4. Матеріальні і теплові баланси

Розрахунок матеріального балансу установки каталітичного крекінгу наведений в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Матеріальний баланс установки каталітичного крекінгу

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Найменування потоків | % мас. | Вихід продуктів |
|   |   | тис.т/рік | т/добу | кг/год | кг/с |
| Поступило: |   |   |   |   |   |
| 1 Вакуумний газойль | 100 | 2070 | 6468,75 | 269531,3 | 74,869792 |
| 2 Водень | 1,01 | 20,907 | 65,334375 | 2722,266 | 0,7561849 |
| 3 Метанол | 0,74 | 15,318 | 47,86875 | 1994,531 | 0,5540365 |
| Всього | 101,75 | 2106,225 | 6581,9531 | 274248 | 76,180013 |
| Отримано: |   |   |   |   |   |
| 1 Сухий газ | 4,18 | 86,526 | 270,39375 | 11266,41 | 3,1295573 |
| 2 ППФ | 6,87 | 142,209 | 444,40313 | 18516,8 | 5,1435547 |
| 3 ББФ (відпрацьована) | 6,48 | 134,136 | 419,175 | 17465,63 | 4,8515625 |
| 4 Стабільний бензин | 51,72 | 1070,604 | 3345,6375 | 139401,6 | 38,722656 |
| 5 Дизельнепаливо | 5,02 | 103,914 | 324,73125 | 13530,47 | 3,7584635 |
| 6 Легкий газойль | 10,71 | 221,697 | 692,80313 | 28866,8 | 8,0185547 |
| 7 Важкий газойль | 5,88 | 121,716 | 380,3625 | 15848,44 | 4,4023438 |
| 8 Кокс | 5,13 | 106,191 | 331,84688 | 13826,95 | 3,8408203 |
| 9 МТБЕ | 2,96 | 61,272 | 191,475 | 7978,125 | 2,2161458 |
| 10Сірководень | 1,42 | 29,394 | 91,85625 | 3827,344 | 1,063151 |
| 11 Втрати | 1,38 | 28,566 | 89,26875 | 3719,531 | 1,0332031 |
| Всього | 101,75 | 2106,225 | 6581,9531 | 274248 | 76,180013 |

Порядок розрахунку матеріального балансу процесу розраховується за такою формулою:

  кг/с, (4.1)

де *А* – потужність установки, млн.т/рік;

 *N* = 320 – кількість робочих днів установки.

 В блоці каталітичного крекінгу та ректифікації відбувається рециркуляція шламу з метою повернення унесеного каталізатору в процес. Приймаємо коефіцієнт рециркуляції 25,13% на сировину.

Розрахунок матеріального балансу блоку каталітичного крекінгу та ректифікації наведений в таблиці 4.2.

Таблиця 4.2 – Матеріальний баланс блоку каталітичного крекінгу та ректифікації

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Найменуванняпотоків | Вихід на процес, | На заванта-ження, % мас. | Витрата |
| % мас. | тис.т/рік | т/добу | кг/год | кг/с |
| Поступило: |   |   |   |   |   |   |
| 1 Вакуумний газойль | 91,29 | 78,41 | 1889,703 | 5905,32 | 246055,1 | 68,3486328 |
| 2 Шлам | 25,13 | 21,59 | 520,191 | 1625,6 | 67733,2 | 18,8147786 |
| Всього | 116,42 | 100 | 2409,894 | 7530,92 | 313788,3 | 87,1634115 |
| Отримано: |   |   |   |   |   |   |
| 1 Жирний газ | 13,35 | 11,47 | 276,345 | 863,578 | 35982,42 | 9,99511719 |
| 2 Нестабільний бензин | 55,9 | 48,02 | 1157,13 | 3616,03 | 150668 | 41,8522135 |
| 3 Легкий газойль | 10,71 | 9,2 | 221,697 | 692,803 | 28866,8 | 8,01855469 |
| 4 Важкий газойль | 5,88 | 5,05 | 121,716 | 380,363 | 15848,44 | 4,40234375 |
| 5 Кокс | 5,13 | 4,41 | 106,191 | 331,847 | 13826,95 | 3,84082031 |
| 6 Шлам | 25,13 | 21,59 | 520,191 | 1625,6 | 67733,2 | 18,8147786 |
| 7 Втрати | 0,32 | 0,27 | 6,624 | 20,7 | 862,5 | 0,23958333 |
| Всього | 116,42 | 100 | 2409,894 | 7530,92 | 313788,3 | 87,1634115 |

Матеріальний баланс колони розподілу продуктів крекінгу наведено в таблиці 4.3.

Таблиця 4.3 – Матеріальний баланс колони розподілу продуктів крекінгу

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Найменуванняпотоків | Вихід, % мас | Витрата |
| на процес | на завантаження | кг/год | кг/с |
| Поступило: |   |   |   |   |
| 1 Продуктикрекінгу | 110,97 | 100 | 4166,667 | 83,083 |
| Отримано: |   |   |   |   |
| 1 Жирний газ | 13,35 | 12,03 | 501,25 | 9,99512 |
| 2 Нестабільний бензин | 55,9 | 50,37 | 2098,75 | 41,8522 |
| 3 Легкий газойль | 10,71 | 9,65 | 402,0833 | 8,01855 |
| 4 Важкий газойль | 5,88 | 5,3 | 220,8333 | 4,40234 |
| 5 Шлам | 25,13 | 22,65 | 943,75 | 18,8148 |
| Всього | 110,97 | 100 | 4166,667 | 83,083 |

 Розрахунок теплового балансу апарату

Колона розподілу продуктів крекінгу призначена для розділення газового потоку продуктів, що виводяться з реактору. Колона тарільчата, складна, працює під тиском. Тиск верху колони 0,08 МПа.

Кількість тарілок у колоні 39 штук, з них: сітчаті – 3 шт., «глухі» тарілки – 2 шт., клапанні двохпоточні баластні – 31 шт., клапанні трапецевидні – 3 шт.

Живлення поступає в колону на 36 тарілку.

«Глухі» тарілки – 22, 31.

 Вивід з колони легкого газойлю – 22 тарілка.

 Вивід з колони важкого газойлю – 31 тарілка.

Визначаємо абсолютний тиск в різних перетинах колони за формулою:

, МПа, (4.2)

де *П* = 0,09 МПа – тиск у колоні;

 *n* – кількість тарілок, шт.;

 ∆*Р* – перепад тиску на одну тарілку, мм рт.ст.

