



УДК 62-52:681.2

РАЗРАБОТКА MATLAB-МОДЕЛИ АППАРАТА ВОЗДУШНОГО ОХЛАЖДЕНИЯ ПРОЦЕССА АТМОСФЕРНОЙ ПЕРЕГОНКИ НЕФТИ

Л.Г. Тугашова

MATLAB-AIR COOLER MODELS OF ATMOSPHERIC OIL DISTILLATION DEVELOPMENT

L.G. Tugashova

Аннотация. Проведен обзор работ по повышению энергетической эффективности аппаратов воздушного охлаждения. Выполнен тепловой расчет аппарата воздушного охлаждения, применяемого на установках первичной переработки нефти. В математическом пакете Matlab совместно решаются уравнения теплового баланса теплообменного аппарата и уравнения теплопередачи. Приведенный расчет является частью модели процесса ректификации. Для представления состава нефти определен вид аппроксимации кривой истинной температуры кипения (ИТК) нефти по экспериментальным данным. Полученная зависимость применяется при определении температуры начала конденсации бензиновой фракции для нахождения массовых долей узких фракций.

Ключевые слова: ректификация; аппарат воздушного охлаждения; тепловой баланс; аппроксимация; температура кипения; выход нефтяной фракции.

Abstract. A review of works on increase of power efficiency of air cooler. Thermal design of air cooling of the existing primary processing of oil is made. In mathematical Matlab package together to solve the equation of heat balance heat exchanger and heat transfer equations. The above calculation is part of a model of the distillation process. For representing the composition of the oil, kind of curve fitting the true boiling point (CTI) of oil from the experimental data is determined. The obtained dependence is used to determine the temperature of the beginning of condensation of the gasoline fraction for finding the mass fraction of narrow fractions.

Keywords: distillation; air cooler; thermal balance; approximation; the boiling point; the yield of oil fraction.

Введение

На установках первичной перегонки нефти применяются различные теплообменные аппараты, в том числе аппараты воздушного охлаждения (АВО). Их основными элементами являются теплообменные секции, состоящие из оребренных труб, вентиляторы с электроприводом, жалюзи для регулирования производительности воздуха. Охлаждение теплоносителей осуществляется за счет теплообмена с воздухом.

Интенсивность теплосъема в аппарате можно регулировать изменением расхода охлаждающего воздуха за счет плавного регулирования скорости вращения вентилятора применением электродвигателя с переменным числом оборотов, установкой жалюзийных устройств с возможностью изменения угла поворота лопаток.

Авторами предлагаются разнообразные способы повышения энергетической эффективности аппаратов воздушного охлаждения, продления срока эксплуатации оборудования и обеспечения необходимой точности регулирования температуры на выходе теплообменника. Например, в работе [1] решается задача повышения энергетической эффективности АВО путем изменения в конструкции аппарата расположения жалюзийного устройства. В [2] предлагается создание энергоэффективной системы автоматического управления АВО на основе частотно-регулируемого электропривода. Система содержит пропорционально-дифференциальный регулятор, частотный преобразователь, асинхронный

двигатель, вентилятор, теплообменник, датчик температуры. В [3] найдены передаточные функции АВО по отношению к изменениям объемного расхода охлаждающего воздуха и температур масла и воздуха на входе аппарата.

Проведенный обзор подобных работ показал, что большинство предлагаемых усовершенствований относится к газоперекачивающим агрегатам, компрессорным станциям. Расчет АВО, применяющихся на установках первичной переработки нефти, имеет свои особенности. В данной работе с применением математического пакета Matlab выполняется расчет теплообменного аппарата, в котором для определения температуры начала конденсации используется представление состава нефти в виде аппроксимации кривой истинной температуры кипения (ИТК) нефти по экспериментальным данным.

