Федеральное агентство по образованию

Государственное образовательное учреждение высшего

профессионального образования

"Ярославский государственный технический университет"

Кафедра "Химических технологий органических веществ"

РАСЧЕТ СТОИМОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

Курсовой проект по дисциплине

"Инженерное оформление ХТП"

*вариант № 16*

 Работу выполнил:

студент группы ЗЭУХ–48а

\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_ И.А. Монахова

\_\_\_\_\_/\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_200\_\_ г.

2008

**Реферат**

ректификация, колонна, многокомпонентная смесь, материальный баланс, теплообменные аппараты, насосы, стоимость

Объектом исследования является процесс разделения многокомпонентной смеси, включающей в себя: пропан, n–бутан, n–пентан, n–гексан.

Цель проекта — расчет параметров технологического оборудования ректификационной установки и ее стоимости.

В результате проекта произведен расчет составляющих ректификационной установки, выбраны стандартные аппараты, произведен расчет стоимости ректификационной установки.

**СОДЕРЖАНИЕ**

[1 Расчет материального баланса](#_Toc196717983)

[2 Расчет технологического оборудования](#_Toc196717984)

[2.1 Расчет аппарата Е–1](#_Toc196717985)

[2.2 Расчет аппарата Н–2](#_Toc196717986)

[2.3 Расчет аппарата Т–3](#_Toc196717987)

[2.4 Расчет аппарата К–4](#_Toc196717988)

[2.5 Расчет аппарата Т–5](#_Toc196717989)

[2.6 Расчет аппарата Е–6](#_Toc196717990)

[2.7 Расчет аппарата Н–7](#_Toc196717991)

[2.8 Расчет аппарата Т–8](#_Toc196717992)

[2.9 Расчет аппарата Н–9](#_Toc196717993)

[3 Расчет стоимости установки](#_Toc196717994)

[3.1 Расчет аппарата Е–1](#_Toc196717995)

[3.2 Расчет стоимости аппарата Н–2](#_Toc196717996)

[3.3 Расчет стоимости аппарата Т–3](#_Toc196717997)

[3.4 Расчет стоимости аппарата К–4](#_Toc196717998)

[3.5 Расчет стоимости аппарата Т–5](#_Toc196717999)

[3.6 Расчет стоимости аппарата Е–6](#_Toc196718000)

[3.7 Расчет стоимости аппарата Н–7](#_Toc196718001)

[3.8 Расчет стоимости аппарата Т–8](#_Toc196718002)

[3.9 Расчет стоимости аппарата Н–9](#_Toc196718003)

[3.10 Расчет суммарных затрат на энергию](#_Toc196718004)

[3.11 Расчет полных капитальных затрат](#_Toc196718005)

[3.12 Расчет амортизационных отчислений](#_Toc196718006)

[3.13 Расчет суммарных годовых затрат](#_Toc196718007)

**1. Расчет материального баланса**

Для составления материального баланса зададимся составом питания (составом исходной смеси) и содержанием ключевых компонентов в дистилляте и кубовом остатке. В таблице 1 представлены исходные данные.

Таблица 1 — Исходные данные

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наименование | Ед. изм | Значение | А | В | С |
| Содержание в исходной смеси:1. Пропан (л.к.к.)
2. n–Бутан (т.к.к.)
3. n–Пентан
4. n–Гексан
 | Масс. доля | 0,20,30,10,4 | 15,726015,678215,833315,8366 | 1872,462154,902477,072697,55 | –25,16–34,42–39,94–48,78 |
| Расход исходной смеси | кг/ч | 30000 |  |  |  |
| Содержание л.к.к. в кубе | кмоль/ч | 2 |  |  |  |
| Содержание т.к.к. в дистилляте | кмоль/ч | 2 |  |  |  |

Номер легкого ключевого компонента — 1;

Номер тяжелого ключевого компонента — 2.

По полученным данным составляем материальный баланс процесса и сводим его в таблицу 2.