Тиск на тарілці живлення:

МПа.

 Тиск на тарілках відбору циркулюючих зрошень:

ВЦЗ МПа;

І ПЦЗ МПа;

ІІ ПЦЗ МПа;

НЦЗ МПа.

 Тиск на тарілках повернення циркулюючих зрошень:

ВЦЗ МПа;

І ПЦЗ МПа;

ІІ ПЦЗ МПа;

НЦЗ МПа.

 Тиск на тарілці виводу легкого газойлю:

МПа.

 Тиск на тарілці виводу важкого газойлю:

МПа.

 Тиск у кубі колони:

МПа.

 Визначаємо молярну масу фракції:

 *М* = 60 + 0,3 ∙ *tсер* + 0,001 ∙ *tсер*2, (4.3)

де *tсер* – середня температура кипіння фракції, 0С.

 , (4.4)

де *tпк* – температура початку кипіння фракції, 0С;

 *tкк* – температура кінця кипіння фракції, 0С.

 Для бензину:

 0С;

 *М* = 60 + 0,3 ∙ 126 + 0,001 ∙ 1262 = 113,68 кг/кмоль.

 Молекулярні маси важкого та легкого газойль визначаємо за формулою:

 кг/моль, (4.5)

де  - відносна густина фракції при 15°С;

 Відносну густину фракції при 15°С знаходимо за формулою:

 (4.6)

де  - відносна густина фракції при 20°С;

  - температурна поправка густини [17,ст.9].

Для бензину 

Для легкого газойлю

Для важкого газойлю

Для шламу 

 Молекулярна маса легкого газойлю складає:

  кг/кмоль.

 Молекулярна маса важкого газойлю складає:

  кг/кмоль.

 Температурний режим колони визначаємо на підставі виробничих даних розгонки нафтових фракцій, наведених в таблиці 4.4

Таблиця 4.4 – Розгонка нафтових фракцій

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Фракційний склад,% мас. | Нестабільний бензин*t*, 0С | Легкий газойль*t*, 0С | Важкий газойль*t*, 0С |
| ПК | 45 | 212 | 320 |
| 10 | 64 | 234 | 325 |
| 50 | 108 | 296 | 369 |
| 70 | 128 | 335 | 392 |
| 90 | 186 | 356 | 428 |
| КК | 207 | 367 | 436 |

 Визначаємо температурний режим колони за методом Обрядчикова-Смідович.

 Будуємо криву істинних температур кипіння (ІТК) нафтових фракцій. Тангенс кута нахилу кривої ІТК розраховуємо за формулою:

 tgІТК = , (4.7)

де *t*70 – температура відгону 70% фракції за ІТК, 0С;

 *t*10 – температура відгону 10% фракції за ІТК, 0С.

 Будуємо криву ІТК для бензину (рис. 2.1):

 tgІТК = .

 За графіком Обрядчикова-Смідович знаходимо:

 100% відгону по ОВ – 64% по ІТК;

0% відгону по ОВ – 27% по ІТК.

0

20

40

60

80

100

0

100

200

 Рисунок 4.4 - Криві ІТК та ОВ для бензину

Визначаємо за графіком ІТК температури, які відповідають 0 та 100% відгону кривої ОВ:

 *t*0ОВ = 830С *t*100ОВ = 1210С

 З’єднуючи ці точки, будуємо криву ОВ. Точка, яка відповідає 100% відгону по лінії ОВ характеризує температуру виводу бензину при атмосферному тиску *tД* = 1210С.

 Будуємо криву ІТК для легкого газойлю (рис. 2.2). Тангенс кута нахилу ІТК визначаємо за формулою (2.5):

tgІТК = .

 За графіком Обрядчикова-Смідович знаходимо:

 100% відгону по ОВ – 66% по ІТК;

 0% відгону по ОВ – 21% по ІТК.

0

20

40

60

80

100

200

250

300

350

 Рисунок 4.4.1 - Криві ІТК та ОВ для легкого газойлю

*t*0ОВ = 2510С *t*100ОВ = 3270С

 З’єднуючи ці точки, будуємо криву ОВ. Точка, яка відповідає 0% відгону по лінії ОВ характеризує температуру виводу легкого газойлю при атмосферному тиску *tл.г* = 2510С.

 Визначаємо температуру виводу важкого газойлю за методом Нельсона-Харві. Будуємо криву ІТК для важкого газойлю.

 tgІТК = .

 Визначаємо тангенс кута нахилу кривої ОВ за графіком Пірумова:

 tgОВ = 0,6.

Різниця температур википання 50% по ІТК та ОВ за графіком Пірумова:

 ∆*t* = 40С.

 Температури, що відповідають 0 та 100% відгону кривої ОВ визначаємо за формулами:

 *t*50ОВ = *t*50ІТК – ∆*t* = 369 – 4 = 3650С; (4.8)

 *t*0ОВ = *t*50ОВ – 50 ∙ tgОВ = 365 – 50 ∙ 0,6 = 3350С;

 *t*100ОВ = *t*50ОВ + 50 ∙ tgОВ = 365 + 50 ∙ 0,6 = 3950С.

0

20

40

60

80

100

350

400

Рисунок 4.4.2 - Криві ІТК та ОВ для важкого газойлю

Температура виводу важкого газойлю відповідає температурі
*t*0ОВ = 3350С.

 Згідно розрахунків температурний режим колони при нормальних умовах наступний:

температура введення сировини 5200С;

температура виводу бензину 1210С;

температура виводу легкого газойлю 2510С;

температура виводу важкого газойлю 3350С;

температура низу 3780С.

 Розраховуємо склад крекінг-газу. Результати розрахунків зводимо в таблицю 4.5.

