

Документ подписан простой электронной подписью
Информация о владельце:
ФИО: Минцаев Магомед Шавалович
Должность: Ректор
Дата подписания: 23.11.2023 13:40:48
Уникальный программный ключ:
236bcc35c296f119d6aafdc22836b21db52dbc07971a86865a5825f9fa4304cc

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

**Грозненский государственный нефтяной технический университет
имени академика М.Д. Миллионщикова**



Кафедра «Теплотехника и гидравлика»

А.Д. Мадаева
М.Х. Магомадова

Расчет теплообменника

Методические указания
для выполнения расчетно-графической работы
по дисциплине «Термодинамика и теплотехника»

(специальность: все инженерные специальности, по которым предусмотрено изучение
дисциплины «Термодинамика и теплотехника»)



Грозный – 2012

Составители:

Мадаева А.Д., ассистент кафедры «Теплотехника и гидравлика»

Магомадова М.Х., ст. преподаватель кафедры «Теплотехника и гидравлика»

(ФИО, должность, ученое звание и ученая степень)

Рецензенты:

Турлуев Р.А-В., зав. кафедрой «Теплотехника и гидравлика», доцент, к.х.н.

(ФИО, должность, ученое звание и ученая степень)

Методическое указание рассмотрено и утверждено на заседании
кафедры: «Теплотехника и гидравлика»

Протокол № 2 от «12» октября 2012 г.

© Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего
профессионального образования
«Грозненский государственный нефтяной технический университет имени
академика М.Д. Миллионщикова», 2011

Содержание

Введение	4
Задание	7
1 Последовательность расчета теплообменника	8
1.1 Выбор конечной температуры	9
1.2 Температура нефти на выходе из теплообменника и его тепловая нагрузка	10
1.3 Средний температурный напор	10
1.4 Выбор теплообменника	11
1.5 Физические параметры теплоносителей при их средних температурах	12
1.6 Коэффициент теплоотдачи	13
1.7 Коэффициент теплопередачи	16
1.8 Поверхность теплообмена	17
2 Примерный расчет теплообменного аппарата типа «труба в трубе»	19
2.1 Выбор конечной температуры	19
2.2 Определение температуры нефти на выходе из теплообменника и его тепловая нагрузка	20
2.3 Расчет среднего температурного напора	21
2.4 Выбор теплообменника	21
2.5 Физические параметры теплоносителей при их средних температурах	22
2.6 Определение коэффициента теплоотдачи	24
2.7 Определение коэффициента теплопередачи	27
2.8 Поверхность теплообмена	29
Литература	30

Введение

Теплообменниками называются аппараты, в которых происходит теплообмен, между рабочими средами не зависимо от их технологического или энергетического назначения (подогреватели, выпарные аппараты, концентраторы, пастеризаторы, испарители, деаэраторы, экономайзеры и др.)

Технологическое назначение теплообменников многообразно. Обычно различаются собственно теплообменники, в которых передача тепла является основным процессом, и реакторы, в которых тепловой процесс играет вспомогательную роль.

Классификация теплообменников возможна по различным признакам.

По способу передачи тепла различаются теплообменники смешения, в которых рабочие среды непосредственно соприкасаются или перемешиваются, поверхностные теплообменники - рекуператоры, в которых тепло передается через поверхность нагрева - твердую (металлическую) стенку, разделяющую эти среды, тепловые трубы и комбинированные.

По основному назначению различаются подогреватели, испарители, холодильники, конденсаторы.

В зависимости от вида рабочих сред различаются теплообменники:

- а) жидкостные - при теплообмене между двумя жидкими средами;
- б) парожидкостные - при теплообмене между паром и жидкостью (паровые подогреватели, конденсаторы);
- в) газожидкостные - при теплообмене между газом и жидкостью (холодильники для воздуха) и др.

По тепловому режиму различаются теплообменники периодического действия, в которых наблюдается нестационарный тепловой процесс, и непрерывного действия с установившимся во времени процессом.

В теплообменниках периодического действия тепловой обработке подвергается определенная порция (загрузка) продукта; вследствие изменения свойств продукта и его количества, параметры процесса непрерывно варьируют в рабочем объеме аппарата во времени.

В качестве теплоносителя наиболее широко применяются насыщенный или слегка перегретый водяной пар. В смесительных аппаратах пар обычно барботируют в жидкость, при этом конденсат пара смешивается с продуктом, что не всегда допустимо. В поверхностных аппаратах пар конденсируется на поверхности нагрева и конденсат удаляется отдельно от продукта с помощью водоотводчиков. Водяной пар как теплоноситель обладает множеством преимуществ: легкостью транспортирования по трубам и регулирования температуры, высокой интенсивностью теплоотдачи и др. Обогрев горячей водой и жидкостями также имеет широкое применение и выгоден при вторичном использовании тепла конденсатов и жидкостей (продуктов), которые по ходу технологического процесса нагреваются до высокой температуры. В сравнении с паром жидкостный подогрев менее интенсивен и отличается переменной, снижающейся температурой теплоносителя.

Общим недостатком парового и водяного обогрева является быстрый рост давления с повышением температуры. В отдельных случаях (в консервной промышленности) применяется масляный обогрев, который позволяет при атмосферном давлении достигнуть температур до 200°C.

Широко применяется обогрев горячими газами и воздухом (до 300—1000°C) в печах, сушильных установках. Газовый обогрев отличается рядом недостатков: трудностью регулирования и транспортирования теплоносителя, малой интенсивностью теплообмена, загрязнением поверхности аппаратуры (при использовании топочных газов) и др.