Таблица 2 — Материальный баланс

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | мол. масса | F | D | W |
| Giкг/час | масс. доля | Viкмоль/ час | мол. доля | Giкг/час | масс. доля | Viкмоль/ час | мол. доля | Giкг/час | масс. доля | Viкмоль/ час | мол. доля |
| Пропан (л.к.к.) | 44 | 6000 | 0,2 | 136,36 | 0,2885 | 5912 | 0,9808 | 134,36 | 0,9853 | 88 | 0,0037 | 2,00 | 0,0059 |
| n-Бутан (т.к.к.) | 58 | 9000 | 0,3 | 155,17 | 0,3282 | 116 | 0,0192 | 2,00 | 0,0147 | 8884 | 0,3706 | 153,17 | 0,4554 |
| n-Пентан | 72 | 3000 | 0,1 | 41,67 | 0,0881 | 0 | 0,0000 | 0,00 | 0,0000 | 3000 | 0,1251 | 41,67 | 0,1239 |
| n-Гексан | 86 | 12000 | 0,4 | 139,53 | 0,2952 | 0 | 0,0000 | 0,00 | 0,0000 | 12000 | 0,5006 | 139,53 | 0,4148 |
|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ИТОГО |  | 30000 | 1,0 | 472,74 | 1,0000 | 6028 | 1,0000 | 136,36 | 1,0000 | 23972 | 1,0000 | 336,37 | 1,0000 |

На рисунке 1 представлена технологическая схема ректификационной установки.



Рисунок 1 — Технологическая схема ректификационной установки

# 2. Расчет технологического оборудования

## 2.1 Расчет аппарата Е–1

Аппарат Е–1 представляет собой емкость, которая предназначена для сбора и временного хранения исходной смеси.

Определяем требуемую вместимость емкости:

V = ,

где G — массовый расход жидкости (питания установки), кг/ч;

τ — время пребывания жидкости в емкости, ч;

ρсм — плотность смеси (по питанию), кг/м3;

K — коэффициент заполнения емкости.

Сырье на ректификационную установку приходит с температурой 20 ОС. При данной температуре определяем плотность жидкости по формуле:

ρсм = ∑ ρi ∙ xiF,

где ρi — плотность i-го компонента смеси, кг/м3;

xiF — массовая доля i-го компонента смеси в питании.

ρсм = 582,00∙0,20 + 579,00∙0,30 + 626,00∙0,10 + 659,00∙0,40 = 616,30 кг/м3.

G = 30000 кг/ч;

τ = 1,5 ч;

K = 0,75.

Требуемый объем емкости составит:

V = = 97,3552 м3.

К установке принимаем емкость по ГОСТ 9931–79, типа ГЭЭ, с характеристиками:

* Вместимость — 100 м3;
* Диаметр — 3000 мм;
* Длина — 13945 мм;
* Масса — 15740 кг;
* Количество — 1 шт.

## 2.2 Расчет аппарата Н–2

Аппарат Н–2 — насос — предназначен для подачи сырья ректификационной установки в качестве питания на ректификационную колонну К–4 через теплообменник Т–3.

Подбор насоса производим по объемной скорости подачи смеси и напору.

Объемную скорость подачи смеси определяем по формуле:

Q = , м3/ч,

где G — массовый расход жидкости, кг/ч;

ρсм — плотность смеси, кг/м3;

Q = = 48,6776.

Определяем развиваемый насосом напор:

H = + Hг +Δh,

где Р1 — давление в аппарате из которого перекачивается жидкость, Па;

Р2 — давление в аппарате, в который перекачивается жидкость, Па;

Нг — геометрическая высота подъема жидкости, м;

Δh — потери напора, м.

Р1 = 312382 Па; Р2 = 2008009 Па; Нг = 8,5 м; Δh = 7м;

H = + 8,5 +7 = 296,2449 м.

К установке принимаем насос согласно ТУ 26–06–1258–80, тип 5Н–5×4, с характеристиками:

* Производительность — 98 м3/ч;
* Напор — 320 м. ст. ж.;
* Частота вращения двигателя — 2950 об/м;
* Мощность — 236 кВт;
* Количество — 2 шт. (один насос в резерве).

## 2.3 Расчет аппарата Т–3

Теплообменник Т–3 (пароподогреватель) предназначен для подогрева исходной смеси ректификационной установки водяным паром до необходимой температуры.

Необходимо определить тепловую нагрузку, по формуле:

Q = ∑ Gi ∙ ci ∙ (tF – 20) / 3600, кВт,

где Gi — содержание в питании i-го компонента;

ci — теплоемкость i-го компонента (табличные данные), кДж/кг;

tF — температура питания колонны, ОС.

