Санкт-Петербургский государственный Университет

низкотемпературных и пищевых технологий.

Кафедра криогенной техники.

# Курсовой проект

по дисциплине «Установки ожижения и разделения газовых смесей»

Расчёт и проектирование установки

для получения жидкого кислорода.

Работу выполнил

студент 452 группы

Денисов Сергей.

Работу принял

Пахомов О. В.

Санкт – Петербург 2003 год.

Оглавление.

Задание на расчёт…………………………………………………………………..3

1. Выбор типа установки и его обоснование……………………………………3
2. Краткое описание установки…………………………………………………..3
3. Общие энергетические и материальные балансы……………………….……4
4. Расчёт узловых точек установки…………………………….…………………4
5. Расчёт основного теплообменника…………………………….………………7
6. Расчёт блока очистки……………………………………………….…………..17
7. Определение общих энергетических затрат установки…………………..…..20
8. Расчёт процесса ректификации…………………………………….…………..20
9. Расчёт конденсатора – испарителя…………………………………………….20
10. Подбор оборудования…………………………………………………..………21
11. Список литературы……………………………………………..………………22

Задание на расчёт.

Рассчитать и спроектировать установку для получения газообразного кислорода с чистотой 99,5 %, производительностью 320 м3/ч, расположенную в городе Владивостоке.

1. Выбор типа установки и его обоснование.

В качестве прототипа выбираем установку К – 0,4, т. к. установка предназначена для получения жидкого и газообразного кислорода чистотой 99,5 %, а также жидкого азота. Также установка имеет относительно несложную схему.

2. Краткое описание работы установки.

Воздух из окружающей среды, имеющий параметры Т = 300 К и Р = 0,1 МПа, поступает в компрессорную станцию в точке 1. В компрессоре он сжимается до давления 4,5 МПа и охлаждается в водяной ванне до температуры 310 К. Повышение температуры обусловлено потерями от несовершенства системы охлаждения. После сжатия в компрессоре воздух направляется в теплообменник – ожижитель, где охлаждается до температуры 275 К, в результате чего большая часть содержащейся в ней влаги конденсируется и поступает в отделитель жидкости, откуда выводится в окружающую среду. После теплообменника – ожижителя сжатый воздух поступает в блок комплексной очистки и осушки, где происходит его окончательная очистка от содержащихся в нём влаги и СО2 . В результате прохождения через блок очистки воздух нагревается до температуры 280 К. После этого поток сжатого воздуха направляется в основной теплообменник, где охлаждается до температуры начала дросселирования, затем дросселируется до давления Р = 0,65 МПа. В основном теплообменнике поток разделяется. Часть его выводится из аппарата и поступает в детандер, где расширяется до давления Р = 0,65 МПа и поступает в нижнюю часть нижней колонны.Поток из дросселя поступает в середину нижней колонны. Начинается процесс ректификации. Кубовая жидкость (поток R, содержание N2 равно 68%) из низа нижней колонны поступает в переохладитель, где переохлаждается на 5 К , затем дросселируется до давления 0,13 МПа и поступает в середину верхней колонны. Азотная флегма (поток D, концентрация N2 равна 97%) забирается из верхней части нижней колонны, пропускается через переохладитель, где также охлаждается на 5К, затем дросселируется до давления 0,13 МПа и поступает в верхнюю часть верхней колонны. В верхней колонне происходит окончательная ректификация, внизу верхней колонны собирается жидкий кислород, откуда он направляется в переохладитель, где переохлаждается на 8 – 10 К. Далее поток кислорода направляется в жидкостной насос, где его давление поднимается до 10 МПа, и обратным потоком направляется в основной теплообменник. Затем он направляется в теплообменник – ожижитель, откуда выходит к потребителю с температурой 295 К. Азот из верхней части колонны последовательно проходит обратным потоком переохладитель азотной флегмы и кубовой жидкости, оснновной теплообменник и теплообменник – ожижитель. На выходе из теплообменника – ожижителя азот будет иметь температуру 295 К.

3. Общие энергетические и материальные балансы.

V = K + A

0,79V = 0,005K + 0,97A

МVΔi1B – 2B + VдетhадηадМ = МVq3 + Мк KΔi2K – 3K + VΔi3В – 4В М

М – молярная масса воздуха.

Мк – молярная масса кислорода.

Принимаем V = 1 моль

К + А = 1

К = 1 – А

0,79 = 0,005(1 – А) + 0,97А

А = 0,813

К = 1 – 0,813 = 0,187

Определяем теоретическую производительнсть компрессора.

(1/0,187) = х/320 => х = 320/0,187 = 1711 м3/ч = 2207,5 кг/ч

4. Расчёт узловых точек установки

Принимаем:

Давление воздуха на входе в компрессор………………………. 

Давление воздуха на выходе из компрессора……………………*Рвыхк = 4,5 МПА*

Температура воздуха на входе в компрессор…..………………...

Температура воздуха на выходе из компрессора…….…………..

Температура воздуха на выходе из теплообменника – ожижителя…..

Температура воздуха на выходе из блока очистки…………………

Давление в верхней колонне…………………………………….. 

Давление в нижней колонне………………………………………

Концентрация азота в кубовой жидкости ………………………..

Концентрация азота в азотной флегме…………………………… 

Температурный перепад азотной флегмы и кубовой жидкости при прохождении

через переохладитель…………..……………………………..

Температура кубовой жидкости…………………………………….

Температура азотной флегмы………………………………………

Температура отходящего азота…………………………………….

Температура жидкого кислорода…………………………………..

Разность температур на тёплом конце теплообменника – ожижителя………………………………………..…………….

Температура азота на выходе из установки………………….

Температурный перепад кислорода …………………………*ΔТ1К – 2К = 10 К*

На начальной стадии расчёта принимаем: 

Составляем балансы теплообменных аппаратов:

а) Баланс теплообменника – ожижителя.

КСр кΔТ4К – 5К + АСрАΔТ3А – 4А = VCpvΔT2В – 3В

б) Балансы переохладителя:





находим из номограммы для смеси азот – кислород.

в) Баланс переохладителя кислорода.