Таблиця 4.5 – Склад крекінг-газу

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | *Мі* | Масова доля *хі* | Кількість | Мольна доля *хі'*, | *хі'* ∙ *Мі* |
| кг/год | кмоль/год |
| Н2 | 2 | 0,0113 | 438,03 | 219,02 | 0,1751 | 0,35 |
| СН4 | 16 | 0,1307 | 5066,41 | 316,65 | 0,2531 | 4,05 |
| С2Н4 | 28 | 0,0322 | 1248,19 | 44,58 | 0,0356 | 1,00 |
| С2Н6 | 30 | 0,0707 | 2740,59 | 91,35 | 0,0730 | 2,19 |
| С3Н6 | 42 | 0,1822 | 7062,74 | 168,16 | 0,1344 | 5,64 |
| С3Н8 | 44 | 0,1376 | 5333,88 | 121,22 | 0,0969 | 4,26 |
| *і*-С4Н8 | 56 | 0,1532 | 5938,59 | 106,05 | 0,0848 | 4,75 |
| *п*-С4Н8 | 56 | 0,0696 | 2697,95 | 48,18 | 0,0385 | 2,16 |
| *і*-С4Н10 | 58 | 0,0973 | 3771,71 | 65,03 | 0,0520 | 3,02 |
| *n*-С4Н10 | 58 | 0,0672 | 2604,92 | 44,91 | 0,0359 | 2,08 |
| С5Н12 | 72 | 0,0480 | 1860,66 | 25,84 | 0,0207 | 1,49 |
|  Всього |  | 1,0000 | 38763,67 | 1250,99 | 1,000 | 30,99 |

 Розраховуємо молярну масу парів нафтопродуктів в перерізі колони за формулою:

 , (4.9)

де % *фр*.1,2,3,4 – % фракцій;

 ∑*фр.* – % світлих нафтопродуктів;

 *М*1,2,3,4 – молярна маса, кг/кмоль.

 кг/кмоль;

кг/кмоль;

 кг/кмоль,

 кг/кмоль.

 Визначаємо парціальний тиск нафтових парів за формулою:

 , (4.10)

де *П* – робочий тиск, МПа;

 *z* – % водяної пари;

 *Мн.п* – молярна маса нафтових парів, кг/кмоль;

 *Gн.п* – витрата парів, %.

 Водяна пара поступає в колону з продуктами крекінгу і складає 4,2% від сировини.

 Парціальний тиск нафтових парів знизу колони:

 МПа.

 Парціальний тиск нафтових парів НЦЗ:

 МПа.

 Парціальний тиск нафтових парів І ПЦЗ:

 МПа.

 Парціальний тиск нафтових парів ВЦЗ:

 МПа.

 Згідно розрахунків уточнюємо температурний режим колони з врахуванням водяної пари по графіку Кокса [10, с.236]:

температура верху 1180С;

температура виводу легкого газойлю 2000С;

температура виводу важкого газойлю 2870С;

температура куба 3450С.

 Рівняння теплового балансу колони розподілу продуктів крекінгу має вигляд:

 ∑*Qвх* = ∑*Qвих*, (4.11)

де ∑*Qвх* – кількість тепла, яке входить в колону, кВт;

 ∑*Qвих* – кількість тепла, яке виходить з колони, кВт.

 Кількість тепла, яке входить в колону:

 ∑*Qвх* = *Qс* + *Qзрош* + *Qвід* + *Qшл*, (4.12)

де *Qс* – тепло, яке входить з сировиною (крекінг-газом), кВт;

*Qзрош* – тепло, яке вноситься зі зрошенням, кВт;

*Qвід* – тепло, яке вноситься з продуктами відпарки, кВт;

*Qшл* – тепло, яке вноситься зі шламом, кВт.

 Основне рівняння для визначення тепла:

 *Qпот* = *Gпот* ∙ *It*, кВт, (4.13)

де *Gпот* – витрати технологічного потоку, кг/год;

 *It* – ентальпія при температурі вводу або виводу фракції, кДж/кг.

 Кількість тепла, що вноситься з сировиною:

 *Qс* = *Qб* + *Qг* + *Qл.г* + *Qв.г* + *Qв.п*, (4.14)

де *Qб* – тепло, що вноситься з парами бензину, кВт;

*Qг* – тепло, що входить з газом крекінгу, кВт;

*Qл.г* – тепло, що входить з парами легкого газойлю, кВт;

*Qв.г* – тепло, що входить з парами важкого газойлю, кВт;

*Qв.п* – тепло, що входить з водяною парою, кВт.

 Розраховуємо ентальпію крекінг-газу при *Т* = 793 К.

 Ентальпію крекінг-газу розраховуємо за формулою:

 *І*793*к-г* = ∑*Іі* ∙ *хі*, (4.15)

де *Іі* – ентальпія компонентів, кДж/кг [10, с.146];

 *хі* – масова доля.

 Результати розрахунків зводимо в таблицю 4.6.

Таблиця 4.6 – Ентальпія крекінг-газу

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компонент | Масова доля *хі* | Ентальпія*Ііt*, кДж/кг | *Ііt* ∙ *хі* |
| Н2 | 0,0113 | 7347,7 | 83,03 |
| СН4 | 0,1307 | 1514,1 | 197,89 |
| С2Н4 | 0,0322 | 1157,6 | 37,27 |
| С2Н6 | 0,0707 | 1339,9 | 94,73 |
| С3Н6 | 0,1822 | 1153,5 | 210,17 |
| С3Н8 | 0,1376 | 1310,0 | 180,26 |
| і-С4Н8 | 0,1532 | 1208,2 | 185,10 |
| п-С4Н8 | 0,0696 | 1208,2 | 84,09 |
| і-С4Н10 | 0,0973 | 1306,5 | 127,12 |
| n-С4Н10 | 0,0672 | 1306,5 | 87,80 |
| С5Н12 | 0,0480 | 1023,4 | 49,12 |
|  Всього | 1,0000 |  | 1336,58 |

Тепло, що вноситься з жирним газом крекінгу:

 *Qг* = *Gг* ∙ *І*793, (4.16)

де *Gг* = 38763,67 кг/год – витрата газу;

*І*793 – ентальпія жирного газу, кДж/кг.

 *Qг* = 38763,67 ∙ 1336,58 = 51810746,05 кДж/год = 14391,87 кВт.

 Тепло, що входить з парами бензину:

 *Qб* = *Gб* ∙ *І*793*п*, кВт. (4.17)

 Відносна густина бензину при температурі 150С:

 , (4.18)

де *α* = 0,000818 [17, с.9];

  = 0,762.

  = 0,762 + 5 ∙ 0,000818 = 0,766;

*І*793*п* = 1638,72 кДж/кг [10, с.335];

 *Qб* = 162313,80 ∙ 1638,72 = 265986870,34 кДж/год = 73885,24 кВт.