При любом использовании теплоносителей и хладагентов тепловые и массообменные процессы подчинены основному - технологическому процессу производства, ради которого создаются теплообменные аппараты и

установки. Поэтому решение задач оптимизации теплообмена подчинено условиям рационального технологического процесса.

Для нагревания и охлаждения жидких сред разработаны теплообменники разнообразных конструкций.

Задание

Рассчитать необходимую поверхность теплообмена и число теплообменных аппаратов типа «труба в трубе» для нагревания нефти дистиллятом дизельного топлива при следующих исходных данных:

Таблица 1

Исходные данные

Параметр		Последняя цифра шифра									
		Нефть									
		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
G_2	кг/ч	60000	65000	55000	50000	45000	85000	90000	95000	70000	75000
ρ_{277}^{293}	кг/м ³	0,865	0,869	0,870	0,875	0,880	0,885	0,890	0,950	0,970	0,990
T_2'	К	395	397	399	403	407	409	411	413	415	419
Дизельное топливо											
G_1	кг/ч	17000	1800 0	1900 0	2000 0	26000	22000	2400 0	23000	2500 0	2100 0
ρ_{277}^{293}	кг/м ³	0,845	0,850	0,856	0,860	0,865	0,870	0,875	0,90	0,95	0,97
T_1'	К	537	539	535	541	543	545	549	551	555	559
T_1''	К	435	439	441	443	445	449	451	453	455	459

Рассмотреть два варианта расчета: 1) наружная и внутренняя трубы гладкие; 2) наружная поверхность внутренней трубы оребренная.

1 Последовательность расчета теплообменника

1. Выбирают конечную температуру одного из потоков теплообменивающих сред. Она должна быть принята такой, чтобы обеспечить достаточно высокий средний температурный напор в теплообменнике.
2. Из уравнения теплового баланса теплообменника определяют энтальпию того потока, конечная температура которого неизвестна. По энтальпии находят конечную температуру этого потока. Рассчитывают тепловую нагрузку теплообменника.
3. Рассчитывают средний температурный напор в теплообменнике. Определяют поверхность теплообменника по предварительно выбранному коэффициенту теплопередачи.
4. По нормали ВНИИНефтемаша Н382 – 56 для расчета принимают один из теплообменников типа «труба в трубе».
5. Определяют физические параметры теплоносителей: коэффициент теплопроводности, теплоемкость, плотность, кинематическую вязкость теплоносителей при их средних температурах в теплообменнике.
6. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны теплоносителя, проходящего по внутренним трубам теплообменника. Предварительно рассчитывают скорость этого теплоносителя и величину критерия Рейнольдса (последнюю необходимо определить также для предварительного выбора расчетной формулы, по которой находится коэффициент теплоотдачи). Затем находят коэффициент теплоотдачи со

стороны теплоносителя, проходящего в межтрубном пространстве кольцевого сечения.

7. Определяют коэффициент теплопередачи в теплообменном аппарате для следующих трех случаев:

- а) при отсутствии оребрения и чистых поверхностях внутренних труб;
- б) при отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях внутренних труб;
- в) при оребрении наружной поверхности внутренних труб и отсутствии загрязнений;
- г) при оребрении наружной поверхности внутренних труб и наличии загрязнений.

Коэффициенты теплопередачи для случаев а) и в) в последующих расчетах не используются. Их определяют только для того, чтобы путем сравнения можно было показать влияние загрязнений на величину коэффициента теплопередачи в аппарате.

8. Определяют поверхность теплообмена и необходимое число принятых для расчета теплообменных аппаратов.

1.1 Выбор конечной температуры

На основании практических данных принимаем конечную температуру дистиллята дизельного топлива T_1' . Во всех последующих расчетах, за исключением специально оговоренных случаев, в обозначениях величин нижний индекс «1» относится к горячему теплоносителю (дистиллят дизельного топлива), а нижний индекс «2» - к холодному теплоносителю (нефти).

1.2 Температура нефти на выходе из теплообменника и его тепловая нагрузка.

Запишем уравнение теплового баланса аппарата в следующем виде:

$$G_1 (q_{T_1'}^{\alpha} - q_{T_1''}^{\alpha}) \cdot \eta = G_2 (q_{T_2''}^{\alpha} - q_{T_2'}^{\alpha}),$$

где $q_{T_1'}^{\alpha}$ и $q_{T_1''}^{\alpha}$ - энтальпия дистиллята дизельного топлива при начальной (T_1') и конечной (T_1'') температурах, кДж/кг; $q_{T_2'}^{\alpha}$ и $q_{T_2''}^{\alpha}$ - энтальпия нефти при начальной (T_2') и конечной (T_2'') температурах, кДж/кг; η - коэффициент использования тепла, равный 0,93 – 0,97 (для данного расчета принято значение 0,95).

Из этого уравнения определим энтальпию $q_{T_2''}^{\alpha}$ нефти и затем ее конечную температуру T_2'' .