КCpK ΔT1К – 2К = RCpR ΔT2R – 3R

## Принимаем ΔT1К – 2К = 10 К

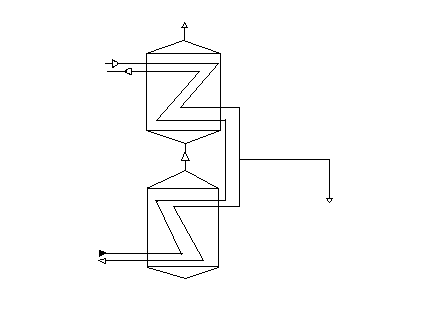
ΔT2R – 3R = 0,128\*1,686\*10/6,621\*1,448 = 2,4

Т3R = Т2R + ΔT2R – 3R = 74 + 2,4 = 76,4 К

i3R = 998,2

г) Баланс основного теплообменнка.

Для определения параметров в точках 3А и 4К разобьём основной теплообменник на 2 трёхпоточных теплообменника:



Истинное значение Vдет вычислим из баланса установки:

Vдет = [VMq3 + KMkΔi2K – 3K + VMΔi4B – 3B – VMΔi1B – 2B]/Mhадηад = [1\*29\*8 + 0,187\*32\*(352,8 – 349,9) + 1\*29\*(522,32 – 516,8) – 1\*29\*(563,82 – 553,75)]/29\*(394,5 – 367,5)\*0,7 = 0,2

Vдет = 0,2V = 0,2\*1711 = 342 м3/ч

Составляем балансы этих теплообменников:

I VCpVΔT4B – 6B = KCpKΔT3K’ – 4K + ACpAΔT2A’ – 3A

II (V – Vд )CpVΔT6B-5B = KCpKΔT3K – 3K’ + ACpAΔT2A’ – 2A

Добавим к ним баланс теплообменника – ожижителя. Получим систему из 3 уравнений.

III КСр кΔТ4К – 5К + АСрАΔТ3А – 4А = VCpvΔT2В – 3В

Вычтем уравнение II из уравнения I:

VCpVΔT4B – 6B - (V – Vд )CpVΔT6B-5B = KCpKΔT3K’ – 4K - KCpKΔT3K – 3K’ + ACpAΔT2A’ – 3A - ACpAΔT2A’ – 2A

Получаем систему из двух уравнений:

I VCpV (T4B -2T6B + T5B ) + VдCpV(T6B – T5B) = KCpK(T4K – T3K) + ACpAΔT3A – 2A

II КСр кΔТ4К – 5К + АСрАΔТ3А – 4А = VCpvΔT2В – 3В

I 1\*1,012(280 – 2\*173 + 138) + 0,387\*1,093(173 – 138) = 0,128\*1,831(T4K – 88) +0,872\*1,048(T3А–85)

II 1\*1,012\*(310 – 275) = 0,128\*1,093(295 - T4K) + 0,872\*1,041(295 – T3А)

T4K = 248,4 К

T3А = 197,7 К

Для удобства расчёта полученные данные по давлениям, температурам и энтальпиям в узловых точках сведём в таблицу:

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| № | 1В | 2В | 3В | 4В | 5В | 5 | 6В | 7В | 1R | 2R | 3R |
| i, кДж/  кг | 553,7 | 563,8 | 516,8 | 522,3 | 319,2 | 319,2 | 419,1 | 367,5 | 1350 | 1131,2 | 1243 |
| Р, МПа | 0,1 | 4,5 | 4,5 | 4,5 | 4,5 | 0,65 | 4,5 | 4,5 | 0,65 | 0,65 | 0,65 |
| Т, К | 300 | 310 | 275 | 280 | 138 | 80 | 188 | 125 | 79 | 74 | 76,4 |
| № | 1D | 2D | 1К | 2К | 3К | 4К | 5К | 1А | 2А | 3А | 4А |
| i, кДж/  кг | 1015 | 2465 | 354,3 | 349,9 | 352,8 | 467,9 | 519,5 | 328,3 | 333,5 | 454,6 | 553, |
| Р, МПа | 0,65 | 0,65 | 0,13 | 0,12 | 10 | 10 | 10 | 0,13 | 0,13 | 0,13 | 0,13 |
| Т, К | 79 | 74 | 93 | 84 | 88 | 248,4 | 295 | 80 | 85 | 197,7 | 295 |

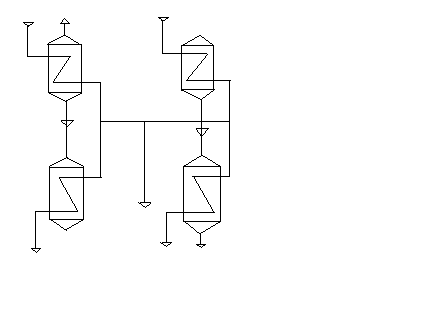
ПРИМЕЧАНИЕ.

1. Значения энтальпий для точек 1R, 2R, 3R , 1D, 2D взяты из номограммы Т – i – P – x – y для смеси азот – кислород.

2. Прочие значения энтальпий взяты из [2].

5. Расчёт основного теплообменника.

Ввиду сложности конструкции теплообменного аппарата разобьём его на 4 двухпоточных теплообменника.



Истинное значение Vдет вычислим из баланса установки:

Vдет = [VMq3 + KMkΔi2K – 3K + VMΔi4B – 3B – VMΔi1B – 2B]/Mhадηад = [1\*29\*8 + 0,128\*32\*(352,8 – 349,9) + 1\*29\*(522,32 – 516,8) – 1\*29\*(563,82 – 553,75)]/29\*(394,5 – 367,5)\*0,7 = 0,2

Vдет = 0,2V = 0,2\* = 342,2 м3/ч

Составляем балансы каждого из четырёх теплообменников:

I VA (i4B – i1) + Vq3 = A(i3A – i3)

II VK (i4B – i2) + Vq3 = K(i4K – i4)

III (VA – Vда)(i1 – i5B) + Vq3 = A(i3 – i2A)

IV (VК – Vдк)(i2 – i5B) + Vq3 = К(i4 – i2К)

Здесь VA + VК = V , Vда + Vдк = Vд

Параметры в точках i1 и i2 будут теми же, что в точке 6В

Температуру в точке 5В задаём:

Т5В = 138 К

Р5В = 4,5 МПа

i5В = 319,22 кДж/кг = 9257,38 кДж/кмоль

Принимаем VA = А = 0,813, VК = К = 0,187, Vдк = Vда = 0,1, q3 = 1 кДж/кг для всех аппаратов.