 Тепло, що входить з парами легкого газойлю:

 *Qл.г* = *Gл.г* ∙ *І*793*п*, кВт. (4.19)

 Відносна густина легкого газойлю при температурі 150С:

 *α* = 0,000673 [17, с.9].

  = 0,873;

  = 0,873 + 5 ∙ 0,000673 = 0,876;

 *І*793*п* = 1583,45 кДж/кг [10, с.335];

 *Qл.г* = 31098,05 ∙ 1583,45 = 49242207,27 кДж/год = 13678,39 кВт.

 Тепло, що входить з парами важкого газойлю:

 *Qв.г* = *Gв.г* ∙ *І*793*п*, кВт. (4.20)

 Відносна густина важкого газойлю при температурі 150С:

 *α* = 0,000515 [17, с.9].

  = 0,899;

  = 0,899 + 5 ∙ 0,000647 = 0,902;

 *І*793*п* = 1565,05 кДж/кг [10, с.335];

 *Qв.г* = 17073,44 ∙ 1565,05 = 26720787,27 кДж/год = 7422,44 кВт.

 *Qс* = 14391,87 + 73885,24 + 13678,39 + 7422,44 = 109377,94 кВт.

 Кількість гострого зрошення в колону розраховуємо за формулою:

 *Gзрош* = *R* ∙ *Gд*, кг/с, (4.21)

де *R* = 1,4 – кратність зрошення;

 *Gд* – витрата дистиляту, кг/год.

 *Gд* = *Gг* + *Gб* = 38763,67 + 162313,80 = 201077,47 кг/год. (4.22)

 *tзр* = 500С;

 *Тзр* = *tзр* + 273 = 323 К;

 *І*323*зр* = 101,02 кДж/кг [10, с.332];

 *Gзр* = 1,4 ∙ 201077,47 = 281508,46 кг/год;

*Qзр* = 281508,46 ∙ 101,02 = 28437984,63 кДж/год = 7899,44 кВт.

 Кількість тепла, що вводиться в колону з продуктами відпарки:

 *Qвід* = (*Gвід* ∙ *Іtп*) + (*Gв.п* ∙ *rt*), кВт, (4.23)

де *Gвід* = 0,01 ∙ *Gл.г* = 0,01 ∙ 31098,05 = 310,98 кг/год;

 *І*523*п* = 562,93 кДж/кг [10, с.334];

 *Gв.п* = 0,05 ∙ *Gл.г* = 0,05 ∙ 31098,05 = 1554,90 кг/год;

 *r*523 = 2976,75 кДж/кг [17, с.236].

 *Qвід* = 310,98 ∙ 562,93 + 1554,90 ∙ 2976,75 = 4803608,55 кДж/год =

= 1334,34 кВт.

 Кількість тепла, що вводиться в колону зі шламом:

 *Qшл* = *Gшл* ∙ *Іt*, (4.24)

де *Gшл* = 72968,62 кг/год – витрата шламу.

  = 0,935 – відносна густина шламу при *t* = 200С;

  = 0,935 + 5 ∙ 0,000594 = 0,938.

 Приймаємо температуру вводу шламу в колону *t* = 3700С.

 *І*643*р* = 883,49 кДж/кг [10, с.332].

 *Qшл* = 72968,62 ∙ 883,49 = 64467046,08 кДж/год = 17907,51 кВт.

 Кількість тепла, що вноситься в колону з водяною парою:

 *Qв.п* = *Gв.п* ∙ *r*573. (4.25)

 В куб колони подається водяна пара з характеристиками *t* = 5730С,
*Р* = 0,5 МПа.

 *Gв.п* = 0,042 ∙ *Gс* = 0,042 ∙ 322217,58 = 13533,14 кг/год; (4.26)

 *r*573 = 3066,20 кДж/кг [17, с.236];

 *Qв.п* = 13533,14 ∙ 3066,20 = 41495313,87 кДж/год = 11526,48 кВт.

 *Qвх* = 109377,94 + 7899,44 + 1334,34 +17907,51 + 11526,48 =

148045,71 кВт.

 Кількість тепла, яке виходить з колони розраховуємо за формулою:

 ∑*Qвих* = *Qг* + *Qб* + *Qл.г* + *Qв.г* + *Qзр* + *Qшл* + *Qв.п* + *Qвтр*, (4.27)

де *Qг*, *Qб*, *Qл.г*, *Qв.г* – тепло, що виводиться з колони з продуктами, кВт;

*Qзр* – тепло, що виводиться з колони зі зрошенням, кВт;

*Qшл* – тепло, що виводиться з колони зі шламом, кВт;

*Qв.п* – тепло, що виводиться з колони з водяною парою, кВт;

*Qвтр* – втрати тепла, кВт, приймаємо 2%.

 Кількість тепла, що виводиться з колони з газом:

 *Qг* = *Gг* ∙ *І*391*п*, кВт, (4.28)

де *І*391*п* = 587,55 кДж/кг – ентальпія дистиляту при *Т* = 391 К [10, с.336].

 *Qг* = 38763,67 ∙ 587,55 = 22775594,31 кДж/год = 6326,55 кВт.

 *Qб* = *Gб* ∙ *І*391*п*, кВт, (4.29)

де *І*391*п* = 569,26 кДж/кг [10, с.331].

 *Qб* = 162313,80 ∙ 569,26 = 92398753,79 кДж/год = 25666,32 кВт.

 *Qл.г* = *Gл.г* ∙ *І*473*р*, кВт, (4.30)

де *І*473*р* = 432,20 кДж/кг [10, с.328].

 *Qл.г* = 31098,05 ∙ 432,20 = 13440577,21 кДж/год = 3733,49 кВт.

 *Qв.г* = *Gв.г* ∙ *І*560*р*, кВт, (4.31)

де *І*560*р* = 654,94 кДж/кг [10, с.328].

 *Qв.г* = 17073,44 ∙ 654,94 = 11182078,79 кДж/год = 3106,13 кВт.

 Кількість тепла з водяною парою:

 *Qв.п* = *Gв.п* ∙ *r*391, кВт, (4.32)

де *r*391 = 2724,37 кДж/кг [10, с.236];

 *Gв.п* = *Gв.п*1 + *Gв.п*2 = 13533,14 + 1554,90 = 15088,04 кг/год.

 *Qв.п* = 15088,04 ∙ 2724,37 = 41105403,53 кДж/год = 11418,17 кВт.