Q = (6000∙2,65∙(107,25 – 20) + 9000∙2,6∙(107,25 – 20) +

+ 3000∙2,4∙(107,25 – 20) + 12000∙2,51∙(107,25 – 20)) / 3600 =

= 1301,902 кВт.

В качестве теплоносителя принимаем водяной пар с параметрами:

* Температура — 132,9 ОС;
* Давление — 0,3 МПа;
* Теплота конденсации — 2171 кДж/кг.

Температурная схема потоков в аппарате выглядит следующим образом (рисунок 2):



Рисунок 2 — Температурная схема потоков в аппарате Т–3

Средняя разность температур в теплообменнике можно определить по формуле:

Δtср = ,

где Δtб — большая разность температур в теплообменнике, ОС;

Δtм — меньшая разность температур в теплообменнике, ОС.

Δtб = 112,9 ОС; Δtм = 25,65 ОС.

Подставив данные в формулу, получим среднюю разность температур в теплообменнике:

Δtср = = 58,8748 ОС.

Расход пара определим по формуле:

Gпара = ,

где Q — тепловая нагрузка на аппарат, кВт;

rпара — теплота конденсации водяного пара, кДж/кг.

Gпара = = 0,5997 кг/с.

Необходимая поверхность теплопередачи определяется по формуле:

F = , м2,

где Q — тепловая нагрузка, кВт;

К — коэффициент теплопередачи (справочные данные), Вт/м2∙ОС, К = 250;

Δtср — средняя разность температур теплообменника, ОС.

F = = 44,2261 м2.

В соответствии с полученным значением поверхности теплопередачи, принимаем к установке теплообменник по ГОСТ 15122–79, тип ТН, с характеристиками:

* Поверхность теплообмена — 47 м2;
* Длина трубок — 6,0 м;
* Диаметр трубок — 25×2 мм;
* Число ходов — 2;
* Количество трубок — 100;
* Диаметр кожуха — 400 мм;
* Количество — 1шт.

## 2.4 Расчет аппарата К–4

Для ректификационной колонны необходимо выбрать режим работы колонны. Выбор режима работы колонны сводится к определению температуры и давления в колонне.

TD — температура верха колонны. Задаемся этой температурой, TD = 60 ОС = 333 К.

Уравнение Антуана:

PiD = , атм,

где PiD — давление насыщенных паров i-го компонента, атм;

Ai, Bi, Ci — вправочные данные давления насыщенных паров i-го компонента.

Согласно закону Рауля, давление смеси определяется по формуле:

Рсм = ∑ (xi ∙ PiD),

xi — мольная доля i-го компонента в смеси.

Используя программный пакет MS Excel рассчитано давление насыщенных паров компонентов и давление дистиллята (таблица 3).

Таблица 3 — Определение давления верха ректификационной колонны

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| P1 d | 15420,06 | 20,289555 |  | 19,99197 |
| P2 d | 4726,97 | 6,2196917 |  | 0,091222 |
| Pобщ d |  |  |  | 20,0832 |
| TD |  |  | 60,00 |  |

Далее, зная уравнение Антуана и закон Рауля, принимая во внимание тот факт, что давление по всей колонне онинаковое, используя программный пакет MS Excel с помощью функции "подбор параметра" определим температуры питания и куба колонны (таблица 4, таблица 5).

Таблица 4 — Определение температуры питания колонны

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| P1 f | 34642,98 | 45,582867 |  | 13,14862 |
| P2 f | 12672,16 | 16,673897 |  | 5,473076 |
| P3 f | 5190,09 | 6,8290688 |  | 0,601908 |
| P4 f | 2205,12 | 2,9014769 |  | 0,85641 |
| Pобщ f |  |  |  | 20,08001 |
| TF |  |  | 107,25 |  |

Таблица 5 — Определение температуры куба колонны

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| P1 w | 61180,932 | 80,501226 |  | 0,478641 |
| P2 w | 25215,774 | 33,178649 |  | 15,10834 |
| P3 w | 11729,288 | 15,433273 |  | 1,911721 |
| P4 w | 5606,3246 | 7,3767428 |  | 3,060026 |
| Pобщ w |  |  |  | 20,08009 |
| TW |  |  | 150,18 |  |

Определим среднюю температуру в колонне и давления насыщенных паров компонентов при средней температуре:

TСРкол = = = 105,81 ОС = 378,81 K.

