

УДК: 66.048

## Математическое моделирование термической дистилляции воды при пленочном течении в вакууме

**С. М. Токарев**

ОАО «СвердНИИхиммаш»,  
Россия, г. Екатеринбург, ул. Грибоедова, д. 32

E-mail: Tokarev@sniihim.ru

*Получено 1 марта 2013 г.,  
после доработки 28 марта 2013 г.*

Статья посвящена математическому моделированию процесса обессоливания природной воды методом термодистилляции. В статье приведены уравнения, позволяющие описать процессы пленочного течения и кипения воды, конденсации пара и поддержания вакуума. Представлен алгоритм расчета, реализованный в системе компьютерной математики MatLab и электронных таблицах Excel, и исходные данные, необходимые для расчета. Модель проверена на адекватность. Приведен расчет десятикорпусной дистилляционной установки. Результаты работы могут быть использованы при проектировании и оптимизации технологических режимов дистилляционных установок.

Ключевые слова: термодистилляция, греющий и вторичный пар, вакуум, уравнения

### **Mathematic modeling of thermal distillation of water in film flowing under vacuum**

**S. M. Tokarev**

*SverdNIChimmash OJSC, 32 Griboedova st. Yekaterinburg, Russia*

**Abstract.** — The article is dedicated to mathematic modeling of natural water desalination process by method of thermal distillation. The article gives the equations which allow describing the processes of film flowing and boiling of water, steam condensation and vacuum maintenance. The article presents the algorithm of calculation, implemented in MatLab computer mathematic system and Excel electronic tables, and the initial data required for the calculation. The model has been checked for adequacy. The calculation of ten-effect distillation system is given. The results of work can be used in design and optimization of process conditions for distillation systems.

Keywords: thermal distillation, heating and secondary steam, vacuum, equations

Citation: *Computer Research and Modeling*, 2013, vol. 5, no. 2, pp. 205–211 (Russian).

В работе изучались потенциальные возможности горизонтальных трубных пленочных аппаратов для крупнотоннажного производства дистиллята, из воды находящейся в природных источниках. Исследования осуществлялись в рамках метода математического моделирования [Самарский, Михайлов, 2000]. Для этого была разработана математическая модель и определены необходимые исходные данные. Были проведены, на примере десяти корпусной установки, виртуальные эксперименты, направленные на выявление взаимосвязей между технологическими величинами.

## Описание процесса термодистилляции

Производство дистиллята происходит в испарителях. В них реализуются процессы испарения и последующей конденсации полученного пара. Испарители состоят из горизонтальных трубных пучков, ограниченных горизонтальной цилиндрической поверхностью. Испарители увязаны в единую систему и вторичный пар одного испарителя является греющим паром следующего. К испарителям подводятся технологические среды: исходная вода и греющий пар, отводятся — вторичный пар, упаренная вода и дистиллят. Установки работают под вакуумом глубиной до 4 кПа.

Процесс дистилляции осуществляется следующим образом. Технологически подготовленная природная вода (без водорослей, механических примесей, коррозионно-активных газов, теплая, с антинакипином) подается струйками на наружную поверхность верхнего ряда теплообменных труб и формирует на них сплошную пленку жидкости. Далее на нижней образующей трубы образуются струйки жидкости. Эти струйки ударяются о поверхность нижележащего ряда труб и формируют на нём сплошной слой жидкости. Далее такой процесс повторяется на всех рядах трубок.

Одновременно внутрь теплообменных труб подается греющий (вторичный пар предыдущего корпуса) пар, при этом он конденсируется, образуя продукт — дистиллят. Теплота конденсации передается в пленку и обеспечивает образование вторичного пара. Так в корпусе образуется большая часть вторичного пара. Другая часть пара образуется при самоиспарении воды.

Часть пара с неконденсирующимися газами (воздух) из каждого испарителя отводится в подогреватели исходной воды и далее в конденсатор и водоежекторный блок. Этот пар нагревает исходную воду до температуры, близкой к температуре греющего пара первого испарителя, а неконденсирующиеся газы отводятся в атмосферу.