 Кількість тепла з гострим зрошенням:

 *Qзр* = *Gзр* ∙ *І*391*п*, кВт, (4.33)

де *І*391*п* = 569,27 кДж/кг.

 *Qзр* = 281508,46 ∙ 569,27 = 160254321,02 кДж/год = 44515,09 кВт.

 Кількість тепла зі шламом:

 *Qшл* = *Gшл* ∙ *І*643*р*, кВт, (4.34)

де *І*643*р* = 883,49 кДж/кг – ентальпія шламу при 643 К [10, с.328].

 *Qшл* = 72968,62 ∙ 883,49 = 64467046,08 кДж/год = 17907,51 кВт.

 Втрати тепла у навколишнє середовище:

 *Qвтр* = 0,02 ∙ *Qвх* = 0,02 ∙ 148045,71 = 2960,91 кВт. (4.35)

 ∑*Qвих* = 6326,55 + 25666,32 + 3733,49 + 3106,13 + 17907,51 +

+ 11418,17 + 44515,09 + 2960,91 = 115634,17 кВт.

 Кількість тепла, яке знімається циркуляційним зрошенням:

 ∆*Q* = ∑*Qвх* – ∑*Qвих* = 148045,71 – 115634,17 = 32411,54 кВт. (4.36)

 Кількість тепла, яке знімає ВЦЗ:

  кВт. (4.37)

 Кількість ВЦЗ:

 , (4.38)

де *І*393*р* = 346,43 кДж/кг – ентальпія виводу ВЦЗ [10, с.330];

 *І*313*р* = 156,03 кДж/кг – ентальпія вводу ВЦЗ [10, с.331].

  кг/год = 42,56 кг/с.

 Кількість тепла, що знімається ПЦЗ:

  кВт. (4.39)

 *QПЦЗ* = *Q*І *ПЦЗ* + *Q*ІІ *ПЦЗ*. (4.40)

 *Q*І *ПЦЗ* =  кВт.

 Кількість І ПЦЗ:

 *G*І *ПЦЗ* = , (4.41)

де *І*457*р* = 378,80 кДж/кг – ентальпія виводу І ПЦЗ [10, с.332];

 *І*421*р* = 307,20 кДж/кг – ентальпія вводу І ПЦЗ [10, с.335].

 *G*І *ПЦЗ* =  кг/год = 56,58 кг/с.

 Кількість ІІ ПЦЗ:

 *G*ІІ *ПЦЗ* = , (4.42)

де *І*523*р* = 556,87 кДж/кг – ентальпія виводу ІІ ПЦЗ [10, с.332];

 *І*483*р* = 451,81 кДж/кг – ентальпія вводу ІІ ПЦЗ [10, с.335].

 *G*ІІ *ПЦЗ* =  кг/год = 38,56 кг/с.

 Кількість тепла, яке знімається НЦЗ:

 *QНЦЗ* = ∆*Q* – *QВЦЗ* – *QПЦЗ* = 32411,34 – 8102,89 – 8102,88 = (4.43)

= 16205,77 кВт.

 Кількість НЦЗ:

 , (4.44)

де *І*613*р* = 795,84 кДж/кг – ентальпія виводу НЦЗ [10, с.332];

 *І*523*р* = 546,03 кДж/кг – ентальпія вводу НЦЗ [10, с.335].

  кг/год = 64,87 кг/с.

 Результати розрахунків теплового балансу заносимо в таблицю 4.7.

Таблиця 4.7 – Тепловий баланс колони

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Назва потоку | Витрата,кг/год | Ентальпія, кДж/кг | Кількість тепла, кВт |
| Надійшло: |  |  |  |
| 1 Сировина | 322217,58 | - | 109377,94 |
| 2 Гостре зрошення | 281508,46 | 101,02 | 7899,44 |
| 3 Продукти відпарки | 310,98 | 562,93 | 1334,34 |
| 4 Шлам | 72968,62 | 883,49 | 17907,51 |
| 5 Водяна пара | 13533,14 | 3066,20 | 11526,48 |
|  Всього |  |  | 148045,71 |
| Витрата: |  |  |  |
| 1 Жирний газ | 38763,67 | 587,55 | 6326,55 |
| 2 Бензин нестабільний | 162313,80 | 569,26 | 25666,32 |

Продовження таблиці 4.7

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Назва потоку | Витрата,кг/год | Ентальпія, кДж/кг | Кількість тепла, кВт |
| 3 Легкий газойль | 31098,05 | 432,20 | 3733,49 |
| 4 Важкий газойль | 17073,44 | 654,94 | 3106,13 |
| 5 Шлам | 72968,62 | 883,49 | 17907,51 |
| 6 Водяна пара | 15088,04 | 2724,37 | 11418,17 |
| 7 Гостре зрошення | 281508,46 | 569,27 | 44515,09 |
| 8 Втрати тепла | - | - | 2960,91 |
| 9 ВЦЗ | 153205,96 | - | 8102,89 |
| 10 І ПЦЗ | 203955,08 | - | 4051,44 |
| 11 ІІ ПЦЗ | 138998,52 | - | 4051,44 |
| 12 НЦЗ | 233825,92 | - | 16205,77 |
|  Всього |  |  | 148045,71 |

5. Вибір і розрахунок основного апарату

 Об’єм парів через перетин колони:

 , м3/год, (4.45)

де *Т* – температура нафтових парів, К;

 *Р* – абсолютний тиск у колоні, МПа;

 *Gi* – кількість нафтових парів, кг/год;

 *Мi* – молярна маса, кг/кмоль.



= 224386,87 м3/год = 62,33 м3/с.

 Діаметр колони розраховуємо за формулою:

 , м, (4.46)

де *Vс* – об’єм нафтових парів, м3/с;

 *wдоп* – допустима швидкість парів, м/с.

 Приймаємо *wдоп* = 2,7 м/с.

  м.

 Приймаємо діаметр колони згідно ГОСТу*Д* = 5,5 м.