Для дальнейших расчетов необходимо относительные плотности теплоносителей пересчитать с ρ_{277}^{293} на ρ_{288}^{288} . Энтальпии теплоносителей

($q_{T_1'}^{\alpha}$, $q_{T_1''}^{\alpha}$, $q_{T_2'}^{\alpha}$) определяются по приложению 2. [4]

Тепловая нагрузка теплообменника равна:

$$Q_1 = G_1 (q_{T_1'}^{\alpha} - q_{T_1''}^{\alpha})$$

1.3 Средний температурный напор

Средний температурный напор $\Delta T_{\bar{n}}$ в теплообменнике определяем по формуле Грасгофа, имея в виду, что в аппарате осуществляется противоток теплоносителей по схеме:

$$T_1' \xrightarrow{\text{Дистиллят_дизельного_топлива}} T_1''$$

$$\frac{\dot{Q}_2''}{\Delta T_{i\bar{n}}} \xleftarrow{\text{IAOOUa}} \frac{\dot{Q}_2'}{\Delta T_{i\bar{t}}}$$

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_{макс} - \Delta T_{мин}}{2,31g \frac{\Delta T_{макс}}{\Delta T_{мин}}}$$

1.4 Выбор теплообменника

Для того чтобы по действующим нормам выбрать один из теплообменных аппаратов типа «труба в трубе», следует ориентировочно определить необходимую поверхность теплообмена.

Примем на основании практических данных коэффициент теплопередачи в теплообменнике $k = 290 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда предполагаемая поверхность теплообмена определится по формуле:

$$F = \frac{Q_1}{k \cdot \Delta T_{cp}}$$

По нормали ВНИИНефтемаша Н382-56 выбираем теплообменник «труба в трубе» ТТР7-2 с поверхностью теплообмена по наружному диаметру внутренней трубы (без ребер) 30 м^2 .

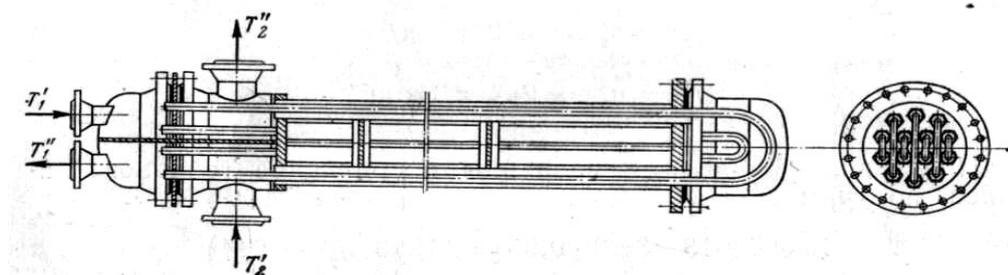


Рис. 2.1. Схема теплообменника

Чтобы обеспечить предварительно найденную поверхность теплообмена 57 м^2 , очевидно, следует установить два таких аппарата.

Техническая характеристика теплообменника ТТР7-2: диаметр внутренних труб 48×4 мм; диаметр наружных труб 89×5 мм; допускаемая максимальная температура в трубном пространстве – не более 723 К, в межтрубном пространстве – не более 473 К.

Учитывая допускаемые температуры потоков, направим по внутренним трубам дистиллят дизельного топлива, а по межтрубному пространству – нефть.

1.5 Физические параметры теплоносителей при их средних температурах

а) дистиллят дизельного топлива:

Средняя температура:

$$T_{cp.1} = \frac{T_1' + T_1''}{2}.$$

Коэффициент теплопроводности [13]:

$$\lambda_{cp.1} = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} \cdot (1,0 - 0,00047 \cdot T_{cp.1}).$$

Теплоемкость [13]:

$$c_{cp.1} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} \cdot (0,762 + 0,0034 \cdot T_{cp.1}).$$

Относительная плотность:

$$\rho_{277}^{\dot{O}_{нд1}} = \rho_{277}^{293} - \alpha(\dot{O}_{нд1} - 293).$$

Кинематическая вязкость по формуле Гросса [13]:

$$\lg \frac{\nu_1}{\nu_2} = n \cdot \lg \frac{T_2 - 273}{T_1 - 273},$$

где n – коэффициент.

Решив формулу относительно n при известных ν_1 и ν_2 , получим

$$n = \frac{\lg \frac{v_1}{v_2}}{\lg \frac{T_2 - 273}{T_1 - 273}}$$

Тогда кинематическая вязкость для дистиллята дизельного топлива при $T_{cp.1}$ определится из уравнения:

$$\lg \frac{1,05 \cdot 10^{-6}}{v_{cp.1}} = 0,05 \lg \frac{T_{cp.1} - 273}{T_1 - 273}$$

Откуда определяем $v_{\bar{n}\bar{d},1}$

б) нефть

Средняя температура:

$$T_{cp.1} = \frac{T_2' + T_2''}{2}$$

Расчеты физических параметров сделаны по приведенным выше формулам.

1.6 Коэффициент теплоотдачи

а) коэффициент теплоотдачи α_1 от дистиллята дизельного топлива к внутренней поверхности малой трубы.

Скорость потока дизельного топлива (м/с):

$$\omega_1 = \frac{G_1}{3600 \cdot \rho_{ch/1} \cdot f_1}$$

Здесь $\rho_{\bar{n}\bar{d},1}$ – плотность дистиллята дизельного топлива при $\bar{\theta}_{\bar{n}\bar{d},1}$, f_1 – площадь поперечного сечения всех труб в одном ходу аппарата:

$$f_1 = \frac{\pi \cdot d_{\bar{a}}^2}{4} \cdot N_1,$$

где $d_{\bar{a}} = 0,041$ – внутренний диаметр внутренней трубы; $N_1 = 7$ – число труб в одном ходу.