P0i = , атм.

P01(Пропан) = 44,6137 атм

P02(n–Бутан) = 16,2447 атм

P03(n–Пентан) = 6,6209 атм

P04(n–Гексан) = 2,8002 атм

Минимальное число теоретических тарелок определми по уравнению Фенске:

Nmin = ,

где XDл.к.к., XDт.к.к. — содержание в дистилляте легкого и тяжелого ключевых компонентов, мол. дол.;

XWл.к.к., XWт.к.к. — содержание в кубе легкого и тяжелого ключевых компонентов, мол. дол.;

α — коэффициент относительной летучести легкокипящего компонента по отношению к тяжелому ключевому компоненту при средней температуре.

Относительную летучесть i-го компонента определяется формулой:

αi = ,

где Poi — давление насыщенных паров компонента;

Poт.к.к. — давление насыщенных паров тяжелого ключевого компонента.

*α*1(Пропан) = 2,7464

*α*2(n–Бутан) = 1,0000

*α*3(n–Пентан) = 0,4076

*α*4(n–Гексан) = 0,1724

Относительная летучесть ключевых компонентов при средних условиях *α* = = 2,7464

XDл.к.к. = 0,9853XWл.к.к. = 0,0059

XDт.к.к. = 0,0147XWт.к.к. = 0,4554

Тогда Nmin составит,

Nmin = = 8,4589 (≈ 8)

Расчет минимального флегмового числа Rmin проводим по методу Андервуда с помощью уравнений:

Rmin = – 1,

где θ — величина в пределах относительной летучестей ключевых компонентов.

Из условия, что ∑ =0, используя программный пакет MS Excel с помощью функции "подбор параметра" найдена θ (таблица 6).

Таблица 6 — Определение значения θ

|  |  |
| --- | --- |
| Определение θ | 0,663004 |
|  |  |  | -0,59519 |
|  | Сумма | -0,00048 | -0,0314 |
|  | θ | 1,55149 | -0,03689 |

Тогда, Rmin = 0,3662 (определение Rmin в таблице 7)

Таблица 7 — Определение значения Rmin

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Определение Rmin | 2,264754 | 1 |
|  |  |  | -0,02659 |  |
|  | Сумма | 2,238159 |  |  |
|  | Rmin | 1,238159 |  |  |

Далее, по методу Джилленда, проводим оптимизацию флегмового числа. Задаемся коэффициентом орошения β, относительно минимального флегмового числа с шагом 0,1. Результаты расчета сведены в таблице 8. На рисунке 3 представлен график зависимости N∙(R+1) от коэффициента орошения β. Используя этот график определяем оптимальный коэффициент орошения βопт по минимуму значения N∙(R+1).

R = β ∙ Rmin

X =

Y = 1 – exp

N =

Таблица 7 — Оптимизация флегмового числа

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| β | R | X | Y | N | N∙(R+1) |
| 1,1 | 1,361975 | 0,052421 | 0,603383 | 22,84895 | 53,96865 |
| 1,2 | 1,485791 | 0,099619 | 0,551824 | 20,10536 | 49,97773 |
| 1,3 | 1,609607 | 0,142339 | 0,50999 | 18,30349 | 47,76492 |
| 1,4 | 1,733423 | 0,181188 | 0,47457 | 17,00223 | 46,47428 |
| 1,5 | 1,857239 | 0,216671 | 0,44415 | 16,01702 | 45,76445 |
| 1,6 | 1,981055 | 0,249206 | 0,417708 | 15,24426 | 45,44398 |
| 1,7 | 2,104871 | 0,279146 | 0,394478 | 14,62108 | 45,39656 |
| 1,8 | 2,228687 | 0,30679 | 0,373881 | 14,1072 | 45,54773 |
| 1,9 | 2,352503 | 0,332391 | 0,35547 | 13,67568 | 45,84774 |
| 2,0 | 2,476318 | 0,35617 | 0,338899 | 13,30781 | 46,26218 |
| 2,1 | 2,600134 | 0,378312 | 0,323891 | 12,9902 | 46,76648 |
| 2,2 | 2,72395 | 0,398983 | 0,310224 | 12,71302 | 47,34265 |
| 2,3 | 2,847766 | 0,418322 | 0,29772 | 12,46885 | 47,97722 |
| 2,4 | 2,971582 | 0,436457 | 0,286229 | 12,25202 | 48,65989 |
| 2,5 | 3,095398 | 0,453494 | 0,275628 | 12,05809 | 49,38266 |
| 2,6 | 3,219214 | 0,469532 | 0,265815 | 11,88354 | 50,13922 |
| 2,7 | 3,34303 | 0,484655 | 0,256701 | 11,72557 | 50,9245 |
| 2,8 | 3,466846 | 0,49894 | 0,248211 | 11,58187 | 51,73444 |
| 2,9 | 3,590662 | 0,512454 | 0,240283 | 11,45057 | 52,56568 |
| 3,0 | 3,714478 | 0,525258 | 0,23286 | 11,33009 | 53,41547 |