Висота колони:

 *Нзаг* = *h*1 + *h*2 + *h*3 + *h*4 + *h*5 + *h*6 + *h*7+ *h*8 + *h*9, м, (4.47)

де *Нзаг* – загальна висота колони, м;

*h*1 – висота вільного простору між верхнім днищем та краплевідбійником, м;

*h*1 = 1/2 ∙ *Д*1 = 1/2 ∙ 5,5 = 2,75 м; (4.48)

 *h*2 = 2 м – висота краплевідбійника, м;

 *h*3 – висота між 1 і 8 тарілками, м;

 *h*3 = *а* ∙ (*п*1 – 1) = 0,6 ∙ (8 – 1) = 4,2 м; (4.49)

 *h*4 – висота «глухої» тарілки, м;

 *h*4 = 3 ∙ 1,6 = 4,8 м ;

 *h*5 – висота між 8 і 22 тарілками, м;

 *h*5 = *а* ∙ (*п*2 – 8) = 0,6 ∙ (22 – 8) = 8,4 м; (4.50)

 *h*6 – висота між 22 і 31 тарілками, м;

 *h*6 = *а* ∙ (*п*3 – *п*2) = 0,6 ∙ (31 – 22) = 5,4 м; (4.51)

 *h*7 – висота між 31 і 38 тарілками, м;

 *h*7 = *а* ∙ (*п*4 – *п*3) = 0,6 ∙ (38 – 31) = 4,2 м; (4.52)

*h*8 – висота куба колони, м;

 *h*8 = 1/3 ∙ *π* ∙ *R*, (2.53)

де *R* – радіус перерізу колони, м;

 *h*8 = 1/3 ∙ 3,14 ∙ 2,75 = 2,88 м;

 *h*9 = 2,4 м – висота між краплевідбійником та першою тарілкою, м;

 *h*10 = 5 м – укріплення колони, м.

 *Нзаг* = 2,75 + 2,0 + 4,2 + 4,8 + 8,4 + 5,4 + 4,2 + 2,88+2,4 + 5,0 = 42,03 м.

 Діаметри технологічних штуцерів розраховуємо за формулою безперервності потоку:

, (4.54)

де *V*, *G* – витрата потоку, м3/с, кг/с;

 *wдоп* – допустима швидкість, м/с.

 , мм. (4.55)

 Штуцер для вводу сировини:

  м = 1154 мм,

де *ρп* – густина сировини, сировина вводиться у колону в паровій фазі, кг/м3;

  кг/м3; (4.56)

*wдоп* = 23 м/с [3, с.319].

 Штуцер для виводу парів дистиляту:

  м = 732 мм,

де *ρ* = 8,85 кг/м3 – густина верхнього продукту;

*wдоп* = 15 м/с.

 Штуцер для вводу гострого зрошення:

  м = 146 мм,

де *G* = 78,20 кг/с;

*ρ* = 762 – 0,000818 ∙ (50 – 20) = 761,98 кг/м3;

*wдоп* = 6,1 м/с.

 Штуцер для виводу кубового залишку:

  м = 147 мм,

де *G* = 4,74 кг/с;

*ρ* = 935 – 0,000594 ∙ (340 – 20) = 934,81 кг/м3;

*wдоп* = 0,3 м/с.

 Штуцер для вводу ВЦЗ:

  м = 278 мм,

де *G* = 42,56 кг/с;

*ρ* = 873 – 0,000673 ∙ (70 – 20) = 872,97 кг/м3;

*wдоп* = 0,8 м/с.

 Штуцер для виводу ВЦЗ:

  м = 279 мм,

де *ρ* = 873 – 0,000673 ∙ (180 – 20) = 872,89 кг/м3;

*wдоп* = 0,4 м/с.

 Штуцер для виводу І ПЦЗ і легкого газойлю:

  м = 278 мм,

де *G* = 8,64 + 56,58 = 65,22 кг/с;

*ρ* = 889 – 0,000647 ∙ (180 – 20) = 898,90 кг/м3;

*wдоп* = 0,6 м/с.

 Штуцер для вводу І ПЦЗ:

  м = 317 мм,

де *G* = 56,58 кг/с;

*ρ* = 899 – 0,000647 ∙ (150 – 20) = 898,92 кг/м3;

*wдоп* = 0,8 м/с.

 Штуцер для виводу ІІ ПЦЗ:

  м = 233 мм,

де *G* = 38,56 кг/с;

*ρ* = 899 – 0,000647 ∙ (250 – 20) = 898,85 кг/м3;

*wдоп* = 0,5 м/с.

 Штуцер для вводу ІІ ПЦЗ:

  м = 198 мм,

де *ρ* = 899 – 0,000647 ∙ (210 – 20) = 898,88 кг/м3;

*wдоп* = 1,4 м/с.

 Штуцер для виводу НЦЗ і важкого газойлю:

  м = 497 мм,

де *ρ* = 899 – 0,000647 ∙ (340 – 20) = 898,79 кг/м3;

*wдоп* = 0,4 м/с.

 Штуцер для вводу НЦЗ:

  м = 297 мм,

де *G* = 64,87 кг/с;

*ρ* = 935 – 0,000647 ∙ (250 – 20) = 934,86 кг/м3;

*wдоп* = 1,0 м/с.

 Згідно розрахунків приймаємо діаметри штуцерів стандартними і данні розрахунків заносимо в таблицю 5.1

Таблиця 5.1 – Характеристика штуцерів

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Позначення | Кількість,шт | Розрахунковий діаметр, мм | Умовний діаметр, мм |
| d1 | 1 | 1154 | 1200 |
| d2 | 1 | 732 | 800 |
| d3 | 1 | 146 | 150 |
| d4 | 1 | 147 | 150 |
| d5 | 1 | 278 | 300 |
| d6 | 2 | 279 | 300 |
| d7 | 2 | 278 | 300 |
| d8 | 1 | 317 | 350 |
| d9 | 2 | 233 | 250 |
| d10 | 1 | 198 | 200 |
| d11 | 1 | 497 | 500 |
| d12 | 1 | 297 | 300 |

В результаті виконаних розрахунків вибираємо ректифікаційну колону, тарільчату, складну, працюючу під тиском 0,08МПа:

 діаметр – 5,50 м;

 загальна висота – 42,03 м.

6.Вибір допоміжного обладнання

Розраховуємо теплообмінник для охолодження верхнього циркуляційного зрошення колони розподілу продуктів крекінгу Т-209.

Температура ВЦЗ на вході в Т-209 дорівнює 130 °С, температура на виході з Т-204 складає 95 °С. Температура холодного теплоносія (конденсат сепарації) на вході в Т-209 складає 40 °С, температура на виході – 64°С.