Критерий Рейнольдса:

$$Re_{cp.1} = \frac{\omega_1 \cdot d_B}{v_{cp.1}}$$

Так как среднее число Рейнольдса ($Re_{cp.1}$) больше критического ($Re_{кр} = 2320$), то, следовательно, режим движения жидкости турбулентный и поэтому величину

$\alpha_1 [\hat{A}\delta / \dot{i}^2 \cdot \hat{E}]$ рассчитываем по формуле:

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_{\tilde{n}\delta.1}}{d_{\hat{A}i}} \cdot Re_{\tilde{n}\delta.1}^{0,8} \cdot Pr_{\tilde{n}\delta.1}^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr_{\tilde{n}\delta.1}}{Pr_{\omega.1}} \right)^{0,25}.$$

Критерий Прандтля:

$$Pr_{\tilde{n}\delta.1} = \frac{v_{\tilde{n}\delta.1} \cdot \tilde{n}_{\tilde{n}\delta.1} \cdot \rho_{\tilde{n}\delta}}{\lambda_{\tilde{n}\delta.1}}.$$

Предварительный расчет показывает, что отношение

$$\left(\frac{Pr_{\tilde{n}\delta.1}}{Pr_{\omega.1}} \right)^{0,25} \approx 1$$

б) коэффициент теплоотдачи α_2 от гладкой наружной поверхности малой трубы к нефти.

Нефть движется в межтрубном пространстве кольцевого сечения, площадь в (m^2) которого для одного хода подсчитывается по формуле:

$$f_2 = 0,785 N_l \cdot (D_a^2 - d_i^2).$$

где $D_a = 0,079$ м – внутренний диаметр наружной трубы; $d_n = 0,048$ м – наружный диаметр внутренней трубы.

Тогда

$$f_2 = 0,785 \cdot 7 \cdot (0,079^2 - 0,048^2) = 0,022 \text{ м}^2.$$

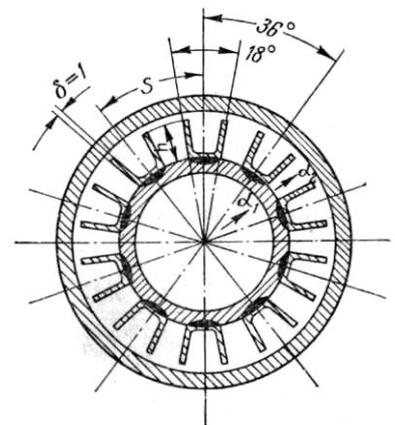
Скорость потока нефти:

$$\omega^2 = \frac{G_2}{3600 \rho_{\tilde{n}\delta.2} f_2}$$

Эквивалентный диаметр кольцевого сечения: $D_3 = D_a - d_n$.

Критерий Рейнольдса:

$$Re_{\tilde{n}\delta.2} = \frac{\omega_2 d_y}{v_{\tilde{n}\delta.2}}$$



Режим движения турбулентный, поэтому величину α_2 $[\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})]$ определим по формуле:

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{\lambda_{cp,2}}{d_3} \text{Re}_{cp,2}^{0,8} \text{Pr}_{cp,2}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_{cp,2}}{\text{Pr}_{\omega,2}} \right)^{0,25}.$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_{\bar{n}\delta,2} = \frac{V_{\bar{n}\delta,2} c_{\bar{n}\delta,2} \rho_{\bar{n}\delta,2}}{\lambda_{\bar{n}\delta,2}}$$

Принимая по изложенным выше соображениям значение сомножителя $\left(\frac{\text{Pr}_{\bar{n}\delta,1}}{\text{Pr}_{\omega,1}} \right)^{0,25} \approx 1$, найдем α_2

в) коэффициент теплоотдачи α_2' от оребренной наружной поверхности малой трубы к нефти.

Расчет α_2' $[\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})]$ ведем по формуле:

$$\alpha_2' = \alpha_2 \left(1 + \frac{2h\beta - \delta}{S} \right).$$

где h - высота ребра, м; β - характеристика эффективности прямых продольных ребер; δ - толщина ребра, м; S - шаг ребер по окружности трубы, м.

Для принятых оребренных труб $h=0,013$ м и $\delta=0,001$ м. Значение β определяется из выражения:

$$\beta = \frac{\text{th}(mh)}{mh}.$$

Здесь $\text{th}(mh)$ - гиперболический тангенс произведения mh , определяемый по таблице; величина m рассчитывается по формуле:

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_p}}.$$

В которой λ_p - коэффициент теплопроводности материала ребер, равный в нашем случае $46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Находим значение β :

$$\beta = \frac{\operatorname{th}\left(\sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_p}} h\right)}{\sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_p}}}$$

Шаг ребер по окружности трубы определим по формуле:

$$S = \frac{\pi d_H}{n},$$

где $n=20$ число прямых продольных ребер.

Хоблер считает, что если $\frac{2\lambda_\delta}{\alpha_2\delta} > 5$, то применение ребристой поверхности целесообразно.

1.7 Коэффициент теплопередачи

а) При отсутствии оребрения и чистых поверхностях труб:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{нв}}}{\lambda_{\text{нв}}} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

б) При отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях труб:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}}.$$

Согласно литературным данным [5], принимаем тепловое сопротивление загрязнений со стороны дистиллята дизельного топлива:

$$\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 0,00061, \quad (\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт};$$

со стороны нефти:

$$\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,0104 \quad (\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}.$$

Отсюда определяем k' .

в) При оребрении наружной поверхности внутренней трубы и отсутствии загрязнения.