Тогда из уравнения I

VA (i4B – i6В) + Vq3 = A(i3A – i3)

0,813(522,32 – 419,1) + 1 = 0,813(454,6 – i3)

i3 = (394,6 – 112,5)/0,813 = 324,7 кДж/кг

Т3 = 140 К

Проверяем полученное значение i3 с помощью уравнения III:

(0,872 – 0,1)(394,5 – 319,22) + 1 = 0,872(i3 – 333,5)

59,1 = 0,872i3 – 290,8

i3 = (290,8 + 59,1)/0,872 = 401,3 кДж/кг

Уменьшим VА до 0,54:

0,54(522,32 – 419,1) + 1 = 0,872(454,6 – i3)

i3 = (394,6 – 70,023)/0,872 = 372,2 кДж/кг

Проверяем полученное значение i3 с помощью уравнения III:

(0,54 – 0,1)(394,5 – 319,22) + 1 = 0,872(i3 – 333,5)

i3 = (290,8 + 34,123)/0,872 = 372,6 кДж/кг

Т3 = 123 К

Тогда из уравнения II:

VK (i4B – i6В) + Vq3 = K(i4K – i4)

0,56(522,32 – 419,1) + 1 = 0,128(467,9 – i4)

72,6 = 59,9 – 0,128 i4

i4 = (72,6 – 59,9)/0,128 = 332 кДж/кг

Т4 = 140 К

Рассчитываем среднеинтегральную разность температур для каждого из четырёх теплообменников.

а) Материальный баланс теплообменника I:

VA (i4B – i1) + Vq3 = A(i3A – i3)

Из баланса расчитываем истинное значение теплопритоков из окружающей среды:

0,54\*1,15(280 – 173) + 1\*q3 = 0,872\*1,99(197,7 – 123)

q3 = 121,9 - 66,4 = 55,5 кДж/кг

Рассчитываем коэффициенты В и D:

VA (i4B – i6В) + Vq3 = A(i3A – i3)

VA  ΔiB + Vq3 = A ΔiA

ΔiB = A ΔiA/ VA - V q3/VA | ΔiA/ ΔiA

ΔiB = A ΔiA/ VA - Vq3\* ΔiA/ ΔiA

В = A/VA = 0,872/0,54 = 1,645

D = V q3/VA ΔiA  = 1\*55,5/0,54\*(197,7 – 123) = 0,376

ΔiB = В ΔiA - D ΔiA = С ΔiA = (1,635 – 0,376) ΔiA = 1,259 ΔiA

Составляем таблицу:

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| № | ТВ , К | iв, кДж/кг | ΔiВ | ТА, К | iА, кДж/кг | ΔiА |
| 0 – 0 | 280 | 522,32 | 0 | 197,7 | 454,6 | 0 |
| 1 – 1 | 272 | 512,0 | 10,324 | 190,23 | - | 8,2 |
| 2 – 2 | 261 | 501,7 | 20,648 | 182,76 | - | 16,4 |
| 3 – 3 | 254 | 491,3 | 30,971 | 175,29 | - | 24,6 |
| 4 – 4 | 245 | 481,0 | 41,295 | 167,82 | - | 32,8 |
| 5 – 5 | 235 | 470,7 | 51,619 | 160,35 | - | 41 |
| 6 – 6 | 225 | 460,4 | 61,943 | 152,88 | - | 49,2 |
| 7 – 7 | 218 | 450,1 | 72,267 | 145,41 | - | 57,4 |
| 8 – 8 | 210 | 439,73 | 82,59 | 137,94 | - | 65,6 |
| 9 – 9 | 199 | 429,4 | 92,914 | 130,47 | - | 73,8 |
| 10 – 10 | 188 | 419,12 | 103,2 | 123 | 372,6 | 82 |

Строим температурные кривые:

ΔТсринт = n/Σ(1/ΔТср)

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| № | ΔТср | 1/ΔТср |
| 1 | 82 | 0,012 |
| 2 | 82 | 0,012 |
| 3 | 78 | 0,0128 |
| 4 | 79 | 0,0127 |
| 5 | 77 | 0,013 |
| 6 | 72 | 0,0139 |
| 7 | 73 | 0,0137 |
| 8 | 72 | 0,0139 |
| 9 | 69 | 0,0145 |
| 10 | 65 | 0,0154 |

Σ(1/ΔТср) = 0,1339

ΔТср = 10/0,1339 = 54,7 К

б) Материальный баланс теплообменника II:

VK (i4B – i6В) + Vq3 = K(i4K – i4)

Из баланса расчитываем истинное значение теплопритоков из окружающей среды:

0,56\*1,15(280 – 173) + 1\*q3 = 0,187\*1,684(248,4 – 140)

q3 = 23,4 - 68,9 = -45,5 кДж/кг

Рассчитываем коэффициенты В и D:

VК (i4B – i6В) + Vq3 = K(i4K – i4)

VК  ΔiB + Vq3 = К ΔiК

ΔiB = К ΔiК/ VК - V q3/VК | ΔiК/ ΔiК

ΔiB = К ΔiК/ VК - Vq3\* ΔiК/ ΔiК

В = К/VК = 0,128/0,56 = 0,029

D = V q3/VК ΔiК  = -1\*45,5/0,56\*(248,4 – 140) = -0,75

ΔiB = В ΔiК - D ΔiК = С ΔiК = (0,029 + 0,75) ΔiК = 0,779 ΔiК

Составляем таблицу:

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| № | ТВ , К | iв, кДж/кг | ΔiВ | ТК, К | iК, кДж/кг | ΔiК |
| 0 – 0 | 280 | 522,32 | 0 | 248,4 | 332 | 0 |
| 1 – 1 | 272 | 511,7 | 10,589 | 237,56 | - | 13,593 |
| 2 – 2 | 261 | 501,1 | 21,178 | 226,72 | - | 27,186 |
| 3 – 3 | 254 | 490,6 | 31,767 | 215,88 | - | 40,779 |
| 4 – 4 | 245 | 480 | 42,356 | 205,04 | - | 54,372 |
| 5 – 5 | 235 | 469,3 | 52,973 | 194,2 | - | 67,975 |
| 6 – 6 | 225 | 458.8 | 63,534 | 183,36 | - | 81,558 |
| 7 – 7 | 218 | 448,2 | 74,123 | 172,52 | - | 95,151 |
| 8 – 8 | 210 | 437,6 | 84,735 | 161,68 | - | 108,77 |
| 9 – 9 | 199 | 427 | 95,301 | 150,84 | - | 122,33 |
| 10 – 10 | 188 | 419,12 | 105,9 | 140 | 467,93 | 135,93 |