Определение выхода нефтяных фракций по аппроксимирующей зависимости

Исходная информация была получена из данных заводской разгонки нефтей. В таблице 1 (столбцы 1, 2) приведены значения суммарной разгонки девонской нефти на 17 фракций. По виду кривой разгонки нефти подбирались различные нелинейные зависимости: параболическая, логарифмическая, экспоненциальная и др. Критерием выбора является сумма квадратов отклонений. Лучшие результаты по этому критерию были получены для аппроксимации кривой истинной температуры кипения (ИТК) нефти следующего вида:

$$Ps_i = \exp(0,7369 \cdot T_i^{2/5} - 0,0051 \cdot T_i - 2,0722), \quad (1)$$

где T_i – температура конца кипения i -ой фракции по ИТК до 360 °С; Ps_i – потенциальное массовое содержание i -ой фракции до 360 °С.

Формула (1) применяется в дальнейшем при определении температуры начала конденсации бензиновой фракции для нахождения массовых долей узких фракций. Коэффициенты в (1) определялись с использованием метода наименьших квадратов. В Matlab для этого использовалась функция *lsqcurvefit*. В табл. 1 приведено сравнение результатов расчета фракционного состава нефти по полученной зависимости с данными ИТК [4]. В формуле (1) в качестве аргумента T_i используется столбец 3 табл. 1.

Таблица 1 – Расчет фракционного состава нефти по формуле (1) и по данным ИТК

Температура кипения фракции, °С	Суммарный выход фракции по ИТК	Температура конца кипения, °С	Выход фракции по формуле (1)	Разность
НК-24	1.4100	24	1.5424	0.1324
24-40	2.3400	40	2.5803	0.2403
40-60	3.7100	60	4.1129	0.4029
60-80	5.5200	80	5.9009	0.3809
80-105	8.3800	105	8.4755	0.0955
105-122	10.3800	122	10.4271	0.0471
122-142	13.1200	142	12.9142	-0.2058
142-160	15.5900	160	15.3141	-0.2759
160-180	18.5200	180	18.1416	-0.3784
180-200	21.4200	200	21.1183	-0.3017
200-220	24.7300	220	24.2228	-0.5072
220-240	27.6500	240	27.4338	-0.2162
240-260	30.4500	260	30.7297	0.2797
260-280	33.6100	280	34.0894	0.4794
280-300	36.6500	300	37.4923	0.8423
300-320	40.4500	320	40.9182	0.4682
320-360	47.0000	360	46.0584	-0.9416

При сравнении расчета фракционного состава средняя относительная погрешность составляет 3,29 %, что говорит о возможности использования формулы (1) в дальнейших расчетах.

Расчет температуры начала конденсации паров бензиновой фракции

В работе выполняется расчет воздушного конденсатора-холодильника, применяемого для конденсации и охлаждения паров бензиновой фракции, поступающей из атмосферной колонны. Температура выхода этой фракции (температура верха) соответствует 100 % отгона по кривой однократного испарения. Принимаем, что температура начала конденсации равна температуре выхода паров нефтепродукта с верха колонны. После АВО бензиновая фракция поступает в рефлюксную емкость, из которой часть уходит на дальнейшую переработку, а часть возвращается в колонну в виде орошения. Схема потоков приведена на рис. ниже.

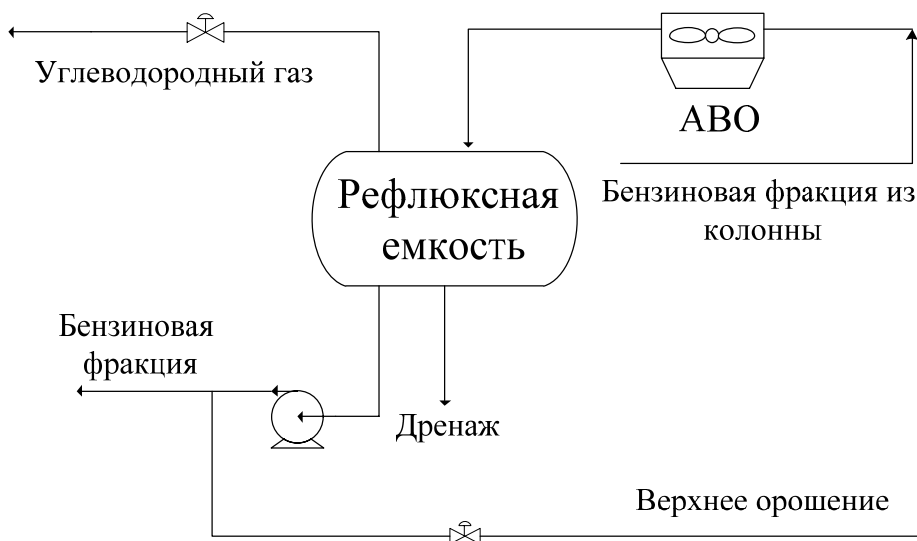


Рисунок – Схема потоков

Определим основные шаги по вычислению температуры начала конденсации.