Рисунок 3 — График зависимости N∙(R + 1) от коэффициента орошения β

βопт = 1,7;

Rопт = 2,104871.

Определяем действительное число тарелок в колонне:

Nдейст = ,

где η — коэффициент полезного действия тарелки.

η = 0,5

Nдейст = = 30.

Рассчитаем диаметр колонны, по формуле:

Д = , м,

где V — секундный объемный расход газового потока, м/с;

ωдоп — допустимая скорость движения паров, м/с.

Vс = ,

где D — количество дистиллята (из материального баланса),

D = 6028.

ωдоп = 0,05 ∙ ,

где ρжид = ∑ ρiD∙ xiD;

ρiD— плотность i-го компонента;

xiD— массовая доля i-го компонента в дистилляте.

ρПропан = 582

ρn-Бутан = 579

ρn-Пентан = 626 (из таблицы)

xПропан = 0,4653

xn-Бутан = 0,5193

xn-Пентан = 0,0154 (из материального баланса)

ρжид = 581,94

ρп = ,

где Мв — молекулярный вес смеси (из материального баланса);

Р — давление в колонне (общее), атм;

Тср — средняя температура, К.

Р = 20,08 атм;

Тср = 378,81 К.

Мв = ∑ Мi ∙ xiD,

где Мi — молярная масса i-го компонента;

xiD — мольная доля i\_го компонента в дистилляте.

Значения Мi иxiD берем из материального баланса.

Мв = 44,21

ρп = = 28,56

ωдоп = 0,05 ∙ = 0,2201

V = = 0,1820 м/с

Д = = 1,026 м,

принимаем Д = 1,2 м.

Высоту колонны определим по формуле:

Нкол = (Nдейст – 1) ∙ 0,5 + 2∙Д

0,5 — расстояние между тарелками.

Нкол = (30 – 1) · 0,5 + 2 · 1,2 = 16,9 м,

принимаем высоту колонны 17 м.

Для данного процесса разделения многокомпонентной смеси необходима колонна, имеющая следующие параметры:

* Диаметр колонны — 1,2 м;
* Высота колонны — 17 м;
* Давление насыщенных паров компонентов — 20,08 атм;
* Температура верха колонны — 60,00 ОС;
* Температура питания колонны — 107,25 ОС;
* Температура куба колонны — 150,18 ОС;
* Флегмовое число — 2,1049;
* Число действительных тарелок — 30.

## 2.5 Расчет аппарата Т–5

Теплообменник Т–5 (конденсатор) предназначен для конденсации паров гексановой фракции, выходящих из верха колонны.

Температурная схема потоков в аппарате представлена на рисунке 4.

Средняя разность температур:

Δtср = = = 23,6045 ОС.

Тепловая нагрузка определяется по формуле:

Q = D ∙ (R + 1) ∙ r / 3600, кВт,

где D — количество дистиллята, кг/ч;

R — флегмовое число;

r — скрытая теплота парообразования, кДж/кг.



Рисунок 4 — Температурная схема потоков в аппарате Т–5

Q = 6028 ∙ (2,1049 + 1) ∙ 426,689 / 3600 = 2218,33 кВт.

Принимаем K = 250 Вт/м2 К, тогда площадь теплообмена составит:

F = = = 375,92 м2.

