1–Octene) (2013).Senior Design Reports (CBE). 52. http://repository.upenn.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=1050&context=cbe_sdr

21. A Highly Active, Isospecific Cobalt Catalyst for Propylene Oxide Polymerization Kathryn L. Peretti, Hiroharu Ajiro, Claire T. Cohen, Emil B. Lobkovsky, and Geoffrey W. Coates J. Am. Chem. Soc., 127 (33), 11566–11567, 2005.

22. Catalytic Ring-Opening Polymerization of Propylene Oxide by Organoborane and Aluminum Lewis Acids Debashis Chakraborty, Antonio Rodriguez, and, and Eugene Y.–X. Chen, Macromolecules, 36 (15), 5470–5481, 2003.