1. Для определения пределов выкипания нефтяной фракции (температур начала и конца кипения) используются регрессионные модели, в которых соответствующие температуры рассматриваются как функции технологических параметров: давления в колонне, расходов верхнего и циркуляционного орошений, плотности нефтепродуктов и др. Множественной регрессией, выполненной в Matlab, определяются температурные пределы бензиновой фракции. При расчете получен температурный предел выкипания 42-171 °С.

2. Разделим широкую бензиновую фракцию на несколько (в данном случае 6) узких фракций. Затем находим среднюю температуру кипения каждой фракции.

3. Определяем среднюю молекулярную массу каждой фракции по формуле Б.П. Воинова и А.С. Эйгенсона [5]:

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K) \cdot T_{\text{cp}} + (0,0003K - 0,00245) \cdot T_{\text{cp}}^2, \quad (2)$$

где K – характеризующий фактор (или фактор парафинистости Ватсона).

Плотность находится по формуле [6]:

$$\rho_4^{20} = A \cdot (T_{\text{cp}} / 100)^n, \quad (3)$$

где T_{cp} – средняя температура кипения фракции; A – коэффициент, равный 0,736; n – коэффициент, равный 0,130.



4. По кривой ИТК определяем массовый выход фракций, используя аппроксимацию (1). Суммарный выход бензиновой фракции 42-171 °С составляет 14,38 % от всей поступившей на перегонку нефти.

5. Находим массовую долю каждой узкой фракции. Проверяем условие: их сумма равна единице.

6. Через молекулярные массы M_j узких фракций и массовые доли $y_{mc,j}$, найденные в пунктах 3 и 5, переходим к мольным долям $y_{мл,j}$ (NC – число узких фракций):

$$y_{мл,j} = (y_{mc,j} / M_j) / \sum_{j=1}^{NC} (y_{mc,j} / M_j). \tag{4}$$

Результаты расчета по вышеперечисленным пунктам приведены в табл. 2.

Таблица 2 – Состав и характеристики бензиновой фракции

Пределы выкипания, °С	Средняя температура кипения, °С	Выход на нефть, м.д.	Массовая доля, y_i	Мольная доля, y'_i	Константа фазового равновесия
1	2	3	4	5	6
42.7-64.1	53.4282	0.0185	0.1284	0.1233	3.2064
64.1-85.4	74.7995	0.0210	0.1463	0.1443	1.9472
85.4-106.8	96.1708	0.0233	0.1618	0.1619	1.1620
106.8-128.2	117.5421	0.0252	0.1756	0.1772	0.6738
128.2-149.5	138.9134	0.0271	0.1881	0.1906	0.3771
149.5-170.9	160.2847	0.0287	0.1998	0.2027	0.2027
Сумма		0.1438	1	1	

Температура паров на входе в АВО определяется по следующему уравнению [7]:

$$\sum_{i=1}^N (y'_i / k_i) = 1, \tag{5}$$

где k_i – константы фазового равновесия при температуре начала конденсации; y'_i – мольные доли узких фракций; N – число узких фракций.

Температура начала конденсации определяется итерационно до выполнения условия фазового равновесия (5).

Константа фазового равновесия для каждой фракции определяется:

$$k_i = P_i^0 / P, \tag{6}$$

где P – давление в системе, МПа; P_i^0 – давление насыщенных паров (ДНП).