К установке принимаем теплообменник по ГОСТ 15118–79, тип ТН, с характеристиками:

* Поверхность теплообмена — 510 м2;
* Длина трубок — 6,0 м;
* Диаметр трубок — 25×2 мм;
* Число ходов — 1;
* Количество трубок — 1083;
* Диаметр кожуха — 1200 мм;
* Количество — 1шт.

## 2.6 Расчет аппарата Е–6

Аппарат Е–6 — флегмовая емкость — предназначена для сбора и кратковременного хранения гексановой фракции, направляемой обратно на блок экстракции.

Требуемая вместимость емкости составит:

V = ,

D = 6028 кг/ч; К = 0,75; τ = 0,5 ч.

V = = 21,4410 м3.

К установке принимаем емкость по ГОСТ 9931–79, типа ГЭЭ, с характеристиками:

* Вместимость — 25 м3;
* Диаметр — 2400 мм;
* Длина — 5845 мм;
* Масса — 5945 кг;
* Количество — 1 шт.

## 2.7 Расчет аппарата Н–7

Насос предназначен для подачи орошения на ректификационную колонну и вывода балансового количества фракции с блока ректификации.

Подбор насоса осуществляем по производительности и напору.

Производительность составит:

Q = = = 32,1615 м3/ч.

Напор насоса составит:

H = + Hг +Δh,

Нг равен высоте колонны, 17 м; Δh = 7,5 м.

Так как, давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость, и давление в аппарате, в который перекачивается жидкость, равны, составляющая = 0.

Тогда, H = Hг +Δh = 17 + 7,5 = 24,5 м.

К установке принимаем насос марки Х 45/31, с характеристиками:

* Производительность — 45 м3/ч;
* Напор — 31 м. ст. ж.;
* Частота вращения двигателя — 2900 об/м;
* Мощность — 15 кВт;
* Количество — 2 шт. (один насос в резерве).

## 2.8 Расчет аппарата Т–8

Кипятильник Т–8 необходим для создания парового потока в ректификационной колонне.

Теплова нагрузка на кипятильник определена ранее и составляет Q = 2135,5 кВт.

В качестве теплоносителя принимаем водяной пар давлением в 12 атм, с температурой 187,1 ОС.

Расход пара составит:

Gпара = ,

r = 1995 кДж/кг.

Gпара = = 1,11 кг/ч

Температурная схема потоков в аппарате Т–8 представлена на рисунке 5.

Средняя разность температур в кипятильнике равна:

Δtср = tконд – t2 = 187,10 – 150,18 = 37,32 ОС.

Принимаем коэффициент теплопередачи K = 1200.

Поверхность теплопередачи определим по формуле:

F = ,

F = = 49,5339 м2.



Рисунок 5 — Температурная схема потоков в аппарате Т–8

К установке принимаем теплообменник по ГОСТ 15118–79, тип ТН, с характеристиками:

* Поверхность теплообмена — 52 м2;
* Длина трубок — 6,0 м;
* Диаметр трубок — 25×2 мм;
* Число ходов — 1;
* Количество трубок — 111;
* Диаметр кожуха — 400 мм;
* Количество — 1шт.

## 2.9 Расчет аппарата Н–9

Этот насос предназначен для подачи кубового продукта ректификационной колонны в следующий цех производства.

Рассчитаем производительность (по количеству куба и его плотности) и напор насоса, и выберем стандартный насос.

Q = = = 38,36 м3/ч.

H = 30 м.

К установке принимаем насос марки Х 45/31, с характеристиками:

* Производительность — 45 м3/ч;
* Напор — 31 м. ст. ж.;
* Частота вращения двигателя — 2900 об/м;
* Мощность — 15 кВт;
* Количество — 2 шт. (один насос в резерве).

**3 Расчет стоимости установки**

## 3.1 Расчет аппарата Е–1

Мы знаем массу емкости mфл.ем = 15740 кг

Для определения стоимости 1 тонны емкости С1т.ем воспользуемся графиком, представленном на рисунке 6. Стоимость зависит от массы емкости.

Рисунок 6 — Зависимость стоимости тонны колонны от массы

С1 т ем = 2100,00 ф.с.

Определяем стоимость емкости на 1987 год

С1987 = mем ∙ С1 т ем = 15,740 · 2100,00 = 33054,00 ф.с.