ΔТсринт = n/Σ(1/ΔТср)

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| № | ΔТср | 1/ΔТср |
| 1 | 32 | 0,03125 |
| 2 | 34 | 0,0294 |
| 3 | 34 | 0,0294 |
| 4 | 40 | 0,025 |
| 5 | 41 | 0,0244 |
| 6 | 42 | 0,0238 |
| 7 | 45 | 0,0222 |
| 8 | 48 | 0,0208 |
| 9 | 48 | 0,0208 |
| 10 | 48 | 0,0208 |

Σ(1/ΔТср) = 0,245

ΔТср = 10/0,245 = 40,3 К

в) Материальный баланс теплообменника III:

(VA – Vда)(i6В – i5B) + Vq3 = A(i3 – i2A)

Из баланса расчитываем истинное значение теплопритоков из окружающей среды:

(0,54 – 0,1)\*2,204(188 - 138) + 1\*q3 = 0,813\*1,684(123 – 85)

q3 = 55,8 – 33,9 = 21,9 кДж/кг

Рассчитываем коэффициенты В и D:

(VA – Vда)(i6В – i5B) + Vq3 = A(i3 – i2A)

(VА - Vда) ΔiB + Vq3 = А ΔiА

ΔiB = А ΔiА/ (VА - Vда) - V q3/VА | ΔiА/ ΔiА

ΔiB = А ΔiА/ (VА - Vда) - Vq3\* ΔiА/ ΔiА

В =А/(VА - Vда) = 0,813/0,44 = 1,982

D = V q3/(VА - Vда) ΔiА  = 1\*21,9/0,44\*(372,6 – 333,5) = 0,057

ΔiB = В ΔiА - D ΔiА = С ΔiА = (1,982 – 0,057) ΔiА = 1,925 ΔiА

Составляем таблицу:

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| № | ТВ , К | iв, кДж/кг | ΔiВ | ТА, К | iА, кДж/кг | ΔiА |
| 0 – 0 | 188 | 394,5 | 0 | 123 | 372,6 | 0 |
| 1 – 1 | 175 | 387 | 7,527 | 119,2 | - | 3,91 |
| 2 – 2 | 168 | 379,4 | 15,1 | 115,4 | - | 7,82 |
| 3 – 3 | 162 | 371,92 | 22,58 | 111,6 | - | 11,73 |
| 4 – 4 | 158 | 364,4 | 30,1 | 107,8 | - | 15,64 |
| 5 – 5 | 155 | 356,9 | 37,6 | 104 | - | 19,55 |
| 6 – 6 | 152 | 349,3 | 45,2 | 100,2 | - | 23,46 |
| 7 – 7 | 149 | 341,8 | 52,7 | 96,4 | - | 27,37 |
| 8 – 8 | 145 | 334,3 | 60,2 | 92,6 | - | 31,28 |
| 9 – 9 | 141 | 326,8 | 67,741 | 88,8 | - | 35,19 |
| 10 – 10 | 138 | 319,22 | 75,28 | 85 | 333,5 | 39,1 |



ΔТсринт = n/Σ(1/ΔТср)

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| № | ΔТср | 1/ΔТср |
| 1 | 56 | 0,0179 |
| 2 | 53 | 0,0189 |
| 3 | 50 | 0,02 |
| 4 | 50 | 0,02 |
| 5 | 51 | 0,0196 |
| 6 | 52 | 0,0192 |
| 7 | 53 | 0,0189 |
| 8 | 52 | 0,0192 |
| 9 | 52 | 0,0192 |
| 10 | 53 | 0,0189 |

Σ(1/ΔТср) = 0,192

ΔТср = 10/0,245 = 52 К

г) Материальный баланс теплообменника IV:

(VК – Vдк)(i6В – i5B) + Vq3 = К(i4 – i2К)

Из баланса расчитываем истинное значение теплопритоков из окружающей среды:

(0,56 – 0,1)\*2,204(188 - 138) + 1\*q3 = 0,128\*1,742(123 – 88)

q3 = 7,804 - 50,7 = - 42,9 кДж/кг

Рассчитываем коэффициенты В и D:

(VК – Vдк)(i6В – i5B) + Vq3 = К(i4 – i2К)

(Vк - Vдк) ΔiB + Vq3 = К Δiк

ΔiB = К Δiк/ (VК - Vдк) - V q3/VК | ΔiК/ ΔiК

ΔiB = К ΔiК/ (VК - Vдк) - Vq3\* ΔiК/ ΔiК

В =К/(VК - Vдк) = 0,128/0,46 = 0,278

D = V q3/(VК - Vдк) Δiк  = -1\*42,9/0,46\*(372,6 – 332) = - 1,297

ΔiB = В ΔiК - D ΔiК = С Δiк = (0,278 + 1,297) ΔiК = 1,488 ΔiК

Составляем таблицу:

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| № | ТВ , К | iв, кДж/кг | ΔiВ | ТК, К | iК, кДж/кг | ΔiК |
| 0 – 0 | 188 | 394,5 | 0 | 140 | 332 | 0 |
| 1 – 1 | 174 | 387,17 | 7,33 | 134,8 | - | 5,06 |
| 2 – 2 | 167 | 379,8 | 14,7 | 129,6 | - | 10,12 |
| 3 – 3 | 162 | 371,6 | 22,9 | 124,4 | - | 15,18 |
| 4 – 4 | 158 | 365,2 | 29,3 | 119,2 | - | 20,24 |
| 5 – 5 | 155 | 357,9 | 36,6 | 114 | - | 25,3 |
| 6 – 6 | 152 | 350,5 | 44 | 108,8 | - | 30,36 |
| 7 – 7 | 149 | 343,2 | 51,3 | 103,6 | - | 35,42 |
| 8 – 8 | 146 | 335,9 | 58,6 | 98,4 | - | 40,48 |
| 9 – 9 | 143 | 328,6 | 65,9 | 93,2 | - | 45,54 |
| 10 – 10 | 138 | 319,22 | 75,28 | 88 | 372,6 | 50,6 |

ΔТсринт = n/Σ(1/ΔТср)

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| № | ΔТср | 1/ΔТср |
| 1 | 40 | 0,025 |
| 2 | 37 | 0,027 |
| 3 | 38 | 0,026 |
| 4 | 39 | 0,0256 |
| 5 | 41 | 0,0244 |
| 6 | 43 | 0,0233 |
| 7 | 45 | 0,0222 |
| 8 | 47 | 0,0213 |
| 9 | 50 | 0,02 |
| 10 | 50 | 0,02 |



Σ(1/ΔТср) = 0,235

ΔТср = 10/0,245 = 42,6 К

д) Расчёт основного теплообменника.