Уравнение для определения ДНП [5]:

$$P = P_0 \tau_{кип}^f, \tag{7}$$

$$f = \alpha_0 + (\alpha_1 / \tau_{кип}) + \alpha_2 \tau_{кип} + \alpha_3 d_4^{20} + \alpha_4 (d_4^{20})^2 + (\alpha_5 T_{кип}^0 / 273,15);$$

$$\alpha_0 = -2,8718; \alpha_1 = 10,4113; \alpha_2 = 2,5858; \alpha_3 = -2,8981;$$

$$\alpha_5 = 1,2406; \tau_{кип} = (T / T_{кип}^0),$$

где P_0 – давление насыщенных паров при температуре кипения; d_4^{20} – плотность; T – температура кипения при давлении P , К; $T_{\text{кип}}^0$ – нормальная температура кипения, К.

Результаты расчета константы фазового равновесия по формуле (6) приведены в табл. 2 (столбец 6). В Matlab с использованием функции *fzero* при выполнении условия (5) подобрана температура начала конденсации фракции. Она составляет 139 °С.

Уравнения теплового расчета аппарата воздушного охлаждения

Принцип расчета теплообменного аппарата состоит в решении системы двух уравнений: теплового баланса и теплопередачи. При этом исходными величинами являются температуры теплоносителей на входе в аппарат, их расходы и поверхность охлаждения. Целью расчета является определение температур теплоносителей на выходе теплообменного аппарата [8].

Уравнение теплового баланса АВО (без учета потерь в окружающую среду):

$$Q = (D + R) \cdot (i^{\text{п}} - i^{\text{ж}}) = G \cdot c_p \cdot (t_1^{\text{в}} - t_2^{\text{в}}), \quad (8)$$

где D – расход дистиллята, кг/с; R – расход орошения, кг/с; G – расход воздуха, кг/с; $i^{\text{п}}, i^{\text{ж}}$ – энтальпия дистиллята в паровой фазе при температуре верхнего сечения колонны и жидкого дистиллята при температуре орошения, кДж/кг; $t_2^{\text{в}}, t_1^{\text{в}}$ – температура воздуха на входе и выходе из аппарата, °С; c_p – удельная теплоемкость воздуха, кДж/(кг·°С).

Для расчета энтальпий нефтепродуктов применяются уравнения Крэга или Фортча-Уитмена (для жидкой фазы) и Уэйра-Итона (для паровой фазы). Массовый расход бензиновой фракции составляет 5,2 кг/с [10]. Удельную теплоемкость воздуха принимаем равной 1,005 кДж/(кг·°С), а плотность – равной 1,205 кг/м³ по табличным данным [8].

Массовый расход воздуха находим по формуле:

$$G = V \cdot \rho, \quad (9)$$

где V – заданная объемная производительность вентилятора, м³/с.

Уравнение теплопередачи [9]:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t_{\text{ср}}, \quad (10)$$

где k – коэффициент теплопередачи, кДж/(м²·с·°С); $\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор, °С; F – поверхность теплообмена, м².

Средний температурный напор определяется по общепринятой методике [9]:

$$\Theta = ((\Theta_1 - \Theta_2) / \ln \Theta_1 / \Theta_2), \quad (11)$$

где Θ_1, Θ_2 – начальная и конечная разности температур: $\Theta_1 = t_1^{\text{г}} - t_2^{\text{х}}$; $\Theta_2 = t_2^{\text{г}} - t_1^{\text{х}}$.

При выполнении теплового расчета АВО расходы теплоносителей и их температуры на входе в аппарат определены. Поверхность теплообмена принимаем равной 3176 м² [10]. Для нахождения температур теплоносителей на выходе применяется метод последовательных приближений, для чего в начале расчета необходимо задать первое приближение выходной температуры горячего теплоносителя и выразить из уравнения теплообмена (8) температуру воздуха на выходе. Затем из уравнения теплопередачи (10) необходимо определить расчетную поверхность теплообмена и сравнить ее с заданной. Неравенство этих поверхностей означает, что температура нефтепродукта выбрана неточно.

Расчет продолжается до тех пор, пока расхождение расчетной и заданной поверхностей не будет составлять менее 3-5%. Система нелинейных уравнений (8) и (10) решалась в Matlab с применением функции *fsolve*. В результате расчета получено, что температура бензиновой фракции при расходе 5,2 кг/с на выходе из аппарата составляет 38 °С, что соответствует температуре орошения.