Интенсивность протекающих процессов зависит от температуры и расхода греющего пара, глубины вакуума, создаваемого водоежекторным блоком.

## Математическая модель

Математическое описание термодистилляции воды в вакууме в общем виде представляет собой краевую задачу [Исаченко, Осипова, Сукомел, 1975]. В общей постановке, она является неразрешимой. Поэтому исследование дистилляции производится приближенно, в рамках математической модели.

Модель включает уравнения, описывающие формирование нисходящей пленки, парообразование и конденсацию пара, поддержание вакуума. При этом полагается, что полезная разность температур распределена между корпусами равномерно.

Основные уравнения, принятые в модели:

Уравнения течения пленки. По ним рассчитываются толщина, ширина и скорость течения пленки [Плановский, Рамм, Каган, 1968].

Плотность орошения ( $\Gamma$ ) теплообменных труб определяется по формуле:

$$\Gamma = G / 2\ell, \quad (1)$$

где  $G$  — расход воды, кг/с;  $\ell$  — длина теплообменных труб, м.

Критерий Рейнольдса ( $Re$ ) плёнки рассчитывается по уравнению:

$$Re = 4\Gamma / \mu, \quad (2)$$

где  $\mu$  — динамическая вязкость, н·с/м<sup>2</sup>.

Толщина плёнки ( $\delta$ ) вычисляется по соотношению:

$$\delta = \sqrt[3]{3\Gamma\mu / (g\rho^2)}, \quad (3)$$

где  $\rho$  — плотность воды, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Скорость течения плёнки ( $\omega$ ) рассчитывается по формуле:

$$\omega = \Gamma / \delta\rho, \quad (4)$$

где  $\omega$  — скорость течения плёнки, м/с;

Ширина плёнки ( $\Pi$ ) определяется по уравнению, полученному по экспериментальным данным [Картовский, 2011]:

$$\Pi = 17.5d_0 - 42.5, \quad (5)$$

где  $d_0$  — диаметр отверстия на оросительном поддоне, мм.

Уравнения парообразования и конденсации пара. При помощи указанных уравнений оцениваются расходы вторичного пара и дистиллята. Вторичный пар в испарителях образуется из трех источников. Первым источником вторичного пара является пар, образующийся в пленке ( $W_{впi}^{пл}$ ) под воздействием тепла конденсации греющего пара, вторым источником является — пар самоиспарения упаренной перегретой воды ( $W_{впi}^{спв}$ ), перетекающей из испарителя в испаритель. И третьим источником вторичного пара является пар самоиспарения перегретого дистиллята ( $W_{впi}^{сд}$ ), также перетекающего из испарителя в испаритель.

Количество вторичного пара, образовавшегося в тонком слое нисходящей пленки, полагается равным количеству дистиллята ( $W_{ди}$ ), полученному из греющего пара, текущему внутри трубы испарителя [Колач, Радун, 1963]. Согласно модели «Простой расчет дистилляции» [Кичигин, Костенко, 1955], принятое значение является максимально возможным для величины — расход вторичного пара, образовавшегося на теплообменных трубах, при испарении пленки

$$W_{впi}^{пл} = W_{ди}. \quad (6)$$

При этом вторичный пар ( $W_{вп\ i-1}$ ) предыдущего испарителя является греющим паром ( $W_{гпi}$ ) последующего испарителя. А количество образующегося дистиллята равно разности между расходом греющего пара и пара продувки ( $W_{прi}$ ) в подогреватели и конденсатор

$$W_{гпi} = W_{впi-1}, \quad (7)$$

$$W_{ди} = W_{гпi} - W_{прi}. \quad (8)$$

Количество вторичного пара, образовавшегося из перегретой упаренной воды ( $W_{впi}^{спв}$ ) и дистиллята ( $W_{впi}^{сд}$ ), определяется количеством тепла и соответствующим перегревом:

$$W_{впi}^{спв} / r_i = c_{ив} W_{убi} \Delta t_{убi}, \quad (9)$$

$$W_{впi}^{сд} / r_i = c_{ид} W_{ди} \Delta t_{ди}, \quad (10)$$

$$W_{гпi} = W_{впi-1}^{пл} + W_{впi-1}^{спв} + W_{впi}^{сд}, \quad (11)$$

где  $r_i$  — удельная теплота парообразования, ккал/кг;  $c_{ив}$ ,  $c_{ид}$  — теплоемкость упаренной воды и дистиллята, ккал/кг·град;  $\Delta t_{убi}$  — перегрев упаренной воды, °С;  $\Delta t_{ди}$  — перегрев дистиллята, °С.

Уравнения поддержания вакуума. Применение названных уравнений, приведенных в [Ефимочкин, 1982], позволяет оценить влияние конструкции эжектора и сезонных колебаний

температуры охлаждающей воды на глубину вакуума [Ефимочкин, 1982]:

$$V_n = 2.87(10^{-5} G_n T_p / (P_n - P_u)), \quad (12)$$

$$U_0^{\max} = 0.35(P_p - P_c) / (P_c / 2.7 - P_u), \quad (13)$$

$$V_p = V_n / U_0^{\max}, \quad (14)$$

где  $V_n$  — объемная производит эжектора по воздуху, м<sup>3</sup>/с;  $G_n$  — расход эжектируемого воздуха, м<sup>3</sup>/с;  $T_p$  — температура рабочей воды, К;  $P_n$  — давление всасывания, кПа;  $P_u$  — давление насыщенного пара рабочей воды (абс), кПа;  $P_p$  — давление рабочей воды на входе в сопло (абс), кПа;  $P_c$  — противодавление за эжектором (абс), кПа;  $U_0^{\max}$  — объемный коэффициент эжекции (max);  $V_p$  — объемный расход рабочей воды, м<sup>3</sup>/с.

Алгоритм расчета. Расчет производится в следующем порядке. Сначала определяется количество греющего пара, поступившего в теплообменную трубу испарителя ( $i$ ), из предыдущего испарителя ( $i-1$ ). Затем к нему добавляется пар, образовавшийся из дистиллята, перетекающего из испарителя в испаритель. Далее из него вычитается пар, необходимый для нагревания воды в соответствующем подогревателе. После этого производится суммирование этих трех значений. После чего постулируется, что пар, в полученном количестве, полностью конденсируется и превращается в интересующий нас продукт — дистиллят.

Затем полагается, что в пленке жидкости  $i$ -го испарителя образуется поток вторичного пара, равный количеству дистиллята. Одновременно определяется расход вторичного пара самоиспарения упаренной воды. Сумма этих двух потоков вторичного пара  $i$ -го испарителя считается греющим паром, поступающим в ( $i+1$ ) следующий корпус.

Отобранный в подогреватели пар нагревает исходную воду. Кроме этого из испарителей отбирается пар в деаэрактор и конденсатор. Из подогревателей и деаэратора парогазовая смесь подается в конденсатор.

Заданный температурный режим установки поддерживается конкретными расходами и температурами греющего пара и исходной воды, отборами пара в подогреватели, деаэрактор и конденсатор. Подбор этих параметров осуществляется путем самосогласования работы испарителей, подогревателей, деаэратора и конденсатора.

В основе алгоритма расчета лежит метод конечных разностей. Модель реализована в системе компьютерной математики MatLab и электронных таблицах Excel.

Таким образом, разработана математическая модель, позволяющая вычислять расход дистиллята в зависимости от различных значений технологических величин. Модель может быть использована для проведения виртуальных экспериментов и определения оптимальных режимов производства дистиллята, на установках, в которых реализовано пленочное течение жидкости, а нагрев исходной воды в подогревателях осуществляется вторичным паром соответствующих испарителей.

## Исследование процесса обессоливания природной воды

В данной работе разработанная математическая модель применялась для исследования свойств десятикорпусной дистилляционной установки. Установка приведена на рисунке 1.