Коэффициент теплопередачи, отнесенный к гладкой поверхности, определим по формуле:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\bar{n}\delta}}{\lambda_{\bar{n}\delta}} + \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{F_1}{F_2}} .$$

В принятом для расчета теплообменнике поверхность теплообмена (по наружному диаметру внутренней трубы, без ребер) $F_1=30\text{м}^2$, а коэффициент оребрения (при 20 ребрах) $\varphi=4,3$, поэтому величина ребристой поверхности:

$$F_2 = \varphi F_1$$

г) При оребрении наружной поверхности внутренней трубы и наличии загрязнений, принимая те же что и в п. «в», значения тепловых сопротивлений, получим:

$$k'_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}}$$

1.8 Поверхность теплообмена

В соответствии с заданием, рассчитаем поверхность теплообмена для двух случаев.

а) При отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях:

$$F' = \frac{Q_1}{k_1 \cdot \Delta T_{\bar{n}\delta}} .$$

Необходимое число сдвоенных секций (теплообменников):

$$Z' = \frac{F'}{F_1} .$$

б) При оребрении труб и загрязненных поверхностях:

$$F_1' = \frac{Q_1}{k_1' \cdot \Delta T_{\text{пд}}} \cdot$$

Необходимое число сдвоенных секций:

$$Z_1' = \frac{F_1'}{F_1} \cdot$$

2 Примерный расчет теплообменного аппарата типа «труба в трубе»

Рассчитать необходимую поверхность теплообмена и число теплообменных аппаратов типа «труба в трубе» для нагревания нефти дистиллятом дизельного топлива при следующих исходных данных:

- 1) дистиллят дизельного топлива: количество $G_1 = 16000$ кг/ч; относительная плотность $\rho_{277}^{293} = 0,835$, кинематическая вязкость при 293 К - $\nu_{293} = 1,05 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$, при 323 К $\nu_{323} = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$; начальная температура $\theta_1' = 538^\circ \text{К}$.
- 2) нефть: количество $G_2 = 80000$ кг/ч; относительная плотность $\rho_{277}^{293} = 0,860$, кинематическая вязкость при 293 К - $\nu_{293} = 2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$, при 323 К $\nu_{323} = 1,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$; начальная температура $\theta_2' = 393^\circ \text{К}$.

Рассмотреть два варианта расчета: 1) наружная и внутренняя трубы гладкие; 2) наружная поверхность внутренней трубы оребренная.

Основными элементами аппарата в соответствии с нормами ВНИИНефтемаша Н382 – 56 является секция пучка, показанная на рис. 2.1 (см. ниже). Один из теплоносителей движется по внутренним трубам, делая в них два хода. Другой теплоноситель движется в межтрубном пространстве кольцевого сечения, делая в нем тоже два хода.

Из конструктивной схемы секции на рис. 2.1 видно, что в теплообменнике осуществляется полный противоток. Теплообменные аппараты данного типа могут иметь одну, две или три секции. Секции включаются последовательно.

2.1 Выбор конечной температуры

На основании практических данных примем конечную температуру дистиллята дизельного топлива $T_1' = 433^\circ \text{К}$. Во всех последующих расчетах, за исключением специально оговоренных случаев, в обозначениях величин

нижний индекс «1» относится к горячему теплоносителю (дистиллят дизельного топлива), а нижний индекс «2» - к холодному теплоносителю (нефти).

2.2 Определение температуры нефти на выходе из теплообменника и его тепловая нагрузка.

$$G_1(q_{T_1'}^e - q_{T_1''}^e) \cdot \eta = G_2(q_{T_2''}^e - q_{T_2'}^e),$$

где $q_{T_1'}^e$ и $q_{T_1''}^e$ - энтальпия дистиллята дизельного топлива при начальной (T_1') и конечной (T_1'') температурах, кДж/кг; $q_{T_2'}^e$ и $q_{T_2''}^e$ - энтальпия нефти при начальной (T_2') и конечной (T_2'') температурах, кДж/кг; η - коэффициент использования тепла, равный 0,93 – 0,97 (для данного расчета принято значение 0,95).

Из этого уравнения определим энтальпию $q_{T_2''}^e$ нефти и затем ее конечную температуру T_2'' .

Для дальнейших расчетов необходимо относительные плотности теплоносителей пересчитать с ρ_{277}^{293} на ρ_{288}^{288} . Тогда получим (вычисления опущены): $\rho_{288}^{288} = 0,839$ – для дистиллята дизельного топлива; $\rho_{288}^{288} = 0,863$ – для нефти.

Энтальпии теплоносителей (Приложение 2) [4]:

$$q_{T_1'}^e = q_{538}^e = 618, \text{ кДж/кг.}$$

$$q_{T_1''}^e = q_{433}^e = 342, \text{ кДж/кг.}$$

$$q_{T_2'}^e = q_{393}^e = 244, \text{ кДж/кг.}$$

Подставляя найденные величины в уравнение теплового баланса, получим:

$$16000(618 - 342) \cdot 0.95 = 80000(q_{T_2}^{ce} - 244),$$

откуда $q_{T_2}^{ce} = 297$ кДж/кг. Этой энтальпии соответствует температура $T_2'' = 414$ К.