Заключение

Таким образом, в работе предложена аппроксимация для определения фракционного состава нефти с относительной погрешностью 3,29 %, применяемая для нахождения массовых и мольных долей узких фракций широкой бензиновой фракции. По полученным значениям состава фракции определена температура начала конденсации паров нефтепродукта. Решением системы уравнений теплопередачи и теплового баланса воздушного конденсатора-холодильника вычислены температуры теплоносителей на выходе из аппарата. Все решения получены с применением математического пакета Matlab. Приведенный расчет можно использовать при расчетах процессов ректификации установок атмосферных и атмосферно-вакуумных трубчаток.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Аппарат воздушного охлаждения / В.Б. Кунтыш, А.Б. Сухоцкий, Е.С. Санкович, В.П. Мулин Патент на полезную модель ВУ 8597 У. Заявка № и 20120218, от 01.03.2012. Опубликовано: 30.10.2012.
2. Система управления аппаратом воздушного охлаждения масла / С.В. Алимов, А.В. Мигачев, Л.А. Мигачева, А.В. Стариков, А.Р. Титов Патент на изобретение RU 2487290 С1. Заявка № 2012101731/06, от 18.01.2012 Опубликовано: 10.07.2013, Бюл. № 19.
3. Алимов С.В., Мигачева Л.А., Титов А.Р. Передаточные функции процесса теплообмена в аппарате воздушного охлаждения // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия Технические науки, 2012. № 4 (36). С. 198-205.
4. Технологический регламент «Разработка комплексной схемы Елховского НПУ с целью увеличения производительности моторных топлив». – Казань: ВНИИУС, 1999. 64 с.
5. Моисеев А.В. Расчетные методы определения физико-химических свойств углеводородных систем, нефтей и нефтепродуктов: Примеры и задачи. Учебное пособие. Комсомольск-на-Амуре: ГОУВПО «КнАГТУ», 2010. 179 с.
6. Рудин М.Г., Сомов В.Е., Фомин А.С. Карманный справочник нефтепереработчика / Под редакцией М.Г. Рудина. – М.: ОАО «ЦНИИТЭнефтехим», 2004. 336 с.
7. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / Под ред. О.Ф. Глаголевой и В.М. Капустина. – М.: Химия, КолосС, 2006. 400 с.
8. Степанов О.А. Тепловой и гидравлический расчет теплообменного аппарата воздушного охлаждения: методические указания для студентов специальности 140104 «Промышленная теплоэнергетика» к курсовой работе по «Теоретическим основам теплотехники». – Тюмень: РИО ГОУ ВПО ТюмГАСУ, 2009. 41 с.
9. Антипов А.И., Закиров Р.Н., Суфиянова С.Р., Вахитова Р.И. Тепломассообмен: Методические указания по выполнению контрольной работы для студентов, обучающихся по специальности 140.104.65 «Промышленная теплоэнергетика». – Альметьевск: Альметьевский государственный нефтяной институт, 2005. 64 с.
10. Технологический регламент на эксплуатацию секции 100 - АВТ с блоком стабилизации нефти нефтеперерабатывающей установки ТР-ТН-08-080-05-2015 // ОАО «Татнефть» им. В.Д. Шашина, ОАО «Нефтехимпроект», 2013. 162 с.



ИНФОРМАЦИЯ ОБ АВТОРЕ

Тугашова Лариса Геннадьевна

ГБОУ ВПО «Альметьевский государственный нефтяной институт», г. Альметьевск, Россия, ст. преподаватель кафедры автоматизации и информационных технологий

E-mail: tugashowa.agni@yandex.ru

Tugashova Larisa Gennad'evna

SEI NPE «Almetyevsk state oil institute», Almetyevsk city, Russia, the-senior teacher of department of automation and information technologies

E-mail: tugashowa.agni@yandex.ru

Корреспондентский почтовый адрес и телефон для контактов с автором статьи:
423450, Республика Татарстан, г. Альметьевск, ул. Ленина, 2, АГНИ, кафедра АИТ,
Тугашова Л.Г., 8(8553)31-01-51