Для расчёта теплообменника разбиваем его на 2 трёхпоточных. Для удобства расчёта исходные данные сводим в таблицу.

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Поток | Рср, ат. | Тср, К | Ср, кДж/кгК | Уд. Объём v, м3/кг | μ, кг\*с/м2  \*107 | λ, Вт/мК, \*103 |
| Прямой  (воздух) | 45 | 226,5 | 1,187 | 0,005 | 18,8 | 23,6 |
| Обратный  (О2 под дав) | 100 | 190 | 2,4 | 0,00106 | 108 | 15 |
| Обратный  (N2 низ дав) | 1,3 | 155 | 1,047 | 0,286 | 9,75 | 35,04 |

Прямой поток.

1)Скорость потока принимаем ω = 1 м/с

2) Секундный расход

Vсек = V\*v/3600 = 1711\*0,005/3600 = 2,43\*10-3 м3/с

3) Выбираем тубку *ф* 12х1,5 мм

4) Число трубок

n = Vсек/0,785dвн ω = 0,00243/0,785\*0,0092\*1 = 39 шт

Эквивалентный диаметр

dэкв = 9 – 5 = 4 мм

5) Критерий Рейнольдса

Re = ω dвнρ/gμ = 1\*0,004\*85,4/9,81\*18,8\*10-7 = 32413

6) Критерий Прандтля

Pr = 0,802 (см. [2])

7) Критерий Нуссельта:

Nu = 0,023 Re0,8 Pr0,33 = 0,015\*324130,8\*0,8020,33 = 63,5

8) Коэффициент теплоотдачи:

αВ = Nuλ/dвн = 63,5\*23,6\*10-3/0,007 = 214,1 Вт/м2К

Обратный поток (кислород под давлением):

1)Скорость потока принимаем ω = 1 м/с

2) Секундный расход

Vсек = V\*v/3600 = 320\*0,0011/3600 = 9,8\*10-5 м3/с

3) Выбираем тубку *ф* 5х0,5 мм гладкую.

4) Критерий Рейнольдса

Re = ω dвнρ/gμ = 1\*0,007\*330,1/9,81\*106\*10-7 = 21810

5) Критерий Прандтля

Pr = 1,521 (см. [2])

6) Критерий Нуссельта:

Nu = 0,023 Re0,8 Pr0,4 = 0,015\*218100,8\*1,5210,33 = 80,3

7) Коэффициент теплоотдачи:

αВ = Nuλ/dвн = 80,3\*15\*10-3/0,007 = 172 Вт/м2К

Обратный поток (азот низкого давления)

1)Скорость потока принимаем ω = 15 м/с

2) Секундный расход

Vсек = V\*v/3600 = 1391\*0,286/3600 = 0,11 м3/с

3) Живое сечение для прохода обратного потока:

Fж = Vсек/ω = 0,11/15 = 0,0074 м2

4) Диаметр сердечника принимаем Dc = 0,1 м

4) Критерий Рейнольдса

Re = ω dвнρ/gμ = 15\*0,004\*2,188/9,81\*9,75\*10-7 = 34313

5) Критерий Нуссельта:

Nu = 0,0418 Re0,85 = 0,0418\*343130,85=299,4

7) Коэффициент теплоотдачи:

αВ = Nuλ/dвн = 299,4\*35,04\*10-3/0,01 = 1049 Вт/м2К

Параметры всего аппарата:

1) Тепловая нагрузка азотной секции

QA = AΔiA/3600 = 1391\*(454,6 – 381,33)/3600 = 28,3 кВт

2) Среднеинтегральная разность температур ΔТср = 54,7 К

3) Коэффициент теплопередачи

КА = 1/[(1/αв)\*(Dн/Dвн) + (1/αА)] = 1/[(1/214,1)\*(0,012/0,009) + (1/1049)] = 131,1 Вт/м2 К

4) Площадь теплопередающей поверхности

FA = QA/KA ΔТср = 28300/131,1\*54,7 = 3,95 м2

5) Средняя длина трубки с 20% запасом

lА = 1,2FA /3,14DHn = 1,2\*3,95/3,14\*0,012\*32 = 3,93 м

6) Тепловая нагрузка кислородной секции

QК = КΔiA/3600 = 0,183\*(467,93 – 332)/3600 = 15,1 кВт

7) Коэффициент теплопередачи

КК = 1/[(1/αв) + (1/αК) \*(Dн/Dвн)] = 1/[(1/214,1) + (1/172) \*(0,01/0,007)]=77 Вт/м2 К

8) Площадь теплопередающей поверхности

FК = QК/KК ΔТср = 15100/77\*25 = 7,8 м2

9) Средняя длина трубки с 20% запасом

lК = 1,2FК /3,14DHn = 1,2\*7,8/3,14\*0,01\*55 = 5,42 м

Принимаем l = 5,42 м.

10) Теоретическая высота навивки.

Н = lt2/πDср = 17\*0,0122/3,14\*0,286 = 0,43 м.

Второй теплообменник.

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Поток | Рср, ат. | Тср, К | Ср, кДж/кгК | Уд. Объём v, м3/кг | μ, кг\*с/м2  \*107 | λ, Вт/мК, \*103 |
| Прямой  (воздух) | 45 | 155,5 | 2,328 | 0,007 | 142,62 | 23,73 |
| Обратный  (О2 под дав) | 100 | 132,5 | 1,831 | 0,00104 | 943,3 | 106,8 |
| Обратный  (N2 низ дав) | 1,3 | 112,5 | 1,061 | 0,32 | 75,25 | 10,9 |

Прямой поток.

1)Скорость потока принимаем ω = 1 м/с

2) Секундный расход

Vсек = V\*v/3600 = 1875\*0,007/3600 = 2,6\*10-3 м3/с

3) Выбираем тубку *ф* 10х1,5 мм гладкую.