Полагается, что установка оснащена 10 испарителями, 10 подогревателями, двумя конденсаторами, одним деаэрактором и водоежекторным блоком; природная вода сначала подается в конденсаторы, а затем распределяется на два потока: первый — подается на деаэрактор, подогреватели и испарители, а второй — вместе с избыточной теплотой, сбрасывается обратно. При этом процесс накипеобразования на теплообменных трубах не учитывается.

В модели задействовано более 20 параметров. При решении задачи фиксировались константы и две переменные. Оставшиеся переменные определялись автоматически. Из множества

возможных решений выбирали то, при котором заданная температура исходной воды, подаваемой на деаэратор, согласовывалась с расчетной величиной. Далее увеличивали (уменьшали) значения фиксированных переменных и расчет повторяли. После чего строили корреляционные зависимости между фиксированными переменными.

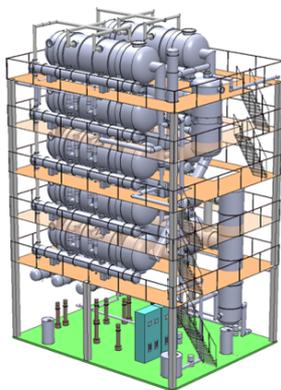


Рис. 1. Дистилляционная десятикорпусная установка

При моделировании изучалось влияние различных факторов на изменение производительности установки по дистилляту. В работе представлены результаты влияния температуры и расхода греющего пара, расхода исходной воды на деаэратор, отбора пара на подогреватели и деаэратор. Также рассматривалось влияние температуры воды, подаваемой на водоежекторный блок, на глубину вакуума установки.

Исходные данные, необходимые для расчета, брались из экспериментальных данных, научно-технической и справочной литературы. Основные показатели приведены в таблице 1.

Таблица 1. Исходные данные, необходимые для расчета

Физическая величина	Размерность	Значение величины (диапазон)
Температура греющего пара	°С	70–105
Давление насыщенного сухого греющего пара	кПа	32–123
Плотность греющего пара	кг/м <sup>3</sup>	0.198–0.705
Расход греющего пара	кг/ч	2 000–7 500
Удельная теплота парообразования греющего пара	ккал/кг	535.8–557.3
Температура вторичного пара	°С	30–105
Давление вторичного пара	кПа	4.3–123
Плотность вторичного пара	кг/м <sup>3</sup>	0.030–0.705
Расход вторичного пара	кг/ч	100–6 000
Удельная теплота парообразования вторичного пара	ккал/кг	535.8–580.4
Температура исходной природной воды	°С	5–30
Расход исходной природной воды	кг/ч	70 000–300 000
Температура очищенной деаэрированной воды	°С	30–100
Расход очищенной деаэрированной воды	кг/ч	50 000–150 000
Температура упаренной воды	°С	30–100
Расход упаренной воды	кг/ч	30 000–150 000
Температура дистиллята	°С	30–100
Расход дистиллята	кг/ч	100–75 000

Модель была проверена на адекватность для десятикорпусной установки [Результаты обследования..., 2011]. Точность расчетов составила 10 %.

В результате исследований было установлено, что:

При расходе греющего пара 5 600 кг/ч и температуре — 89° С установка производит 48 т/ч дистиллята природной воды и конденсата греющего пара.

Повышение температуры греющего пара на  $1.3^{\circ}\text{C}$ , при постоянном расходе греющего пара и постоянном отборе вторичного пара из испарителей, приводит как к увеличению производства дистиллята на одну т/ч, так и к необходимости увеличить расход охлаждающей воды на конденсаторы на 10 т/ч. Соответствующая корреляционная зависимость представлена формулой:

$$W_{\text{д}} = 48000 + 770(t_{\text{гп}} - 89). \quad (15)$$

Увеличение температуры греющего пара на один градус, при постоянном расходе греющего пара, но при увеличении отбора вторичного пара из испарителей на 15 кг/ч, не изменяет производительность установки по дистилляту.