Визначаємо температурний напір

130 95 =66

64 40 =55

Оскільки < 2, то температурний напір теплообмінника знаходимо за формулою:

°С (4.57)

Визначаємо теплове навантаження теплообмінника Т-209 за формулою:

*Q*=*G· (І2р – І1р)* кВт, (4.58)

де *G* – витрата ВЦЗ, кг/год;

*І1р*, *І2р* – ентальпія ВЦЗ на вході та виході з теплообмінника, кДж/кг·К.

*Q*= 153205,90 · (346,43 – 179,29) = 25606834,13 кДж/год = 7113,0 кВт

Визначаємо площу теплообміну

м2, (4.59)

де К = 120 Вт/м2·К– коефіцієнт теплопередачі [15, ст. 522].

Згідно виконаних розрахунків обираємо теплообмінник діаметром *Dвнут*= 1400 мм з довжиною труб *Lтр* = 8066 мм. Поверхня теплообміну складає *F* = 1122 м2.

Розраховуємо запас поверхні теплообміну:

13 % (4.60)

Розраховуємо насос для перекачування ВЦЗколони розподілу продуктів крекінгу Н-206.

Продуктивність насосу розраховуємо за формулою:

м3/год, (4.61)

де *F* = 42,56 кг/с – витратаВЦЗ;

 = 873 кг/м3 - густина рідини.

Повний напір насосу розраховуємо за формулою:

, м, (4.62)

де *Нг* = 12 м – геометрична висота;

 *Р1* = 0,76 МПа – тиск на нагнітанні;

 *Р2* = 0,2 МПа – тиск на всмоктуванні;

*ρс* = 873 кг/м3 – густина ВЦЗ;

*g* = 9,81 м2/с – прискорення вільного падіння;

*hвс* = 2,0 м – втрата напору на лінії всмоктування;

*hн*= 6,0 м – втрата напору на лінії нагнітання.

м.

Корисну потужність двигуна насосу розраховуємо за формулою:

кВт, (4.63)

де *Q*= 0,02 м3/с – потужність насосу;

 *Н* = 84м – повний напір насосу;

 *g* – прискорення вільного падіння;

*ρ* – густина ВЦЗ, кг/м3.

Потужність на валу двигуна знаходимо за формулою:

кВт, (4.64)

де *ηп* = 1 − ККД передачі від електродвигуна до насосу;

 *ηн* = 0,8 − ККД насосу [8, ст. 259].

Потужність двигуна насосу знаходимо за формулою:

кВт, (4.65)

де *ηдв* = 0,9 − ККД електродвигуна.

З урахуванням коефіцієнту запасу потужності *k* [8, ст. 259 ] розраховуємо потужність двигуна:

кВт. (4.66)

Приймаємо згідно розрахунку центробіжний насос марки НК 560/120-АВlг С, з наступними характеристиками: продуктивність 465 м3/год, напір 85 м. ст. рідини. Електродвигун 2В280 S-2-У2.5 потужністю *N* = 110 кВт, *n* = 2965 об/хв.

Перевірочні розрахунки насосу та теплообміннику показали, що закладене в проекті допоміжне обладнання з навантаженням впорається.

Характеристику допоміжного обладнання наводимо в таблиці 6.1

Таблиця 6.1 - Характеристика допоміжного обладнання

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Найменуванняапарату | Матерiал | Характеристика апарату |
| 1 | 2 | 3 |
| 1. Регенератор для безперервної регенерації закоксованого каталізатора Р-202 | Корпус - 09Г2С-15, внутрішнє устаткування-08Х13, 12Х18Н10ТГрати панцирні 08Х13,патрубки штуцерів - сталь вуглецева. Внутрішня поверхня футерується жаростійким торкрет – бетоном. | D=12950/11550 мм,Н= 27600 мм,Рроз. = 0,35 МПа,Рроб.верх апарату = 0,14 МПа,Рроб.низ апарату = 0,17 МПа,Троб.=700 оС,Температура стінки: Трозр.= 300 °С, Троб. = 150 °С,V = 1800 м3 |
| 2. Апарат для зниження тиску газів регенерації Д-201 | Корпус, внутрішні елементи - сталь 12Х18Н10Т, внутрішнєустаткування - 08Х13, Внутрішня поверхня футерується жаростійкимторкрет - бетоном. | D =2800 Н = 34400 Р = 0,69 кгс/см2Т = до 700 °С |

Продовження таблиці 6.1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| 3. Відпарна колона для виділення дизельної фракції К-202 | Корпус, днища-ВСт3сп.5; тарілки - 08Х13; опора - сталь вуглецева | D = 1200 мм, Н = 9752 мм,Тарілки клапані баластні, однопоточні - 6 шт. Рроз.= 0,4 МПа, Трозр.= 250 °С,Рроб.= 0,125 МПа, Троб.= 250 °СV = 8,3 м3 |
| 4. Газоводовідділювач для розподілу ректифікату колони К-201 - О-201 | Корпус, днища-ВСт3сп4.Аппарат термооброблений | D =3400 мм, L = 18450 мм,V = 160 м3, Ррозр.= 0,38 МПа, Трозр.= 100 °С, Троб.= 35 °СРроб.= 0,08 МПа.  |
| 5. Шламовідстійник для розділення фракції > 420 °С та шламу Е-201 | Корпус - 16ГС + 08Х13, опора - сталь вуглецеваПрибавка на корозію 4-5 мм | D = 5000 мм,Н = 13904 мм,V = 153 м3, Ррозр. =1,1МПа, Трозр. = до 370 °С,Рроб = 0,8 МПа, Троб. = 370 °С |
| 6. Апарат підготовки газів до рекуперації Е-202 | Корпус, опора – сталь 09Г2С-15.Внутрішні вузли та елементи, сітка панцирна -12Х18Н10Т, 08Х13. Футерується жаростійким бетоном | Н=16955мм, D=11050/9400 мм,V = 725 м3,Всередині встановлені циклони: Ø 400 - 107 шт.Рроб. = 0,14 МПа, Троб. = 700 °С, Трозр.ст.= 300 °СРрозр.= 0,35 МПа |
| 7. Бункер свіжого каталізатору Б-202 | Сталь низьколегована 16ГС. Кріплення - 30ХМ, 30ХМА, 41МоСr11 | D = 3400 мм, Н = 14984 мм,V =170 м3, Ррозр. = 0,4 МПа, Рроб. = 0,2 МПа, Троб. = 420 °С |