Находим стоимость емкости на настоящее время. Для этого стоимость на 1987 год необходимо увеличить на коэффициент удорожания и коэффициент инсталляции, их находим в справочной литературе.

Сем = С1987∙Fудор∙Fинст

Fудор = 2,5;

Fинст = 3,45.

Сем = 33054,00 · 2,5 · 3,45 = 285090,75 ф.с.

## 3.2 Расчет стоимости аппарата Н–2

Тип насоса определяем по номограмме (рисунок 7), по значениям производительности и напора, а по типу насоса определяем стоимость.

Рисунок 7 — Номограмма типов насосов

При напоре насоса более 70 м стоимость составляет 10000 ф.с. Поскольку мы проектируем два насоса, их общая стоимость составит 20000 ф.с.

Затраты на электроэнергию:

Зэл.эн = Nн∙365∙24∙0,026,

Nн — мощность электродвигателя насоса,

0,026 — стоимость 1 кВт электроэнергии, ф.с.

Зэл.эн = 236 ∙ 365 ∙ 24 ∙ 0,026 = 53751,36 ф.с.

## 3.3 Расчет стоимости аппарата Т–3

Стоимость теплообменника напрямую зависит от его поверхности теплообмена, найденной ранее.

Ст/о = С1987∙Fудор∙Fинст ;

С1987 = (6 + 0,075∙Fт/о)∙1000

С1987 = (6 + 0,075 · 47) · 1000 = 9525 ф.с.

Fудор = 2,5;

Fинст = 3,45.

Ст/о = 9525 · 2,5 · 3,45 = 82153,13 ф.с.

Определяем затраты на пар:

Зпар = Qт/о∙365∙24∙0,004, ф.с.,

где 0,004 ф.с. — стоимость 1 кВт пара.

Зпар = 1301,902 ∙ 365 ∙ 24 ∙ 0,004 = 45618,65 ф.с.

## 3.4 Расчет стоимости аппарата К–4

Нам необходимо определить площадь материала колонны:

S = π∙Д∙Нк + 2∙ = 3,14 · 1,2 · 17 + 2 · = 66,32 м2

Объем материала:

Vмат = S∙δ = 66,32 · 0,006 = 0,3979 м3

δ = 0,006 м — толщина материала.

Масса емкости:

me = Vмат ∙ ρстали = 0,3979 · 7800 = 3103,63 кг

ρстали = 7800 кг/м3.

Масса колонны:

mк = 1,3∙me = 1,3 · 3103,63 = 4034,71 кг

Стоимость 1 тонны колонны (емкости)

Для определения стоимости 1 тонны колонны С1т.кол пользуемся графиком, представленном на рисунке 6, п.3.1. Стоимость зависит от массы колонны.

С1т.кол = 4300,00 ф.с.

Определяем стоимость колонны на 1987 год

С1987 = mк ∙ С1т.кол = 4,035 · 4300 = 17350,50 ф.с.

Находим стоимость колонны на настоящее время. Для этого стоимость на 1987 год необходимо увеличить на коэффициент удорожания и коэффициент инсталляции, их находим в справочной литературе. Поскольку изготовить колонну в 3 раза дороже, чем изготовить просто емкость, еще домножаем на 3.

Скол = С1987∙Fудор∙Fинст∙3

Fудор = 2,5;

Fинст = 3,45.

Скол = 17350,50 · 2,5 · 3,45 · 3 = 448944,19 ф.с.

## 3.5 Расчет стоимости аппарата Т–5

Стоимость дефлегматора напрямую зависит от его наружной оребренной поверхности, найденной ранее.

Сдефл = С1987∙Fудор∙Fинст ;

С1987 = (6 + 0,075∙Fдефл)∙1000

С1987 = (6 + 0,075 · 510) · 1000 = 44250 ф.с.

Fудор = 2,5;

Fинст = 3,45.

Сдефл = 44250 · 2,5 · 3,45 = 381656,30 ф.с.

Определяем затраты на воду:

Звода = QТ–5∙365∙24∙0,0036, ф.с.,

где 0,0036 ф.с. — стоимость 1 кВт воды.

Звода = 2218,326 ∙ 365 ∙ 24 ∙ 0,0036 = 69957,13 ф.с.