Тепловая нагрузка теплообменника равна:

$$Q_1 = G_1(q_{T_1'}^{ce} - q_{T_1'}^{ce}) = 16000(618 - 342) = 4.42 \cdot 10^6 \text{ Вт} / \div = 1226,7 \text{ кВт} .$$

2.3 Расчет среднего температурного напора

Средний температурный напор $\Delta T_{\text{ср}}$ в теплообменнике определяем по формуле Грасгофа, имея в виду, что в аппарате осуществляется противоток теплоносителей по схеме:

$$538\text{K} \xrightarrow{\text{Дистиллят_дизельного_топлива}} 433$$

$$\begin{array}{ccc} 414 & \xleftarrow{\text{ИАДЮУи}} & 393\hat{E} \\ \hline \Delta T_{\text{и\text{а}е\text{н}}} = 124\text{K} & & \Delta T_{\text{и\text{д}и}} = 40\text{K} \end{array}$$

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{макс}} - \Delta T_{\text{мин}}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{\text{макс}}}{\Delta T_{\text{мин}}}} = \frac{124 - 40}{2,3 \lg \frac{124}{40}} = 74\text{K} .$$

2.4 Выбор теплообменника

Для того чтобы по действующим нормам выбрать один из теплообменных аппаратов типа «труба в трубе», следует ориентировочно определить необходимую поверхность теплообмена.

Примем на основании практических данных коэффициент теплопередачи в теплообменнике $k = 290 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда предполагаемая поверхность теплообмена определится по формуле:

$$F = \frac{Q_1}{k \cdot \Delta T_{cp}} = \frac{1226,7 \cdot 10^3}{290 \cdot 74} = 57 \text{ м}^2$$

По нормали ВНИИНефтемаша Н382-56 выбираем теплообменник «труба в трубе» ТТР7-2 с поверхностью теплообмена по наружному диаметру внутренней трубы (без ребер) 30 м^2 .

Чтобы обеспечить предварительно найденную поверхность теплообмена 57 м^2 , очевидно, следует установить два таких аппарата.

Техническая характеристика теплообменника ТТР7-2: диаметр внутренних труб $48 \times 4 \text{ мм}$; диаметр наружных труб $89 \times 5 \text{ мм}$; допускаемая максимальная температура в трубном пространстве – не более 723 К , в межтрубном пространстве – не более 473 К .

Учитывая допускаемые температуры потоков, направим по внутренним трубам дистиллят дизельного топлива, а по межтрубному пространству – нефть.

2.5 Физические параметры теплоносителей при их средних температурах

Дистиллят дизельного топлива. Средняя температура:

$$T_{cp.1} = \frac{T_1' + T_1''}{2} = \frac{538 + 433}{2} = 486 \text{ К}$$

Коэффициент теплопроводности [13]:

$$\lambda_{cp.1} = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} \cdot (1,0 - 0,00047 \cdot T_{cp.1}) = \frac{0,1346}{0,839} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 486) = 0,123 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$$

Теплоемкость [13]:

$$c_{cp.1} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} \cdot (0,762 + 0,0034 \cdot T_{cp.1}) = \frac{1}{\sqrt{0,839}} \cdot (0,762 + 0,0034 \cdot 486) = 2,64 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Относительная плотность:

$$\rho_{277}^{T_{cp.1}} = \rho_{277}^{293} - \alpha(T_{cp.1} - 293) = 0,835 - 0,000725 \cdot (486 - 293) = 0,696$$

Кинематическая вязкость по формуле Гросса [13]:

$$\lg \frac{\nu_1}{\nu_2} = n \cdot \lg \frac{T_2 - 273}{T_1 - 273},$$

где n – коэффициент.

В нашем случае:

$$\nu_1 = \nu_{293} = 1,05 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}; \quad \nu_2 = \nu_{323} = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$$

$$T_1 = 293 \text{ К}; \quad T_2 = 323 \text{ К}.$$

Решив формулу относительно n при известных ν_1 и ν_2 , получим

$$n = \frac{\lg \frac{\nu_1}{\nu_2}}{\lg \frac{T_2 - 273}{T_1 - 273}} = \frac{\lg \frac{1,05 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-6}}}{\lg \frac{323 - 273}{293 - 273}} = 0,05.$$

Тогда кинематическая вязкость для дистиллята дизельного топлива при 486 К определится из уравнения:

$$\lg \frac{1,05 \cdot 10^{-6}}{\nu_{486}} = 0,05 \lg \frac{T_{\bar{n}\bar{\delta}1} - 273}{T_1 - 273} = 0,05 \lg \frac{486 - 273}{293 - 273} = 0,0513,$$

откуда

Нефть. Средняя температура:

$$\bar{\delta}_{\bar{n}\bar{\delta}1} = \frac{\bar{\delta}'_2 + \bar{\delta}''_2}{2} = \frac{393 + 414}{2} = 403,5 \text{ К}.$$

Расчеты физических параметров сделаны по приведенным выше формулам: коэффициент теплопроводности $\lambda_{cp.2} = 0,125 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$;

теплоемкость $c_{cp.2} = 2,282 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; относительная плотность $\rho_{277}^{T_{cp.2}} = 0,784$

Кинематическая вязкость определена аналогично предыдущему расчету:

$$\nu_{\bar{n}\bar{\delta}2} = \nu_{404} = 1,43 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}.$$

2.6 Определение коэффициента теплоотдачи

1. Коэффициент теплоотдачи α_1 от дистиллята дизельного топлива к внутренней поверхности малой трубы.