4) Число трубок

n = Vсек/0,785dвн ω = 0,0026/0,785\*0,0072\*1 = 45 шт

Эквивалентный диаметр

dэкв = 9 – 5 = 4 мм

5) Критерий Рейнольдса

Re = ω dвнρ/gμ = 1\*0,004\*169,4/9,81\*142,62\*10-7 = 83140

6) Критерий Прандтля

Pr =1,392 (см. [2])

7) Критерий Нуссельта:

Nu = 0,023 Re0,8 Pr0,33 = 0,015\*831400,8\*1,3920,33 = 145

8) Коэффициент теплоотдачи:

αВ = Nuλ/dвн = 145\*10,9\*10-3/0,007 = 225,8 Вт/м2К

Обратный поток (кислород под давлением):

1)Скорость потока принимаем ω = 1 м/с

2) Секундный расход

Vсек = V\*v/3600 = 800\*0,00104/3600 = 1,2\*10-4 м3/с

3) Выбираем тубку *ф* 10х1,5 мм с оребрением из проволоки *ф* 1,6 мм и шагом оребрения tп = 5,5мм

4) Критерий Рейнольдса

Re = ω dвнρ/gμ = 1\*0,007\*1067,2/9,81\*75,25\*10-7 = 101200

5) Критерий Прандтля

Pr = 1,87 (см. [2])

6) Критерий Нуссельта:

Nu = 0,023 Re0,8 Pr0,4 = 0,015\*1012000,8\*1,870,33 = 297,2

7) Коэффициент теплоотдачи:

αВ = Nuλ/dвн = 297,2\*10,9\*10-3/0,007 = 462,8 Вт/м2К

Обратный поток (азот низкого давления)

1)Скорость потока принимаем ω = 15 м/с

2) Секундный расход

Vсек = V\*v/3600 = 2725\*0,32/3600 = 0,242 м3/с

3) Живое сечение для прохода обратного потока:

Fж = Vсек/ω = 0,242/15 = 0,016 м2

4) Диаметр сердечника принимаем Dc = 0,1 м

4) Критерий Рейнольдса

Re = ω dвнρ/gμ = 15\*0,01\*3,04/9,81\*75,25\*10-7 = 60598

5) Критерий Нуссельта:

Nu = 0,0418 Re0,85 = 0,0418\*605980,85=485,6

7) Коэффициент теплоотдачи:

αВ = Nuλ/dвн = 485,6\*10,9\*10-3/0,01 = 529,3 Вт/м2К

Параметры всего аппарата:

1) Тепловая нагрузка азотной секции

QA = AΔiA/3600 = 2725(391,85 – 333,5)/3600 = 57 кВт

2) Среднеинтегральная разность температур ΔТср = 52 К

3) Коэффициент теплопередачи

КА = 1/[(1/αв)\*(Dн/Dвн) + (1/αА)] = 1/[(1/225,8)\*(0,01/0,007) + (1/529,3)] = 121,7 Вт/м2 К

4) Площадь теплопередающей поверхности

FA = QA/KA ΔТср = 57000/121,7\*52 = 9 м2

5) Средняя длина трубки с 20% запасом

lА = 1,2FA /3,14DHn = 1,2\*9/3,14\*0,01\*45 = 7,717 м

6) Тепловая нагрузка кислородной секции

QК = КΔiК/3600 = 0,128\*(352,8 - 332)/3600 = 4,6 кВт

7) Коэффициент теплопередачи

КК = 1/[(1/αв) + (1/αК) \*(Dн/Dвн)] = 1/[(1/225,8) + (1/529,3) \*(0,01/0,007)] = 140,3 Вт/м2 К

8) Площадь теплопередающей поверхности

FК = QК/KК ΔТср = 4600/140\*42,6 = 0,77 м2

9) Средняя длина трубки с 20% запасом

lК = 1,2FК /3,14DHn = 1,2\*0,77/3,14\*0,01\*45 = 0,654 м

Принимаем l = 7,717 м.

10) Теоретическая высота навивки.

Н = lt2/πDср = 7,717\*0,0122/3,14\*0,286 = 0,33 м.

Окончательный вариант расчёта принимаем на ЭВМ.

6. Расчёт блока очистки.

1. Исходные данные:

Количество очищаемого воздуха …………………… V = 2207,5 кг/ч = 1711 м3/ч

Давление потока …………………………………………… Р = 4,5 МПа

Температура очищаемого воздуха………………………… Т = 275 К

Расчётное содержание углекислого газа по объёму …………………...С = 0,03%

Адсорбент ……………………………………………………NaX

Диаметр зёрен ………………………………………………. dз = 4 мм

Насыпной вес цеолита ………………………………………γц = 700 кг/м3

Динамическая ёмкость цеолита по парам СО2 ……………ад = 0,013 м3/кг

Принимаем в качестве адсорберов стандартный баллон диаметром Da = 460 мм и высоту слоя засыпки адсорбента

L = 1300 мм.

2) Скорость очищаемого воздуха в адсорбере:

ω = 4Va/nπDa2

n – количество одновременно работающих адсорберов;

Vа – расход очищаемого воздуха при условиях адсорбции, т. е. при Р = 4,5 МПа и Тв = 275 К:

Va = VTB P/T\*PB = 1711\*275\*1/273\*45 = 69,9 кг/ч

ω = 4\*69,9/3\*3,14\*0,462 = 140,3 кг/ч\*м2

Определяем вес цеолита, находящегося в адсорбере:

Gц = nVад γц = L\*γ\*n\*π\*Da2/4 = 1\*3,14\*0,462\*1,3\*700/4 = 453,4 кг

Определяем количество СО2 , которое способен поглотить цеолит:

VCO2 = Gц\*aд = 453,4\*0,013 = 5,894 м3

Определяем количество СО2, поступающее каждый час в адсорбер:

VCO2’ = V\*Co = 3125\*0,0003 = 0,937 м3/ч

Время защитного действия адсорбента:

τпр = VCO2/ VCO2’ = 5,894/0,937 = 6,29 ч

Увеличим число адсорберов до n = 4. Тогда:

ω = 4\*69,9/4\*3,14\*0,462 = 105,2 кг/ч\*м2

Gц = 4\*3,14\*0,462\*1,3\*700/4 = 604,6 кг

VCO2 = Gc \*aд = 604,6\*0,013 = 7,86 м3

τпр = 7,86/0,937 = 8,388 ч.