## 3.6 Расчет стоимости аппарата Е–6

Стоимость флегмовой емкости определяем по тем же формулам и графику, что и для колонны.

Мы знаем массу емкости mфл.ем = 5945 кг

С1 т фл.ем = 3100 ф.с.

С1987 = mфл.ем С1 т фл.ем = 5,945 · 3100 = 18429,50 ф.с.

Сфл.ем = 18429,50 · 2,5 · 3,45 = 158954,40 ф.с.

**3.7 Расчет стоимости аппарата Н–7**

Тип насоса определяем по номограмме (рисунок 7, п.3.2), по значениям производительности и напора, а по типу насоса определяем стоимость.

Напор насоса составляет 31 м, производительность — 45 м3/ч, тогда по номограмме стоимость насоса составляет 2000 ф.с. Поскольку мы проектируем два насоса, их общая стоимость составит 4000 ф.с.

Затраты на электроэнергию:

Зэл.эн = Nн∙365∙24∙0,026,

Nн — мощность электродвигателя насоса,

Зэл.эн = 15 ∙ 365 ∙ 24 ∙ 0,026 = 3558,75 ф.с.

## 3.8 Расчет стоимости аппарата Т–8

Стоимость кипятильника зависит от его поверхности теплопередачи, найденной ранее.

Скип = С1987∙Fудор∙Fинст ;

С1987 = (6 + 0,075∙Fкип)∙1000

С1987 = (6 + 0,075 · 52) · 1000 = 9900 ф.с.

Fудор = 2,5;

Fинст = 3,45.

Ст/о = 9900 · 2,5 · 3,45 = 85387,50 ф.с.

Определяем затраты на пар:

Зпар = Qкип∙365∙24∙0,004, ф.с.,

где 0,004 ф.с. — стоимость 1 кВт пара.

Зпар = 2218,33 ∙ 365 ∙ 24 ∙ 0,004 = 77730,28 ф.с.

##

## 3.9 Расчет стоимости аппарата Н–9

Тип насоса определяем по номограмме (рисунок 7, п.3.2), по значениям производительности и напора.

Напор насоса составляет 31 м, производительность — 45 м3/ч, тогда по номограмме стоимость насоса составляет 2000 ф.с. Поскольку мы проектируем два насоса, их общая стоимость составит 4000 ф.с.

Затраты на электроэнергию:

Зэл.эн = Nн∙365∙24∙0,026,

Nн — мощность электродвигателя насоса,

Зэл.эн = 15 ∙ 365 ∙ 24 ∙ 0,026 = 3558,75 ф.с.

## 3.10 Расчет суммарных затрат на энергию

Суммарные затраты на энергию — это сумма затрат на воду, пар и электроэнергию.

∑Зэнер. = Зпар.Т–3 + Зпар.Т–8 + Звода.Т–5 + Зэл.эн.Н–2 + Зэл.эн.Н–7 + Зэл.эн.Н–9,

∑Зэнер. =45618,65 + 77730,28 + 69957,13 + 53751,36 +

+ 3558,75 + 3558,75 = 254174,92 ф.с.

## 3.11 Расчет полных капитальных затрат

Полные капитальные затраты (ПКЗ) — это сумма стоимостей всех аппаратов.

ПКЗ = СЕ–1 + СН–2 + СТ–3 + СК–4 + СТ–5 + СЕ–6 + СН–7 + СТ–8 + СН–9,

ПКЗ = 285090,75 + 20000,00 + 82153,13 + 448944,19 +

+ 381656,30 + 158954,40 + 4000,00 + 85387,50 +

+ 4000,00 = 1470186,27 ф.с.

## 3.12 Расчет амортизационных отчислений

Амортизационные отчисления рассчитываются по формуле:

АО = ПКЗ / τок,

где τок — срок окупаемости,

τок = 5 лет.

АО = 1470186,27 / 5 = 294037,25 ф.с.

## 3.13 Расчет суммарных годовых затрат

Здесь понимаются суммарные годовые затраты, т.е. затраты, связанные с эксплуатацией технологической установки. Это будет сумма затрат на энергию и амортизационных отчислений.

∑год.затр. = ∑Зэнер. + АО,

∑год.затр. = 254174,92 + 294037,25 = 548212,17 ф.с.