Скорость потока дизельного топлива (м/с):

$$\omega_1 = \frac{G_1}{3600 \cdot \rho_{ch/1} \cdot f_1}.$$

Здесь $\rho_{\bar{n}\bar{d},1} = 696 \text{ кг/м}^3$ – плотность дистиллята дизельного топлива при $\bar{t}_{\bar{n}\bar{d},1} = 486 \text{ К}$; f_1 – площадь поперечного сечения всех труб в одном ходу аппарата:

$$f_1 = \frac{\pi \cdot d_{\hat{A}}^2}{4} \cdot N_1 = 0,785 \cdot 0,04^2 \cdot 7 = 0,0088 \text{ м}^2,$$

где $d_{\hat{A}} = 0,04 \text{ м}$ – внутренний диаметр внутренней трубы; $N_1 = 7$ – число труб в одном ходу [43].

Тогда

$$\omega_1 = \frac{1,6 \cdot 10^4}{3600 \cdot 696 \cdot 0,0088} = 0,73 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\bar{n}\bar{d},1} = \frac{\omega_1 \cdot d_{\hat{A}}}{\nu_{\bar{n}\bar{d},1}} = \frac{0,73 \cdot 0,04}{0,92 \cdot 10^{-6}} = 31700.$$

Так как среднее число Рейнольдса ($\text{Re}_{cp,1}$) больше критического ($\text{Re}_{кр} = 2320$), то, следовательно, режим движения жидкости турбулентный и поэтому величину

$\alpha_1 [\text{Вт/м}^2 \cdot \text{К}]$ рассчитываем по формуле:

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_{\bar{n}\bar{d},1}}{d_{\hat{A}}} \cdot \text{Re}_{\bar{n}\bar{d},1}^{0,8} \cdot \text{Pr}_{\bar{n}\bar{d},1}^{0,43} \cdot \left(\frac{\text{Pr}_{\bar{n}\bar{d},1}}{\text{Pr}_{\omega,1}} \right)^{0,25}.$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_{\bar{n}\bar{d},1} = \frac{\nu_{\bar{n}\bar{d},1} \cdot \tilde{n}_{\bar{n}\bar{d},1} \cdot \rho_{\bar{n}\bar{d},1}}{\lambda_{\bar{n}\bar{d},1}} = \frac{0,92 \cdot 10^{-6} \cdot 2,64 \cdot 10^3 \cdot 696}{0,123} = 13,7.$$

Предварительный расчет показывает, что отношение

$$\left(\frac{\text{Pr}_{\bar{n}\delta.1}}{\text{Pr}_{\omega.1}} \right)^{0,25} \approx 1.$$

Тогда

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot \frac{0,123}{0,04} \cdot 31700^{0,8} \cdot 13,7^{0,43} = 791 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Нефть движется в межтрубном пространстве кольцевого сечения, площадь в (м^2) которого для одного хода подсчитывается по формуле:

$$f_2 = 0,785 N_i \cdot (D_a^2 - d_i^2),$$

где $D_a = 0,079$ м – внутренний диаметр наружной трубы; $d_n = 0,048$ м – наружный диаметр внутренней трубы.

Тогда

$$f_2 = 0,785 \cdot 7(0,079^2 - 0,048^2) = 0,022 \text{ м}^2.$$

Скорость потока нефти:

$$\omega^2 = \frac{G_2}{3600 \rho_{\bar{n}\delta 2} f_2} = \frac{80000}{3600 \cdot 784 \cdot 0,022} = 1,29 \text{ м} / \text{с}.$$

Эквивалентный диаметр кольцевого сечения:

$$D_3 = D_a - d_n = 0,079 - 0,048 = 0,031 \text{ м}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\bar{n}\delta 2} = \frac{\omega_2 d_3}{\nu_{\bar{n}\delta 2}} = \frac{1,29 \cdot 0,031}{1,43 \cdot 10^{-6}} = 28000.$$

Режим движения турбулентный, поэтому величину α_2 $[\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})]$ определим по формуле:

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{\lambda_{\bar{n}\delta 2}}{d_3} \text{Re}_{\bar{n}\delta 2}^{0,8} \text{Pr}_{\bar{n}\delta 2}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_{\bar{n}\delta 2}}{\text{Pr}_{\omega 2}} \right)^{0,25}.$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_{\bar{n}\delta 2} = \frac{\nu_{\bar{n}\delta 2} c_{\bar{n}\delta 2} \rho_{\bar{n}\delta 2}}{\lambda_{\bar{n}\delta 2}} = \frac{1,43 \cdot 10^{-10} \cdot 2,282 \cdot 10^3 \cdot 784}{0,125} = 20,5.$$

Принимая по изложенным выше соображениям значение сомножителя

$$\left(\frac{\text{Pr}_{\text{нд.1}}}{\text{Pr}_{\omega.1}}\right)^{0,25} \approx 1, \text{ найдем:}$$

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{0,125}{0,031} \cdot 28000^{0,8} \cdot 20,5^{0,43} = 1104, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

В коэффициенте теплоотдачи α_2^y от оребренной наружной поверхности малой трубы к нефти.

Расчет $\alpha_2^y [B_T / (\dot{V} \cdot \hat{E})]$ ведем по формуле:

$$\alpha_2^y = \alpha_2 \left(1 + \frac{2h\beta - \delta}{S}\right),$$

где h - высота ребра, м; β - характеристика эффективности прямых продольных ребер; δ - толщина ребра, м; S - шаг ребер по окружности трубы, м.

Для принятых оребренных труб $h=0,013$ м и $\delta=0,001$ м. Значение β определяется из выражения:

$$\beta = \frac{\text{th}(mh)}{mh}.$$

Здесь $\text{th}(mh)$ - гиперболический тангенс произведения mh , определяемый по таблице.

Величина m рассчитывается по формуле:

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_p}}.$$

В которой λ_p - коэффициент теплопроводности материала ребер, равный в нашем случае $46,5$ Вт/(м · К).