Продовження таблиці 6.1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| 8. Бункер уловленого каталізатора Б-205/1,2 | Корпус, днище -12Х18Н10Т. Опора - 16ГС, 12Х18Н10Т. Внутрішні пристрої - 12Х18Н10Т | D = 1600 мм, Н = 3680 мм,V =4,5 м3,Ррозр. = 0,35 МПа,Трозр. = 520 °С,Рроб. = 0,14 МПа,Троб. = 520 °С |
| 9. Топка під тиском П-201 | Сталь 08Х13 ВСт3сп5, R52.5а | D =2600 мм, L = 11370 мм,V = 8 м3,Ррозр. = 0,7 МПа,Рроб. = 0,32 МПа,Температура стінки: Троб. = 50 °С |
| 10. Конденсатор-холодильник повітряного охолодження парів колони К-201 ХВ-201/1:10 | Грати -08Х22Н6Т, Кришки -12Х18Н9ТЛ. Зовнішні труби ПЕКЛО-1. внутрішні труби - 08Х22Н6Т, дифузор, металоконструкції - сталь вуглецева  | 1АВ3-20-Ж-6-Б3  6-4а-6 Габаритні розміри: 6380х6380х6095, F = 6150 м2Трубний простір: Рроб.= 1,6 МПа, Троб. = 175 °С Середовище: газ, пари бензинуЕлектродвигун: ВАСО 2-75-27-У1N = 75 кВт, n = 250 об/хв,Виконання 1Ехd II BT4 |

Продовження таблиці 6.1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| 11. Холодильник повітряного охолодження верхнього циркуляційного зрошування колони К-201ХВ -202/1,2 | Грати -09Г2С-6, Кришки - Ст20л. Зовнішні труби - ПЕКЛО-1, внутрішні труби – Ст. 10, дифузор, металоконструкції - сталь вуглецева | АВ3-9-Ж-16-Б1-В2Т  8-8-6 Жалюзі з ручним приводом F = 5300 м2Трубний простір: Рроб. = 1,6 МПа, Троб. = 175 °С.Середовище: бензин, дизельна фракція.Електродвигун: ВАСО 16-29-24N = 75 кВт, n = 210 об/хв,Виконання 1Ехd II BT4 |
| 12. Холодильник повітряного охолодження ХВ-203 | Грати -09Г2СЮ4-8, Кришки внутрішні - 20Ю4Л. Труби - Ст. 10, Зовнішні труби – ПЕКЛО-1, дифузор. металоконструкції - сталь вуглецева | 1АВЗ-20-Ж-16-Б1-Т3  6-2-6 Габаритні розміри:6380х6380х6025Жалюзі з ручним приводом F = 6750 м2Трубний простір: Рроб. = 1,6 МПа, Троб. = 175 °ССередовище: очищений від сірководню конденсатЕлектродвигун: ВАСО 2-75-24-У1N = 75 кВт, n = 250 об/хв,Виконання 1Ехd II BT4 |

 Продовження таблиці 6.1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| 13. Доохолоджувач парів ректифікату колони К-201 Х-201 | Кожух -16ГС-6 17Г1СУ, Розподільча камера і кришки -09Г2С. Труби - 08Х22Н6Т. Кожух термообробляється | 1400КП-10-М12-02  0-6 гр.2 F = 782 м2, D = 1400 мм,L = 7689 мм.Трубний простір: V = 1,42 м3.Рроб. = 0,3 МПа, Троб. = 40 °С,Міжтрубний простір: V = 10,1 м3Рроб.= 0,08 МПа, Троб. = 50 °С |
| 14. Насос для відкачки фракції >420°С з К-201 в шламовідстійникЕ-201Н-203/1,2 | Сталь вуглецева | АНК 100/100-ТУ,Q = 100 м3/год, Р = 0,9 МПа,Електродвигун: 2В250S4-У2,5,N = 75 кВт, n = 1480 об/хв,Викнання: 1Ехd II ВТ4 |
| 15. Насос для відкачки фракції 215 – 310 (350)°С з К-202 з установкиН-204 | Сталь вуглецева | НК 65/125ВС1М ДНТ-60КР,Q = 70 м3/год, Р = 1,4 МПа,Електродвигунь: 2В250М2-У2,5,N = 90кВт, n = 2945 об/хв, Виконання: 1Ехd II ВТ4 |

Продовження таблиці 6.1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| 16. Нагнітач центробіжний для подачі повітря в Р-202 ЦК-201 | Сталь вуглецева | Н-900-31-4, Q = 55800м3/хв,Рвс. = 0,1 МПа, Твс. = 180 оС,Рнаг. = 0,34 МПа,Електродвигун:СТДП-4000-2УХЛ4 |
| 17. Насос для відкачки нестабільного бензину з О**-**201 в сепаратор змішування Е-307 та в колону К-201 Н-210 | Сталь вуглецева | НК 560/300-Г2бС ДНМ-80,Q = 216 м3/год, Р = 2,66 МПа,Електродвигун: ВАO2-450 М-2-У2,N = 250 кВт, n = 3000 об/хв,Виконання: 1Ехd II ВТ4 |
| 18. Насос для подачі ВЦЗ колони К-201 Н-206 | Сталь вуглецева | НК 560/120-АвlгС ДНТ-70,Q = 465 м3/год, Р = 0,85 МПа,Електродвигун: 2В280 S-2-У2,5,N= 110 кВт, n = 2965 об/хв,Виконання: 1Ехd II ВТ4 |
| 19. Насос для подачі II ПЦЗ колони К-201 Н-208 | Сталь хромомолібденова | НК 360/80-ВбХ ДНТ-70,Q = 337 м3/чгод, Р = 0,69 МПаЕлектродвигун В250 М-2-У2,N = 90 кВт, n = 2975 об/хв,Виконання: 1Ехd II ВТ4 |

Продовження таблиці 6.1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| 20. Насос для подачі НЦЗколони К-201Н-209 | Сталь хромомолібденова | НК 360/80-ВаХ ДНТ-70,Q = 360 м3/год, Р = 0,81 МПа,Електродвигун ВАО2280S2-У2,5,N = 132 кВт, n = 2975 об/хв,Виконання: 1Ехd II ВТ4. |