Увеличение расхода греющего пара на 0.2 т/ч, при постоянной температуре греющего пара и постоянном отборе вторичного пара из испарителей, приводит как к увеличению производства дистиллята на 2.1 т/ч, так и к необходимости увеличить расход охлаждающей воды на конденсаторы на 10 т/ч. Соответствующая корреляционная зависимость представлена уравнением:

$$W_{\text{д}} = 48000 + 10(q_{\text{гп}} - 5600). \quad (16)$$

Уменьшение расхода воды на деаэратор на 12 т/ч, при постоянном отборе пара на подогреватели, приводит к уменьшению производительности по дистилляту на 4.6 т/ч, и к необходимости уменьшать расход охлаждающей воды на конденсатор на 40 т/ч. Соответствующая корреляционная зависимость представлена формулой:

$$W_{\text{д}} = 48000 + 0.4(q_{\text{одв}} - 100000). \quad (17)$$

Уменьшение расхода воды на деаэратор на 12 т/ч, при увеличении отбора пара на деаэратор, приводит к уменьшению производительности по дистилляту на 7.0 т/ч. Температура воды в деаэраторе повышается.

Повышение температуры исходной воды, при постоянных значениях других параметров, приводит к изменению глубины вакуума. Например, поддержание давления, равного 6.3 кПа, при повышении температуры воды с  $15$  до  $30^{\circ}\text{C}$ , требует увеличения расхода охлаждающей воды в водоэжекторном блоке с 57 до 110 м<sup>3</sup>/ч.

## Выводы

1. Разработана современная компьютерная модель процесса обессоливания природной воды методом термической дистилляции при пленочном течении в вакууме. Показано, что модель десятикорпусной установки адекватна реальным условиям. Точность расчетов, применительно к десятикорпусной установке, составила 10 %.
2. Проведены детальные исследования модели на примере десятикорпусной дистилляционной установки. Показано существенное влияние отбора вторичного пара из испарителей на производительность установки по дистилляту.
3. В результате математического моделирования установлены корреляционные связи между температурой и расходом греющего пара на установку и расходом исходной воды на деаэратор с производительностью по дистилляту.

Показано, что при расходе греющего пара 5 600 кг/ч и температуре —  $89^{\circ}\text{C}$  установка производит 48 т/ч дистиллята природной воды и конденсата греющего пара.

Выявлено, что уменьшение расхода природной воды на деаэратор приводит к существенному снижению производительности по дистилляту.

Показано, что поддержание разрежения на требуемом уровне в значительной мере зависит от температуры и расхода охлаждающей воды.

## Список литературы

- Ефимочкин Г. И.* Конструкция и расчет водоструйных эжекторов с удлиненной камерой смешения // Теплоэнергетика. — 1982. — № 12.
- Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С.* Теплопередача. — М.: Энергия, 1975 — С. 486.
- Картовский Ю.В.* Экспериментальное исследование струйного оросительного устройства для ГТПА // В кн. Труды СвердНИИхиммаша. Серия: Оборудование для оснащения технологических производств. Екатеринбург. — 2011. — Вып. 18 (82). — С. 33–43.
- Кичигин М. А., Костенко Г. Н.* Теплообменные аппараты и выпарные установки. — М.: ГЭИ, 1955. — С. 392.
- Колач Т. А., Радун Д. В.* Выпарные станции. — М.: ГНТИМЛ, 1963. — С. 400.
- Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З.* Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Химия, 1968. — С. 848.
- Самарский А. А., Михайлов А. П.* Математическое моделирование. — М.: Физматлит, 2000. — С. 316.
- Токарев С. М., Картовский Ю. В., Егоров А. П., Глушко К. В., Новиков В. Н.* Результаты обследования работы дистилляционных установок // В кн.: Труды СвердНИИхиммаша. Серия: Оборудование для оснащения технологических производств. Екатеринбург. — 2011. — Вып. 18 (82). — С. 3–11.