Выбираем расчётное время защитного действия τпр = 6 ч. с учётом запаса времени.

2) Ориентировочное количество азота для регенерации блока адсорберов:

Vрег = 1,2\*GH2O /x’ τрег

GH2O – количество влаги, поглощённой адсорбентом к моменту регенерации

GH2O = GцаН2О = 604,2\*0,2 = 120,84 кг

τрег – время регенерации, принимаем

τрег = 0,5 τпр = 3 ч.

х’ – влагосодержание азота при Тср.вых и Р = 105 Па:

Тср.вых = (Твых.1 + Твых.2)/2 = (275 + 623)/2 = 449 К

х = 240 г/м3

Vрег = 1,2\*120,84/0,24\*3 = 201,4 м3/ч

Проверяем количество регенерирующего газа по тепловому балансу:

Vрег \*ρN2\*CpN2\*(Твх + Твых. ср)\* τрег = ΣQ

ΣQ = Q1 + Q2 + Q3 + Q4 + Q5

Q1 – количество тепла, затраченное на нагрев металла;

Q2 – количество тепла, затраченное на нагрев адсорбента,

Q3 – количество тепла, необходимое для десорбции влаги, поглощённой адсорбентом;

Q4 – количество тепла, необходимое для нагрева изоляции;

Q5 – потери тепла в окружающую среду.

Q1 = GмСм(Тср’ – Tнач’ )

Gм – вес двух баллонов с коммуникациями;

См – теплоёмкость металла, См = 0,503 кДж/кгК

Tнач’ – температура металла в начале регенерации, Tнач’ = 280 К

Тср’ – средняя температура металла в конце процесса регенерации,

Тср’ = (Твх’ + Твых’ )/2 = (673 + 623)/2 = 648 К

Твх’ – температура азота на входе в блок очистки, Твх’ = 673 К;

Твых’ – температура азота на выходе из блока очистки, Твх’ = 623 К;

Для определения веса блока очистки определяем массу одного баллона, который имеет следующие геометрические размеры:

наружний диаметр ……………………………………………….Dн = 510 мм,

внутренний диаметр ……………………………………………..Dвн = 460 мм,

высота общая ……………………………………………………..Н = 1500 мм,

высота цилиндрической части …………………………………..Нц = 1245 мм.

Тогда вес цилиндрической части баллона

GM’ = (Dн2 – Dвн2)Нц\*γм\*π/4 = (0,512 – 0,462)\*1,245\*7,85\*103\*3,14/4 = 372,1 кг,

где γм – удельный вес металла, γм = 7,85\*103 кг/м3.

Вес полусферического днища

GM’’ = [(Dн3/2) – (Dвн3/2)]\* γм\*4π/6 = [(0,513/2) – (0,463/2)]\*7,85\*103\*4\*3,14/6 = 7,2 кг

Вес баллона:

GM’ + GM’’ = 382 + 7,2 = 389,2 кг

Вес крышки с коммуникациями принимаем 20% от веса баллона:

GM’’’ = 389,2\*0,2 = 77,84 кг

Вес четырёх баллонов с коммуникацией:

GM = 4(GM’ + GM’’ + GM’’’ ) = 4\*(382 + 7,2 + 77,84) = 1868 кг.

Тогда:

Q1 = 1868\*0,503\*(648 – 275) = 3,51\*105 кДж

Количество тепла, затрачиваемое на нагревание адсорбента:

Q2 = GцСц(Тср’ – Tнач’ ) = 604,6\*0,21\*(648 – 275) = 47358 кДж

Количество тепла, затрачиваемое на десорбцию влаги:

Q3 = GH2OCp(Ткип – Тнач’ ) + GH2O\*ε = 120,84\*1\*(373 – 275) + 120,84\*2258,2 = 2,8\*105 кДж

ε – теплота десорбции, равная теплоте парообразования воды; Ср – теплоёмкость воды.

Количество тепла, затрачиваемое на нагрез изоляции:

Q4 = 0,2Vиз γизСиз(Тиз – Тнач) = 0,2\*8,919\*100\*1,886\*(523 – 275) = 8,3\*104 кДж

Vиз = Vб – 4Vбалл = 1,92\*2,1\*2,22 – 4\*0,20785\*0,512\*0,15 = 8,919 м3 – объём изоляции.

γиз – объёмный вес шлаковой ваты, γиз = 100 кг/м3

Сиз – средняя теплоёмкость шлаковой ваты, Сиз = 1,886 кДж/кгК

Потери тепла в окружающую среду составляют 20% от ΣQ = Q1 + Q2 + Q4 :

Q5 = 0,2\*(3,51\*105 + 47358 + 8,3\*104 ) = 9.63\*104 кДж

Определяем количество регенерирующего газа:

Vрег = (Q1 + Q2 + Q3 + Q4 + Q5)/ ρN2\*CpN2\*(Твх + Твых. ср)\* τрег =

=(3,51\*105 + 47358 + 2,8\*105 + 8,3\*104 + 9,63\*104)/(1,251\*1,048\*(673 – 463)\*3) = 1038 нм3/ч

Проверяем скорость регенерирующего газа, отнесённую к 293 К:

ωрег = 4 Vрег\*293/600\*π\*Da2 \*n\*Tнач = 4\*1038\*293/600\*3,14\*0,462\*2\*275 = 5,546 м/с

n – количество одновременно регенерируемых адсорберов, n = 2

Определяем гидравлическое сопротивление слоя адсорбента при регенерации.

ΔР = 2fρLω2/9,8dэх2

где ΔР – потери давления, Па;

f – коэффициент сопротивления;

ρ – плотность газа, кг/м3;

L – длина слоя сорбента, м;

dэ – эквивалентный диаметр каналов между зёрнами, м;

ω – скорость газа по всему сечению адсорбера в рабочих условиях, м/с;

א – пористость слоя адсорбента, א = 0,35 м2/м3.

Скорость регенерирующего газа при рабочих условиях:

ω = 4\*Vрег\*Твых.ср./3600\*π\*Da2\*n\*Тнач = 4\*1038\*463/3600\*3,14\*0,462\*2\*275 = 1,5 м/с

Эквивалентный диаметр каналов между зёрнами:

dэ = 4\*א\*dз/6\*(1 – א) = 4\*0,35\*4/6\*(1 – 0,35) = 1,44 мм.