Находим значение β :

$$\beta = \frac{\text{th}\left(\sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_p}} h\right)}{\sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_p}}} = \frac{\text{th}\left(\sqrt{\frac{2 \cdot 1104}{0,001 \cdot 46,5}} \cdot 0,013\right)}{\sqrt{\frac{2 \cdot 1104}{0,001 \cdot 46,5}} \cdot 0,013} = 0,348.$$

Шаг ребер по окружности трубы определим по формуле:

$$S = \frac{\pi d_H}{n},$$

где $n=20$ число прямых продольных ребер. Тогда:

$$S = \frac{3,14 \cdot 0,048}{20} = 0,0075 \text{ м}.$$

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_2^y = 1104 \left(1 + \frac{2 \cdot 0,013 \cdot 0,348 - 0,001}{0,0075} \right) = 2265 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Как видно, коэффициент теплоотдачи от оребренной поверхности к нефти более чем в 2 раза выше коэффициента теплоотдачи от гладкой поверхности к нефти.

Хоблер считает, что если $\frac{2\lambda_\delta}{\alpha_2\delta} > 5$, то применение ребристой

поверхности целесообразно. В нашем случае:

$$\frac{2\lambda_\delta}{\alpha_2\delta} = \frac{2 \cdot 46,5}{1104 \cdot 0,001} = 84.$$

Так как $84 > 5$, тогда принимаем ребристую поверхность.

2.7 Определение коэффициента теплопередачи

1. При отсутствии оребрения и чистых поверхностях труб:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{н\ddot{o}}}}{\lambda_{\text{н\ddot{o}}}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{791} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{1104}} = 446 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

2. При отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях труб:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}}.$$

Согласно литературным данным [5], принимаем тепловое сопротивление загрязнений со стороны дистиллята дизельного топлива:

$$\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 0,00061, \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт};$$

со стороны нефти:

$$\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,0104 \text{ , (м}^2\cdot\text{К)/Вт.}$$

Тогда:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{446} = 0,00061 = 0,00104} = 258 \text{ , Вт / (м}^2 \cdot \text{К).}$$

3. При оребрении наружной поверхности внутренней трубы и отсутствии загрязнения.

Коэффициент теплопередачи, отнесенный к гладкой поверхности, определим по формуле:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{н}0}}{\lambda_{\text{н}0}} + \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{F_1}{F_2}} .$$

В принятом для расчета теплообменнике поверхность теплообмена (по наружному диаметру внутренней трубы, без ребер) $F_1=30\text{м}^2$, а коэффициент оребрения (при 20 ребрах) $\varphi=4,3$, поэтому величина ребристой поверхности:

$$F_2 = \varphi F_1 = 4,3 \cdot 30 = 129 \text{ м}^2.$$

Тогда:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{791} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2265} \cdot \frac{30}{129}} = 688 \text{ , Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

Как видно, в данном случае коэффициент теплопередачи в $\frac{688}{466} = 1,54$ раза выше, чем при неоребренной поверхности.

4. При оребрении наружной поверхности внутренней трубы и наличии загрязнений, принимая те же что и в п. «в», значения тепловых сопротивлений, получим:

$$k' \mathbf{1} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = \frac{1}{\frac{1}{688} + 0,00061 + 0,00104} = 323 \text{ , Вт / (м}^2\cdot\text{К).}$$

2.8 Поверхность теплообмена

В соответствии с заданием, рассчитаем поверхность теплообмена для двух случаев.

1. При отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях:

$$F' = \frac{Q_1}{k_1 \cdot \Delta T_{\text{н\ddot{o}}}} = \frac{1226,7 \cdot 10^3}{258 \cdot 74} = 65,1 \text{ м}^2.$$

Необходимое число сдвоенных секций (теплообменников):

$$Z' = \frac{65}{30} = 2,2.$$

С запасом принимаем $Z' = 3$.

2. При оребрении труб и загрязненных поверхностях:

$$F'_1 = \frac{Q_1}{k'_1 \cdot \Delta T_{\text{н\ddot{o}}}} = \frac{1226,7 \cdot 10^3}{323 \cdot 74} = 51,1 \text{ м}^2.$$

Необходимое число сдвоенных секций:

$$Z'_1 = \frac{51}{30} = 1,7.$$

С запасом принимаем $Z'_1 = 2$.

Из расчета следует, что потребная условная (гладкая) поверхность теплообмена при оребрении в 1,27 раза меньше, чем при гладких трубах, эффект оребрения наружной поверхности внутренней трубы был бы большим, если бы в межтрубном пространстве проходил более вязкий продукт.

Сдвоенные секции включаются в схему установки последовательно, причем теплоносители движутся противотоком.

Литература

1. Степанцова Л.Г. Расчет и проектирование теплообменных аппаратов: учебное пособие по курсу «Промышленные тепломассообменные процессы и установки». – Челябинск: ЮУрГУ, 1985.
2. Краснощёков Е.А. Сукомел А.С. «Задачник по теплопередаче». – М.: Энергия, 1980.
3. Бакластов А.М., Горбенко В.А. «Промышленные тепломассообменные процессы и установки». – М.: Энергоатомиздат, 1986.
4. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. «Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности». – Ленинград: «Химия», 1974.
5. Логинов А.В., Ананьева Л.Н., Красовицкий Ю.В., Энтин С.В. «Практикум по процессам и аппаратам химических и пищевых производств». – Воронеж, 2003.