Для определения коэффициента сопротивления находим численное значение критерия Рейнольдса:

Re = ω\*dэ\*γ/א\*μ\*g = 1,5\*0,00144\*0,79\*107/0,35\*25\*9,81 = 198,8

где μ – динамическая вязкость, μ = 25\*10-7 Па\*с;

γ – удельный вес азота при условиях регенерации,

γ = γ0 \*Р\*Т0/Р0\*Твых.ср = 1,251\*1,1\*273/1,033\*463 = 0,79 кг/м3

По графику в работе [6] по значению критерия Рейнольдса определяем коэффициент сопротивления f = 2,2

Тогда:

ΔР = 2\*2,2\*0,79\*1,3\*1,52/9,81\*0,00144\*0,352 = 587,5 Па

Определяем мощность электроподогревателя:

N = 1,3\* Vрег\*ρ\*Ср\*(Твх – Тнач)/860 = 1,3\*1038\*1,251\*0,25(673 – 293)/860 = 70,3 кВт

где Ср = 0,25 ккал/кг\*К

7. Определение общих энергетических затрат установки

l = [Vρв RToc ln(Pk/Pn)]/ηиз Кж\*3600 = 1711\*0,287\*296,6\*ln(4,5/0,1)/0,6\*320\*3600 = 0,802 кВт

где V – полное количество перерабатываемого воздуха, V = 2207,5 кг/ч = 1711 м3/ч

ρв – плотность воздуха при нормальных условиях, ρв = 1,29 кг/м3

R – газовая постоянная для воздуха, R = 0,287 кДж/кгК

ηиз – изотермический КПД, ηиз = 0,6

Кж – количество получаемого кислорода, К = 320 м3/ч

Тос – температура окружающей среды, принимается равной средне – годовой температуре в городе Владивостоке, Тос = 23,60С = 296,6 К

8. Расчёт процесса ректификации.

Расчёт процесса ректификации производим на ЭВМ (см. распечатки 4 и 5).

Вначале проводим расчёт нижней колонны. Исходные данные вводим в виде массива. Седьмая

строка массива несёт в себе информацию о входящем в колонну потоке воздуха: принимаем, что в нижнюю часть нижней колонны мы вводим жидкий воздух.

1 – фазовое состояние потока, жидкость;

0,81 – эффективность цикла. Поскольку в установке для ожижения используется цикл Гейландта (х = 0,19), то эффективность установки равна 1 – х = 0,81.

0,7812 – содержание азота в воздухе;

0,0093 – содержание аргона в воздухе;

0,2095 – содержание кислорода в воздухе.

Нагрузку конденсатора подбираем таким образом, чтобы нагрузка испарителя стремилась к нулю.

8. Расчёт конденсатора – испарителя.

Расчёт конденсатора – испарителя также проводим на ЭВМ с помощью программы, разработанной Е. И. Борзенко.

В результате расчёта получены следующие данные (смотри распечатку 6):

Коэффициент телоотдачи в испарителе……….……….ALFA1 = 1130,7 кДж/кгК

Коэффициент телоотдачи в конденсаторе…………… ALFA2 = 2135,2 кДж/кгК

Площадь теплопередающей поверхности………………..………F1 = 63,5 м3

Давление в верхней колонне ………………………………………Р1 = 0,17 МПа.

10. Подбор оборудования.

1. Выбор компрессора.

Выбираем 2 компрессора 605ВП16/70.

Производительность одного компрессора ………………………………..16±5% м3/мин

Давление всасывания……………………………………………………….0,1 МПа

Давление нагнетания………………………………………………………..7 МПа

Потребляемая мощность…………………………………………………….192 кВт

Установленная мощность электродвигателя………………………………200 кВт

2. Выбор детандера.

Выбираем ДТ – 0,3/4 .

Характеристики детандера:

Производительность…………………………………………………… V = 340 м3/ч

Давление на входе ………………………………………………………Рвх = 4 МПа

Давление на выходе …………………………………………………….Рвых = 0.6 МПа

Температура на входе …………………………………………………..Твх = 188 К

Адиабатный КПД ……………………………………………………….ηад = 0,7

3. Выбор блока очистки.

Выбираем стандартный цеолитовый блок осушки и очистки воздуха ЦБ – 2400/64.

Характеристика аппарата:

Объёмный расход воздуха ……………………………….V=2400 м3/ч

Рабочее давление:

максимальное ……………………………………………Рмакс = 6,4 МПа

минимальное………………………………………..……Рмин = 3,5 МПа

Размеры сосудов…………………………………………750х4200 мм.

Количество сосудов……………………………………..2 шт.

Масса цеолита …………………………………………..М = 2060 кг

Список используемой литературы:

1. Акулов Л.А., Холодковский С.В. Методические указания к курсовому проектированию криогенных установок по курсам «Криогенные установки и системы» и «Установки сжижения и разделения газовых смесей» для студентов специальности 1603. – СПб.; СПбТИХП, 1994. – 32 с.
2. Акулов Л.А., Борзенко Е.И., Новотельнов В.Н., Зайцев А.В.Теплофизические свойства криопродуктов. Учебное пособие для ВУЗов. – СПб.: Политехника, 2001. – 243 с.
3. Архаров А.М. и др. Криогенные системы: Основы теории и расчёта: Учебное пособие для ВУЗов, том 1., - М.: Машиностроение, 1998. – 464 с.
4. Архаров А.М. и др. Криогенные системы: Основы теории и расчёта: Учебное пособие для ВУЗов, том 2., - М.: Машиностроение, 1999. – 720 с.
5. Акулов Л.А., Холодковский С.В. Криогенные установки (атлас технологических схем криогенных установок): Учебное пособие. – СПб.: СПбГАХПТ, 1995. – 65 с.

6. Кислород. Справочник в двух частях. Под ред. Д. Л. Глизманенко. М., «Металлургия», 1967.

Распечатка 1. Расчёт основного теплообменника.

Распечатка 2. Расчёт теплообменника – ожижителя.

Распечатка 3. Расчёт переохладителя.

Распечатка 4. Расчёт процесса ректификации в нижней колонне.

Распечатка 5. Расчёт процесса ректификации в верхней колонне.

Распечатка 6. Расчёт конденсатора – испарителя.

Распечатка 7. Расчёт переохладителя кислорода.